

Ao ampliar e reavaliar esta 5ª Edição - Tratamento de Minérios – CETEM/MCT, os editores tiveram o cuidado de inserir novos tópicos (capítulos), de forma a atender sugestões de profissionais que lidam com a formação de recursos humanos, visto tratar-se de um documento usado como livro texto em grande parte dos cursos de engenharia de minas, metalurgia e afins.

Reafirmamos nosso compromisso de produzir, cada vez mais, um documento atualizado e que possa contribuir para o crescimento do setor mineiro e metalúrgico e, por isto, nos sentimos orgulhosos por estar disponibilizando essa nova edição do livro «Tratamento de Minérios/CETEM».

Adão Benvindo da Luz
João Alves Sampaio
Sílvia Cristina A. França
Editores



Ministério da
Ciência e Tecnologia



Editores
Adão Benvindo da Luz
João Alves Sampaio
Sílvia Cristina A. França

Tratamento de minérios

5ª Edição

5ª Edição

Tratamento de minérios

Editores
Adão Benvindo da Luz
João Alves Sampaio
Sílvia Cristina A. França

República Federativa do Brasil

Presidente da República

Luiz Inácio Lula da Silva

Vice-Presidente

José Alencar Gomes da Silva

Ministro de Estado da Ciência e Tecnologia

Sérgio Machado Rezende

Secretário Executivo

Luiz Antonio Rodrigues Elias

Subsecretário de Coordenação das Unidades de Pesquisa

José Edil Benedito

CETEM – Centro de Tecnologia Mineral

Diretor

José Farias de Oliveira

Coordenadora de Processos Minerais

Silvia Cristina Alves França

Coordenador de Processos Metalúrgicos e Ambientais

Ronaldo Luiz Correa dos Santos

Coordenador de Apoio Técnico à Micro e Pequena Empresa

Carlos César Peiter

Coordenador de Análises Minerais

Arnaldo Alcover Neto

Coordenadora de Planejamento, Acompanhamento e Avaliação

Andrea Camardella de Lima Rizzo

Coordenador de Administração

Cosme Antonio de Moraes Regly

TRATAMENTO DE MINÉRIOS

5ª Edição

Adão Benvindo da Luz

Engenheiro de Minas pela UFPE, Doutor em
Engenharia Mineral pela USP
Pesquisador Titular do CETEM/MCT

João Alves Sampaio

Engenheiro de Minas pela UFPE, Doutor em
Engenharia Mineral pela USP
Tecnologista Sênior do CETEM/MCT

Silvia Cristina Alves França

Engenheira Química pela UFS, Doutora em
Engenharia Química pela PEQ-COPPE-UFRJ
Tecnologista Sênior do CETEM/MCT

CENTRO DE TECNOLOGIA MINERAL - CETEM
MINISTÉRIO DA CIÊNCIA E TECNOLOGIA - MCT

Rio de Janeiro
2010

Copyright © 2010 CETEM/MCT

Todos os direitos reservados.

A reprodução não autorizada desta publicação, no todo ou em parte,
constitui violação de copyright (Lei 5.988).

Valéria Cristina de Souza
Diagramação e Editoração Eletrônica

Vera Lúcia do Espírito Santo Souza
Projeto Gráfico

Informações:

CETEM – Centro de Tecnologia Mineral
Av. Pedro Calmon, 900 – Cidade Universitária
21941-908 – Rio de Janeiro – RJ
Homepage: www.cetem.gov.br

Tratamento de Minérios – 5ª Edição/Ed. Adão Benvindo da Luz, João
Alves Sampaio e Silvia Cristina Alves França - Rio de Janeiro:
CETEM/MCT, 2010.

965 p.: il.

1. Tratamento de Minérios 2. Cominuição 3. Flotação
4. Barragem de Rejeito. I. Centro de Tecnologia Mineral. II. Luz, Adão
B. (Ed.). III. Sampaio, J.A. (Ed.) IV. França, S.C.A. (E.d.).

ISBN

CDD 622.7

APRESENTAÇÃO

A mineração é a maior fornecedora de produtos para uso do homem no seu cotidiano. A obtenção desses produtos está associada aos desafios em todas as suas adversidades, sejam esses técnicos, ambientais, humanos, dentre outros. Como resultado surge a necessidade de um aperfeiçoamento contínuo das novas práticas de mineração e, conseqüentemente, do processamento de minerais com foco na indústria mineral. A ação conjunta de todos os que participam desse processo de desenvolvimento torna-se fundamental para o crescimento sustentável da mineração brasileira.

Nos últimos quinze anos, registraram-se avanços expressivos na área de Tecnologia Mineral no Brasil, não só com o advento de projetos de grande porte. Entretanto, a esses estão inseridos os avanços tecnológicos confirmados pela inclusão de moagens semiautógena e autógena, além da flotação em coluna nos circuitos industriais, dentre outros.

Neste contexto, o livro Tratamento de Minérios, cuja primeira edição ocorreu há quinze anos, contribuiu de forma expressiva à formação de recursos humanos. Nesta sua quinta edição, o livro continua com o propósito de ser uma fonte de consulta para toda a área de Tecnologia Mineral, como resultado dos trabalhos de colegas pesquisadores, professores, engenheiros, que, num gesto voluntário, disponibilizaram os seus conhecimentos adquiridos ao longo da vida profissional. Deste modo, todos os colaboradores deste trabalho, direta ou indiretamente, têm a clara certeza de que prestam sua ajuda de forma continuada para o crescimento da indústria mineral brasileira. Todo o entusiasmo na realização deste trabalho adveio da atenção e do apreço dispensados pelos leitores ao longo dos últimos quinze anos.

Homero Delboni Junior

Eng^o de Minas, Ph.D.

Professor do Departamento de Engenharia de Minas/EPUSP

PREFÁCIO

Desde 1991, pesquisadores do Centro de Tecnologia Mineral (CETEM) e de outras instituições de pesquisa e indústrias do setor mineral vêm elaborando, cuidadosamente, edições sucessivas deste livro “Tratamento de Minérios”, agora na sua quinta edição. Tivemos sempre em mente o propósito de atender a uma demanda nacional resultante do crescente avanço tecnológico da mineração brasileira.

A adoção deste livro, como livro texto por professores dos cursos de engenharias de minas, metalúrgica, química, de materiais e técnico em mineração, ressalta a sua importância nas questões relativas à formação de recursos humanos. Isso se tornou uma motivação a mais aos editores e autores, para levar adiante este trabalho relevante para a mineração brasileira.

Como nas edições anteriores, buscou-se acrescentar temas atuais e de interesse da mineração brasileira, para atender à demanda demonstrada por profissionais de ensino da área de processamento mineral e afins.

Nesta quinta edição, julgamos oportuno acrescentar novos capítulos, com o intuito de abranger, cada vez mais, a área de processamento mineral. Desse modo, foram introduzidas no capítulo 3, a caracterização mineralógica e as técnicas convencionais para determinações de grau de liberação e composição mineralógica. Assim atendemos às solicitações de professores dos cursos de engenharia de minas do País.

A pelotização de minérios é abordada no capítulo 16, em complementação às técnicas já descritas em edições anteriores, sobre briquetagem de finos de minérios.

A questão da água no processamento mineral é apresentada no capítulo 18. O propósito foi disponibilizar aos leitores os métodos de tratamento de água nas unidades industriais do processamento mineral, chamando a atenção para o seu uso e reuso de forma racional.

Outro assunto de muita relevância na mineração em todo mundo é a disposição, em barragens, dos rejeitos resultantes do processamento mineral. A elaboração de projetos de barragens, as técnicas utilizadas na construção e seu controle operacional são abordados também no capítulo 19.

Neste contexto, graças aos incentivos dos leitores, os editores, autores de capítulos e todos aqueles que contribuíram para a realização desta obra sentem-se prestigiados pelo reconhecimento dessa contribuição prestada à mineração brasileira.

Rio de Janeiro, agosto de 2010.

Os Editores

Adão Benvindo da Luz

João Alves Sampaio

Silvia Cristina Alves França

SUMÁRIO

CAPÍTULO 1 - INTRODUÇÃO AO TRATAMENTO DE MINÉRIOS

Adão Benvindo da Luz e Fernando Antonio Freitas Lins

CONCEITO DE TRATAMENTO DE MINÉRIOS	3
HISTÓRICO	7
DEPÓSITOS E JAZIDAS MINERAIS.....	10
MINERAIS E SEUS USOS	10
NECESSIDADE DE BENEFICIAMENTO.....	12
FINALIDADES ECONÔMICA E SOCIAL	13
MEIO AMBIENTE, ENERGIA, CO ₂ E ÁGUA.....	13
CONSIDERAÇÕES FINAIS.....	16
BIBLIOGRAFIA CONSULTADA	18

CAPÍTULO 2 - AMOSTRAGEM

Maria Alice C. de Góes, Adão Benvindo da Luz e Mario Valente Possa

INTRODUÇÃO	23
CONCEITUAÇÃO.....	23
ELABORAÇÃO DO PLANO DE AMOSTRAGEM	26
DETERMINAÇÃO DA MASSA MÍNIMA DE AMOSTRA.....	29
TÉCNICAS DE AMOSTRAGEM	33
AMOSTRA FINAL PARA ENSAIO OU ANÁLISE QUÍMICA.....	42
REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS.....	43
ANEXOS	44

CAPÍTULO 3 – PARTE I: CARACTERIZAÇÃO MINERALÓGICA DE MINÉRIOS

Ney Hamilton Porfírio(in memorian), Marília Inês M. Barbosa e Luiz C. Bertolino

INTRODUÇÃO	57
ANÁLISE MINERALÓGICA QUALITATIVA.....	60
ANÁLISE MINERALÓGICA SEMIQUANTITATIVA	62
DETERMINAÇÃO DO GRAU OU ESPECTRO DE LIBERAÇÃO	67
ESTUDOS COMPLEMENTARES.....	72
REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS.....	81

PARTI II: CARACTERIZAÇÃO TECNOLÓGICA DE MINÉRIOS

Reiner Neumann, Claudio Luiz Schneider e Arnaldo Alcover Neto

INTRODUÇÃO	85
FRACIONAMENTO DA AMOSTRA	87
CARACTERIZAÇÃO MINERALÓGICA DOS MINÉRIOS	94
LIBERAÇÃO	114
CARACTERIZAÇÃO DE MINÉRIOS AURÍFEROS	131
REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS.....	137

CAPÍTULO 4 – BRITAGEM E MOAGEM*Hedda Vargas de O. Figueira, Adão B. da Luz e Salvador L. Matos de Almeida*

TEORIA BÁSICA	143
BIBLIOGRAFIA	160
BRITAGEM.....	161
BIBLIOGRAFIA	180
MOAGEM	181
BIBLIOGRAFIA	210

CAPÍTULO 5 – CIRCUITOS INDUSTRIAIS DE MOAGEM AUTÓGENA E SEMIAUTÓGENA*Homero Delboni Junior, João Alves Sampaio e Roney Alvarenga Lima*

INTRODUÇÃO	215
BASES PARA DIMENSIONAMENTO DE MOINHOS	219
PROJETO	231
MOAGEM AG/SAG	232
PANORAMA BRASILEIRO.....	248
REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS.....	252

CAPÍTULO 6 – CLASSIFICAÇÃO E PENEIRAMENTO*Julio Cesar Guedes Correia*

INTRODUÇÃO	257
FUNDAMENTOS DA CLASSIFICAÇÃO	257
TIPOS DE CLASSIFICADORES	263
PENEIRAMENTO	276
REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS.....	296

CAPÍTULO 7 – CONCENTRAÇÃO GRAVÍTICA*Fernando Antonio Freitas Lins*

PRINCÍPIOS DE CONCENTRAÇÃO GRAVÍTICA	301
CRITÉRIO E EFICIÊNCIA DE CONCENTRAÇÃO GRAVÍTICA	305
EQUIPAMENTOS GRAVÍTICOS	306
RECUPERAÇÃO DE FINOS.....	322
CONSIDERAÇÕES FINAIS	323
REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS.....	325

CAPÍTULO 8 - SEPARAÇÃO EM MEIO DENSO*Antônio Rodrigues de Campos, Adão Benvindo da Luz e Paulo Fernando A.Braga*

INTRODUÇÃO	329
HISTÓRICO	330
TIPOS DE MEIO DENSO	331
DENSIDADE DE UMA SUSPENSÃO	336
REOLOGIA DO MEIO DENSO	337

PRINCÍPIO DA SEPARAÇÃO EM MEIO DENSO	339
APLICAÇÕES DA SEPARAÇÃO EM MEIO DENSO EM LABORATÓRIO E NA INDÚSTRIA	341
PRINCIPAIS EQUIPAMENTOS DE SEPARAÇÃO EM MEIO DENSO USADOS NAS INDÚSTRIAS.....	346
CIRCUITO TÍPICO DE SEPARAÇÃO EM MEIO DENSO	356
CIRCUITO INDUSTRIAL DE SEPARAÇÃO EM MEIO DENSO, USANDO TAMBOR DE MEIO DENSO , PARA CONCENTRAÇÃO DE MINÉRIO DE FERRO.....	357
CONTROLE E AVALIAÇÃO DAS OPERAÇÕES DE SEPARAÇÃO EM MEIO DENSO	359
REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS.....	362

CAPÍTULO 9 – SEPARAÇÃO MAGNÉTICA E ELETROSTÁTICA

João Alves Sampaio, Adão Benvindo da Luz e Silvia Cristina Alves França

SEPARAÇÃO MAGNÉTICA	367
SEPARAÇÃO ELETROSTÁTICA	382
AVANÇOS NA SEPARAÇÃO ELETROSTÁTICA	390
REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS.....	391
ANEXO	393

CAPÍTULO 10 – QUÍMICA DE SUPERFÍCIE NA FLOTAÇÃO

Marisa Bezerra de Mello Monte e Antônio Eduardo Clark Peres

INTRODUÇÃO	399
TIPO DE LIGAÇÃO QUÍMICA E ESTRUTURA CRISTALINA	400
TERMODINÂMICA DE INTERFACES, DEFINIÇÕES E CONCEITOS	403
HIDROFOBICIDADE E SUA RELAÇÃO COM A FLOTAÇÃO	409
SURFATANTES EM SOLUÇÃO	416
A DUPLA CAMADA ELÉTRICA	428
ENERGIA LIVRE DE ADSORÇÃO DE SURFATANTES	442
PANORAMA BRASILEIRA: ESTUDOS DE CASO	446
REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS.....	457

CAPÍTULO 11 – FLOTAÇÃO

Arthur Pinto Chaves, Laurindo de Salles L. Filho e Paulo Fernando A. Braga

INTRODUÇÃO	465
PROCESSOS DE FLOTAÇÃO	468
EQUIPAMENTOS	469
CIRCUITOS DE BENEFICIAMENTO	485
INSTALAÇÕES DE BENEFICIAMENTO	493
REAGENTES DE FLOTAÇÃO	495
DESENVOLVIMENTOS RECENTES	507
REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS.....	512

CAPÍTULO 12 – FLOTAÇÃO EM COLUNA

José Aury de Aquino, Maria Lúcia M. De Oliveira e Maurílio Dias Fernandes

INTRODUÇÃO	517
HISTÓRICO	517
DESCRIÇÃO DA COLUNA	518
TERMINOLOGIA	520
CARACTERÍSTICAS OPERACIONAIS	521
VARIÁVEIS DA COLUNA DE FLOTAÇÃO	527
INSTRUMENTAÇÃO E CONTROLE	537
DIMENSIONAMENTO E PERFORMANCE DA COLUNA	540
COMPARAÇÃO: CÉLULA MECÂNICA X COLUNA	550
APLICAÇÕES	551
REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS.....	555

CAPÍTULO 13 – PROCESSOS DE AGREGAÇÃO

Carlos Adolpho Magalhães Baltar

INTRODUÇÃO	559
SINAIS COLOIDAIIS	559
PROCESSOS DE AGREGAÇÃO	560
FATORES QUE INFLUENCIAM A EFICIÊNCIA DA FLOCULAÇÃO	563
POLÍMEROS SINTÉTICOS	567
MECANISMOS DE ADSORÇÃO DOS FLOCULANTES	571
VELOCIDADE DE ADSORÇÃO	573
FATORES QUE INFLUENCIAM NA DENSIDADE DE ADSORÇÃO	575
CONFORMAÇÃO DA MOLÉCULA ADSORVIDA	578
FORMAÇÃO E CRESCIMENTO DOS FLOCOS	579
MECANISMOS DE FLOCULAÇÃO	581
ESTRUTURA E CARACTERÍSTICAS DOS FLOCOS	582
PRÉ-TRATAMENTO.....	583
AVALIAÇÃO DO PROCESSO.....	584
FLOCULAÇÃO SELETIVA	585
REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS.....	587

CAPÍTULO 14 – REOLOGIA NO TRATAMENTO DE MINÉRIOS

Mario Valente Possa e Christine Rabello Nascimento

INTRODUÇÃO	597
CARACTERIZAÇÃO DA POLPA	598
VISCOSIDADE	604
REOLOGIA NO TRATAMENTO DE MINÉRIOS	613
SÍMBOLOS E UNIDADES	626
REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS.....	627
ANEXOS	632

CAPÍTULO 15 – SEPARAÇÃO SÓLIDO-LÍQUIDO

Silvia Cristina A. França e Giulio Massarani (in memorian)

INTRODUÇÃO	637
ESPESSAMENTO.....	649
FILTRAÇÃO COM FORMAÇÃO DE TORTA	663
REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS.....	678

CAPÍTULO 16 – AGLOMERAÇÃO

PARTE I: BRIQUETAGEM

Eduardo Augusto de Carvalho e Valter Brinck

INTRODUÇÃO	683
A BRIQUETAGEM NO BRASIL	684
ATIVIDADES DE PESQUISA & DESENVOLVIMENTO	684
CONCEITOS.....	685
PROCESSO DE BRIQUETAGEM.....	687
BRIQUETAGEM COM AGLUTINANTES	691
BRIQUETAGEM SEM AGLUTINANTES	692
BRIQUETAGEM A QUENTE	693
AValiação DA QUALIDADE DOS BRIQUETES	695
EQUIPAMENTOS DE BRIQUETAGEM	698
REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS.....	702

PARTE II: PELOTIZAÇÃO

Antônio Rodrigues de Campos e Vinícius Rodrigues de Campos

INTRODUÇÃO	705
FORMAÇÃO DAS PELOTAS CRUAS OU PELOTAMENTO.....	713
PROCESSO DE QUEIMA NO FORNO	720
ASPECTOS METALÚRGICOS E ESTRUTURAIS EM PELOTAS DE MINÉRIO DE FERRO.....	729
ESTOCAGEM E EMBARQUE DAS PELOTAS.....	741
PARÂMETROS DE QUALIDADE DAS PELOTAS DE MINÉRIO DE FERRO	742
REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS.....	748

CAPÍTULO 17 – ASPECTOS AMBIENTAIS NOS SETORES MINEIRO E METALÚRGICO

Jorge Rubio, Cristiane Oliveira e Renato Silva

APRESENTAÇÃO.....	753
INTRODUÇÃO	753
MATERIAL PARTICULADO DISPERSO: CARACTERÍSTICAS E ABATIMENTO	756
EFLUENTES LÍQUIDOS – REAGENTES RESIDUAIS	761
DRENAGENS ÁCIDAS DE MINAS (DAM)	766
PROCESSOS PARA O TRATAMENTO DE EFLUENTES LÍQUIDOS	773
SEPARAÇÃO EM BACIAS DE DECANTAÇÃO.....	774
O PROCESSO DE FLOTAÇÃO NO TRATAMENTO DE EFLUENTES.....	775
PROCESSOS EXISTENTES E EMERGENTES.....	775
A FLOTAÇÃO POR AR DISSOLVIDO - FAD.....	776

ESTUDOS DE CASOS – TRATAMENTO ATIVO DE DAM	780
CONSIDERAÇÕES FINAIS	785
AGRADECIMENTOS.....	786
REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS.....	787

CAPÍTULO 18 – ÁGUA NO PROCESSAMENTO MINERAL

João A. Sampaio, Adão B. da Luz, Mônica C. de Andrade e Silvia Cristina A. França

INTRODUÇÃO	797
FONTES DE ÁGUA UTILIZADA NA MINERAÇÃO	798
USO DA ÁGUA NA LAVRA	800
USO DA ÁGUA NA CONCENTRAÇÃO DE MINÉRIOS	800
EFLUENTES DA MINERAÇÃO.....	803
REUTILIZAÇÃO DA ÁGUA NA MINERAÇÃO	805
PROCESSOS DE TRATAMENTO DE EFLUENTES	810
MONITORAMENTO	820
CONSIDERAÇÕES FINAIS	821
REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS.....	823

CAPÍTULO 19 – BARRAGEM DE REJEITOS

Lindolfo Soares

INTRODUÇÃO	831
CONCEPÇÃO DO PROJETO DE BARRAGEM DE REJEITOS	832
PRINCIPAIS CARACTERÍSTICAS GEOTÉCNICAS DOS REJEITOS.....	842
AVALIAÇÃO DE CAPACIDADE DE ARMAZENAMENTO.....	848
PRINCIPAIS MÉTODOS CONSTRUTIVOS DE BARRAGENS DE CONTENÇÃO DE REJEITOS	848
SISTEMAS EXTRAVASORES DE BARRAGENS DE REJEITOS.....	856
PRINCIPAIS CONDICIONANTES DA ESCOLHA DO SÍTIO DE IMPLANTAÇÃO DE BARRAGENS	
DE CONTENÇÃO DE REJEITOS	861
TRATAMENTO DAS FUNDAÇÕES.....	870
OPERAÇÃO DE BARRAGENS DE REJEITOS	876
MANUTENÇÃO	878
FASE DE DESATIVAÇÃO DE BARRAGENS DE REJEITO	879
INSTRUMENTAÇÃO.....	882
REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS.....	888

CAPÍTULO 20 – ELABORAÇÃO E AVALIAÇÃO ECONÔMICA DE PROJETOS DE MINERAÇÃO*Gilson Ezequiel Ferreira e José Guedes de Andrade*

INTRODUÇÃO	899
ASPECTOS GERAIS DO PROJETO	900
MERCADO.....	900
ENGENHARIA DO PROJETO.....	901
AVALIAÇÃO DE CUSTO	904
CONSIDERAÇÕES SOBRE A AVALIAÇÃO ECONÔMICA	906
FLUXO DE CAIXA DE UM PROJETO	908
VALOR DO DINHEIRO NO TEMPO	913
TÉCNICAS DE AVALIAÇÃO ECONÔMICA	914
REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS.....	927

GLOSSÁRIO**ÍNDICE REMISSIVO**

INTRODUÇÃO AO TRATAMENTO DE MINÉRIOS

Adão Benvindo da Luz

Engenheiro de Mina pela UFPE, Doutor em
Engenharia Mineral pela USP
Pesquisador Titular do CETEM/MCT

Fernando Antonio Freitas Lins

Engenheiro Metalúrgico pela PUC-Rio, Doutor em
Engenharia Metalúrgica e de Materiais pela COPPE-UFRJ
Pesquisador Titular do CETEM/MCT; atualmente
Diretor de Transformação e Tecnologia Mineral da SGM/MME

CONCEITO DE TRATAMENTO DE MINÉRIOS

Tratamento ou Beneficiamento de Minérios consiste de operações – aplicadas aos bens minerais – visando modificar a granulometria, a concentração relativa das espécies minerais presentes ou a forma, sem contudo modificar a identidade química ou física dos minerais. Há autores que defendem um conceito mais amplo para o tratamento de minérios, como sendo um processamento no qual os minerais podem sofrer até alterações de ordem química, resultantes de simples decomposição térmica ou mesmo de reações típicas geradas pela presença do calor. A aglomeração de finos de minérios (briquetagem, sinterização e pelotização), a ustulação e a calcinação são consideradas, dentro desse conceito mais abrangente, como tratamento de minérios. Os termos beneficiamento e tratamento serão usados, neste livro, indistintamente. Na língua inglesa, os termos equivalentes mais utilizados são: “ore/mineral dressing”, “ore/mineral beneficiation” e “mineral processing”.

Substância mineral, ou simplesmente *mineral*, é todo corpo inorgânico de composição química e de propriedades físicas definidas, encontrado na crosta terrestre. *Minério* é toda rocha constituída de um mineral ou agregado de minerais contendo um ou mais minerais valiosos, que podem ser aproveitados economicamente. Esses minerais valiosos, aproveitáveis como bens úteis, são chamados de *minerais-minério*. O mineral ou conjunto de minerais não aproveitados de um minério é denominado *gangá*.

As operações de concentração – separação seletiva de minerais – baseiam-se nas diferenças de propriedades entre o mineral-minério (o mineral de interesse) e os minerais de ganga. Entre estas propriedades se destacam: massa específica (ou densidade), suscetibilidade magnética, condutividade elétrica, propriedades de química de superfície, cor, radioatividade, forma etc. Em muitos casos, também se requer a separação seletiva entre dois ou mais minerais de interesse.

Para um minério ser concentrado, é necessário que os minerais estejam fisicamente liberados. Isto implica que uma partícula deve apresentar, idealmente, uma única espécie mineralógica. Para se obter a liberação do mineral, o minério é submetido a uma operação de redução de tamanho – cominuição, isto é, britagem e/ou moagem –, que pode variar de centímetros até micrometros. Como as operações de redução de tamanho são caras (consumo de energia, meio moedor, revestimento etc.), deve-se fragmentar só o estritamente necessário para a operação seguinte. Para evitar uma cominuição excessiva, faz-se uso de operações de separação por tamanho ou classificação (peneiramento, ciclone etc.), nos circuitos de cominuição. Uma vez que o minério foi submetido à redução de tamanho, promovendo a liberação adequada dos seus minerais, estes podem ser submetidos à operação de separação das espécies minerais, obtendo-se, nos procedimentos mais simples, um concentrado e um rejeito.

O termo *concentração* significa, geralmente, remover a maior parte da ganga, presente em grande proporção no minério. A *purificação*, por sua vez, consiste em remover do minério (ou pré-concentrado) os minerais contaminantes que ocorrem em pequena proporção.

Na maioria das vezes, as operações de concentração são realizadas a úmido. Antes de se ter um produto para ser transportado, ou mesmo adequado para a indústria química ou para a obtenção do metal por métodos hidro-pirometalúrgicos (áreas da Metalurgia Extrativa), é necessário eliminar parte da água do concentrado. Estas operações compreendem desaguamento (espessamento e filtração) e secagem.

A Figura 1 mostra um fluxograma típico de tratamento de minérios, com recirculação de água. O minério bruto (com frequência denominado ROM, de “run-of-mine”) procedente da etapa de lavra de uma mina passa por diversas operações unitárias, que são assim classificadas:

- (i) cominuição: britagem e moagem;
- (ii) peneiramento (separação por tamanhos) e classificação (ciclonação, classificação em espiral);
- (iii) concentração: gravítica, magnética, eletrostática, flotação etc.
- (iv) desaguamento: espessamento e filtração;
- (v) secagem: secador rotativo, *spray dryer*, secador de leito fluidizado;
- (vi) disposição de rejeito.

A Figura 2 mostra, como exemplo real de beneficiamento, um fluxograma da usina do minério de ferro de Carajás, da Vale.

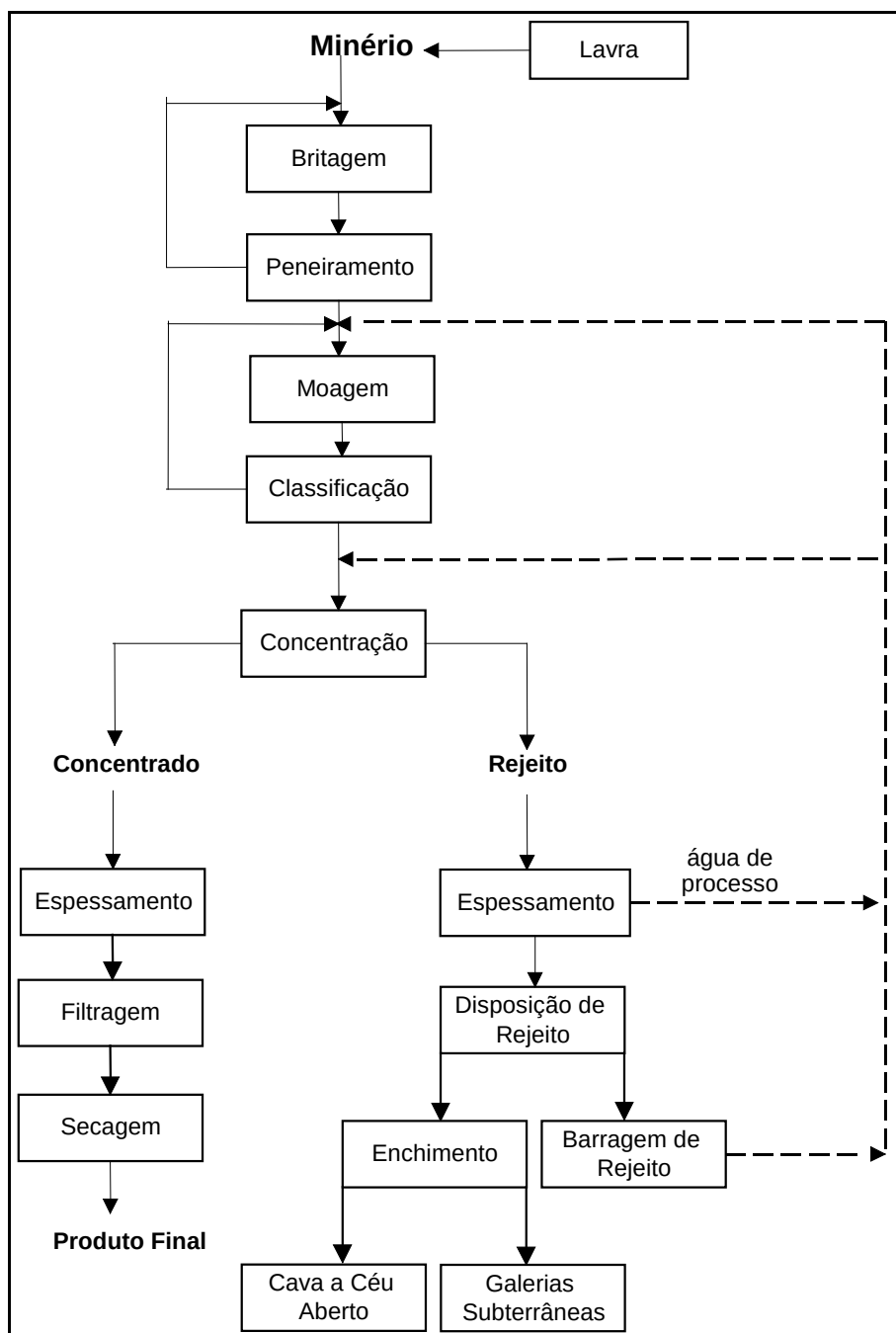


Figura 1 – Fluxograma típico de tratamento de minério.

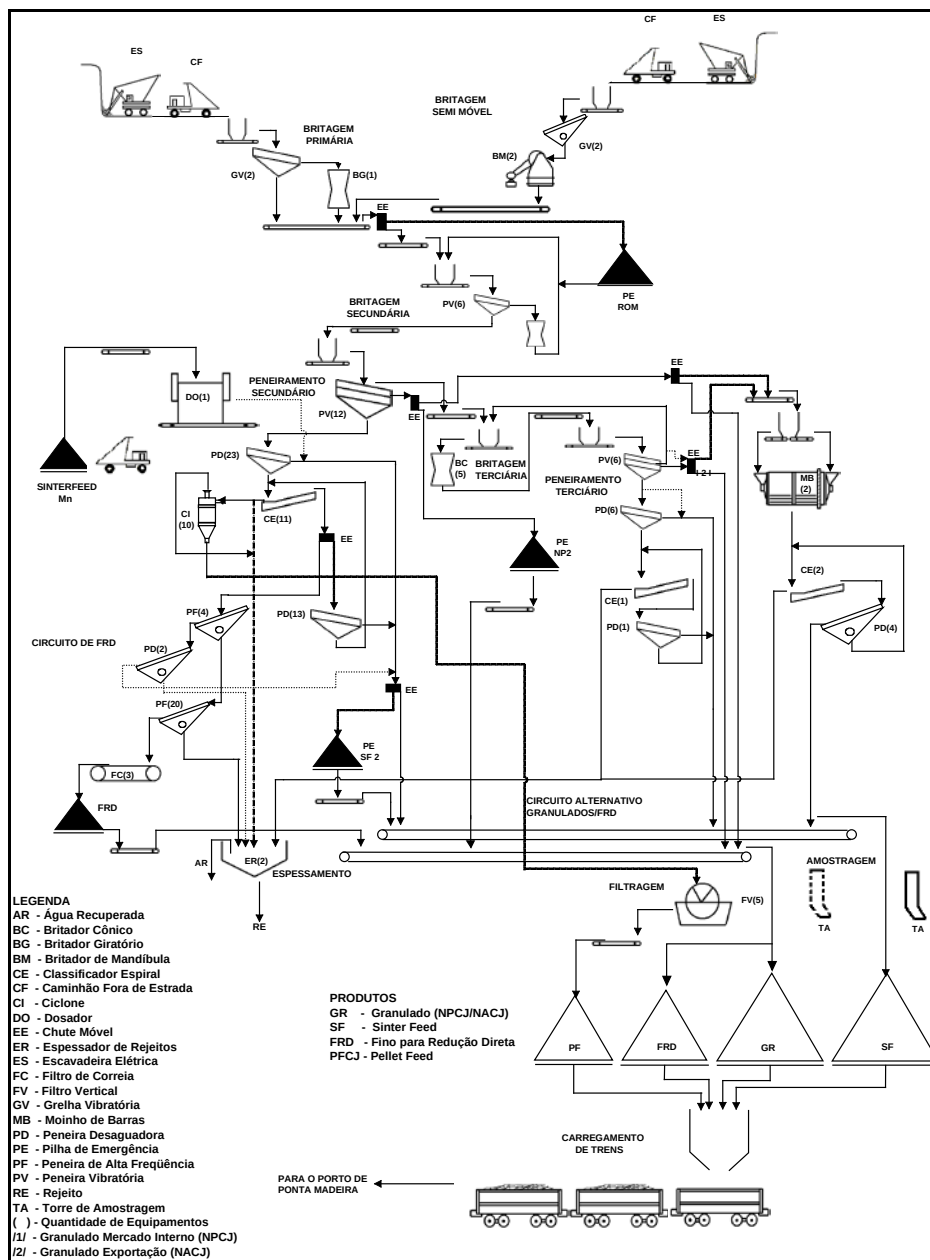


Figura 2 – Fluxograma simplificado do beneficiamento de minério de ferro – Carajás.

Fonte : Usinas de Beneficiamento de Minérios do Brasil – CETEM/ 2001

HISTÓRICO

A história registra que, 400 anos antes da Era Cristã, os egípcios já recuperavam ouro de depósitos aluvionares, usando processos gravíticos.

O primeiro texto que se constituiu em instrumento de referência sobre os bens minerais (*De Re Metálica*) foi publicado em 1556 por Georges Agrícola. Neste, já há registro da utilização do moinho tipo pilão movido a água, concentração gravítica através de calha e concentração em leito pulsante obtido com o auxílio de peneira em forma de cesta (um jigue primitivo).

A partir do século XVIII, com a invenção da máquina a vapor, que se caracterizou como o início da revolução industrial, ocorreram inovações mais significativas na área de tratamento de minérios. Pela metade do século XIX, em 1864, o emprego do tratamento de minérios se limitava praticamente àqueles de ouro, cobre nativo e chumbo.

Os grandes desenvolvimentos na área de beneficiamento de minérios ocorreram no final do século XIX e início do século XX (Quadro 1), sendo a utilização industrial da flotação, na Austrália, em 1905, a inovação mais impactante. Os avanços que se seguiram se orientaram, do ponto de vista tecnológico, mais ao desenvolvimento de *design* de equipamentos maiores e mais produtivos ou eficientes (anos 40-70); à otimização de processos por meio de automação e computação (anos 70-90), e que continua uma área de muito desenvolvimento; e à racionalização do uso de energia nos anos 70, com a crise de aumento súbito dos preços de petróleo. Mais recentemente, com a crise de energia elétrica no Brasil, em 2001, houve um renovado interesse pela racionalização de seu uso. Nos próximos anos, em face das evidências de um aquecimento global em curso, prevê-se preocupação crescente com o uso racional de energia. Apesar do grande esforço de pesquisa, direcionado à melhor compreensão dos fenômenos atuantes nas operações de beneficiamento, houve relativamente poucos saltos tecnológicos como consequência deste esforço, verificando-se mais uma evolução incremental no desempenho dos processos.

Quadro 1 – Cronologia das principais inovações ocorridas em tratamento de minérios (séculos XIX, XX e XXI).

COMINUIÇÃO

Moinho pilão

descrito por Agrícola já no século XVI e operado por força hidráulica; mecanizado no século XIX, inicialmente com máquina a vapor e posteriormente força elétrica.

Britador de rolos

inventado na Inglaterra (1806); introduzido nos Estados Unidos em 1832.

Britador de mandíbulas

patenteado por Blake nos Estados Unidos (1858); primeiro uso em 1861 e logo após introduzido na Europa.

Britador giratório

inventado por Bruckner na Alemanha (1876); primeiro uso com minérios, nos EUA, em 1905.

Moinho de barras

testado primeiramente no Canadá em 1914. A partir de 1920 passou, gradualmente, a substituir o britador de rolos.

Moagem autógena

período de desenvolvimento (1945-1955); maior aplicação a partir de 1970. A partir de 1980 deu-se ênfase à fabricação de grandes moinhos com diâmetros em torno de 40 pés.

Moinho de rolos de alta pressão (“high pressure roll mill”)

desenvolvido na Alemanha na década de 80, aplicado inicialmente à indústria de cimento, nos últimos anos seu uso tem se estendido aos minérios convencionais (ferro, ouro etc.). Usado no Brasil, há alguns anos, na indústria de cimento e com minérios de ferro.

SEPARAÇÃO POR TAMANHO E CLASSIFICAÇÃO

classificação mecânica (1905)

ciclone (1930)

peneira DSM (1960)

CONCENTRAÇÃO GRAVÍTICA

Mesa Wilfley: patenteada em 1896, em largo uso em 1900.

Separação em meio denso estática (1930-1940).

Ciclone de meio denso (1945).

Espiral de Humphreys (1943).

Separador de meio denso Dynawhirpool (DWP), em 1960.

Concentrador centrífugo (1980), aplicado a minérios de ouro e depois a outros minérios.

SEPARAÇÃO MAGNÉTICA E SEPARAÇÃO ELETROSTÁTICA

Separador de baixa intensidade, imã permanente: apatita/magnetita (1853).

Primeira aplicação da separação eletrostática foi com esfarelita/pirita (1907).

Separador magnético via úmida de alta intensidade (1960).

Separador magnético de alto gradiente (separador magnético criogênico), em 1989.

Separador magnético de imã permanente de terras raras (anos 90).

Quadro 1 – Cronologia das principais inovações ocorridas em tratamento de minérios (séculos XIX, XX e XXI) (continuação).**FLOTAÇÃO**

Conceitos iniciais pelos irmãos Bessel (1877) recuperando grafita com óleo (flotação oleosa). Esses, provavelmente, são os pre-cursos da flotação por espuma.

No período 1902/1905 foram registradas patentes de aeração da polpa. Com isso, reduziu-se a quantidade de óleo de forma significativa. É o início da flotação moderna. (Em 2005, em diversos eventos técnicos internacionais, comemorou-se o centenário da flotação).

Utilização de álcoois solúveis em água como espumantes (1908) para melhorar a estabilidade da espuma (mais tarde o óleo de pinho foi mais largamente usado).

Em 1912 a flotação deslanchava industrialmente na Austrália (recuperação de esfarelita de rejeitos gravíticos de concentração de galena) e nos EUA (finos de esfarelita). Neste ano também houve a descoberta em laboratório que os sulfetos de cobre também podiam ser flotados.

Patente na Austrália do uso do sulfato de cobre como ativador da esfalerita (1912). Em 1915 verificou-se que a cal deprimia a piritita. Alguns anos depois foi descoberto o efeito do cianeto de sódio (1922) e do sulfeto de sódio. Era o início da flotação seletiva entre sulfetos.

Até 1924, o coletor usado era óleo. Em 1925, os xantatos foram patenteados como coletores. Em 1926 foi a vez dos ditiofosfatos. No período 1925-1950, a flotação desenvolveu-se empiricamente, caracterizando-se por tratamento de minerais não-sulfetados e pelo uso de reagentes surfatantes convencionais como coletores de flotação.

O período 1950-1990 caracterizou-se pelas pesquisas fundamentais e aplicadas direcionadas ao conhecimento e controle dos fenômenos da flotação. Poucas inovações tecnológicas de maior impacto surgiram. Destaca-se a flotação em coluna nos anos 60/70, com crescente aplicação industrial desde os anos 90, com diversos aperfeiçoamentos desde então. Na década de 90 foi desenvolvida na Austrália a célula Jamenson e na Alemanha, a célula Ekof.

Centenária em sua aplicação no mundo, no Brasil há notícias de utilização da flotação só na década de 50, com minério de chumbo, no estado de São Paulo. Nos anos 70 ocorreu no Brasil uma contribuição muito significativa do Prof. Paulo Abib Andery ao desenvolver o processo de separação de apatita de ganga carbonática. Este processo original, reconhecido por seus pares no Congresso Internacional de Processamento Mineral, Cagliari – Itália/1975, permitiu o aproveitamento econômico do carbonato apatítico do Morro da Mina, Cajati, SP e de depósitos similares, como Araxá (MG) e Catalão (GO).

MODIFICAÇÃO DE MINERAIS

As rochas e os minerais industriais são considerados os recursos minerais desse novo milênio. Em vista disto, vem se observando o desenvolvimento de processos para modificação físico-química dos minerais, visando melhorar a sua funcionalidade e ampliar suas aplicações práticas. Cresce, no País, o interesse pelos agrominerais, visando principalmente a agroenergia, voltada para o desenvolvimento de novas fontes e rotas tecnológicas para obtenção de fertilizantes alternativos de fósforo e potássio, inclusive corretivos de solo, que contribuam para diminuir a vulnerabilidade do setor e lhe dê sustentabilidade.

Fontes: Arbitter, Kitchenery; Fuerstenau, Guimarães e acréscimos por parte dos autores deste capítulo.

DEPÓSITOS E JAZIDAS MINERAIS

Os minerais fazem parte dos recursos naturais ao lado das terras para agricultura, das águas (de superfície e subterrânea), biodiversidade etc. Os estudos geológicos e hidrológicos básicos de um país ou região são realizados, via de regra, por seu serviço geológico ou entidade equivalente, que os disponibiliza para o público. No Brasil, essa missão está a cargo da CPRM - Serviço Geológico do Brasil/MME. A gestão dos recursos minerais do país, os quais, constitucionalmente, pertencem à União, é atribuição do DNPM/MME.

Como as matérias-primas minerais possíveis de serem utilizadas diretamente ou transformadas pela indústria encontram-se distribuídas de maneira escassa na crosta terrestre, cabe às empresas de mineração, com base nas informações geológicas básicas, realizar a pesquisa (exploração) mineral em áreas previamente selecionadas, em busca de depósitos de potencial interesse econômico. Feitas a quantificação e a qualificação do corpo mineral (cubagem), tem-se um depósito mineral. Quando este apresenta condições tecnológicas e econômicas (e, cada vez mais, ambientais) de ser aproveitado, tem-se finalmente uma jazida mineral.

A extração ou exploração do minério de uma jazida é realizada por meio de operações de lavra (a céu aberto ou subterrânea) na mina. O produto da mina, o minério lavrado, o ROM ("run-of-mine"), vem a ser a alimentação da usina de tratamento.

O preço de mercado de um determinado bem mineral, importante para a definição de uma jazida, está condicionado a um elevado número de variáveis. Entre outras, salientamos: frequência em que ocorrem esses minerais na crosta terrestre; complexidade na lavra e beneficiamento, distância da mina ao mercado consumidor etc. Vale ressaltar o aspecto circunstancial, pois em dependência da conjuntura político-econômica um depósito pode passar a ser uma jazida ou vice-versa.

MINERAIS E SEUS USOS

Qualquer atividade agrícola ou industrial, no campo da metalurgia, da indústria química, da construção civil ou do cultivo da terra, utiliza os minerais ou seus derivados. Os fertilizantes, os metais e suas ligas, o cimento, a cerâmica, o vidro, são todos produzidos a partir de matérias-primas minerais.

É cada vez maior a influência dos minerais sobre a vida e desenvolvimento de um país. Com o aumento das populações, cada dia se necessita de maior quantidade de matéria-prima para atender às crescentes necessidades do ser humano. É difícil imaginar o nível material alcançado por nossa civilização, sem o uso dos minerais. Com efeito, o consumo *per capita* de minerais e materiais nos países desenvolvidos é 3 a 6

vezes superior àquele de países em desenvolvimento, como o Brasil, o que mostra o potencial de crescimento do consumo interno.

São conhecidas atualmente cerca de 1.550 espécies minerais distintas. Destas, cerca de 20 são elementos químicos e encontram-se no estado nativo (cobre, ouro, prata, enxofre, diamante, grafita etc.). O restante dos minerais é constituído por compostos, ou seja, com mais de um elemento químico (ex.: barita - BaSO_4 , pirita - FeS_2).

Na indústria mineral, os minérios ou minerais são geralmente classificados em três grandes classes: metálicos, não-metálicos e energéticos. A classe dos não-metálicos pode ser subdividida em rochas e minerais industriais, gemas, e águas minerais. Os minerais industriais se aplicam diretamente, tais como se encontram ou após algum tratamento, ou se prestam como matéria-prima para a fabricação de uma grande variedade de produtos. Segue a classificação detalhada dos minerais.

Minerais metálicos

ferrosos (têm uso intensivo na siderurgia e formam ligas importantes com o ferro): além do próprio ferro, manganês, cromo, níquel, cobalto, molibdênio, nióbio, vanádio, wolfrâmio;

não-ferrosos: básicos (cobre, zinco, chumbo e estanho) e leves (alumínio, magnésio, titânio e berílio);

preciosos: ouro, prata, platina, ósmio, irídio, paládio, rutênio e ródio;

raros: escândio, índio, germânio, gálio etc.

Rochas e minerais industriais (RMIs)

estruturais ou para construção civil: agregados (brita e areia), minerais para cimento (calcário, areia, argila e gipsita), rochas e pedras ornamentais (granito, gnaisse, quartzito, mármore, ardósia etc.), argilas para cerâmica vermelha, artefatos de uso na construção civil (amianto, gipsita, vermiculita etc.);

indústria química: enxofre, barita, bauxita, fluorita, cromita, pirita etc.;

cerâmicos: argilas, caulins, feldspatos, sílica, talco, zirconita etc.;

refratários: magnesita, bauxita, cromita, grafita, cianita etc.;

isolantes: amianto, vermiculita, mica etc.;

fundentes: fluorita, calcário, criolita etc.;

abrasivos: diamante, granada, quartzito, coríndon etc.;

minerais de carga: talco, gipsita, barita, caulim, calcita etc.;

pigmentos: barita, ocre, minerais de titânio;

agrominerais (minerais e rochas para a agricultura): fosfato, calcário, sais de potássio, enxofre, fonolito, flogopita, gipsita, zeólita etc.;

minerais “ambientais” (ou minerais “verdes”): bentonita, atapulgita, zeólitas, vermiculita etc., utilizados (na forma natural ou modificados) no tratamento de efluentes, na adsorção de metais pesados e espécies orgânicas, ou como dessulfurantes de gases (calcário).

Gemas

pedras preciosas: diamante, esmeralda, safira, turmalina, opala, topázio, águas marinhas, ametista etc. (Segundo especialistas, a terminologia “semi-preciosas” não deve ser mais usada).

Águas

minerais e subterrâneas.

Minerais energéticos

radioativos: urânio e tório;

combustíveis fósseis: petróleo, turfa, linhito, carvão e antracito, que embora não sejam minerais no sentido estrito (não são cristalinos e nem de composição inorgânica) são estudados pela geologia e extraídos por métodos de mineração.

NECESSIDADE DE BENEFICIAMENTO

Frequentemente, um bem mineral não pode ser utilizado tal como é lavrado. Quando o seu aproveitamento vai desde a concentração até a extração do metal, por exemplo, a primeira operação traz vantagens econômicas (e energéticas) à metalurgia, devido ao descarte de massa (rejeito), alcançado na etapa de concentração. Exemplo: um minério de scheelita, com teor de 0,35% de WO_3 não pode ser utilizado economicamente na metalurgia extrativa. Isto só é possível após concentração gravítica (jigüe, mesa) ou por flotação, até a obtenção de concentrados com cerca de 70% WO_3 .

Por outro lado, nem sempre é possível concentrar o minério, como é o caso das lateritas niquelíferas de Goiás e Pará, onde o seu aproveitamento só é viável partindo-se direto para a extração do metal por hidrometalurgia. Isto é devido à distribuição do níquel na rede cristalina dos minerais de ganga e, além do mais, sem nenhuma preferência por determinado mineral, impedindo assim uma concentração.

Outrossim, pode ser interessante economicamente não chegar ao elemento útil, mas a um produto intermediário. Uma rota alternativa de processamento para as lateritas niquelíferas é o processo pirometalúrgico que leva ao ferroníquel, em vez de ao níquel metálico. Este processo consiste numa calcinação seguida de redução em forno elétrico.

FINALIDADES ECONÔMICA E SOCIAL

As etapas de lavra e de tratamento de minérios constituem uma atividade econômica definida e contabilizada nas contas nacionais pelo IBGE, sob a denominação de *extrativa mineral* ou *mineração*. Sua participação no Produto Interno Bruto-PIB (exclusive petróleo&gás) é da ordem de 1,0%. Com uma visão mais abrangente da indústria mineral, considerando a transformação dos minerais (a metalurgia, incluindo a siderurgia, e produtos não-metálicos), alcança a participação de 5% do PIB e corresponde a 20% das exportações brasileiras.

O tratamento de minérios, apesar de ser essencialmente técnico em suas aplicações práticas, não pode desprezar o conceito econômico. É impossível, na prática, obter uma separação completa dos constituintes minerais. Sabe-se, como regra geral, que quanto maior o teor dos concentrados, maior é a perda, ou seja, mais baixas são as recuperações. Como a obtenção de teores mais altos e melhores recuperações normalmente implicam num aumento de custo do tratamento, para a obtenção de maiores lucros esses vários itens devem ser devidamente balanceados. Deve-se sempre ter em mente, regra geral, que os custos decorrentes de uma etapa adicional de tratamento de um determinado bem mineral não devem ser maiores do que a agregação de valor ao produto assim obtido, excetuando-se os casos especiais (em caso de guerra, por exemplo).

O tratamento de minérios, como toda e qualquer atividade industrial, está dirigido para o lucro. Há, porém, um conceito social que não pode ser desprezado, qual seja, o princípio da conservação dos recursos minerais, por se tratar de bens não renováveis. As reservas dos bens minerais conhecidos são limitadas e não se deve permitir o seu aproveitamento predatório, pois o maior lucro obtido, em menor prazo possível, dificilmente estará subordinado aos interesses sociais. Diz-se, a respeito, em contraposição à agricultura, que “minério só dá uma safra”.

MEIO AMBIENTE, ENERGIA, CO₂ E ÁGUA

Hoje, o aproveitamento dos recursos minerais deve estar comprometido com os princípios de desenvolvimento sustentável (*satisfazer as necessidades do presente sem prejuízo das futuras gerações*); isso implica, entre outros fatores, no aproveitamento racional dos recursos naturais, preservando-se o meio ambiente.

Na década de 1970, com o surgimento dos movimentos ambientalistas, exigências mais rígidas para abertura de novas minas fizeram-se necessárias, adotando-se, então, o Estudo de Impacto Ambiental- EIA e o Relatório de Impacto Ambiental- RIMA também para a mineração. Logo a seguir, surgiu o conceito de desativação de mina que passou a ser uma exigência já prevista no próprio projeto de lavra, constituindo-se em importante instrumento para se introduzir tecnologias de prevenção da poluição.

O tratamento de minérios não chega a ser uma fonte de grande contaminação ambiental, em comparação com a agricultura (pelos fertilizantes químicos e, principalmente, defensivos agrícolas utilizados) e com outras atividades industriais, como a própria transformação dos minerais em metais e em produtos não-metálicos, mais intensivos em energia e na emissão de gases de efeito estufa. Porém, é inegável que o descarte dos rejeitos das usinas de beneficiamento pode eventualmente resultar num apreciável fator de poluição. Medidas preventivas ou corretivas são geralmente necessárias, especialmente, com rejeitos de minérios metálicos e carvões.

Há uma pressão crescente na mineração para que os rejeitos de beneficiamento, ao invés de danificarem os terrenos, sejam usados, por exemplo, para preenchimentos de minas (“back-fill”), visando à restauração das áreas mineradas, ou que sejam cuidadosamente dispostos. Uma tendência também existe para o estudo do aproveitamento de rejeitos de atividades minerais, como alternativa a outros materiais, a exemplo de areia artificial a partir de finos de brita, o emprego de rochas contendo potássio para uso como fertilizante, rejeitos de beneficiamento de minério de ferro para utilização em estradas em substituição à brita, entre vários outros casos.

Vale ressaltar que a crescente tendência mundial de reciclagem de materiais e aproveitamento de resíduos industriais e urbanos tem sido feita com uso intensivo das tecnologias correntes de tratamentos de minérios, ou variantes dessas, objeto dos demais capítulos deste livro. Ou seja, para o processamento ou separação seletiva de quaisquer materiais, a arte do tratamento de minérios dá importante contribuição.

Todos os segmentos industriais e de serviços estão diante do desafio da produção mais limpa (“aplicação contínua de uma estratégia preventiva integrada relativa a processos, produtos e serviços, visando aumentar a eficiência e reduzir os riscos para a saúde humana e para o meio ambiente”). Sabe-se que, em mineração, para se ter processos mais limpos, é indispensável fazer investimento direto em pesquisa e desenvolvimento tecnológico. Em outros ramos da indústria, geralmente é possível replicar um mesmo tipo de solução para grande número de empresas, como em uma fábrica de automóveis ou de refrigerantes. Porém, no caso do processamento de substâncias minerais, as soluções são para cada caso.

Quanto à utilização de **energia** na mineração, os dados do Balanço Energético Nacional (BEN-EPE/MME, acessível no *site* do MME) agregam os consumos de lavra, tratamento de minérios e pelotização de minério de ferro (que nesta 5ª edição do livro ganha um capítulo). Em 2007, o consumo atingiu $0,13 \times 10^9$ GJ, ou 1,6% do consumo final energético do país ($8,4 \times 10^9$ GJ), incluindo o consumo de energia elétrica. Este foi 10,6 TWh (ou 10,6 bilhões de kWh), 2,6% do consumo brasileiro de energia elétrica no mesmo ano (412 TWh). A Tabela 1 apresenta os dados de mineração (lavra e tratamento de minérios) separados dos de pelotização.

Tabela 1 – Consumo final energético da Mineração (lavra e tratamento) e Pelotização.

	Energia Total		Energia Elétrica		Energia Elétrica (% da energia total)
	(10 ⁹ GJ*)	(%)	(TWh)	(%)	
1.Mineração	0,069	0,82	8,44	2,05	44
2.Pelotização	0,061	0,73	2,16	0,52	13
Total (1 + 2)	0,13	1,6	10,6	2,6	29
<i>Brasil</i>	<i>8,4</i>	<i>100</i>	<i>412</i>	<i>100</i>	<i>18</i>

* 1 GJ = 10⁹ J = 277,8 kWh

Nota: Em 2007 a produção de pelotas atingiu 54 Mt, e foram considerados os seguintes consumos específicos: para a separação acima: energia total = 1,13 GJ/t_{pelota}; energia elétrica = 40 kWh/t_{pelota} (Lins, 2008).

A mineração estrito senso (lavra e tratamento de minérios) consumiu 8,44 TWh em 2007. Mesmo não sendo a mineração eletrointensiva, as quantidades produzidas de minérios no país são enormes, estimadas em 1,2 bilhão de toneladas para o ano de 2007, o que resulta em um consumo específico médio de 7 kWh/t de produto mineral comercializado. Todavia, há uma larga variação de consumo específico de eletricidade, a exemplo da pedra de brita, com 2 a 3 kWh/t; o minério de ferro, em média com 17 kWh/t; a pelotização de finos de minério de ferro, com cerca de 40 kWh / t_{pelota}. (São as etapas de transformação de minerais, porém, que apresentam consumos específicos muito maiores: do aço de siderúrgica integrada, com 500 kWh/t, ao alumínio, com 15.000 kWh/t; do cimento, com 109 kWh/t, ao vidro, com 550 kWh/t).

Não foram encontradas informações consolidadas que permitissem separar, no Brasil, o consumo energético da etapa de lavra da etapa de tratamento de minérios. Dados da mineração dos EUA, de 1997, mostraram que a energia elétrica respondia por 38% do consumo energético total (0,23 x 10⁹ GJ). Deste consumo energético total, a lavra mineral participava com 47% e o tratamento de minérios, com 53%. Em geral, a etapa de cominuição (britagem/peneiramento e moagem/classificação) responde por cerca da metade do consumo elétrico de uma usina de tratamento de minérios.

A **emissão de CO₂** e de outros gases de efeito estufa na mineração é muito pequena, relativamente a outros processos industriais. A lavra mineral, em decorrência do uso de explosivos e combustíveis para a movimentação (transporte) de material, pode apresentar emissão entre 1 e 7 kg de CO₂ /t_{ROM}. No tratamento de minérios, esse tipo de emissão (*in situ*) é reduzida, pois se emprega predominantemente a energia elétrica para o funcionamento dos motores e equipamentos da usina. Obviamente, se a energia elétrica é produzida na usina, pelo uso de gerador a óleo, haverá emissão *in situ*. Se provém de uma termoeletrica distante, haverá a emissão de CO₂ no local da geração. A título de comparação com a mineração, a emissão *in situ* de uma siderúrgica integrada a coque é da ordem de 1.700 kg de CO₂ /t_{aço}; do cimento, 900 kg/t.

O uso mais racional de **água** é uma tendência observada na mineração. Em anos recentes, os relatórios de sustentabilidade dos grandes grupos internacionais de mineração trazem mais informações sobre o uso da água e seu tratamento, com apresentação de indicadores e metas de redução de consumo específico e de aumento da recirculação de água.

No Brasil, é significativa a reciclagem da água de processo nas grandes minerações (cerca de 70%, chegando em alguns casos a 90%), e estas geralmente contam com sistemas adequados de tratamento dos efluentes líquidos. Esta prática tende, mais lentamente, a se estender às pequenas e médias empresas. A cobrança da água aos usuários, inclusive às minerações, pela captação dos recursos hídricos, deverá acelerar a adoção de gestão mais racional desse recurso.

Infelizmente, ainda não foi feito no Brasil um censo hídrico na mineração brasileira (nem em qualquer outro setor industrial). Nos EUA (desde 1950) e no Canadá (desde 1970) são realizados levantamentos a cada cinco anos. Pode-se assim acompanhar a evolução do uso da água nos vários setores, e o efeito de políticas públicas ou de iniciativas setoriais sobre a utilização mais racional da água. De qualquer modo, publicações recentes (algumas apresentadas na bibliografia deste capítulo) já apresentam dados de algumas empresas de mineração que tornaram público suas informações sobre consumo e recirculação de água.

CONSIDERAÇÕES FINAIS

Este início do século XXI encontra o país empregando o estado da arte no tratamento de minérios, por suas grandes empresas de mineração, nacionais ou estrangeiras, na operação e otimização das usinas de tratamento. No entanto, as micro, pequenas e médias mineradoras enfrentam o desafio de aprimorar seus processos produtivos, inclusive com respeito às questões ambientais; para não citar a gestão empresarial, normalmente deficiente.

Este novo século testemunha também um novo “boom” mineral, depois de mais de vinte anos de baixa demanda e valorização dos bens minerais. Atribui-se a China, principalmente, e a Índia, que apresentam 40% da população do planeta e, há muitos anos, altas taxas de crescimento, a principal causa pela grande demanda de matérias-primas minerais. Os preços unitários dispararam. O Brasil, em decorrência, atravessa um período extraordinário na mineração. A crise financeira internacional de setembro/2008, apesar de ter adiado muitos investimentos em mineração no país, já apresenta sinais de superação, pelo menos no Brasil. Com efeito, as últimas previsões (janeiro/2010) alcançam US\$ 45 bilhões para os próximos 4-5 anos, cerca da metade em minério de ferro.

As empresas (antes da crise) já registravam a falta de engenheiros disponíveis para atender a crescente necessidade por esses profissionais. Na década de 70 formou-se no país uma geração de especialistas em tratamento de minérios. Os cursos das universidades brasileiras são em geral de boa qualidade. Já são comuns, diferentemente do passado, as publicações por autores brasileiros de livros sobre tratamento de minérios em geral, como este, e sobre temas específicos como cominuição, concentração gravítica e flotação (os mais recentes estão listados na bibliografia consultada). Se em parte dos anos 80 e nos anos 90 houve um desinteresse, não só no Brasil, pela mineração como atividade profissional, a atual conjuntura aponta para o ressurgimento da atratividade para essa área entre os estudantes.

Na área de pesquisa e desenvolvimento o país apresenta departamentos universitários e institutos de pesquisa relativamente bem consolidados nos tópicos que constituem o tratamento de minérios. Na década de 90 houve uma escassez de recursos financeiros para pesquisa. Em anos recentes foi criado um fundo setorial para a área mineral, no MCT. Um alento, mais ainda reconhecidamente insuficiente. Foi concluído em 2007 um estudo prospectivo de tecnologia mineral, com horizonte até 2015, coordenado pelo CETEM e pela CPRM. O projeto foi financiado pelo CT-Mineral/FINEP, e os temas e as linhas de pesquisa identificados, inclusive em tratamento de minérios (cominuição, flotação etc.) demandam maiores e contínuos investimentos em P&D, privados e públicos, do que os disponíveis atualmente.

A maior empresa brasileira, Vale, recentemente, deu início à promoção e ao fomento de P&D nas instituições de C&T nacionais e em parcerias com algumas FAPs estaduais. É um fato promissor. Espera-se que outras grandes empresas de mineração, brasileiras e estrangeiras, sigam o exemplo. Essa prática já é adotada há décadas pelas grandes empresas do mundo, especialmente apoiando as instituições de P&D dos países onde estão sediadas. Não se trata de gestos de simpatia, obviamente, mas a percepção que a competitividade no longo prazo, em um mundo cada vez mais globalizado, dependerá crescentemente da capacidade de inovação tecnológica das mineradoras. Na visão de curto prazo do acionista, pode ser mais rápido e até mais barato importar um pacote tecnológico. E é verdade. Mas as organizações de grande porte, muitas vezes propulsoras do desenvolvimento industrial em seus países, pelos elos nas cadeias a montante e a jusante, e pela liderança setorial, geralmente tendem a perceber o papel que lhes cabe no desenvolvimento tecnológico do país, em sua área de atuação. Assim nos diz a história do século XX.

A área de engenharia mineral no país também ressurgiu com maior dinamismo nos últimos anos. Assim, o desenvolvimento de rota tecnológica específica para um determinado minério, de ensaios de laboratório à engenharia conceitual e de detalhe, encontra no país, em geral, a competência requerida. (Já o mesmo não se pode afirmar quanto à metalurgia extrativa, incluindo-se a siderurgia, predominando a importação de pacotes tecnológicos). O potencial para a exportação desse conhecimento em

engenharia mineral, dessa competência, para outros países ainda não foi aproveitado. A internacionalização das grandes mineradoras brasileiras, já operando em outros países e continentes, pode catalisar o processo de exportação desses serviços (como já sucede na área de petróleo). A indústria mineral chinesa dá inúmeros exemplos nesse sentido em seus projetos de mineração na África, e já começa a fazê-lo no Brasil.

Finalizando, os novos projetos em implantação no país trazem normalmente tecnologias mais avançadas em termos de controles de operação e, em decorrência, mais eficientes para o aproveitamento dos recursos minerais. A maior parte desses avanços está embarcada nos equipamentos. Como de praxe, os equipamentos são desenvolvidos pelos países industrialmente avançados (muitos deles inexpressivos no atual cenário mundial de mineração) e importados, ou fabricados aqui sob licença. Esse segmento, de equipamentos, é uma oportunidade de desenvolvimento ainda pouco explorada no país, um desafio de longo prazo, em face do potencial de o país crescer e se consolidar como um líder mundial na mineração.

BIBLIOGRAFIA CONSULTADA

AGRÍCOLA, De Re Metalica.

ARBITER, N. Milling Methods in the Americas. New York: Gordon & Breach Science Publisher, 1964, p. 6-8.

ARBITER, N. Mineral Processing - past, present and future. *In: Advances in Mineral Processing* (SOMASUDARAN, P., ed.). Colorado: SME, 1968, p. 3-13.

BALTAR, C.A.M. Flotação no Tratamento de Minérios. Departamento de Engenharia de Minas – UFPE, 9 capítulos, 2008, 213 p.

BRASIL Mineral. A Gestão das Águas. Edição Especial, junho/2008.

CHAVES, A.P. (organizador). Flotação – O estado da arte no Brasil. Signus Editora, 19 capítulos, 444 p., 2006. (Volume 4 da série *Teoria e Prática do Tratamento de Minérios*, da mesma editora.)

CLIFFORD, D. Gravity Concentration Mining Magazine, March 1999, p. 136 – 148.

CONCHA, F. Fundamentos de las Operaciones Mecanicas, Departamento de Metalurgia Extrativa, Escuela de Ingenieria, Universidad de Concepcion, 1971, cap. 1.

DANA, J.D. Manual de Mineralogia, vol.2, 1 ed. Brasil, Livros Técnicos e Científicos. 1976.

FERNANDES, F.R.C.; MATOS, G.M.M.; CASTILHOS, Z.C. e LUZ, A.B. (editores). Tendências Tecnológicas Brasil 2015 – Geociências e Tecnologia Mineral. CETEM/CPRM, 16 capítulos, 2007, 380 p.

- FUERSTENAU, M.C. Froth Flotation: The First Ninety Years. *In: Advances in Flotation Technology*. Society for Mining, Metallurgy and Exploration. Inc. edited by PAREKH, B. H; MILLER, J. D, 1999, p.11-33.
- GAUDIN, A. M. Principles of Mineral Dressing. New Delhi: MacGraw-Hill Publishing Company, 1971, Ch. 1.
- GUIMARÃES, J.E.P. O Vulto Humano de Paulo Abib Andery. *In: tratamento de Minérios e Hidrometalurgia*, In Memoriam Prof. Paulo Abib Andery. Publicação do Instituto Tecnológico do Estado de Pernambuco – ITEP, Recife, 1980, p.399.
- IBRAM/ANA. A Gestão de Recursos Hídricos na Mineração, 2006, 338 p.
- KITCHENER, J.A. The froth flotation process: past, present and future - in brief. *In: The Scientific Basis of Flotation* (Ives, K.J., ed.). The Hague, Martinus N. Publishers, 1984, p. 3-5.
- KUZWART, M. Prólogo. *In: Rocas y Minerales Industriales de Iberoamérica*. Editores: Benjamin Calvo Perez, Anibal Gajurdo Cubillos e Mario Maia Sanchez, Instituto Tecnológico Geominero de Espanha, 2000, p. 436.
- LUZ, A. B. e DAMASCENO, E. C. Desativação de Minas, Tecnologia Ambiental, Série 14, CETEM, 1996.
- LINS, F.F. Panorama das rochas e minerais industriais no Brasil. *In: Rochas e Minerais Industriais* (Luz, A. B. e Lins, F.F., eds.). 2ª Edição, cap. 1, CETEM, 2008.
- LINS, F.F. Energia e Água na Mineração (em elaboração).
- PRYOR, E.J. Mineral Processing (3rd Edition) - London: Elsevier, 1965, Chap. 1.
- SAMPAIO, C.H. e TAVARES, L.M.M. Beneficiamento Gravimétrico – uma introdução aos processos de concentração mineral e reciclagem de materiais por densidade. Editora da UFRGS, 2005, 603 p.
- SAMPAIO, J. A.; LUZ, A. B. e LINS, F. F. (editores). Usinas de Beneficiamento de Minérios do Brasil, CETEM, 2001, 398 p.
- SAMPAIO, J. A.; FRANÇA, S.C.A. e BRAGA, P.F.A. (editores). Tratamento de Minérios – práticas laboratoriais. CETEM, 2007, 57p.
- SÁNCHEZ, L. E., Mineração e Meio Ambiente. *In: Tendências Tecnológicas Brasil 2015*, Cap. 6, p.192-208, Editores: Francisco R. Chaves Fernandes, Gerson Manoel M. Matos, Zuleica Carmen Castilhos e Adão Benvindo da Luz, CETEM/MCT, 2007, 380 p.
- SINOPSE Mineração & Transformação Mineral, DTTM/SGM/MME, 2008. (www.mme.gov.br, em publicações/anuários)

STRATEN, P. V., Multi-nutrient rock fertilizers. *In: Agrogeology -The use of rocks for crops*. Chap. 9, p.326-340, Department of Land Resource Science University of Guelph, Guelph, Ontario, Canada, 2007, 440 p.

TRAJANO, R.B. *Princípios de Tratamento de Minérios*. 1966.

WINTER, A.R. e SELVAGGI, J.A. Large scale superconducting separator for kaolin processing. Chemical Engineering Progress, p. 36-49, Jan. 1990.

YUSUPOV, T.S.; HEEGEN, H.; SHUMSKAYA, L.G. Beneficiation and Mechanical – Chemical Alteration of Natural Zeolites. *In: Proceeding of the XXI International Mineral Processing Congress*. Volume A, p.A1-44 – p.A1-51, July 2000, Rome Italy.

AMOSTRAGEM

Maria Alice C. de Góes

Engenheira Metalúrgica pela PUC-RJ, Doutora em
Engenharia Metalúrgica e de Materiais pela COPPE-UFRJ
Analista em Ciência e Tecnologia do CETEM/MCT

Adão Benvindo da Luz

Engenheiro de Minas pela UFPE, Doutor em
Engenharia Mineral pela USP
Pesquisador Titular do CETEM/MCT

Mario Valente Possa

Engenheiro de Minas pela UFRGS, Doutor em
Engenharia Mineral pela USP
Pesquisador Titular do CETEM/MCT

INTRODUÇÃO

O processo de amostragem consiste na retirada de quantidades moduladas de material (incrementos) de um todo que se deseja amostrar, para a composição da amostra primária ou global, de tal forma que esta seja representativa do todo amostrado.

Em seguida, a amostra primária é submetida a uma série de etapas de preparação que envolvem operações de cominuição, homogeneização e quarteamento, até a obtenção da amostra final, com massa e granulometria adequadas para a realização de ensaios (químicos, físicos, mineralógicos etc).

Cabe ressaltar que a representatividade referida é válida para a(s) característica(s) de interesse (densidade, teor, umidade, distribuição granulométrica, constituintes minerais etc) definida(s) *a priori*. E, ainda, que todos os cuidados devem ser tomados para que essa representatividade não se perca, quando da preparação da amostra primária.

Amostragem é, portanto, um processo de seleção e inferência, uma vez que a partir do conhecimento de uma parte, procura-se tirar conclusões sobre o todo. A diferença entre o valor de uma dada característica de interesse no lote e a estimativa desta característica na amostra é chamada erro de amostragem.

A importância da amostragem é ressaltada, principalmente, quando entram em jogo a avaliação de depósitos minerais, o controle de processos e a comercialização de produtos. Ressalte-se que uma amostragem mal conduzida pode resultar em prejuízos vultosos ou em distorções de resultados com consequências técnicas imprevisíveis. A amostragem é, sem dúvida, uma das operações mais complexas e passíveis de introduzir erros, deparadas pelas indústrias da mineração e metalurgia.

Uma “boa amostragem” não é obtida tendo-se como base apenas o juízo de valor e a experiência prática do operador. É imprescindível o emprego da teoria da amostragem, ou seja, o estudo dos vários tipos de erros que podem ocorrer durante a sua execução.

CONCEITUAÇÃO^(1,2)

Da Amostragem

Amostra - é uma quantidade representativa do todo que se deseja amostrar.

O método de retirada da amostra deve garantir que ela seja representativa deste todo, no que diz respeito à(s) característica(s) de interesse.

Incremento - é uma quantidade modular de material retirada do todo que se deseja amostrar, para composição de uma amostra.

Lote: é uma quantidade finita de material separada para uma utilização específica.

Amostra primária ou global - é a quantidade de material resultante da etapa de amostragem propriamente dita.

Amostra Final - é uma quantidade de material, resultante das etapas de preparação da amostra primária, que possui massa e granulometria adequadas para a realização de ensaios (químicos, físicos, mineralógicos etc).

Amostragem - é uma sequência de estágios de preparação (britagem, moagem, secagem, homogeneização, transferência etc) e estágios de amostragem propriamente dita (redução da massa de material), ambos suscetíveis a alteração do teor da característica de interesse e, portanto, à geração de erros de preparação e erros de amostragem.

Do Erro Total de Amostragem (E_a) - Segundo Pierre Gy

O erro total de amostragem é o somatório do erro de amostragem propriamente dita (E_{ap}) e do erro de preparação da amostra primária (E_p), para obtenção da amostra final.

$$E_a = E_{ap} + E_p$$

Erro de Amostragem (E_{ap})

O erro de amostragem propriamente dita é o somatório de sete erros independentes, resultantes do processo de seleção da amostra primária, e provenientes, principalmente, da variabilidade do material que está sendo amostrado.

$$E_{ap} = E_{a1} + E_{a2} + E_{a3} + E_{a4} + E_{a5} + E_{a6} + E_{a7},$$

onde:

E_{a1} = erro de ponderação, resultante da não uniformidade da densidade ou da vazão do material;

E_{a2} = erro de integração - termo regional, resultante da heterogeneidade de distribuição das partículas, a longo prazo, no material;

E_{a3} = erro de periodicidade, resultante de eventuais variações periódicas da característica de interesse no material;

E_{a4} = erro fundamental, resultante da heterogeneidade de constituição do material. Depende fundamentalmente da massa da amostra e, em menor

instância, do material amostrado. É o erro que se comete quando a amostragem é realizada em condições ideais;

E_{a5} = erro de segregação, resultante da heterogeneidade de distribuição localizada do material;

E_{a6} = erro de delimitação, resultante da eventual configuração incorreta da delimitação da dimensão dos incrementos; e

E_{a7} = erro de extração, resultante da operação de tomada dos incrementos.

Erro de Preparação (E_p)

O erro de preparação é o somatório de cinco erros independentes, provenientes das operações de redução de granulometria, homogeneização e quarteamento a que a amostra primária é submetida.

$$E_p = E_{p1} + E_{p2} + E_{p3} + E_{p4} + E_{p5} ,$$

onde:

E_{p1} = perda de partículas pertencentes à amostra;

E_{p2} = contaminação da amostra por material estranho;

E_{p3} = alteração não intencional da característica de interesse a ser medida na amostra final;

E_{p4} = erros não intencionais do operador (como a mistura de subamostras provenientes de diferentes amostras); e

E_{p5} = alteração intencional da característica de interesse a ser medida na amostra final.

Os erros E_{a1} , E_{a2} , E_{a3} , E_{a4} e E_{a5} podem ser definidos quantitativamente. Suas médias e variâncias podem ser estimadas a partir de resultados de experimentos variográficos⁽³⁾.

Os erros E_{a6} , E_{a7} e E_p não podem ser estimados experimentalmente. Todavia, é possível minimizá-los e, em alguns casos, eliminá-los, evitando assim os erros sistemáticos indesejáveis.

Da Heterogeneidade de Constituição e de Distribuição

Heterogeneidade de Constituição

É uma propriedade intrínseca e inalterável do lote de material. Os seus elementos constitutivos (fragmentos que o compõem) não são idênticos entre si. Assim, a homogeneização ou a segregação não produzem modificações no material.

Heterogeneidade de Distribuição

É uma propriedade relacionada com a forma pela qual se distribuem os fragmentos ao longo de todo o lote de material. Ao se tomar em volumes correntes de material de diferentes pontos do lote, não é encontrada uma composição média constante. A homogeneização, do lote, mediante manuseio adequado, tende a diminuir a heterogeneidade de distribuição. O caso contrário ocorre quando há segregação.

ELABORAÇÃO DO PLANO DE AMOSTRAGEM⁽¹⁾

Antes de um material ser amostrado, faz-se necessário definir as características principais do plano de amostragem, tendo como base o objetivo da amostragem e o conhecimento anterior sobre o assunto.

Características Principais de um Plano de Amostragem

A Precisão Requerida

Em geral, quanto maior a precisão requerida, maior o custo envolvido. Erros de amostragem e de análise existem sempre, devendo ser balanceados entre si em relação ao valor intrínseco do material, bem como em relação ao custo proveniente da consequência dos erros.

O Método de Retirada da Amostra Primária

A experiência normalmente determina a técnica de retirada de amostra. Entretanto, algum trabalho experimental pode ser necessário para a determinação do método de amostragem.

A maneira pela qual os incrementos são selecionados para a composição da amostra primária depende principalmente do tipo de material, de como ele é transportado e também do objetivo da amostragem.

Cabe ressaltar que o método de amostragem deve ser definido antes de se estabelecer a massa da amostra primária.

Alguns tipos de amostragem são apresentados a seguir.

Amostragem Aleatória

É normalmente utilizada quando se dispõe de pouca informação sobre o material a ser amostrado. Nela, os incrementos são escolhidos de maneira fortuita, fazendo, dessa maneira, com que todas as partes do material possuam a mesma probabilidade de serem selecionados.

Na realidade, a amostra verdadeiramente aleatória é de difícil obtenção, dando vez, na prática, uma amostra sistemática, já que o operador, com o propósito de cobrir todas as partes do material a ser amostrado, o subdivide grosseiramente em áreas iguais, nas quais seleciona incrementos.

Amostragem Sistemática

É aquela onde os incrementos são coletados a intervalos regulares, definidos *a priori*.

Deve-se ter em mente a possibilidade de existência de ciclos de variação do parâmetro de interesse e desses ciclos coincidirem com os períodos de retiradas dos incrementos; neste caso não se recomenda a utilização da amostragem sistemática.

Por outro lado, se a ordem de retirada dos incrementos não tiver qualquer relacionamento com os ciclos de variação do parâmetro de interesse, então a amostragem sistemática terá efeitos equivalentes à amostragem aleatória, podendo ser usada sem restrições.

Amostragem Estratificada

É uma extensão da amostragem sistemática, envolvendo a divisão do material em grupos distinguíveis segundo características próprias. Esses são normalmente amostrados proporcionalmente a seus pesos. Podem ser citados como exemplos: amostragem de material em vagões, caminhões ou *containers*, material em polpa onde ocorra sedimentação e não seja possível a homogeneização, amostragem de minério vindo de diferentes frentes de lavra etc.

O Tamanho da Amostra Primária

É função do tipo de material, granulometria, teor do elemento de interesse e precisão desejada.

É determinado estabelecendo-se, inicialmente, a dimensão do incremento e o número de incrementos a serem retirados.

A dimensão do incremento de amostragem é definida pelo tipo de equipamento utilizado para a retirada da amostra primária e pela granulometria do material. O incremento deve ser suficientemente grande para que uma porção representativa de grossos e finos seja retirada em uma única operação.

Definida a técnica de amostragem, faz-se necessário estimar a variabilidade do material; caso esta não seja conhecida faz-se através de ensaios exploratórios.

Nesse caso, n_t incrementos são retirados para ensaio, sendo individualmente preparados e analisados quanto ao parâmetro de interesse. Supondo-se não significativos os erros provenientes das etapas de preparação e análise, a estimativa da variabilidade do material, pode ser obtida por:

$$S_t = \sqrt{\frac{\sum (x_i - \bar{x})^2}{(n_t - 1)}} \quad [1]$$

onde:

S_t = estimativa da variabilidade do material a partir de n_t ensaios exploratórios, expressa como desvio padrão;

x_i = valor atribuído ao parâmetro de interesse no incremento individual i ;

$\bar{x}$ = média dos valores de x_i e

n_t = número de incrementos para ensaios exploratórios.

Cabe ressaltar que estamos supondo que os valores para o parâmetro de interesse, no material a ser amostrado, se distribuem segundo uma distribuição normal (distribuição de Gauss), com média μ e desvio-padrão σ .

Como n_t é um número limitado de incrementos selecionados para ensaio, S_t é apenas uma estimativa da variabilidade verdadeira do material σ . E, portanto, quanto maior o número de incrementos, mais S_t se aproxima de σ .

Se for retirada uma amostra primária composta por n incrementos, o erro total de amostragem¹ é dado por (Anexo I):

$$E_a = \pm t_{(n_t-1; \alpha/2)} \frac{S_t}{\sqrt{n}} \quad [2]$$

onde:

S_t = estimativa da variabilidade do material a partir de n_t ensaios exploratórios, expressa como desvio padrão;

$t_{(n_t - 1; \alpha/2)}$ = t-Student para $(n_t - 1)$ graus de liberdade e um nível de confiança $(1 - \alpha)$ (Tabela 1 do Anexo II); e

n = número de incrementos retirados para compor a amostra primária.

¹Nesse caso, o erro total de amostragem corresponde ao erro fundamental pois são considerados não significativos os demais erros existentes.

Neste caso, estamos supondo que a amostra primária é muito pequena em relação ao universo a ser amostrado, que é o caso mais usual no tratamento de minérios.

O Anexo III apresenta um exemplo de determinação do número de incrementos de amostragem para compor uma amostra primária, dado o erro de amostragem requerido.

Tratamento da Amostra Primária

A amostra primária é submetida a uma série de etapas de preparação que envolvem operações de redução de tamanho, homogeneização e quarteamento, até a obtenção da amostra final, com massa (maior ou igual a massa mínima requerida para ser representativa) e granulometria adequadas à realização de ensaios (Tabela 2 do Anexo V).

Avaliação do Plano de Amostragem

É recomendável pôr em prática alguns procedimentos de avaliação do plano de amostragem, como por exemplo a introdução de pontos de inspeção intermediários, para verificar a sua conformidade ao que foi planejado. Isso poderá reduzir, ou mesmo eliminar, possíveis erros ocorridos durante o processo, tais como troca de amostras por etiquetagem indevida, contaminação etc.

DETERMINAÇÃO DA MASSA MÍNIMA DE AMOSTRA ^(1, 4, 5)

Amostra com Disponibilidade de Informações

A metodologia para o cálculo do tamanho da amostra primária baseia-se em ensaios exploratórios para a determinação da variabilidade do material. Essa abordagem pode não ser adequada, caso a variabilidade não siga uma distribuição de Gauss. A principal desvantagem dessa abordagem é a necessidade de realização de experimentos preliminares. Além disso, nenhuma informação pode ser deduzida para as etapas de preparação da amostra primária.

Várias teorias têm sido desenvolvidas com o objetivo de pré-determinar a massa mínima de amostra para uma dada granulometria e um dado erro. Sob certas circunstâncias, a massa da amostra primária pode também ser calculada.

Em geral, as teorias mais simples fazem uma estimativa pessimista e implicam em amostras desnecessariamente grandes. Uma sofisticação adicional, normalmente resulta numa teoria que requer uma grande quantidade de informações de difícil ou impossível obtenção.

A abordagem teórica desenvolvida pelo engenheiro francês Pierre Gy se destaca pela sua utilidade prática. Além de ser capaz de descrever várias características complexas de uma situação prática de amostragem, aproximações empíricas permitem que seja usada com facilidade.

Teoria de Pierre Gy

A teoria de Pierre Gy supõe que o material a ser amostrado esteja inteiramente homogeneizado e que não existam erros inerentes às ferramentas de amostragem ou equipamento de cominuição, e, além disso, que partículas individuais possam ser selecionadas com igual probabilidade. Portanto, o erro total de amostragem passa a constituir-se no erro fundamental.

A equação geral é dada por:

$$S_a = \sqrt{d^3 \cdot Q \cdot \left(\frac{1}{w} - \frac{1}{W} \right) \cdot l \cdot f \cdot h} \quad [3]$$

onde:

S_a = estimativa do erro total de amostragem expresso como desvio-padrão;

d = diâmetro máximo das partículas no material a ser amostrado; normalmente aproximado pela abertura de peneira, em centímetros, que retém 5% do material;

Q = fator de composição mineralógica, em g/cm^3 ;

w = massa mínima da amostra, em gramas;

W = massa do material a amostrar, em gramas;

l = fator de liberação do mineral, adimensional;

f = fator de forma das partículas, adimensional; e

h = fator de distribuição de tamanho das partículas, adimensional.

Para um dado minério em uma dada granulometria, os fatores Q , l , f e h podem ser reunidos em um único fator, de valor constante, $C = Q \cdot l \cdot f \cdot h$, ficando a equação igual a:

$$S_a = \sqrt{d^3 \cdot \left(\frac{1}{w} - \frac{1}{W} \right) C} \quad [4]$$

Quando a massa do material a ser amostrada (W) é muito grande, pode-se considerar que a razão $\frac{1}{W}$ tende a zero. Assim, tem-se:

$$S_a = \sqrt{\frac{d^3 C}{w}} \quad [5]$$

O Anexo IV apresenta um exemplo de determinação da massa mínima de amostra com disponibilidade de informações, utilizando a teoria de Pierre Gy.

Fator de Composição Mineralógica (Q)

O fator Q é o produto da média ponderada dos pesos específicos das partículas e os teores do mineral de interesse (x) e ganga (100 - x).

O fator de composição mineralógica, definido abaixo, é calculado de tal forma que o erro total de amostragem possa ser expresso em termos absolutos (isto é, percentagem do mineral de interesse na amostra).

$$Q = x(100-x)\rho = x(100-x) \left[\frac{x}{100} \rho_A + \frac{(100-x)}{100} \rho_B \right] \quad [6]$$

onde:

ρ = média ponderada dos pesos específicos de todas as partículas, em g/cm^3 ;

x = teor do mineral de interesse na amostra, em decimal;

ρ_A = peso específico do mineral de interesse, em g/cm^3 ; e

ρ_B = peso específico da ganga, em g/cm^3 .

Fator de Liberação do Mineral (I)

O fator I está relacionado com o grau de liberação do mineral de interesse. A cominuição pode aumentar o valor de I até alcançar o seu valor máximo, $I = 1$, o qual é encontrado quando o mineral de interesse está completamente liberado. A partir da definição, I pode variar de zero a 1, mas para todas as situações práticas nunca se deve usar $I < 0,03$. O fator I deve ser estimado pelas seguintes fórmulas:

se $d \leq d_o$: $I = 1$,

se $d > d_o$: $I = \sqrt{\frac{d_o}{d}}$,

onde:

d = diâmetro máximo das partículas no material, em centímetros; e

d_o = diâmetro máximo das partículas que assegure uma completa liberação do mineral de interesse, em centímetros.

O parâmetro d_o pode ser estimado através de microscopia óptica.

A determinação do valor de I , como apresentado acima, não está baseada em considerações científicas, mas sim em estudos práticos realizados em inúmeros minérios.

Fator de Forma das Partículas (f)

As partículas possuem formas irregulares e podem tender mais a esféricas do que a cúbicas. Entretanto alguns minerais durante a cominuição, podem ser liberados como placas ou agulhas e, nesses casos, a análise granulométrica por peneiramento irá indicar, inadequadamente, um valor alto para o tamanho de partícula. A aplicação de um método⁽⁶⁾ para estimar o fator de forma em inúmeros materiais, mostrou que na prática f pode ser considerado como uma constante.

$$f = 0,5.$$

Fator de Distribuição do Tamanho das Partículas (h)

É prática usual referir o tamanho (d_{95}) das partículas pela abertura da peneira que retém 5% do material. Assim, apenas as partículas de maior tamanho na distribuição são utilizadas no cálculo de erro de amostragem, desprezando-se as partículas menores. Como S_a^2 é proporcional a d^3 , as partículas maiores levam a estimativas pessimistas e implicam amostras desnecessariamente grandes.

Portanto, recomenda-se:

$h = 0,25$ para minérios que tenham sido cominuídos para passar numa dada abertura de peneira; e

$h = 0,5$ caso os finos tenham sido removidos utilizando-se a peneira seguinte da série, isto é, para minérios com granulometria compreendida entre duas peneiras sucessivas da mesma série.

Aplicação da Teoria de Pierre Gy para Minérios de Ouro⁽⁴⁾

A amostragem de minérios de ouro é difícil quando comparado com outros minérios. Isto, devido às suas características, tais como: baixo teor, diferença muito grande de densidade entre o ouro e a ganga, ocorrência na forma de pepita ("efeito pepita") etc.

Quando as partículas de ouro não estão liberadas, aplica-se a equação geral de Pierre Gy⁽³⁾ para obtenção de massa mínima da amostra. No entanto, deve ser realizado um estudo minucioso para a determinação do fator de liberação (I).

No caso das partículas estarem liberadas, os fatores Q , I , f e h da equação geral [3] são obtidos por:

Fator de Composição Mineralógica (Q)

$$Q = \frac{a}{b}$$

onde:

a = peso específico do ouro, 19,3 g/cm³ e

b = teor de ouro, em decimal.

Fator de Liberação do Mineral (I)

$$I = \sqrt{\frac{e}{d}}$$

onde:

e = diâmetro máximo da partícula de ouro, em centímetros; e

d = abertura da peneira que retém 5% do material, em centímetros.

Fator de Forma das Partículas (f)⁽⁶⁾

O fator f pode variar entre 0,5 (quando a forma da partícula é esferoidal) e 0,2 (quando as partículas são achatadas ou alongadas).

Fator de Distribuição do Tamanho das Partículas (h)⁽³⁾

Atribui-se o valor h = 0,2.

Amostra com Poucas Informações

Esse caso é o mais frequente, principalmente em trabalhos de campo e de laboratório, onde ainda não se dispõem, ou até mesmo não se justifica, a busca das informações para aplicação da teoria de Pierre Gy. Nessas circunstâncias, sugere-se a utilização da Tabela de Richards⁽⁷⁾ (Tabela 2 do Anexo V), como pode ser visto em exemplo no Anexo V.

TÉCNICAS DE AMOSTRAGEM^(8,9,10,11,12)

O estudo dessas técnicas tem por objetivo minimizar os erros cometidos nas etapas de amostragem propriamente dita e de preparação da amostra primária.

Erros

Os erros mais comuns praticados na preparação de amostra são exemplificados a seguir:

- (i) perda de partículas pertencentes à amostra, como por exemplo o material retido nos amostradores;
- (ii) contaminação da amostra na preparação, por material estranho, como por exemplo, o resultante do desgaste dos instrumentos/equipamentos utilizados, da não limpeza prévia dos mesmos (ferrugem, minério estranho, poeira etc). Quando a contaminação por ferro na amostra é crítica, utiliza-se gral de ágata ou moinho com discos ou bolas de porcelana;
- (iii) alteração de uma característica a ser analisada, como por exemplo, quando o parâmetro de interesse é a umidade, e o operador deixa a amostra exposta a uma fonte de calor ou de umidade;
- (iv) erros não intencionais do operador, como misturar sub-amostras de diferentes amostras, etiquetar erradamente etc e
- (v) erros intencionais, como alterar o teor ou outro parâmetro importante ("salgar" a amostra).

O erro fundamental é o único erro que não pode ser evitado, pois teoricamente a massa ideal da amostra seria aquela que englobasse todo o seu universo. Para que se possa trabalhar com uma amostra de massa menor, normalmente é necessário diminuir a sua granulometria. De uma maneira geral, a redução da granulometria pode ser realizada como segue:

- (i) até cerca de 50,8mm, utilizam-se britadores de mandíbulas;
- (ii) de 50,8mm até 1,2mm, britadores cônicos ou de rolos; e
- (iii) abaixo de 1,2mm, moinho de barras ou bolas, moinho de discos, pulverizadores ou trituradores manuais (gral).

O erro de segregação é observado principalmente em silos e pilhas, onde as partículas maiores e/ou mais densas tendem a estratificar-se. Esse erro é minimizado através da homogeneização do material a ser amostrado e da diminuição da dimensão dos incrementos e consequente aumento do número de incrementos que compõem a amostra.

A amostragem em usinas de beneficiamento piloto e/ou industrial é feita a partir da tomada de incrementos e está sujeita a todos os tipos de erros já apresentados (item "Do Erro Total de Amostragem").

Quanto maior o número de incrementos, menor o erro total cometido. O número mínimo de incrementos está relacionado à massa mínima necessária para formar a amostra primária.

A tomada de incrementos do minério em fluxo é realizada em intervalos iguais de tempo, quando a vazão e o(s) parâmetro(s) de interesse do minério são constantes. Caso a vazão não seja constante, o incremento é coletado em função de uma certa quantidade de massa acumulada ao longo do tempo, e é efetivada aleatoriamente quando há variações periódicas de vazão e de parâmetro(s) de interesse do minério.

Quando o plano de amostragem estabelecer que determinados pontos na usina sejam amostrados num mesmo momento, é aconselhável o uso de amostradores automáticos. Não sendo possível a tomada simultânea, é recomendável que ela seja realizada em sentido inverso ao do fluxo, para que não haja alteração das características das amostras devido à retirada de material a montante.

Na tomada de incrementos utilizam-se amostradores, que são classificados segundo sua trajetória, retilínea ou circular.

Amostradores

Os amostradores com trajetória retilínea, os mais comuns, devem ter arestas retas, paralelas, simétricas em relação ao seu eixo e de espessura constante.

O amostrador corta o fluxo de minério e coleta um incremento para compor uma amostra (Figura 1).

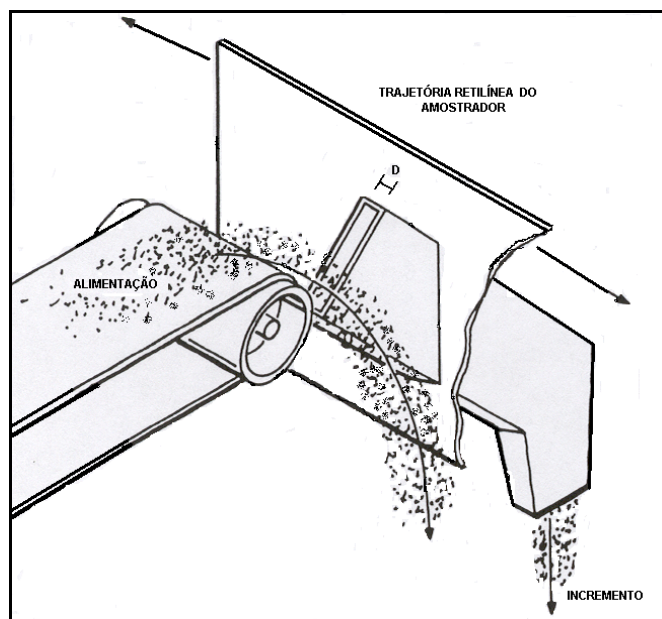


Figura 1 – Amostrador com trajetória retilínea.

A distância D , em milímetros, entre as arestas deve ser sempre maior que D_o sendo:

$D_o = 3d$ quando $d > 3\text{mm}$ (d = diâmetro da maior partícula em mm); e

$D_o = 10\text{mm}$ quando $d \leq 3\text{mm}$.

A velocidade v (em mm/s) do amostrador deve ser menor que a relação $400D/\sqrt{D_o}$.

A massa M_i do incremento que compõe a amostra pode ser calculada pela expressão:

$$M_i = \frac{VD}{\sqrt{v}} \quad [7]$$

onde:

V = vazão do fluxo em unidade de massa/segundo.

Os amostradores com trajetória circular (Figura 2) possuem aberturas radiais que cortam o fluxo de minério, coletando um incremento para a composição de uma amostra.

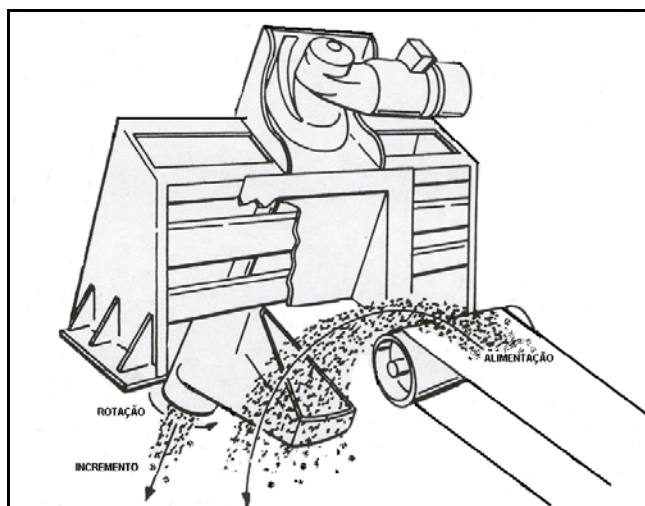


Figura 2 – Amostrador com trajetória circular.

Tanto os amostradores com trajetória retilínea como circular, deverão mover-se perpendicularmente ao eixo do fluxo, através da seção total do fluxo com velocidade constante, e ter um volume pelo menos três vezes maior que o volume do incremento da amostra, para evitar derramamento.

Homogeneização e Quarteamento

Todas as etapas de preparação, devem ser feitas observando-se técnicas de homogeneização e quarteamento. Para isso, utilizam-se pilhas e/ou equipamentos auxiliares.

Pilhas

As pilhas mais empregadas são as dos tipos cônica e alongada (tronco de pirâmide).

Na própria preparação de uma pilha cônica, obtém-se uma boa homogeneização do material (Figura 3). A seguir, divide-se a mesma em quatro setores iguais (A). O quarteamento é feito formando-se duas novas pilhas (B). Caso seja necessário dividir ainda mais a amostra, toma-se uma destas pilhas e repete-se a operação.

A pilha alongada é a mais indicada tanto em laboratório, como para grandes quantidades de minério. A preparação desse tipo de pilha é feita dividindo-se o lote inicial em quatro regiões aproximadamente iguais (Figura 4A). Em seguida, atribui-se a uma pessoa ou grupo de pessoas (A) a responsabilidade da retirada do minério, alternadamente, de quartos opostos (1 e 3); outra pessoa ou grupo de pessoas (B) serão responsáveis pelos outros quartos (2 e 4).

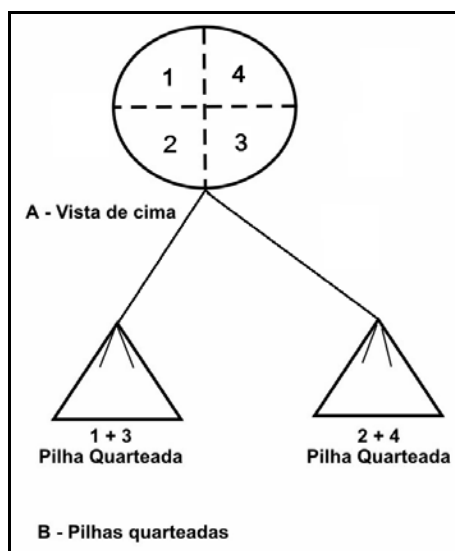


Figura 3 – Pilhas cônicas.

Forma-se a seguir uma pilha com a forma de tronco de pirâmide (Figura 4B), com uma das pessoas ou grupo (A) colocando sucessivas porções por pá ou equipamento adequado (Figura 5), num dado sentido; e a (o) outra (o), (B) no sentido oposto.

Deve-se ter o cuidado para que a quantidade de minério tomado do lote inicial seja suficiente para descarregar ao longo de toda a pilha, a velocidade constante. O material constituinte das extremidades (partes 1 e 10 na Figura 4B) deve ser retomado, sendo distribuído novamente ao longo da pilha.

Divide-se a pilha ao meio no sentido longitudinal e, posteriormente, em partes iguais em seu sentido transversal. A espessura de cada seção transversal deve estar relacionada com a largura da pá ou instrumento que será utilizado para a remoção do minério (incremento).

O quarteamento é feito formando-se duas pilhas cônicas, tomando-se para uma, as porções de índices ímpares e para outra, as de índices pares. Caso seja necessário, repete-se a operação com uma das pilhas cônicas.

Para pequenas quantidades de amostras, da ordem de quilogramas, a formação da pilha é realizada distribuindo-se o minério, a velocidade constante (manualmente ou com equipamento adequado), ao longo de toda pilha, num dado sentido e no sentido oposto. O quarteamento é feito seguindo a mesma metodologia descrita anteriormente.

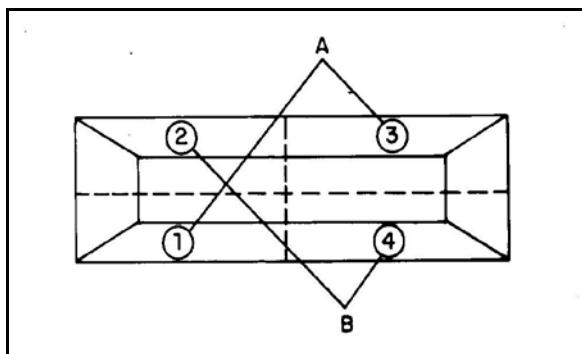


Figura 4A – Lote inicial de minério.

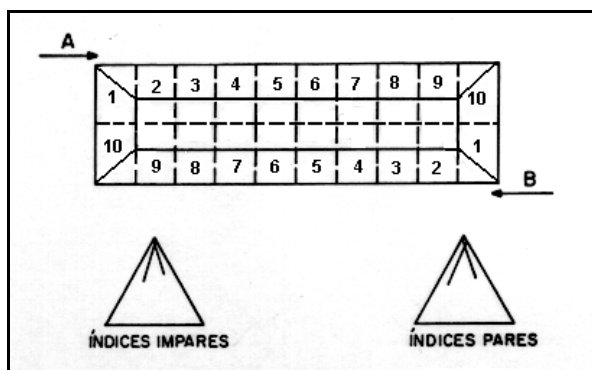


Figura 4B – Pilha alongada (tronco de pirâmide).

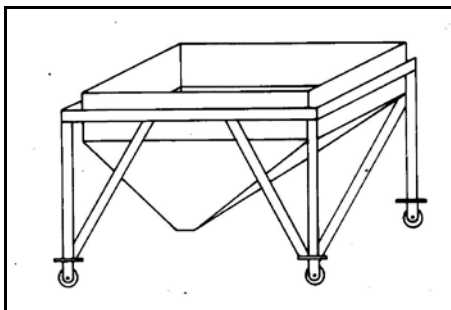


Figura 5 – Equipamento de distribuição de minério na pilha.

Haverá casos em que cada seção transversal poderá constituir-se em uma amostra final. Para isso, a massa de cada seção deverá ter uma massa mínima calculada pela equação Pierre Gy (equação [3]) ou Tabela de Richards (Tabela 2 do Anexo V).

Quarteador Jones

Esse equipamento (Figura 6) é constituído por uma série de calhas inclinadas, ora para um lado ora para o outro. Quanto maior o número de calhas mais confiáveis são as amostras obtidas. As calhas devem ser de aço inoxidável, com uma inclinação $> 45^\circ$ e não devem possuir ângulos vivos. O número de calhas deve ser par e todas devem ter a mesma largura, maior que $2d + 5 \text{ mm}$ (d = diâmetro da maior partícula).

O operador deve colocar a amostra a ser quarteada sobre o quarteador, de maneira lenta e contínua, para evitar a obstrução das calhas e a emissão de partículas. Isso pode ser executado com uma pá cuja dimensão seja a mesma da seção longitudinal do quarteador ou com um terceiro recipiente coletor da amostra. É necessário que a amostra a ser quarteada esteja praticamente seca. Para obtenção de amostras de menor massa, repetir a operação com o material contido em um dos recipientes coletores.

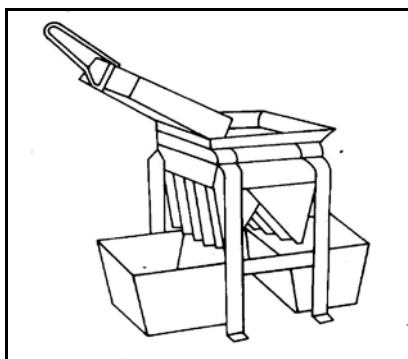


Figura 6 – Quarteador Jones.

Mesa Homogeneizadora/Divisora

Esse equipamento consiste de uma calha vibratória, de vazão e altura de descarga variáveis, que descreve trajetória circular, sobre uma mesa, sendo alimentada por um silo e acionada por um motovariador. A amostra alimentada no silo deve estar seca.

A mesa homogeneizadora e divisora⁽¹¹⁾ (Figura 7) proporciona a formação de uma pilha circular de secção triangular cujo diâmetro e altura é controlada por uma calha vibratória com seções articuladas. A seguir, a pilha é dividida por um dispositivo constituído de dois interceptadores triangulares, articulados e reguláveis pelo deslizamento de seu suporte em um aro graduado (menor divisão: 5°), limitado a um ângulo máximo de 45°. Esse aro pode ser colocado em qualquer posição da mesa.

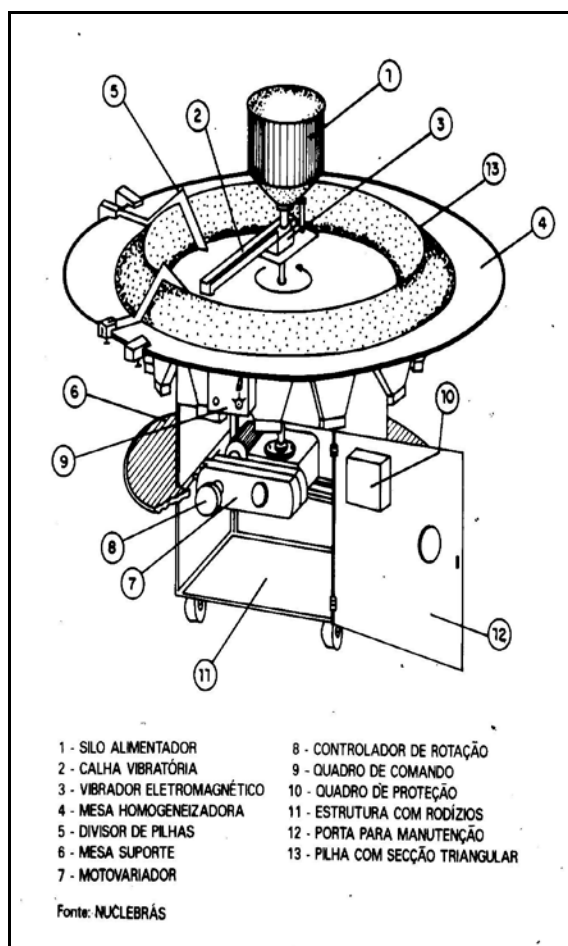


Figura 7 – Mesa homogeneizadora e divisora.

Na mesa divisora⁽¹¹⁾ (Figura 8), o quarteamento é feito através da distribuição do material contido no silo, ao longo de um conjunto de calhas coletoras. A velocidade de rotação da calha vibratória e a quantidade de material no silo devem ser determinadas de forma a assegurar que em todas as calhas coletoras haja a mesma quantidade de amostra.

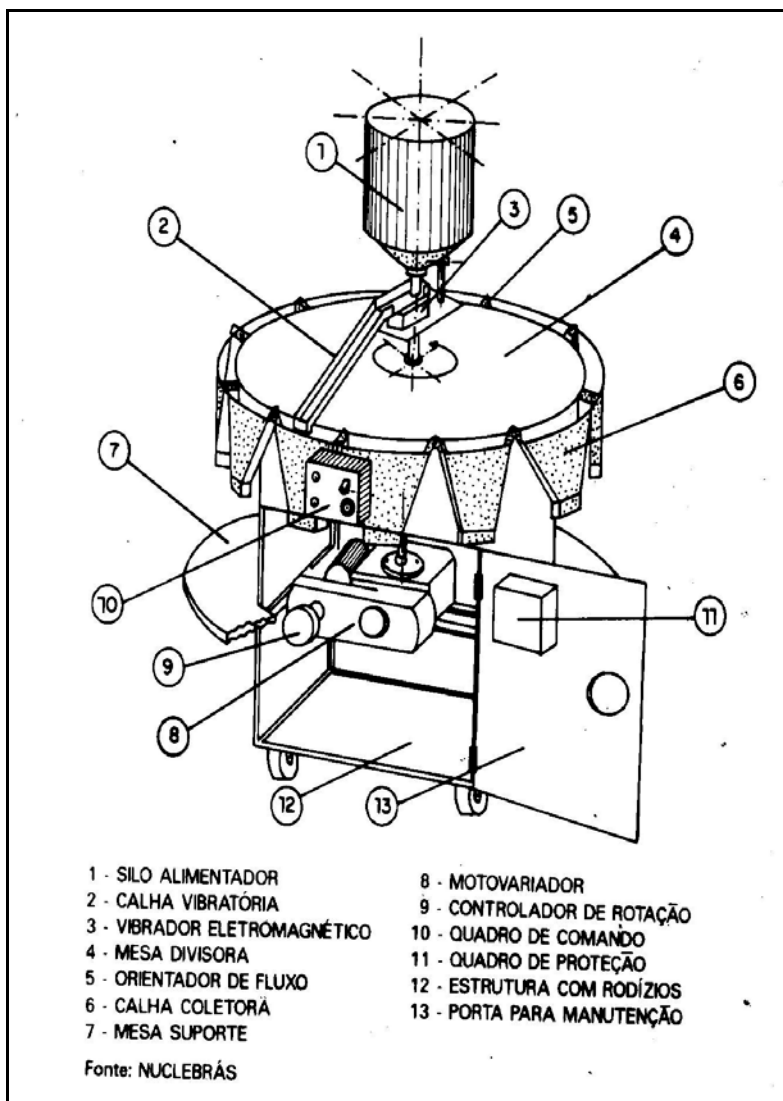


Figura 8 – Mesa divisora.

Quarteador de Polpa

O quarteador de polpa (Figura 9) é constituído por duas partes principais: um alimentador e um disco giratório contendo um número par de recipientes. O alimentador deve possuir um agitador para manter o material homogeneizado e uma válvula de descarga para manter a vazão de polpa constante aos recipientes contidos no disco giratório. Cada recipiente constitui uma fração do quarteamento. Caso se deseje maior massa, juntam-se as amostras dos recipientes diametralmente opostos.

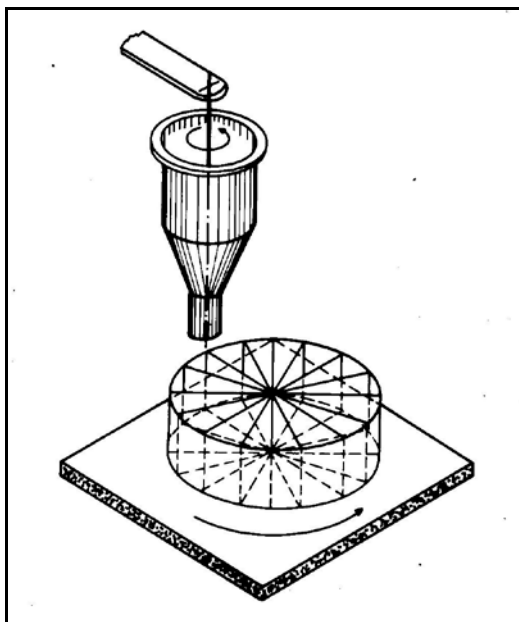


Figura 9 – Quarteador de polpa.

AMOSTRA FINAL PARA ENSAIO OU ANÁLISE QUÍMICA

Para uso em laboratório, a granulometria do material é determinada pelo processo, ou pode ser uma das variáveis em estudo. A quantidade de material necessário para o desenvolvimento do trabalho experimental deve ser suficiente para a realização de todos os ensaios. Portanto, a quantidade de material pode ser maior que a massa mínima correspondente à granulometria em questão.

No caso de análises químicas e/ou instrumental, utilizam-se amostras com granulometria na faixa de 147 a 74 μ m pois, estatisticamente, amostras com essa granulometria apresentam a maioria dos elementos homogeneamente distribuídos. A essa granulometria, normalmente corresponde uma massa de 50 a 60 g, dependendo do elemento e do material a ser analisado (ver Anexo V Tabela 2).

REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS

- 1) SMITH, R., JAMES, G.V. The sampling of bulk materials. London: Royal Society of Chemistry, 1981 (Analytical Sciences Monographs, 8).
- 2) MARQUES, J.C. Teoria e prática de amostragem de materiais a granel segundo o formalismo de P. Gy. Técnica, 1979, vol. 40, nº 451-452, p. 157-201.
- 3) VALENTE, J.M.G.P. Geomatemática - Lições de geoestatística - Ouro Preto: Fundação Gorceix, 1982. vol. 3: Teoria das Variáveis Regionalizadas e Análise Variográfica.
- 4) OTTLEY, D.J. Gy's. Sampling slide rule. Revue de L'Industrie Minerale. St. Etienne. s/d.
- 5) GY, P.M. The sampling of particulate materials: General theory. In: SYMPOSIUM ON SAMPLING PRACTICES IN THE MINERAL INDUSTRIES, Sept. 1976, Melbourne. Proceedings.
- 6) GY, P.M. Sampling of particulate materials theory and practice. Amsterdam: Elsevier, 1982.
- 7) TAGGART, A.F. Handbook of mineral dressing: ore and industrial minerals. New York: John Wiley, Sec. 19, 1945.
- 8) LUZ, A.B., POSSA, M.V. Amostragem para processamento mineral. Rio de Janeiro: CETEM, 1982. (CT-41).
- 9) POSSA, M.V. Amostragem e balanço de massas. In: Curso de beneficiamento de minérios para técnicos de nível médio da Serrana S/A. Módulo 6, Rio de Janeiro: CETEM, 1986. (CA-09/86).
- 10) GIRODO, A.C. Amostragem de minérios para projetos e operações de instalações de beneficiamento mineral. In: ENCONTRO NACIONAL DE TRATAMENTO DE MINÉRIOS E HIDROMETALURGIA, 11., 1985, Natal.
- 11) LUZ, I.L.O.; OLIVEIRA, M.L.M., MESSIAS, C. F. Homogeneizador/Quarteador de minérios: projeto e construção. In: ENCONTRO NACIONAL DE TRATAMENTO DE MINÉRIOS E HIDROMETALURGIA, 10, 1984, Belo Horizonte.
- 12) CÂMARA, A.L., COUTINHO, I.C. Amostragem aplicada a algumas matérias-primas pela Magnesita S/A. Belo Horizonte, 1977, 25p.
- 13) SAMPAIO, J. A. Estudos preliminares de concentração de wolframita. Rio de Janeiro: CETEM/CPRM, 1980. (RT-04/80).
- 14) GOES, M.A.C.; POSSA, M.V.; LUZ, A.B. Amostragem de minérios. In: (Série Tecnologia Mineral, nº 49) Rio de Janeiro: CETEM, 1991, 48 p.

ANEXO I

CONSIDERAÇÕES SOBRE O ERRO DA AMOSTRAGEM

O erro total de amostragem é a diferença entre a média verdadeira μ do parâmetro de interesse no material a ser amostrado e a sua estimativa $\bar{x}$, com base em amostras desse material.

Supondo que os valores do parâmetro de interesse no material a ser amostrado se distribuem segundo uma distribuição normal (distribuição de Gauss), com média μ e desvio padrão σ , o erro total de amostragem E_a pode ser expresso como:

$$E_a = \pm t_{(kn-1; \alpha/2)} \frac{\sigma}{\sqrt{kn}} \quad [8]$$

onde:

$t_{(kn-1; \alpha/2)}$ = t - Student para um nível de confiança de $(1 - \alpha)$ e $(kn-1)$ graus de liberdade;

k = número de amostras primárias retiradas do universo amostrado e

n = número de incrementos retirados para compor cada amostra primária.

Para uma amostragem aleatória ou sistemática, o desvio-padrão do erro de amostragem é dado por:

$$S_a = \frac{\sigma}{\sqrt{n}} \quad [9]$$

onde:

σ = variabilidade verdadeira do material;

n = número de incrementos retirados para compor cada amostra primária.

Substituindo-se a equação [9] na equação [8] temos o erro de amostragem expresso como limite de confiança para média μ :

$$E_a = \pm t_{(kn-1; \alpha/2)} \frac{S_a}{\sqrt{k}} \quad [10]$$

ANEXO II

Tabela 1 – Valores da Distribuição de t-Student⁽¹⁾ (Caso Bilateral).

Graus de Liberdade	Nível de Confiança (%)							
	50	75	90	95	97,5	99	99,5	99,9
6	1,00	2,41	6,31	12,7	25,5	63,7	127	637
2	0,816	1,60	2,92	4,30	6,21	9,92	14,1	31,6
3	0,765	1,42	2,35	3,18	4,18	5,84	7,45	12,9
4	0,741	1,34	2,13	2,78	3,50	4,60	5,60	8,61
5	0,727	1,30	2,01	2,57	3,16	4,03	4,77	6,86
6	0,718	1,27	1,94	2,45	2,97	3,71	4,32	5,96
7	0,711	1,25	1,89	2,36	2,84	3,50	4,03	5,40
8	0,706	1,24	1,86	2,31	2,75	3,36	3,83	5,04
9	0,703	1,23	1,83	2,26	2,68	3,25	3,69	4,78
10	0,700	1,22	1,81	2,23	2,63	3,17	3,58	4,59
11	0,697	1,21	1,80	2,20	2,59	3,11	3,50	4,44
12	0,695	1,21	1,78	2,18	2,56	3,05	3,43	4,32
13	0,694	1,20	1,77	2,16	2,53	3,01	3,37	4,22
14	0,692	1,20	1,76	2,14	2,51	2,98	3,33	4,14
15	0,691	1,20	1,75	2,13	2,49	2,95	3,29	4,07
16	0,690	1,19	1,75	2,12	2,47	2,92	3,25	4,01
17	0,689	1,19	1,74	2,11	2,46	2,90	3,22	3,96
18	0,688	1,19	1,73	2,10	2,44	2,88	3,20	3,92
19	0,688	1,19	1,73	2,09	2,43	2,86	3,17	3,88
20	0,687	1,18	1,72	2,09	2,42	2,85	3,15	3,85
21	0,686	1,18	1,72	2,08	2,41	2,83	3,14	3,82
22	0,686	1,18	1,72	2,07	2,41	2,82	3,12	3,79
23	0,685	1,18	1,71	2,07	2,40	2,81	3,10	3,77
24	0,685	1,18	1,71	2,06	2,39	2,80	3,09	3,74
25	0,684	1,18	1,71	2,06	2,38	2,79	3,08	3,72
26	0,684	1,18	1,71	2,06	2,38	2,78	3,07	3,71
27	0,684	1,18	1,70	2,05	2,37	2,77	3,06	3,69
28	0,683	1,17	1,70	2,05	2,37	2,76	3,05	3,67
29	0,683	1,17	1,70	2,05	2,36	2,76	3,04	3,66
30	0,683	1,17	1,70	2,04	2,36	2,75	3,03	3,65
40	0,681	1,17	1,68	2,02	2,33	2,70	2,97	3,55
60	0,679	1,16	1,67	2,00	2,30	2,66	2,91	3,46
120	0,677	1,16	1,66	1,98	2,27	2,62	2,86	3,37
∞	0,674	1,15	1,64	1,96	2,24	2,58	2,81	3,29

ANEXO III

EXEMPLO DE DETERMINAÇÃO DO NÚMERO DE INCREMENTOS PARA COMPOR UMA AMOSTRA PRIMÁRIA⁽¹⁾

PROBLEMA

Vinte e cinco toneladas de um minério de antimônio, tendo em média 40% Sb, foram recebidos em 500 sacos de 50 kg cada. A retirada dos incrementos de amostragem foi feita durante o descarregamento, utilizando-se pás. Qual o número de incrementos que deveria ser retirado para compor a amostra primária, de forma que o erro total de amostragem fosse menor que 0,5% Sb, a um nível de 95% de confiança?

SOLUÇÃO

CÁLCULO DE ESTIMATIVA DE VARIABILIDADE DO MATERIAL (S_t)

Antes de se processar o descarregamento, foram realizados ensaios exploratórios para estimar a variabilidade do material, retirando-se de vinte sacos, um incremento de cada saco. Cada incremento foi preparado e analisado por fluorescência de raios-X.

Os teores de Sb (x_i) encontrados foram: 40,3; 40,3; 45,0; 35,4; 41,6; 40,9; 48,1; 40,0; 39,4; 39,8; 32,1; 44,0; 38,2; 36,3; 30,0; 39,5; 42,0; 37,2; 39,3 e 33,8.

Para um determinado saco, com o objetivo de avaliar sua variabilidade interna, foram preparados e analisados quatro incrementos. Como os incrementos foram individualmente preparados e analisados, os erros de preparação e análise estão embutidos na variabilidade interna ao saco, estimada com base no desvio padrão dos valores para os teores de Sb relativo a esses quatro incrementos. Os teores de Sb encontrados foram: 33,8; 33,4; 33,5 e 33,7, tendo como média o valor de 33,6 e desvio padrão de 0,183. O valor do desvio padrão é cerca de 0,5% do valor da média, o que demonstra que a variabilidade interna ao saco é pequena. Com efeito, os erros nas etapas de preparação e análise podem ser considerados não significativos.

Assim, a estimativa da variabilidade do material pode ser estimada pela da equação [1]:

$$S_t = \sqrt{\frac{\sum (x_i - \bar{x})^2}{(n_t - 1)}}$$

A partir dos valores dos teores de Sb nos 20 incrementos selecionados para ensaio, obtém-se:

$$S_t = 4,28.$$

CÁLCULO DO NÚMERO DE INCREMENTOS PARA COMPOR A AMOSTRA PRIMÁRIA (n)

Supondo-se que será retirada uma amostra primária muito pequena em relação ao todo a ser amostrado, utiliza-se a Equação [2]:

$$E_a = \pm t_{(n_t-1; \alpha/2)} \frac{S_t}{\sqrt{n}}$$

Para um erro total de amostragem (E_a), de no máximo 0,5% Sb e um nível de 95% de confiança, pode-se calcular o número de incrementos como a seguir:

$$n = \left(t \frac{S_t}{E_a} \right)^2$$

$$n = \left(\frac{2,09.4,28}{0,5} \right)^2$$

$$n = 320.$$

Os testes mostraram que são necessários 320 incrementos para compor a amostra primária.

ANEXO IV

EXEMPLO DE DETERMINAÇÃO DA MASSA MÍNIMA DE UMA AMOSTRA COM DISPONIBILIDADE DE INFORMAÇÕES⁽¹⁾

PROBLEMA

Um minério de zinco contém aproximadamente 5% ZnS (blenda) e tamanho máximo de partícula de 25 mm. O peso específico da blenda é 4,0 g/cm³ e da ganga 2,6 g/cm³. O minério necessita ser cominuído a 1,5 mm para que a blenda fique completamente liberada. Qual a massa mínima de amostra que deve ser retirada, de forma que o erro total de amostragem não seja maior que 0,2% ZnS a um nível de 95% de confiança?

SOLUÇÃO

Utilizando a equação geral da teoria de Pierre Gy (equação [3]) e supondo-se que a massa do material a ser amostrado (W) é muito grande, podemos considerar que a razão tende a zero. Assim, a massa mínima de amostra (w), em gramas, que deve ser retirada pode ser calculada por:

$$w = \frac{1}{S_a^2} d^3 \cdot Q \cdot l \cdot f \cdot h$$

CÁLCULO DA ESTIMATIVA DO ERRO DE AMOSTRAGEM (S_a)

Tem-se, equação [10], que o erro de amostragem expresso como limite de confiança para média μ é dado por:

$$E_a = \pm t_{(kn-1; \alpha/2)} \frac{S_a}{\sqrt{k}}$$

Considerando-se um erro total de amostragem (E_a) de 0,2% ZnS e que será retirada apenas uma amostra do todo a ser amostrado ($k = 1$), sendo essa amostra composta por um número infinito de partículas ($n = \infty$), pode-se calcular para um nível de 95% de confiança, a estimativa do erro total de amostragem segundo o desvio padrão (S_a):

$$S_a = E_a \frac{\sqrt{k}}{t_{(kn-1; \alpha/2)}}$$

$$S_a = 0,2 \frac{\sqrt{1}}{1,96}$$

$$S_a = 0,10.$$

CÁLCULO DO FATOR DE COMPOSIÇÃO MINERALÓGICA (Q)

Sabendo-se que o minério contém 5% de ZnS ($x = 5$), cujo peso específico é de $4,0 \text{ g/cm}^3$ ($\rho_A = 4,0$) e que o peso específico da ganga é de $2,6 \text{ g/cm}^3$ ($\rho_B = 2,6$), podemos calcular o fator de composição mineralógica segundo a equação [6]:

$$Q = x(100-x) \left[\frac{x}{100} \cdot \rho_A + \frac{(100-x)}{100} \cdot \rho_B \right]$$

$$Q = 5 \cdot (100-5) \cdot \left[\frac{5}{100} \cdot 4,0 + \frac{(100-5)}{100} \cdot 2,6 \right]$$

$$Q = 1.268,25 \text{ g/cm}^3.$$

DETERMINAÇÃO DO FATOR DE LIBERAÇÃO DO MINERAL (I)

Considerando-se que o diâmetro máximo de partícula é de 25 mm ($d = 2,5 \text{ cm}$) e que é necessário cominuir o minério a 1,5 mm para que a blenda seja completamente liberada ($d_o = 0,15 \text{ cm}$), tem-se:

$$d > d_o, \text{ logo } I = \sqrt{\frac{d_o}{d}}$$

$$I = \sqrt{\frac{0,15}{2,5}}$$

$$I = 0,24.$$

DETERMINAÇÃO DO FATOR DE FORMA DAS PARTÍCULAS (f)

Considerando-se os minérios em geral, tem-se:

$$f = 0,5.$$

DETERMINAÇÃO DO FATOR DE DISTRIBUIÇÃO DE TAMANHO DAS PARTÍCULAS (h)

Considerando-se que o minério foi cominuído para passar numa dada abertura de peneira, sem que tenham sido removidos os finos, tem-se:

$$h = 0,25.$$

CÁLCULO DE MASSA MÍNIMA DA AMOSTRA (w)

Para cálculo da massa mínima de amostra,. substitui-se os valores acima determinados na equação [11].

$$w = \frac{1}{S_a^2} d^3 . Q . l . f . h$$

$$w = \frac{1}{(0,1)^2} (2,5)^3 . (1268,25) . (0,24) . (0,5) . (0,25)$$

$$w = 59.449 \text{ g.}$$

ANEXO V

EXEMPLO DE DETERMINAÇÃO DA MASSA MÍNIMA DE UMA AMOSTRA COM POUCAS INFORMAÇÕES^(13,14)

PROBLEMA

Foi recebida uma amostra de 7 t de minério de wolframita com granulometria de 76,2mm para a realização de ensaios preliminares de concentração. Macroscopicamente foram constatadas concentrações preferenciais de wolframita nas partículas do minério, caracterizando-o do tipo *Spotty*. Desejava-se determinar a massa mínima da amostra para cada etapa de cominuição/homogeneização/quarteamento, bem como a massa mínima da amostra, na granulometria de 74μm, para análise química, a fim de obter o teor médio de WO₃ nesse minério.

SOLUÇÃO

A Figura 10 apresenta o fluxograma de amostragem utilizado nesse estudo onde para cada etapa de cominuição, homogeneização e quarteamento, a massa mínima da amostra foi determinada segundo a Tabela de Richards (Tabela 2).

Para obtenção do teor médio de WO₃ nesse minério foram realizadas análises químicas em quatro amostras representativas, cujos resultados são apresentados a seguir.

O valor médio $\bar{x}$ de WO₃ é de 0,45% e o desvio padrão (s) é de 0,025. O erro total de amostragem é expresso como limite de confiança da média μ pela equação [8]:

$$E_a = \pm t_{(kn-1; \alpha/2)} \frac{s}{\sqrt{n}}$$

Considerando-se o desvio padrão calculado s uma estimativa do desvio padrão σ e que foi retirada apenas uma amostra do todo a ser amostrado ($k = 1$) tem-se:

$$E_a = \pm t_{(n-1; \alpha/2)} \frac{\sigma}{\sqrt{kn}}$$

$$E_a = \pm 3,18 \frac{0,025}{\sqrt{4}}$$

$$E_a = \pm 0,04$$

O erro de 0,04% WO_3 é pequeno, cerca de 9% do valor médio $\bar{x}$ de 0,45% WO_3 . Para o nível de informações disponíveis sobre a amostra, atesta-se a validade de utilização da Tabela de Richards. Cumpre esclarecer, no entanto, que a amostra "pode não representar o universo de onde foi retirado", pois uma amostra de sete toneladas somente seria representativa caso essa estivesse na granulometria de 25,4mm (Tabela Richards). Deve ressaltar neste fato, a importância de haver, preliminarmente, uma discussão entre o solicitante e o executor do trabalho acerca de um planejamento de amostragem, evitando assim, que sejam gastos recursos na obtenção de resultados que podem ser não representativos.

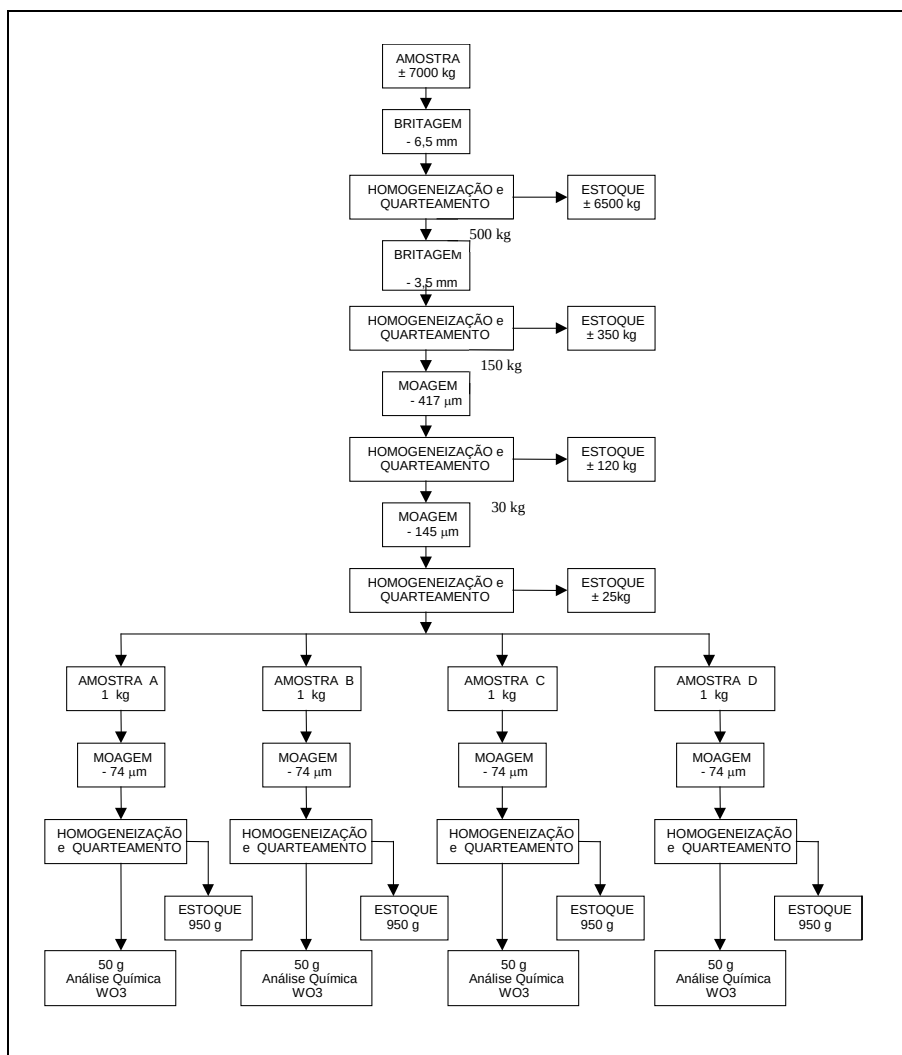


Figura 10 – Fluxograma de amostragem do minério de wolframita-CETEM.

Tabela 2 – Tabela de Richards: Determinação da massa mínima da amostra em (kg⁷).

Diâmetro da Maior Partícula	Caracterização do Minério					
	Muito Pobre ou Muito Uniforme	Pobre ou Uniforme	Médios	Rico ou <i>Spotty</i>	Muito Rico ou Exclusivamente <i>Spotty</i>	Ouro
8"	9.600	32.000	-	-	-	-
5"	3.800	12.500	-	-	-	-
4"	2.400	8.000	40.000	-	-	-
2"	600	2.000	10.000	26.000	-	5.000
11/2"	350	1.150	5.000	14.000	-	2.500
1"	150	500	2.500	6.500	-	1.000
3/4"	85	300	1.400	3.600	-	500
1/2"	35	125	600	1.600	-	200
1/4"	10	30	150	400	14.000	100
6 M	2,5	8,5	43	110	3.800	38
10 M	0,5	2,0	11	30	900	-
14 M	0,4	1,0	5	14	500	13
20 M	0,2	0,5	3	7	250	5
28 M	0,08	0,3	1,5	3,5	120	2
35 M	0,04	0,2	0,7	1,7	60	0,5
48 M	0,02	0,1	0,3	0,9	30	-
65 M	0,01	0,03	0,2	0,4	15	-
100 M	0,005	0,02	0,1	0,2	7,5	-
150 M	0,003	0,01	0,05	0,1	4	-
200 M	0,002	0,005	0,02	0,05	-	-

Obs.: *Spotty* = grande concentração do mineral em pontos preferenciais no minério.
Muito Pobre, Pobre, Médio, Rico e Muito Rico = relativo ao teor do elemento ou do composto no minério;
Muito Uniforme e Uniforme = relativo à forma de concentração do mineral no minério.

CARACTERIZAÇÃO MINERALÓGICA DE MINÉRIOS PARTE I

Ney H. Porphírio (*in memorian*)

Lic. História Natural pela UFPE
Pesquisador do CETEM/MCT

Marília Inês M. Barbosa

Geóloga pela UFRJ, Doutora em
Geologia pela UFRJ
Professora da UENF

Luiz Carlos Bertolino

Geólogo pela UFRJ, Doutor em
Engenharia Metalúrgica pela PUC-Rio
Tecnologista Sênior do CETEM/MCT

CARACTERIZAÇÃO TECNOLÓGICA DE MINÉRIOS PARTE II

Reiner Nuemann

Geólogo pela USP, Doutor em Mineralogia
Experimental e Aplicada pela IGC-USP
Pesquisador Titular do CETEM/MCT

Claudio Luiz Schneider

Engenheiro de Minas pela UFRGS, Doutor em
Metalurgia, Universidade de Utah-EUA
Tecnologista Sênior do CETEM/MCT

Arnaldo Alcover Neto

Químico pela UNESP, Doutor em
Geoquímica pela IGC-USP
Pesquisador Titular do CETEM/MCT

CARACTERIZAÇÃO MINERALÓGICA DE MINÉRIOS – PARTE I

INTRODUÇÃO

A mineralogia aplicada ao beneficiamento de minério é um ramo da mineralogia tradicional e clássica. O conhecimento das características principais dos minerais contidos em amostras representativas do tipo *run of mine*, é feito sobre fragmentos de rochas, e/ou em amostras e produtos granulares representativos. Esse procedimento auxilia o engenheiro de processo com informações que estejam relacionadas diretamente ao desenvolvimento e otimização das técnicas de beneficiamento mineral para fins metalúrgicos.

Os relatórios de pesquisas geológicas, contendo informações de um depósito mineral relativos à petrologia, litoestratigrafia, geologia estrutural, geologia econômica, mineralogia descritiva, etc., nem sempre são úteis para o desenvolvimento de um determinado processo de beneficiamento.

É necessário que as informações colhidas nos estudos de mineralogia aplicada ao beneficiamento não se limitem apenas à identificação dos constituintes da amostra, mas que apresentem sempre avaliações quantitativas ou semiquantitativas desses constituintes. Estes estudos mineralógicos devem ser definidos e orientados à luz de métodos de separações e concentrações, objetivando melhores recuperações dos minerais valiosos.

Os minérios apresentam, em geral, características e peculiaridades próprias e, devido a isto, frequentemente, processos tecnológicos adequados para um dado minério, nem sempre poderão ser efetivos para um minério similar. Sabendo-se que em um determinado depósito podem ocorrer variações e alterações na:

- (i) composição mineralógica devidas à distribuição aleatória do mineral-minério no depósito;
- (ii) na granulometria do mineral de interesse;
- (iii) na sua relação dos minerais de ganga, e entre outros.

Neste contexto, pressupõem-se estudos mais detalhados e específicos, durante a realização dos primeiros ensaios de beneficiamento deste minério.

É fundamental que o especialista em mineralogia aplicada tenha bons conhecimentos das diferentes etapas de beneficiamento e saiba da importância das características dos minerais que poderão ajudar e/ou entenda o comportamento de um minério numa operação particular de beneficiamento. A partir desses conhecimentos, consegue-se até prever, com uma certa segurança, tanto a recuperação como os problemas e dificuldades que poderão ocorrer no desenvolvimento dos estudos de beneficiamento. Os resultados das investigações mineralógicas qualitativas e quantitativas juntamente com aquelas fornecidas pelas análises químicas devem ser suficientes para orientar o planejamento das sequências e/ou etapas adequadas ao beneficiamento.

Numa fase ainda considerada exploratória da caracterização, podem ser realizados estudos mínero-petrográficos em fragmentos de rochas mineralizadas ou não, bem como em amostras dos testemunhos de sondagens representativos da jazida. Nesta fase dos estudos de caráter petrográfico, uma maior atenção é dada aos aspectos geológicos relativos à gênese de formação da rocha mineralizada, cujos fenômenos de sequência de cristalização dos principais minerais e propriedades dos minerais entre si, muitas vezes apresentam implicações íntimas com os processos de beneficiamento em desenvolvimento. O conhecimento das propriedades físico-químicas dos minerais pode ser indicador do tipo de beneficiamento proposto. Contudo, existem outros fatores associados à fase mineral que devem ser levados em conta, principalmente para as etapas de metalurgia extrativa. Alguns desses fatores são determinantes na velocidade da reação química e estão relacionados ao tipo de estrutura cristalina dos principais minerais como textura, fraturas, inclusões, tamanho médio das partículas, porosidade, orientação das superfícies expostas, natureza das impurezas, entre outras.

Apesar da variedade dos tipos de minérios ou diversificação dos produtos gerados por determinados processos de concentração, alguns itens devem ser observados, pois são fundamentais na caracterização mineralógica aplicada aos processos de beneficiamento. Muitos desses itens podem ser obtidos por intermédio de estudos por microscopia óptica, incluindo:

- (i) a análise mineralógica qualitativa que identifica todos os minerais;
- (ii) a análise mineralógica semiquantitativa por meio de avaliações e cálculos semiquantitativos das proporções percentuais de todos os minerais do minério;
- (iii) a determinação do grau de liberação por meio das avaliação e cálculo das percentagens de liberação do mineral de interesse com relação a sua ganga, bem como estudos do comportamento dos grãos mistos;
- (iv) as medidas de reflectividade dos minerais opacos;
- (v) as fotomicrografias de situações mineralógicas marcantes que podem ser conclusivas de determinados fenômenos relativos a formação dos minerais do minério;
- (vi) as identificações mineralógicas por difratometria de raios X (DRX) e microscopia eletrônica de varredura (MEV);
- (vii) complementação e compatibilização dos estudos mediante os resultados de análises químicas dos elementos principais e os chamados traços.

As principais etapas e as operações envolvidas na caracterização mineralógica de um minério, utilizadas nos processos de beneficiamento, podem ser vistas na Figura 1.

As informações normalmente obtidas na caracterização mineralógica, depois de analisadas e compatibilizadas, podem ser utilizadas nos seguintes itens:

- (i) indicar etapas para o desenvolvimento de fluxograma de beneficiamento e sugerir determinados tipos de ensaios de concentrações, com base nas características mais importantes dos minerais do minério;
- (ii) permitir a compreensão do comportamento dos minerais do minério em face de um determinado processo de beneficiamento e/ou metalúrgico. Alguns desses exemplos adaptados de Henley (1983), podem ser vistos no Quadro 1;
- (iii) determinar a qualidade dos produtos obtidos em diferentes tipos de ensaios, por intermédio das identificações mineralógicas dos concentrados e rejeitos avaliando seu respectivo grau de seletividade;
- (iv) complementar os estudos da jazida, a partir do conhecimento das diferentes tipologias do minério, segundo identificações de diferentes amostras relativas ao avanço da frente de lavra.

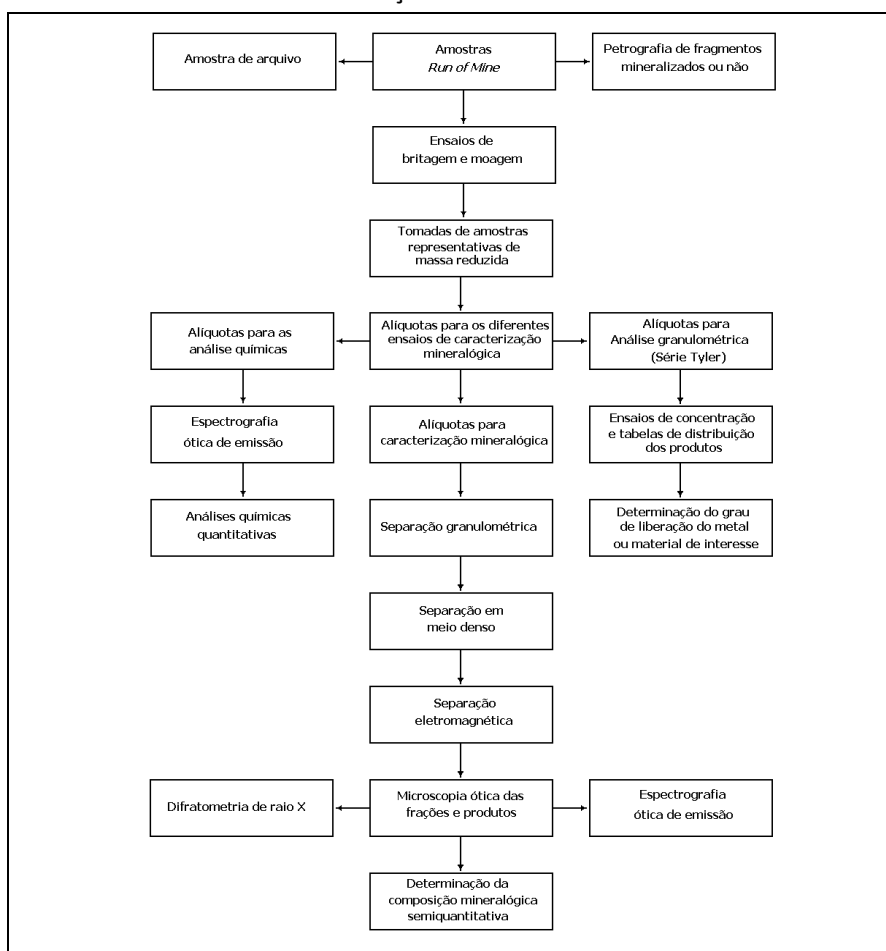


Figura 1 – Principais etapas da caracterização mineralógica de um minério.

Quadro 1 – Relação entre os dados de mineralogia e alguns processos de beneficiamento adaptado de Henley (1983).

Minério de	Mineral Valioso/Ganga	Tipos de Processos Indicados
Fe	magnetita/quartzo hematita/quartzo	Separação magnética de baixa intensidade. Separação magnética de alta intensidade, flotação, jigagem (dependendo da granulometria).
Cu	calcopirita/silicatos malaquita/silicatos malaquita/carbonatos	Flotação. Lixiviação ácida ou flotação com sulfetação prévia. Flotação com sulfetação prévia.
Ni	pentlandita/silicatos goethita/argilomineral	Flotação. Pirometalurgia/hidrometalurgia.
U	uraninita/quartzo uraninita/carbonato	Lixiviação ácida. Lixiviação alcalina.
W	scheelita/quartzo wolframita/quartzo	Flotação e concentração gravítica. Separação magnética de alta intensidade.
Sn	cassiterita/silicatos cassiterita/sulfetos	Concentração gravítica. Concentração gravítica e flotação.
Ti	ilmenita/quartzo rutilo/quartzo	Separação magnética de alta intensidade, concentração gravítica (dependendo da granulometria). Separação magnética de alta intensidade.

ANÁLISE MINERALÓGICA QUALITATIVA

Devido ao tipo da matéria-prima que constitui o minério e quando se pretende caracterizá-lo mineralogicamente, uma maior ênfase deve ser dada aos estudos realizados ao microscópio óptico polarizante. Estes estudos permitem, mesmo em caráter exploratório, uma visualização realística do comportamento desses constituintes em face do beneficiamento, independente se representa mineral valioso ou aqueles formadores da ganga. Esse tipo de análise se baseia essencialmente nas identificações das principais propriedades ópticas dos minerais por meio dos estudos ao microscópio óptico polarizante.

As propriedades que são consideradas fundamentais para identificação, no caso dos minerais transparentes, são aquelas descritas por Kerr (1959); Parfenoff *et al.* (1970); Deer *et al.* (1975) E Klein e Hurlbut (1993): cor, forma, pleocroísmo, extinção, relevo, planos de clivagens e de fraturas, birrefringência, geminações, figuras de interferência, determinação do sinal óptico (minerais uniaxiais ou biaxiais, positivos ou negativos).

Para os minerais opacos, são principalmente observados segundo Uytendogaard e Burke (1985), Edwards (1974) e Picot e Johan (1977): cor, forma, pleocroísmo, isotropismo, anisotropismo e reflectância. O poder refletor ou a reflectividade dos minerais pode ser determinada medindo-se a luz refletida pelos minerais opacos. Como exemplo podemos citar os minerais do grupo dos sulfetos, óxidos, elementos nativos, carvões, etc. Estas medidas são realizadas por um equipamento eletrônico acoplado ao microscópio óptico, constituído basicamente de célula fotoelétrica, amplificador de sinal e aparelho digital que mostra a percentagem de reflectância, do mineral opaco.

O estudo mineralógico de um minério tem início quando a amostra representativa *run-of-mine* chega ao laboratório onde são selecionados fragmentos para confecção de lâminas delgadas e/ou secções polidas para estudos ao microscópio óptico.

A espessura das lâminas delgadas deve atingir cerca de 30 μm , o que permite examinar com segurança todas as propriedades ópticas dos minerais transparentes ao microscópio de luz transmitida. Os minerais opacos, sob formas granulares ou fragmentos de rocha mineralizada, são embutidos em resina sintética e polidos. Tais secções ou briquetes bem polidos (como espelho) permitem a determinação de suas propriedades ópticas ao microscópio de luz refletida.

Na caracterização mineralógica de minério, com fins de beneficiamento, a identificação dos minerais pode ser feita em alíquotas representativas, normalmente moídas em granulometrias abaixo de 1,68 mm. Para tamanhos de grãos entre 1,68 mm e 208 μm , os estudos podem ser feitos em lupa binocular. O material de granulometria entre 208 μm e 37 μm é geralmente examinado ao microscópio óptico polarizante. A fração inferior a 37 μm pode ser examinada ao microscópio óptico com cuidados especiais, complementando-se com estudo de difratometria de raios X e análises químicas.

Métodos Usuais de Identificação Mineral

Estudos das propriedades ópticas: lupa binocular, microscópio de luz transmitida, microscópio de luz refletida.

Difratometria de raios X (DRX).

Microsonda eletrônica.

Microscópio eletrônico de varredura (MEV) equipado com sistema de análise por energia dispersiva de raios X (EDS).

Analizador de imagem.

Outras técnicas: análises espectroscópicas de infravermelho, análises com luz ultravioleta, espectroscopia Mössbauer, análises termodiferencial e termogravimétrica, radiografia e ataques químicos rápidos.

Métodos para Determinação dos Compostos Cristalinos e da Composição Química dos Minerais

Microsonda eletrônica.

Microscópio eletrônico de varredura (MEV) equipado com sistema de análise por energia dispersiva de raios X (EDS).

Difratometria de raios X (DRX).

Analizador de imagem.

Análises químicas quantitativas por: via úmida (gravimetria, titulometria ou volumetria e colorimetria), espectrografia óptica de emissão (EOE), espectrometria de absorção atômica (EAA), fluorescência de raios X (FRX), espectrometria de plasma (EP).

ANÁLISE MINERALÓGICA SEMIQUANTITATIVA

Amostragem

Uma caracterização mineralógica de minério, realizada com intuito de obter dados que serão úteis ao desenvolvimento de diferentes processos de beneficiamento, não pode deixar de apresentar uma quantificação de seus constituintes, representados pelo mineral valioso e pelos minerais pertencentes à ganga.

Uma grande dificuldade nessa análise é a manutenção da representatividade, levando-se em conta que a quantidade da massa do material analisado é infinitamente pequena com relação àquela encontrada na jazida. Outro fator preponderante nessa quantificação consiste na tentativa de diminuir os erros operacionais normalmente existentes nessas análises.

São conhecidos alguns métodos que permitem realizar esta análise semiquantitativa através de observações ao microscópio óptico e lupa binocular. Com auxílio de um analisador de imagem acoplado ao MEV, esses valores podem ser obtidos com grande precisão e confiabilidade.

A alíquota do minério utilizado numa análise semiquantitativa deve ser cuidadosamente manipulada no intuito de prevalecer sua representatividade em todas as etapas de avaliação. Este cuidado tem início a partir da amostragem na jazida e deve ser mantido inclusive nos ensaios em escala de laboratório. Uma tomada de alíquota cuidadosa envolve critérios de homogeneidade, conhecimento prévio da quantidade empírica do mineral valioso e/ou o teor de metal de interesse. Deve ser também observado uma possível indicação da granulometria de liberação do mineral valioso, em relação à ganga.

Ensaio de Concentração

Uma amostra representativa, de granulometria inferior a 1,68 mm, dependendo do tipo de minério, e para facilitar sua concentração, deverá ser separada em determinadas faixas granulométricas segundo uma série de peneiras conhecidas (série Tyler). Os intervalos mais usuais para esse tipo de análise são os seguintes:

frações - 1,68 mm a 590 μm ;

frações - 590 a 210 μm ;

frações - 210 a 37 μm ;

frações - menor que 37 μm .

Pretendendo-se uma melhor seletividade nos produtos e consequentemente otimizar os cálculos, as mesmas faixas granulométricas poderão ser concentradas através de separações em meio denso. Existem diferentes tipos de líquidos densos utilizados nesta operação de concentração e alguns estão listados no Quadro 2. Mais comumente, utiliza-se o bromofórmio com densidade igual a 2,89 e/ou o iodeto de metileno, com densidade igual a 3,33 g/cm³. Dependendo da necessidade, os produtos afundados podem ser concentrados mais uma vez, por processos eletromagnéticos, a partir de ensaios no separador isodinâmico Frantz, conforme Müller (1971) e Mc Andrew (1957).

Quadro 2 – Líquidos densos usados em separações gravíticas de minerais.

Líquido Denso	Fórmula Química	Densidade 20°C	Solvente
Tetracloro de Carbono	CCl_4	1,590	Benzeno
Percloroetileno		1,620	Shell Nafta
Solução de Cloreto de Zinco	ZnCl_2	1,800	Água
Solução de Cloreto de Sódio	NaCl	2,1-2,2	Água
Brometo de Metileno	CH_2Br_2	2,590	Álcool éter etílicos
Bromofórmio	CHBr_3	2,890	Tetracloro de carbono, álcool etílico, percloroetileno, Shell nafta, acetona e éter etílico
Tetrabrometano	$\text{CHBr}_2\text{CHBr}_2$	2,967	Tetracloro de carbono, benzeno, éter etílico e acetona
Solução de Thoulet*		3,190	Água, álcool etílico
Iodeto de Metileno	CH_2I_2	3,325	Metanol, benzol, éter etílico e tetracloro de carbono
Solução de Clerici**	$\text{CH}_2(\text{COOTe})_2$ HCOOTI	4,30	

* Solução de Thoulet: é uma solução de mercúrio e potássio.

** Solução de Clerici: mistura de malonato de tálio com formiato de tálio.

Todos os produtos obtidos nos diferentes ensaios de separação, representados pelos minerais leves, pesados, magnéticos e não magnéticos, e que ocorrem nas variadas frações granulométricas, deverão ser identificados ao microscópio óptico polarizante e lupa binocular. Após essas identificações, serão avaliadas suas respectivas quantidades percentuais nesses produtos e, conseqüentemente, no minério.

Os principais métodos de semiquantificação dos minerais utilizados nas análises ao microscópio óptico, são os seguintes:

- (i) contagem de pontos no grão mineral;
- (ii) contagem dos grãos individualizados;
- (iii) contagem no campo visual do microscópio dos diferentes aglomerados de grãos de minerais do minério.

As porcentagens finais de uma análise mineralógica semiquantitativa, feita por contagens ao microscópio, são valores resultantes de uma quantificação volumétrica de cada mineral presente. Os resultados em porcentagens pesos são decorrentes do valor volumétrico multiplicado pela densidade teórica de cada mineral. As porcentagens em peso obtidas compatibilizadas para os valores percentuais máximos da fração permitem o cálculo final da composição mineralógica semiquantitativa do minério.

Composição Mineralógica Semiquantitativa

Para exemplificar a obtenção de uma composição mineralógica semiquantitativa, por microscopia óptica, quando não se tem outros recursos, são apresentados os cálculos feitos para o minério de barita proveniente de Itaguaí-RJ, com os valores percentuais dos minerais do minério (Tabelas 1 a 4). Na Tabela 5 encontram-se os resultados finais para a composição mineralógica semiquantitativa do minério.

Tabela 1 – Análise granulométrica e distribuição dos produtos da separação em meio denso ($d = 2,89 \text{ g/cm}^3$) da amostra representativa do minério de barita de Itaguaí-RJ.

Faixa (μm)	Peso		Flutuado		Afundado	
	(g)	(%)	(g)	(%)	(g)	(%)
- 1.651 + 295	195,39	59,0	92,04	27,8	103,25	31,2
- 295 + 104	57,39	17,4	26,57	8,0	31,02	9,4
- 104 + 37	35,96	10,9	19,91	6,0	16,05	4,9
-37	41,91	12,7	-	-	-	-
Total	330,65	100,0	138,52	41,8	150,42	45,5

Tabela 2 – Análise mineralógica dos produtos obtidos.

Fração - 1651 + 295 µm			Flutuado		
	Volume (%)	Densidade	Peso		
			(g)	(%)	(%) no minério
Rochas Encaixantes*	50	2,63	131,5	48,5	13,5
Quartzo	44	2,65	116,6	43,0	12,0
Silexito**	3	3,91	11,73	4,3	1,2
Mat. Ferruginoso	2	3,8	7,6	2,8	0,8
Outros (Barita e Mica)	1	3,68	3,68	1,4	0,4
Total	100		271,11	100	27,9
Fração - 1651 + 295 µm			Afundado		
Barita	79	4,45	351,55	81,5	25,5
Silexito	10	3,91	39,1	9,1	2,8
Mat. Ferruginoso	10	3,8	38,0	8,8	2,7
Outros(quartzo e mica)	1	2,78	2,78	0,6	0,2
Total	100		431,43	100	31,2
Fração -295 + 104 µm			Flutuado		
	Volume (%)	Densidade	Peso		
			(g)	(%)	(%) no minério
Encaixante	50	2,63	131,5	48,5	3,9
Quartzo	44	2,65	116,6	43,0	3,5
Silexito	3	3,91	11,73	4,3	0,3
Mat. Ferruginoso	2	3,8	7,6	2,8	0,2
Outros	1	3,68	3,68	1,4	0,1
Total	100		271,11	100	8,0
Fração -295 + 104 µm			Afundado		
Barita	80	4,45	356,0	82,2	7,7
Silexito	10	3,91	39,1	9,0	0,9
Mat. Ferruginoso	10	3,8	38	8,8	0,8
Total	100		433,1	100,0	9,4
Fração - 104 + 37 µm			Flutuado		
	Volume (%)	Densidade	Peso		
			(g)	(%)	(%) no minério
Encaixante	49	2,63	128,87	47,3	2,8
Quartzo	45	2,65	119,25	43,8	2,6
Barita	3	4,45	13,35	4,9	0,3
Silexito	2	3,8	7,6	2,8	0,2
Outros (mat. ferruginoso. e mica)	1	3,35	3,35	1,2	0,1
Total	100		272,42	100	6,0
Fração - 104 + 37 µm			Afundado		
Barita	90	4,45	400,5	91,6	4,5
Silexito	8	3,91	31,28	7,2	0,3
Outros (Quartzo)	2	2,65	5,3	1,2	0,1
Total	100		437,08	100	4,9
Fração - 37 µm					
Barita	45	4,45	200	51,8	6,6
Mat. Ferruginoso	35	3,8	133	34,5	4,4
Quartzo	20	2,65	53	13,7	1,7
Total	100		386	100	12,7

d = densidades utilizadas nesses cálculos: fração argila = 2,62; mica (biotita) = 2,9; magnetita = 5,17; limonita = 3,8; quartzo = 2,65; barita = 4,45

* rocha encaixante: quartzo + argila

** silexito: quartzo + óxido de ferro

Obs.: A fração - 37 µm não foi submetida à separação em meio denso: sua composição mineralógica aproximada foi feita diretamente no microscópio com ajuda dos resultados de análise química.

Tabela 3 – Cálculos de distribuição percentual dos minerais em diferentes frações, a partir dos dados obtidos na Tabela 2.

Fração – 11.651 + 295 µm		
Minerais	Peso (%)	Peso (%) no Minério
Barita	43,0	25,5
Encaixante	23,0	13,4
Quartzo	20,0	12,0
Silexito	7,0	4,0
Mat. Ferruginoso	6,0	3,5
Outros (mica)	1,0	0,6
Total	100,0	59,0
Fração - 295 + 104 µm		
Barita	44,5	7,7
Encaixante	22,5	3,9
Quartzo	20,0	3,5
Silexito	7,0	1,2
Mat. Ferruginoso	6,5	1,0
Outros	0,5	0,1
Total	100,0	17,4
Fração – 104 + 37 µm		
Minerais	Peso (%)	Peso (%) no Minério
Barita	44,5	4,8
Encaixante	26,0	2,8
Quartzo	24,5	2,6
Silexito	4,5	0,5
Outros	0,5	0,2
Total	100,0	10,9
Fração – 37 µm		
Minerais	Peso (%)	Peso (%) no Minério
Barita	51,8	6,6
Encaixante	34,5	4,4
Quartzo	13,7	1,7
Total	100,0	12,7

Tabela 4 – Composição mineralógica semiquantitativa do minério de barita de Itaguaí-RJ, com base nos resultados da Tabela 3.

Constituintes	Peso (%)	Constituintes	Peso (%)
Barita	44,6	Silexito	5,7
Encaixante*	20,1	Mat. Ferruginoso	8,9
Quartzo	19,8	Outros**	0,9
*Encaixante: Quartzo, caulinita e anatásio			
**Outros: biotita, muscovita, óxido de ferro hidratado			

DETERMINAÇÃO DO GRAU OU ESPECTRO DE LIBERAÇÃO

Os grãos minerais devem estar inteiramente individualizados para responderem com eficiência aos processos de beneficiamento propostos.

A liberação de um minério pode ser definida como a porcentagem de um determinado mineral valioso que se apresenta numa faixa granulométrica sob a forma de partículas livres, representadas por grãos monominerálicos conforme Malvik (1982). Há casos em que a liberação já existe naturalmente, por exemplo, nos materiais aluvionares de minerais leves e pesados. A grande maioria dos minérios, no entanto, ocorrem sob a forma de associações de minerais consolidadas, sendo indispensáveis etapas de britagem e moagem do material, para liberação total do mineral valioso. Os parâmetros que influenciam na liberação dos minerais são: dimensões, formas e intercrescimentos dos grãos; coesões interna e entre os grãos; tipos de associações minerais; proporção dos minerais presentes.

A liberação de um mineral valioso de sua ganga está, portanto, diretamente relacionada à textura original da rocha mineralizada conforme King (1982). A porcentagem de liberação de um mineral no minério pode ser obtida em diferentes índices de precisão e exatidão, utilizando-se produtos resultantes de ensaios físicos com líquidos densos, dosagens químicas do elemento principal, ou de estudos sistemáticos em lupa binocular e/ou microscópio óptico segundo Henley (1983).

Liberação por Meio Denso

Nos ensaios físicos, o gradiente de densidade obtido a partir de diferentes líquidos pesados é um dos métodos mais rápidos para estabelecer a liberação dos minerais granulares de um minério ou de produtos específicos (Müller, 1971). O material classificado em diversas faixas granulométricas, quando efetivamente liberado, assume na coluna de gradiente o lugar correspondente a sua densidade. São utilizados líquidos imiscíveis de diferentes densidades e, como consequência, tem-se a formação de faixas horizontais bem definidas. A liberação das espécies mineralógicas segundo simples observação visual é facilmente detectada. Uma das limitações deste método é a impossibilidade de preparar-se gradientes com densidades superiores a 4,3 (solução de Clerici). Na Figura 2. são representados quatro tubos de ensaios utilizados na separação densitária, visando observar a liberação do mineral-minério nas diferentes granulometrias. Os tubos são preenchidos por líquidos com densidades variadas ($d = 2,6 - 3,3$), e, dependendo da granulometria de liberação e da densidade do mineral de interesse, ele irá ocupar a faixa do gradiente correspondente a sua densidade. Na Figura 2 os tubos de ensaios utilizados no estudo de liberação de um material contendo quartzo, dolomita, fluorita e sulfetos.

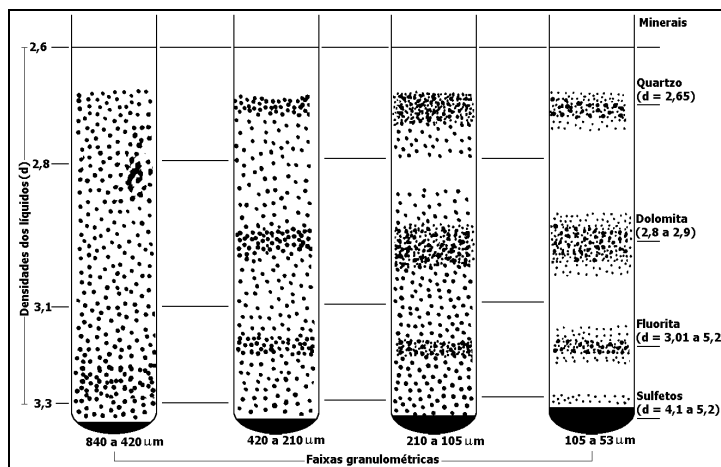


Figura 2 – Ilustração do efeito do aumento de liberação mineral com o decréscimo da granulometria.

Liberação por Análise Química

Alternativamente, a porcentagem de liberação do mineral valioso pode ser determinada pela dosagem do teor do principal elemento químico do mineral ou do elemento existente exclusivamente no mineral valioso, nos produtos de concentração obtidos numa separação sequencial em líquidos densos.

A Tabela 5 exemplifica o estudo da liberação de um minério sulfetado de cobre de Curaçá (BA), a partir dos resultados das análises químicas de cobre nos diversos produtos. A composição mineralógica desse minério, conforme Veiga e Porphírio (1986), é constituída por ganga silicatada (88% em peso), óxidos de ferro (10% em peso) e sulfetos (2% em peso), dos tipos bornita, calcocita, calcopirita, covellita e pirita. A distribuição do cobre nos produtos de meio denso das diferentes frações granulométricas foi calculada a partir do teor desse elemento fornecido pelas análises químicas. Há uma forte correlação positiva entre o teor de cobre, a variação da granulometria do minério, os produtos afundados e consequentemente com a porcentagem de liberação dos minerais de cobre. Na fração -295 + 208 µm, tem-se aproximadamente 80% de cobre no produto de densidade maior que 3,3; permanecendo 20% de cobre nos produtos de menor densidade por não estarem totalmente liberados. Os dados indicam uma liberação considerável para os produtos abaixo de 147 µm. Embora deva-se limitar a cominuição ao estritamente necessário, observações microscópicas, recomendaram nesse estudo de liberação uma moagem abaixo de 104 µm, elevando a recuperação de cobre na amostra.

Tabela 5 – Distribuição do cobre nos produtos densimétricos das diversas faixas granulométricas do minério de cobre de Curaçá-BA (Veiga e Porphírio, 1986).

Faixa Granulométrica (μm)	Produtos Densimétricos (%)	Peso (%)	Teor de Cobre (%)	Distribuição de Cobre (%)
- 803 + 589	< 2,89	11,8	0,10	2,4
	2,89 - 3,33	39,3	0,50	40,8
	> 3,33	48,9	0,56	56,8
	Total	100,0	0,48	100,0
- 589 + 417	< 2,89	8,7	0,09	1,4
	2,89 - 3,33	32,7	0,57	34,2
	> 3,33	58,6	0,60	64,4
	Total	100,0	0,55	100,0
- 417 + 295	< 2,89	8,9	0,08	1,4
	2,89 - 3,33	22,8	0,52	22,4
	> 3,33	68,3	0,59	76,2
	Total	100,0	0,53	100,0
- 295 + 208	< 2,89	11,4	0,10	2,1
	2,89 - 3,33	17,7	0,56	18,5
	> 3,33	70,9	0,60	79,4
	Total	100,0	0,54	100,0
- 208 + 147	< 2,89	10,3	0,09	1,5
	2,89 - 3,33	21,3	0,54	19,1
	> 3,33	68,4	0,70	79,4
	Total	100,0	0,60	100,0
- 147 + 104	< 2,89	8,6	0,06	0,6
	2,89 - 3,33	9,4	0,45	5,6
	> 3,33	82,0	0,87	94,8
	Total	100,0	0,76	100,0
- 104 + 74	< 2,89	1,8	0,10	0,2
	2,89 - 3,33	5,6	0,36	2,5
	> 3,33	92,6	0,85	97,3
	Total	100,0	0,81	100,0
Observações: Líquidos Bromofórmio Iodeto de Metileno				
			Densidade (a 20°C)	
			2,89	
			3,33	

Um exemplo da determinação do grau de liberação, valendo-se da microscopia óptica, encontra-se na Tabela 6. Trata-se de uma amostra de um veio quartzoso sulfetado, contendo ouro e prata, de uma mineração do Estado do Paraná. Segundo Porphírio e Barbosa (1990), o minério é constituído por quartzo (90% em peso), material grafitoso (5% em peso) e sulfetos (4% em peso). Entre os sulfetos predomina a pirita (2,5% em peso), seguidos por galena, esfalerita, calcopirita e covellita. As análises químicas por fusão (*fire assay*), revelaram para a amostra original um teor médio de 4,5 mg/kg de ouro e 5,5 mg/kg de prata. Ficou evidenciado que, partindo-se de 1,68 mm, cerca de 80% dos sulfetos contendo ouro e prata estão liberados. A liberação total dos grãos sulfetados ficou abaixo de 104 µm.

Tabela 6 – Porcentagem de liberação dos sulfetos contendo ouro e prata de um veio quartzoso, de um minério do Estado do Paraná.

Faixas Granulométricas (µm)	Peso (%)	Liberação dos sulfetos (%)
- 1.651 + 1.168	13,4	82
- 1.168 + 833	20,1	85
- 833 + 589	13,9	92
- 589 + 417	16,0	96
- 417 + 295	7,5	97
- 295 + 208	6,3	98
- 208 + 104	11,1	99
- 104 + 53	5,0	100
- 53 + 37	2,2	100
- 37	4,5	100
Total	100,0	100

As técnicas de contagem dos minerais utilizadas na determinação da liberação são:

- (i) contagem por pontos para os minerais que ocorrem acima de 3% na amostra;
- (ii) contagem por área para minerais que ocorrem abaixo de 3% na amostra.

O método de Gaudin é essencialmente uma técnica de contagem de área, embora as composições de partículas sejam mais estimadas do que medidas. Além de trabalhoso, os resultados deste método estão sujeitos a imprecisões, pois nem todas as partículas da mesma fração têm as mesmas dimensões e os critérios de avaliação dos índices de liberação das partículas mistas são subjetivos e dependem da experiência do analista. A prática tem mostrado que a contagem deve ser realizada mais de uma vez e por analistas diferentes. Desta forma, o desvio padrão relativo à reprodutibilidade é da ordem de 1,5 para um intervalo de confiança de 95% (King, 1982).

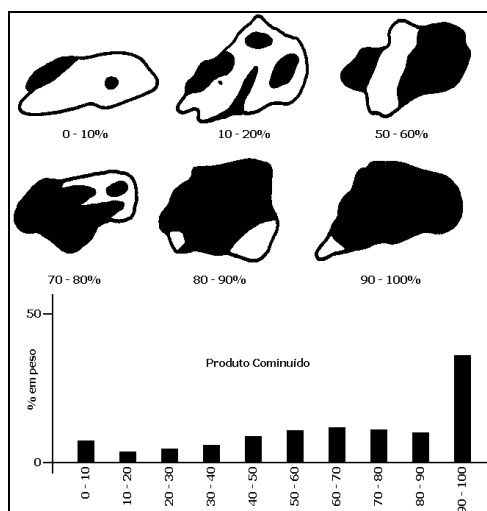


Figura 4 – Classificação das partículas mistas de acordo com a porcentagem do mineral de interesse segundo Petruk (1982, 1988).

ESTUDOS COMPLEMENTARES

A composição química das fases constituintes de um minério é essencial à mineralogia aplicada (Petruk, 1988 e 1990). Segundo Veiga e Porphírio (1986), a composição química, aliada ao conjunto de dados sobre a identidade, proporção e liberação mineral, é utilizada frequentemente no cálculo da distribuição dos elementos valiosos do minério. Há casos em que a presença indesejável de elementos traços no mineral de interesse prejudica a resposta de um determinado processo de beneficiamento. Em outros casos a presença desses elementos, implica em penalidades metalúrgicas quando ocorrem no concentrado (Henley, 1983). Saber, então, quais os elementos a serem analisados em uma caracterização mineralógica, dependerá da complexidade mineral e química do material examinado e dos propósitos de sua utilização futura.

A identificação de um mineral específico e de sua respectiva composição química pode ser determinada também através de outras técnicas instrumentais, tais como: difratometria de raios X (DRX), microscópio eletrônico de varredura (MEV) equipado com unidade de análises por energia dispersiva (EDS) e microsonda eletrônica (ME).

A composição química total de um minério é, na maioria das vezes, indispensável no cálculo da estequiometria dos principais minerais do minério. Além dos métodos clássicos como gravimetria, volumetria e colorimetria, as técnicas analíticas instrumentais mais difundidas são: espectrografia óptica de emissão (EOE), fluorescência de raios X (FRX), espectrofotometria de absorção atômica (EAA) e espectrometria de plasma (EP).

Outras técnicas analíticas usadas na caracterização mineralógica que auxiliam na identificação mineral, e que não requerem uma instrumentação sofisticada, são: luz ultravioleta, radiografia e ataques químicos rápidos.

Análises Instrumentais

Difratometria de Raios X

Os raios X₃ são radiações eletromagnéticas com comprimentos de onda que se estendem de 10^3 a 10^5 Å, podendo ser polarizados, refletidos e difratados. O feixe difratado sem mudança do comprimento de onda, resultante da dispersão dos raios X pelos elétrons dos átomos do cristal, só é reproduzido se for satisfeita a equação de Bragg ($n\lambda = 2d\sin\theta$). Onde λ é o comprimento de onda dos raios atômicos no retículo difratados, d é a distância dos átomos ou da rede de planos cristalino (distância interplanar), n é um número inteiro correspondente à ordem de difração e θ é o ângulo oblíquo ou ângulo de Bragg que é o complemento do ângulo de incidência (i) da óptica geométrica. Deste modo, cada substância tem um padrão de difração único e próprio (Klug e Alexander, 1966 e Cullity, 1978).

Os feixes de raios X são produzidos pelo bombardeio do anodo por elétrons do catodo, acelerados por alta voltagem. O feixe monocromático de raios X incidente na amostra é difratado em cada plano cristalino, provocando uma interferência construtiva, detectada pelo contador de radiação e traduzida em termos de sinal eletrônico para um registrador gráfico (Zussman, 1977). O material analisado pode ser um simples cristal (Figura 5) ou uma substância mono ou policristalina sob a forma de pó. O método do pó é o mais utilizado, onde a câmara de Debye-Scherrer foi substituída progressivamente pelo difratômetro. A técnica de difração de raios X requer pequena quantidade de amostra (< 1g), além de ser um procedimento de baixos custos operacionais e rápido quando totalmente automatizado.

A difração de raios X é empregada não só para a identificação de 95% das substâncias inorgânicas, da mesma forma para os estudos das estruturas cristalinas. Como exemplo, podemos citar a indiciação dos planos cristalinos e determinação dos parâmetros da cela unitária. A indiciação é o conhecimento ou a localização das posições das faces dos cristais ou dos planos cristalinos das diversas reflexões, mediante os índices (h, k, l) relacionadas aos eixos cristalinos escolhidos: x, y e z (índices de Miller). Valores quantitativos das fases presentes em certos materiais podem ser obtidos segundo os métodos apropriados. A difração de raios X é também a técnica que mais se aplica à investigação dos argilominerais, devido à baixa granulometria natural (< 2 μm) destas espécies minerais. É ainda utilizada na determinação da composição de soluções sólidas ou séries isomórficas dos grupos das olivinas, piroxênios e plagioclásios.

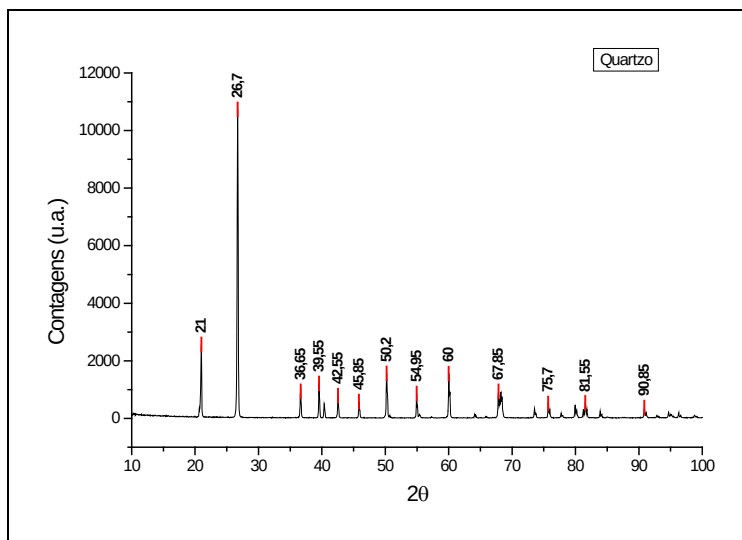


Figura 5 – Difratograma de raios X do quartzo.

Microscópio Eletrônico

Na microscopia eletrônica, um feixe de elétrons, sob alto vácuo, é acelerado por alta voltagem, incidindo na amostra. Existem basicamente dois princípios de microscopia eletrônica: a de transmissão e a de varredura.

Na microscopia de transmissão, o feixe de elétrons atravessa a amostra e a imagem é projetada numa tela fluorescente, atingindo resolução de até 3 Å. Esta técnica permite a análise de defeitos e fases internas dos materiais.

Na microscopia de varredura, o feixe de elétrons incide na amostra e os elétrons retroespalhados na superfície do material são captados, atingindo resoluções de 100 Å. Caso os materiais não sejam eletricamente condutores, a amostra tem que ser metalizada com um filme fino de Al, Au, C ou outro metal. O feixe eletrônico, além de gerar uma imagem de alta magnificação, produz raios X fluorescentes, emitidos pelos elementos químicos constituintes da amostra. Deste modo, pode-se realizar a microanálise, isto é, determinar qualitativa e semiquantitativamente a distribuição desses elementos na amostra, segundo método de energia dispersiva (EDS) através de detectores de estado sólido.

O microscópio eletrônico de varredura equipado com unidade de microanálise permite, entre suas muitas aplicações, observar com detalhes as associações minerais, suas alterações, inclusões, zoneamentos e caracterizar os elementos químicos formadores do mineral, além de ressaltar a presença de elementos estranhos à rede cristalina. Eventualmente, uma composição mineralógica pode ser realizada (Veiga e Porphório, 1986).

A microscopia eletrônica de varredura é normalmente muito utilizada na caracterização tecnológica de minérios. Esta vasta aplicação é devida à simplicidade na preparação da amostra, à possibilidade de se observar apenas aspectos superficiais dos grãos (Figura 6) e curto tempo de análise, pois numa única operação se obtém um espectro completo dos elementos.

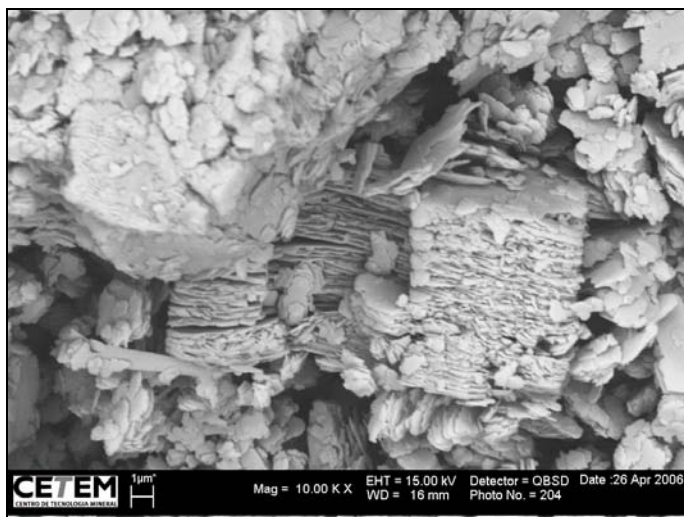


Figura 6 – Imagem da caulinita.

Microsonda Eletrônica

A microsonda eletrônica proporciona o uso de uma técnica de análise não-destrutiva *in situ*, e revolucionou a química dos materiais nas últimas décadas. O equipamento combina os princípios do microscópio eletrônico, microscopia óptica e da fluorescência de raios X, permitindo a determinação da composição química de um material numa selecionada região com aproximadamente 1 µm de diâmetro.

A microsonda eletrônica é constituída por um sistema elétron-óptico (formação do feixe eletrônico), sistema óptico (visualização da amostra) e sistema óptico de raios X (conjunto de detecção e análise dos elementos). Compõem ainda o equipamento, os sistemas de vácuo, leitura e registro. A análise do material requer seções polidas ou lâminas delgadas polidas, tornando-se indispensável à metalização com Al, C, Au, entre outros metais. Os raios X característicos dos elementos gerados na amostra podem ser analisados pelo método de dispersão de energia (EDS) ou dispersão de comprimento de onda (WDS). Esse último método emprega espectrômetros de cristais curvos e contadores posicionados de modo a obdeserem a relação proposta pela lei de Bragg. Nas microssondas mais modernas é possível analisar comprimentos de onda compreendidos entre 1 e 100 Å, para elementos com número atômico acima do boro ($Z > 5$).

A microsonda eletrônica é um instrumento eficaz para identificação e caracterização química dos minerais, fornecendo uma estreita correlação entre a composição e a morfologia. É uma técnica que permite a determinação de fases coexistentes, lamelas de resolução, inclusões, alterações e zoneamentos. Tem sido utilizada com êxito em análises modais e mesmo em análises químicas de rochas.

Análises Químicas

Métodos clássicos

O interesse pela determinação dos elementos em concentrações cada vez mais baixas levou ao aperfeiçoamento das técnicas instrumentais, sem, contudo abandonar os métodos clássicos. Estão incluídos nos métodos clássicos a gravimetria, volumetria e a colorimetria.

Na gravimetria, isola-se o elemento a ser analisado, pesando-o na forma pura ou como composto. São necessários procedimentos de separação, por exemplo: precipitação, eletrólise ou extração.

Na volumetria ou titulometria, determina-se o volume necessário de um reagente de concentração conhecida que reage quantitativamente com a solução analisada. O ponto de equivalência deve ser marcado por uma propriedade detectável e facilmente reconhecida visualmente (geralmente a cor) ou por instrumentos (pH, eletrólise ou condutância).

A colorimetria ou espectrofotometria de ultravioleta (UV), consiste em converter o elemento a ser quantificado em solução colorida, cuja intensidade da cor será proporcional à concentração, que sofrerá absorção diferencial da luz para um comprimento de onda específico, Sandell e Onishi (1978). É geralmente usada para determinação dos elementos traços (0,1%). A técnica tem a vantagem de requerer um equipamento simples, fornecendo resultados de alta precisão e exatidão.

Espectrometria de Fluorescência de Raios X

A fluorescência de raios X, nos últimos anos, tornou-se uma técnica universal de análise de materiais. Na fluorescência de raios X, o processo de excitação da amostra deve-se à irradiação por um feixe primário de raios X, que resulta na produção de uma radiação secundária devido à característica dos elementos químicos presentes. Conhecendo-se os ângulos de reflexão e as intensidades da radiação, é possível, não só identificar esses elementos, como também proceder à quantificação (Dutra, e Gomes, 1984).

As análises qualitativas são em geral fáceis e confiáveis, em virtude da simplicidade do espectro. A análise semiquantitativa pode ser realizada pela simples comparação das alturas dos picos com os espectros-padrão. A análise quantitativa consiste na medida das linhas do espectro característico dos elementos procurados e do relacionamento dessas intensidades com sua concentração na matriz onde encontram-se dispersos.

A fluorescência de raios X é uma das técnicas instrumentais mais versáteis, pois permite a análise de amostras sob a forma líquida ou sólida. Tem ampla capacidade de detecção, abrangendo elementos para os quais a espectrografia óptica de emissão se mostra ineficiente, por exemplo: S, Cl, As, Se, Br, I, Ta e Th.

Espectrometria de Absorção Atômica

Há uma relação estreita entre a espectrometria de absorção atômica e a espectrografia óptica de emissão, pois as técnicas usam uma mesma propriedade do átomo, a excitação eletrônica (Angino e Billings, 1972, Welz, 1985). A espectrografia de emissão registra as radiações produzidas pelos átomos excitados, enquanto a absorção atômica mede a energia absorvida pela excitação.

Um equipamento de absorção atômica é constituído por quatro partes principais:

- (i) fonte de emissão (produção da radiação de ressonância);
- (ii) atomização (dispositivo de conversão em átomos neutros e livres);
- (iii) monocromador (eliminação das radiações parasitas);
- (iv) sistema eletrônico (fotomultiplicador, amplificador e leitora).

A análise química por absorção atômica requer amostra na forma líquida, o que torna a técnica especialmente indicada para análise de águas. No caso de materiais sólidos como rochas, minerais e minérios, essas análises são dificultadas, algumas vezes, devido às solubilizações incompletas de alguns materiais, que comprometem a qualidade da análise. É possível a determinação de cerca de 65 elementos, abrangendo a maioria dos metais e metalóides. Dependendo dos elementos, o limite de detecção inferior atinge teores na faixa de parte por bilhão (ppb).

Espectrometria de Plasma

As análises por espectrometria de plasma de acoplamento indutivo (PAI), ou *Inductively Coupled Plasma* - (ICP), constituem um avanço significativo na química analítica. Seu princípio baseia-se na excitação atômica dos elementos em solução por meio de um plasma de argônio, sustentado por um campo magnético gerado por uma bobina de rádio-frequência (Dutra, 1989). O plasma tornando-se auto-sustentável pode atingir temperaturas de até 10.000 °C, não favorecendo as reações químicas e, em consequência, diminuindo sensivelmente os efeitos da matriz. A espectrometria de plasma é uma técnica analítica multielementar, apresentando alta sensibilidade e limites de detecção excepcionalmente baixos quando comparados às outras técnicas instrumentais. Com o advento da espectrometria de plasma, o estudo dos elementos terras-raras cresceu muito nos últimos anos, permitindo que estes elementos sejam analisados diretamente em algumas amostras, como por exemplo, em carbonatitos, areias monazíticas e solos lateríticos.

Técnicas Auxiliares

Espectroscopia no Infravermelho

A espectroscopia no infravermelho é uma técnica analítica muito útil na caracterização de substâncias químicas, fornecendo dados sobre a identidade e constituição estrutural de um composto puro ou sobre a composição qualitativa e quantitativa de misturas. No campo da mineralogia costuma ser uma técnica subestimada, embora além de fornecer informações complementares à difratometria de raios X, permite em certos casos, melhores identificações nos minerais de baixa cristalinidade, com altos índices de substituições no retículo, ou materiais amorfos (Estep-Barners, 1977, Bessler, 1983).

O método utilizado para obtenção de espectros no infravermelho dos materiais sólidos é o da pastilha com brometo de potássio prensada. Um espectro de infravermelho compõe-se de bandas de absorção intrinsecamente relacionadas aos movimentos moleculares, principalmente vibrações. Assim, os minerais mais facilmente caracterizados pelos seus espectros de infravermelho são aqueles que contém oxianions isolados (carbonatos, sulfatos, fosfatos, etc.). Os espectros dos oxianions condensados (silicatos em maioria) geralmente apresentam-se sob formas complexas. Os minerais contendo o grupo hidroxila (argilominerais entre outros) mostram vibrações características de alta intensidade (Figura 7) e, portanto, de fácil detecção.

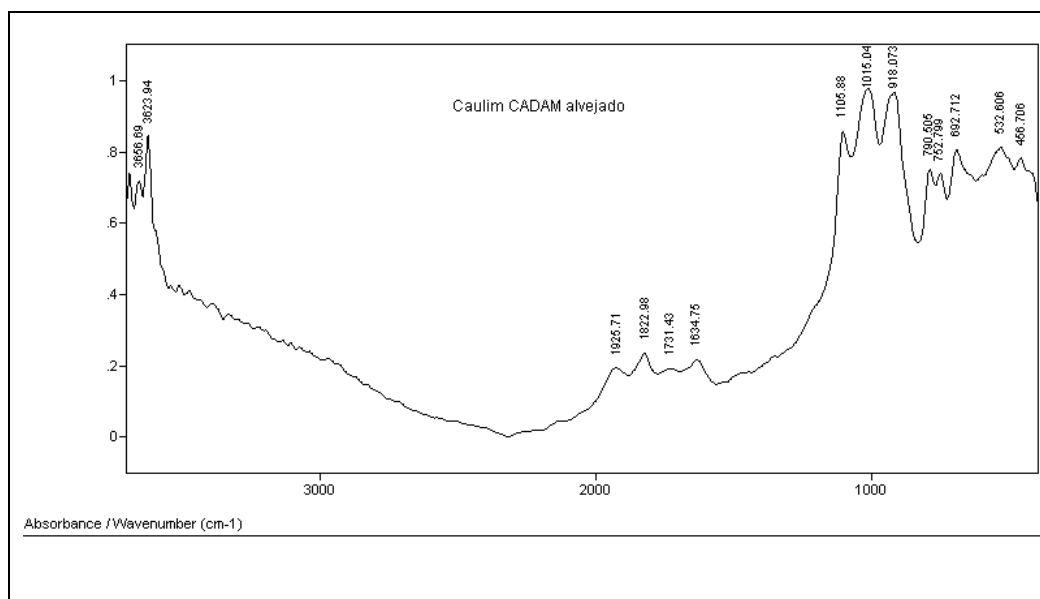


Figura 7 – Espectro de infravermelho da caulinita.

Espectrometria Mössbauer

O fato da espectrometria Mössbauer estar relacionada às medidas de ressonância em sólidos, faz desta técnica a ferramenta adequada para investigação dos materiais sólidos naturais inorgânicos como rochas, sedimentos e solos (Herzenberg e Riley, 1970). A técnica é usada para estudo da estrutura dos minerais e identificação de fases minerais em agregados polifásicos. É possível semiquantificar o ferro em seus diferentes estados de oxidação (Figura 8), principalmente a razão ferro ferroso e ferro férrico (Fe^{+2} e Fe^{+3}).

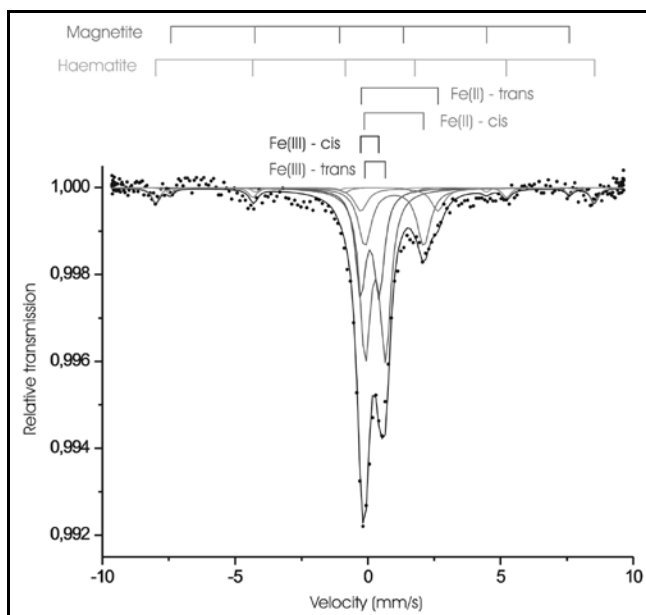


Figura 8 – Espectro Mössbauer da caulinita.

Análises Térmicas

Estão agrupadas em análises térmicas as técnicas que medem a variação dos parâmetros físicos de uma substância com a temperatura. As técnicas mais utilizadas pela mineralogia aplicada são as análises termodiferencial (ATD) e termogravimétrica (ATG).

Na análise termodiferencial são estabelecidas as diferenças de temperatura entre uma substância e um padrão constituído de material de referência inerte quando estas duas espécies estão sujeitas a idênticos regimes de aquecimento ou resfriamento. Estes efeitos fornecem informações a respeito das reações exotérmicas e endotérmicas ocorridas no material examinado (MacKenzie, 1970, Neumann, 1977). As reações exotérmicas são atribuídas aos processos de oxidação, recristalização ou colapso das estruturas defeituosas. As reações endotérmicas envolvem mudanças de fase, desidratação, decomposição e inversão de cristalinidade. Estas informações, por vezes,

típicas de um determinado mineral, podem ser utilizadas para identificá-lo e ainda fornecer uma estimativa de sua proporção na amostra. É especialmente indicado para o estudo de minerais com baixa cristalinidade ou amorfos.

Na análise termogravimétrica, as mudanças no peso da amostra são medidas em função de um aquecimento constante e atmosfera controlada. A perda de massa da amostra pode ser consequência da remoção de misturas adsorvidas, grupos hidroxilas ou substâncias voláteis. Já o ganho no peso é atribuído ao processo de oxidação. A gama de minerais que podem ser estudados por esta técnica, está limitada aos argilominerais e aqueles contendo água, hidroxila, matéria orgânica, enxôfre, carbonato, etc.

Ultravioleta

A fluorescência sob radiação ultravioleta, quando presente, é um método determinístico para identificação de minerais. Embora haja limitações quanto ao uso da luz ultravioleta, pois são poucos os minerais econômicos que apresentam fluorescência, é possível obter informações sobre crescimento de cristais, zonação ou inclusões que não se distingue por outros métodos. A maior parte dos minerais que apresentam fluorescência é devido às impurezas, também denominadas ativadores. Os elementos como o manganês, urânio e terras raras induzem uma fluorescência nos minerais. Segundo Hutchison (1974), os minerais que sempre apresentam fluorescência são: scheelita, hidrozinca, willemita, autunita, malaquita, escapolita e fluorita. Entre os minerais que podem apresentar ou não fluorescência, dependendo dos ativadores, estariam incluídos: calcita, anglesita, wollastonita, nefelina, diamante e zirconita. Uma relação completa dos minerais fluorescentes é encontrada em Gleason (1977).

Radiografia

Determinados minerais emitem espontaneamente uma variedade de partículas oriundas de decaimento radioativo que podem ser usadas para identificação de minerais e localização da posição da partícula no espécime. A técnica mais usual é a autoradiografia (Bowie, 1977) que consiste na exposição do mineral a uma emulsão fotográfica para registro das partículas alfa e beta de isótopos instáveis. Este método é particularmente aplicado ao estudo dos minérios de urânio.

Ataques Químicos Rápidos

Os ataques químicos rápidos podem resultar em colorações diferenciadas que permitem a identificação de minerais incolores ou brancos. Hutchison (1974) relaciona alguns métodos de tingimento de feldspatos, carbonatos e feldspatóides. Tais métodos são amplamente substituídos pelas modernas técnicas analíticas instrumentais. Uma compilação completa dos métodos de tingimento aplicados aos minerais opacos e outros silicatos é fornecida por Reid (1969). O teste de estanização dos grãos de cassiterita, com zinco metálico e ácido clorídrico, também está incluído nesta categoria.

REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS

- ANGINO, E.E., BILLINGS, G.K. Atomic absorption spectrometry in geology. In: *Methods in Geochemistry and Geophysics*. 2nd ed. Amsterdam: Elsevier, 1972. v. 7.
- BESSLER, K.E. *Fundamentos de espectroscopia de infravermelho e suas aplicações na mineralogia*. Brasília: UNB/Departamento de Química, 1983. 35 p.
- BOWIE S.H.U. Radiographic techniques. In: *Physical methods in determinative mineralogy*. 2nd ed. London: Academic Press, 1977, 555p.
- CULLITY, B.D. *Elements of X-Ray Diffraction*. 2nd ed. London: Addison-Wesley, 1978.
- DEER, W.A., HOWIE, R.A., ZUSSMAN, J. *An Introduction to the rock - forming minerals*. London: Longman, 1975. 528p.
- DUTRA, C.V. Espectrografia óptica de emissão. In: *Técnicas analíticas instrumentais aplicadas à geologia*. São Paulo: Edgard Blücher, 1984. p. 121-158.
- DUTRA, C.V. Geoquímica analítica dos elementos de terras raras: aplicação da espectrometria de plasma-ICP. In: *Geoquímica dos elementos terras raras no Brasil*. Rio de Janeiro: CPRM/SBGq, 1989, p. 7-13.
- DUTRA, C.V., GOMES, C.B. A fluorescência de raios X na geologia. In: *Técnicas analíticas instrumentais aplicadas à geologia*. São Paulo: Edagard Blücher, 1984. p. 84-120.
- EDWARDS, A.B. *Textures of the ore minerals and their signifiance*. 2nd ed. Australia: Brow Prior Anderson, 1974. 242p.
- ESTEP-BARNERS, P.A. Infrared spectroscopy. In: *Physical Methods in determinative mineralogy*. 2nd ed. London: Academic Press, 1977. p. 529-603.
- GAUDIN, A.M. *Principles of mineral dressing*. New Delhi: McGraw-Hill, 1975.
- GLEASON, S. *Ultraviolet guide to minerals*. Princeton: Vand Nostrand, 1960. 244p.
- GOMES, C.B. Microsonda eletrônica: princípios e aplicações na geologia. In: *Técnicas analíticas instrumentais aplicadas à geologia* . São Paulo: Edgard Blücher, 1984, p. 159-208.
- HEINRICH, K.F.J. *Electron beam X-ray microanalysis*. New York: Van Nostrand Reinhold, 1981.
- HENLEY, K.J. *Ore dressing mineralogy: a review of techniques, applications and recent developments*. (s.l.:s.n.) 1983. p. 175-200. (Geological Society of South Africa. Special Publication. 7).

- HERZENBERG, C.L., RILEY, D.L. Current applications of Mössbauer spectrometry in geochemistry. In: *Developments in applied spectroscopy*. New York: Plenum Press, 1970. v. 8, p. 277-291.
- HUTCHISON, C.S. *Laboratory handbook of petrographic techniques*. New York: John Wiley, 1974.
- JENKINS, R.; GOULD, R.W., GEDCKE, D. *Quantitative X-ray spectrometry*. New York: Marcel Dekker, 1981. 586p.
- JOHNSON, W.M., MAXWELL, J.A. *Rock and mineral analysis*. 2nd ed. New York: John Wiley, 1981. p. 237-405.
- KEIL, K. Applications of the electron microprobe in geology. In: *Microprobe analysis*. New York: John Wiley, 1973. p. 189-239.
- KERR, P.F. *Optical mineralogy*. 3rd ed. New York: McGraw-Hill, 1959. 442p.
- KING, R.P. The prediction of mineral liberation from mineralogical texture. In: *International Mineral Processing Congress*, 14, Toronto. 1982.
- KLEIN, C., HURLBUT, C.S. *Manual of Mineralogy*. After J.D. Dana, 21st Edition. John Wiley & Sons, 1993. 681p.
- KLUG, H.P., ALEXANDER, L.E. *X-ray diffraction procedures*. 2nd ed. New York: John Wiley, 1974. 966p.
- LONG, J.V. Electron probe microanalysis. In: *Physical methods in determinative mineralogy*. London: Academic Press, 1977, p. 273-341.
- MacKENZIE, R.C. *Differential thermal analysis*. London: Academic Press, 1970. 775p.
- MALVIK, T. An empirical model to establish the liberation properties for minerals. In: *International Mineral Processing Congress*, 14, Toronto, 1982.
- McANDREW, J. Calibration of a Frantz isodynamic separator and its application to mineral separation. *Proc. Aust. Inst. Min. Metall.*, v. 181, p. 59-73, 1957.
- McCONNELL, J.D.C. Electron microscopy and electron diffraction. In: *Physical methods in determinative mineralogy*. London: Academic Press, 1977. p. 475-527.
- MULLER, L.D. Laboratory methods of mineral separation. In: *Physical methods in determinative mineralogy*. 2nd ed. London: Academic Press, 1971. p. 1-34.
- NEUMANN, B.S. Thermal techniques. In: *Physical methods in determinative mineralogy*. 2nd ed. London: Academic Press, 1977, p. 605-662.

- NORRISH, K., CHAPPEL, B.W. X-ray fluorescence spectrometry. In: *Physical methods in determinative mineralogy*. 2nd ed. London: Academic Press. 1977. p. 201-272.
- PARFENOFF, A., POMEROL, C., TOURENQ, J. *Les Mineraux en Grains*. Paris: Masson et Cie, 1970. 578p.
- PETRUK, W. *Applied mineralogy in ore dressing*. Rio de Janeiro: CETEM, 1984. 32p.
- PETRUK, W. Determining mineralogical characteristics by image analysis. In: *Advanced microscopic studies of ore minerals*. Canada: Mineralogical Association, 1990. p. 409-425.
- PETRUK, W. Determining mineralogical characteristics by image analysis. In: *Advanced microscopic studies of ore minerals*. Canada: Mineralogical Association of Canada, 1990. p. 409-425 (Short Course, 17).
- PETRUK, W. Image analysis in process mineralogy. In: *Process Mineralogy II - Applications in metallurgical, ceramics, and geology*. Metallurgical Soc. AIME, Dallas, 1982. *Proceedings*. p. 14-18.
- PETRUK, W. *Image analysis: an overview of developments*. (s.l.; s.n.), 1986. 5p. (CANMET Report 86-4E).
- PETRUK, W. The application of quantitative mineralogical analysis of ores to ore dressing. *CIM. Bulletin*, v. 69, n 767, p. 146-153, 1982.
- PETRUK, W. The capabilities of the microprobe Kontron image analysis system: application to mineral beneficiation. *Scanning microscopy*. v. 2, n^o. 3, p. 1247-1256, 1988.
- PICOT, P., JOHAN, Z. *Atlas des minéraux métalliques*. Paris: BRGM, 1977. 403p. (Memoire 90).
- PORPHÍRIO, N.H., BARBOSA, M.I.M. *Caracterização mineralógica de um veio quartzoso sulfetado aurífero da Mineração TPA/Paraná*. Rio de Janeiro: CETEM/CNPq. 1990. 17p. (RA-01/90).
- REED, S.J.B. *Electron probe microanalysis*. Cambridge: Cambridge University Press, 1975. 400 p.
- REID, W.P. Mineral staining tests. *Mineral Ind. Bull.*, v. 12, n^o. 3, p. 1-20, 1969.
- SANDELL, E.B., ONISHI, H. *Photometric determination of trace metals: general aspects*. 4th ed. New York: John Wiley, 1978. 1085p.

TRESCASES, J.J. Análise química por espectrometria de absorção atômica. In: *Técnicas analíticas instrumentais aplicadas à geologia*. São Paulo: Edgard Blücher, 1984. p. 44-83.

UYTENBOGAARDT, W., BURKE, E.A.J. *Tables for microscopic identification of ore minerals*. 2nd ed. New York: Ouer Publ., 1985. 430p.

VEIGA, M.M., PORPHÍRIO, N.H. *Caracterização tecnológica de minérios*. Rio de Janeiro, 1986. 21p.

WELZ, B. *Atomic absorption spectrometry*. 2nd ed. Deerfield Beach: VCH Publishers, 1985. 506p.

ZUSSMAN, J. X-Ray diffraction. In: *Physical methods in determinative mineralogy*. 2nd ed. London: Academic Press, 1977. p. 391-473.

CARACTERIZAÇÃO TECNOLÓGICA DE MINÉRIOS – PARTE II

INTRODUÇÃO

A caracterização de minérios é uma etapa fundamental para o aproveitamento de um recurso mineral de forma otimizada, pois fornece ao engenheiro os subsídios mineralógicos e texturais necessários ao correto dimensionamento da rota de processo, ou permite identificar, com precisão, ineficiências e perdas em processos existentes, possibilitando a otimização do rendimento global de uma planta. Neste caso, a caracterização mineralógica é melhor conhecida como mineralogia de processos.

A caracterização mineralógica de um minério determina e quantifica toda a assembléia mineralógica, define quais são os minerais de interesse e de ganga, bem como quantifica a distribuição dos elementos úteis entre os minerais de minério, se mais de um. Além disso, estuda as texturas da rocha, definindo o tamanho de partícula necessário para liberação do(s) minera(is) de interesse dos minerais de ganga, e ainda define diversas propriedades físicas e químicas destes minerais, gerando informações potencialmente úteis na definição das rotas de processamento.

Um bom laboratório de caracterização mineralógica necessita de pelo menos um mineralogista profissional, e de pessoal bem treinado na parte analítica e instrumental, uma vez que vários instrumentos, muitos deles sofisticados, são invariavelmente utilizados. O sucesso de estudos de caracterização é potencializado se houver, também, um bom conhecimento dos processos de concentração e/ou de extração, que podem ser aplicados ao minério em estudo, bem como noções sobre as especificações dos produtos desejados.

A maneira de se caracterizar uma amostra de minério, varia muito com a própria mineralogia e as propriedades inerentes ao minério, bem como com os objetivos e a abrangência da caracterização, com as possíveis rotas de processamento, e com a disponibilidade de tempo, capacidade analítica e recursos financeiros.

De maneira geral, a caracterização de uma amostra é executada em vários estágios, com forte interdependência entre si. Os estágios de caracterização, que são executados mais frequentemente, são descritos a seguir, de maneira resumida, em ordem crescente de dificuldade técnica e especialização. Cada um destes estágios será discutido em detalhe mais adiante.

O primeiro estágio é o fracionamento da amostra, que objetiva facilitar a identificação dos minerais pela sua relativa individualização, melhorar a quantificação das fases e estabelecer certas propriedades físicas dos minerais, já incorporando informações úteis para processamento. Este fracionamento é, em geral, feito por densidade e suscetibilidade magnética, além de classificação por tamanhos de partícula. A resposta dos minerais ao fracionamento já pode fornecer as suas propriedades físicas, inclusive simulando, com as devidas restrições, condições de operação industrial.

A identificação das fases, segundo estágio, é facilitada na medida que um ou mais minerais são concentrados no fracionamento, de maneira que seu sinal, por exemplo num difratograma de raios X, é mais claro e a interpretação mais fácil e segura. O mineralogista dispõe de um variada gama de técnicas analíticas para a identificação dos minerais, e as mais difundidas são as microscopias óptica e eletrônica de varredura e a difração de raios X. Esta etapa é imprescindível dentro da caracterização tecnológica.

O terceiro estágio da caracterização, a quantificação dos minerais, é mais fácil numa fração mais concentrada, e o recálculo considerando a massa da fração reduz sobremaneira o erro. Novamente, diversas técnicas podem ser utilizadas para quantificar os minerais, e em amostras de mineralogia mais complexa esta etapa pode ser muito complicada. Na dependência dos objetivos do trabalho, alguma simplificação é possível, agrupando-se minerais em função de sua resposta num eventual processo ou da especificação do produto (por exemplo, minerais de ferro, englobando hematita, magnetita, goethita e limonitas).

O quarto estágio numa caracterização tecnológica é verificar a liberação do mineral de interesse (ou dos minerais de interesse) em relação aos de ganga. A eficiência da separação das fases de interesse em relação às de ganga, calculada a partir dos dados das três etapas anteriores, e verificada em diversas faixas de tamanho de partículas, é um dos métodos clássicos de se obter o grau de liberação de um minério, assim como a estimativa de liberação por faixa de tamanho em microscópio óptico (“método de Gaudin”). Métodos mais modernos de cálculos do espectro de liberação, baseados em análise de imagens, fornecem resultados muito mais precisos e completos. A liberação é uma das informações mais importantes na caracterização.

Neste capítulo, serão abordados, de maneira prática, os principais métodos de fracionamento de amostras, de identificação de minerais e de quantificação das fases. A determinação do espectro de liberação será tratada em detalhe. A caracterização de minérios de ouro e alguns outros tópicos especiais serão tratados à parte, dados a sua especificidade.

Entre os diversos livros que são muito interessantes como referências gerais em mineralogia, podemos recomendar Betejtin (1977), o clássico Manual de Mineralogia de Dana (Klein & Hurlbut 1999), e em mineralogia aplicada, bem mais raros, os de Jones (1987) e Petruk (2000).

FRACIONAMENTO DA AMOSTRA

O fracionamento da amostra é de grande importância para a sua caracterização. Um fracionamento otimizado facilita a identificação dos minerais, reduz o erro de sua quantificação e ainda fornece informações a respeito de suas propriedades físicas com aplicação direta no desenvolvimento conceitual da rota de processamento. A grande questão é justamente otimizar este fracionamento, pois o excesso multiplica o número de frações a serem analisadas, implicando em aumento de análises subsequentes, tempo, custos e eventualmente em alíquotas com pouco material (ou quantidade excessiva de material de partida, dificultando a sua manipulação). Assim, é necessário um mínimo de conhecimento sobre a amostra e as potenciais possibilidades de seu processamento para estabelecer um fluxograma.

A consulta a dados existentes sobre o minério, como relatórios de prospecção mineral, geralmente indica os principais minerais de minério e de ganga, teores de elementos (e consequentemente a porcentagem esperada dos minerais) e talvez mais alguns dados a respeito da sua granulação. Os potenciais métodos de processamento podem advir de conhecimento prévio de minérios similares e de consultas com o engenheiro de processo que, aliás, devem ser frequentes durante todo o trabalho. A partir destes dados, que podem ser complementados com observações expeditas, por exemplo em microscópio óptico estereoscópico (ou lupa binocular) e difração de raios X da amostra de cabeça (head sample), é possível definir um fluxograma básico do fracionamento da amostra, inclusive com previsão de gerar as alíquotas para aplicação das diversas técnicas analíticas (para análise química, difração de raios X, preparação de lâminas delgadas e seções polidas, por exemplo).

Preparação da Amostra

De uma forma geral, a amostra é inicialmente britada e moída a um tamanho de partícula máximo (*top size*). Este procedimento é necessário para garantir a representatividade da amostra de cabeça e das suas diversas alíquotas, e frequentemente a amostra recebida já foi cominuída o suficiente. Quando informações e/ou observações preliminares indicam, pela granulação dos minerais, que a liberação só poderia ocorrer em tamanhos de partícula bem inferiores aos da amostra a ser caracterizada, o *top size* da amostra pode ser reduzido para diminuir o número de peneiras, e consequentemente, de alíquotas a serem analisadas. Quando se adota uma margem de segurança razoável na definição do *top size*, de maneira que a liberação ocorra dentro do conjunto das faixas de tamanho de partícula utilizadas, não há perda de informação, a representatividade da amostra é mantida, e a quantidade de trabalho despendida pode ser bem reduzida.

A cominuição da amostra deve evitar, ao máximo, a produção de finos; a maneira de se obter o melhor resultado depende das características do minério, e usualmente uma combinação de britador de mandíbulas, seguido de britador de rolos, com

progressivo fechamento das mandíbulas/rolos e retirada do material passante na peneira selecionada entre as operações unitárias, produz um bom resultado. Quando a quantidade de material retido não permitir mais o uso dos britadores, pode-se usar um grau, moinho de disco ou outro.

Após cominuição, a amostra deve ser homogeneizada e quarteada para obtenção das alíquotas para os diferentes ensaios. Uma alíquota pode ser separada para análise química da amostra de cabeça, outra para fracionamento, identificação da assembléia mineralógica e sua quantificação, uma terceira para cálculo do espectro de liberação por análise de imagens, e assim por diante (Figura 9). A quantidade de amostra em cada alíquota depende de sua destinação. Recomenda-se também separar pelo menos uma alíquota de arquivo, para repetição de testes, para ensaios adicionais cuja necessidade for averiguada durante a execução do trabalho, ou até mesmo para contraprova em caso de conflito com outra parte.

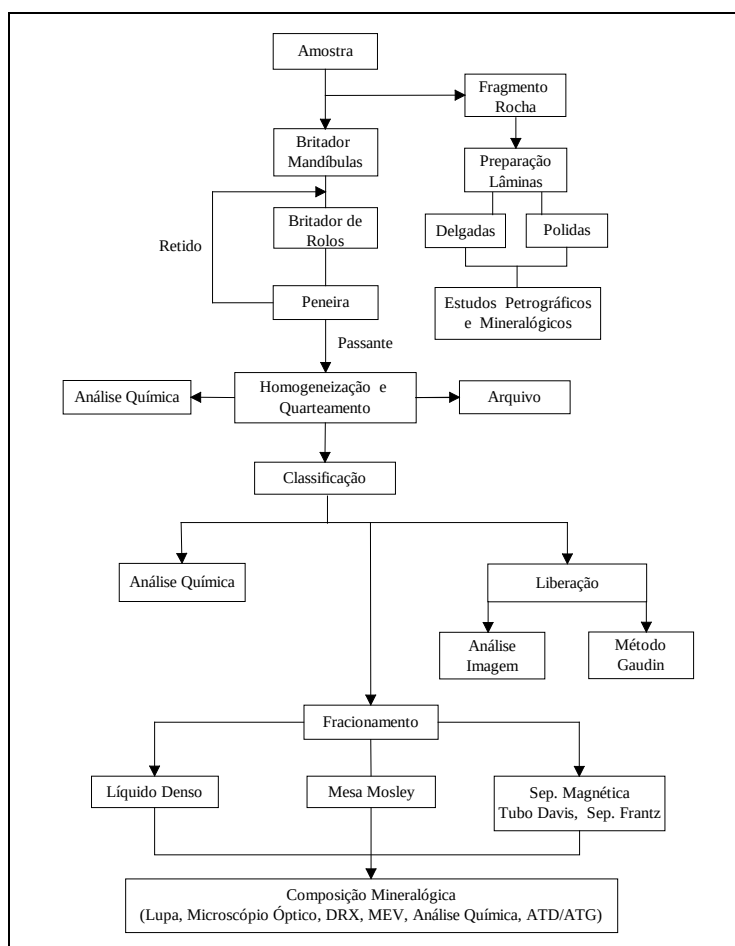


Figura 9 – Exemplo de fluxograma para caracterização tecnológica de minérios.

Toda a alíquota destinada a fracionamento, identificação da assembléia mineralógica e sua quantificação é então classificada em peneiras, quando possível a úmido, para maior eficiência. A quantidade de peneiras e a seleção das malhas é muito importante, e advém do equilíbrio entre a precisão da informação que será obtida, tempo e recursos gastos na execução da caracterização, pela multiplicação de sub-amostras a serem analisadas, posteriormente, em caso de maior número de peneiras. O número de peneiras está relacionado diretamente à variação de tamanho das partículas, e influencia a precisão do grau de liberação calculado (se não for determinada por análise de imagens) e a eficiência do fracionamento em líquidos densos e em separador magnético isodinâmico Frantz, bem mais eficientes para partículas de tamanho similar. As informações sobre os processos podem ser encontradas nos respectivos capítulos deste livro. Como a caracterização irá dar subsídios à definição do processo, e como os minérios têm propriedades bastante variáveis, é bom que se tenha consciência que o processo projetado poderá não ser o adequado, e que o conjunto de dados completo poderá ser necessário para explorar as alternativas.

A classificação obedece à série Tyler (ver capítulo de classificação neste volume), completa ou parcialmente, acrescida das peneiras de 325 e 635 malhas (44 e 20 μm), para dar maior resolução nas frações mais finas. O termo “finos” de uma caracterização se refere ao passante na peneira de malha mais fina escolhida, de forma geral abaixo de 44, 37 ou 20 μm (325, 400 ou 635 malhas).

Depois de peneiradas, as amostras são secas e pesadas. Todas as frações, à exceção dos finos, são fracionadas em função de alguma de suas propriedades físicas que se projeta ser mais eficiente, sendo as mais comuns densidade e susceptibilidade magnética; resistividade superficial é comum e funcional para separação de minerais de praia/aluvionares, e outros métodos podem ser utilizados, esporadicamente.

Separação em Líquidos Densos

O fracionamento por densidade mais eficiente para caracterização é obtido com líquidos densos, utilizando-se funis de separação de volume adequado ao tamanho de cada alíquota a ser separada. As Tabelas 7 e 8 fornecem uma relação atualizada dos líquidos densos mais comuns e algumas observações de ordem prática. Líquidos como a solução de Clérici ou de Thoulet, outrora familiares a laboratórios de mineralogia, foram excluídos da lista por serem muito tóxicos e caros.

Tabela 7 – Líquidos densos (base aquosa) utilizados para fracionamento em caracterização tecnológica de minérios (dados a 25°C, densidades em kg/L)*.

Densidade máxima	Nomes comerciais	Observações
1,8	Solução de cloreto de zinco	Dissolução do cloreto muito exotérmica. Usado basicamente para carvão.
2,2	Solução de cloreto de sódio	Usado basicamente para carvão.
2,9	Politungstato de sódio, metatungstato de sódio, SPT	Viscosidade de 7 cP a densidade 2,5, e de 28 cP para densidade de 2,8. Densidade regulável por adição de H ₂ O, ou sua eliminação por evaporação a baixa T.
3,0	Metatungstato de lítio, LMT	Poucas informações disponíveis, provavelmente similar ao LST.
3,0	Heteropolitungstato de lítio, LST	Viscosidade de 5 cP a densidade 2,5, 10 cP para densidade de 2,8, e de 12,5 cP para densidade 2,9. Densidade regulável por adição de H ₂ O, ou sua eliminação por ebulição.

*apenas alguns dados operacionais, implicações para a saúde incompletas!

Tabela 8 – Líquidos densos (base orgânica) utilizados para fracionamento em caracterização tecnológica de minérios (dados a 25°C, densidades em kg/L)*.

Densidade máxima	Nomes comerciais	Observações
2,89	Bromofórmio, tribromometano	Solvente mais comum etanol. Alta pressão de vapor, exige capela, muito tóxico para o fígado, degrada com luz.
2,96	Tetrabromoetano, TBE, tetrabrometo de acetileno	Solvente mais comum etanol. Alta pressão de vapor, exige capela, mutagênico e carcinogênico, degrada com calor, decompõe plásticos e borrachas.
3,32	Iodeto de metileno, di-iodometano	Solvente mais comum etanol ou acetona. Baixa pressão de vapor, porém capela é indicada. Toxicidade moderada. Viscosidade muito baixa, excelente molhabilidade de partículas, degrada com luz.

*apenas alguns dados operacionais, implicações para a saúde incompletas.

Estas duas Tabelas deixam claro o contraste entre os novos líquidos em base aquosa, que são muito pouco tóxicos (considerando-se manuseio responsável), mas com densidades relativamente mais baixas e com um problema operacional sério por causa de sua alta viscosidade, e líquidos orgânicos de operação bem mais simples e eficiente, mas que podem ser muito tóxicos, e exigem capela e equipamento de proteção individual bem dimensionados. Como espera-se que um laboratório de caracterização disponha de pessoal preparado e infra-estrutura de segurança de trabalho razoável, o iodeto de metileno ainda é a opção preferida na maioria dos casos, pois atinge a maior densidade, tem viscosidade baixa, excelente molhabilidade das partículas, e é relativamente menos tóxico do que o bromofórmio e o TBE. Em termos de preço, é mais caro do que ambos (custa aproximadamente o dobro), mas é bem mais barato que os líquidos novos em base aquosa. Como geralmente se separa quartzo (eventualmente feldspato), com densidade entre 2,5 e 2,7, o bromofórmio, de densidade 2,81 a 2,90 e custando a metade do iodeto, pode ser uma boa opção.

Os líquidos densos apresentam duas limitações, a operação em batelada (e pequena quantidade de amostra, a não ser que se disponha de um volume muito grande de líquidos) e a densidade, que não ultrapassa os 3,32 do iodeto de metileno (sem considerar a solução de Cléricsi, de densidade 4,3, extremamente cara e tóxica). Uma nova opção no mercado é a suspensão coloidal de carbeto de tungstênio (WC) micronizado em politungstato de sódio, que atinge densidade de até 4,6 kg/L. Na prática, no entanto, esta suspensão não apresenta o efeito propalado, pois a sua decantação forma um gradiente de densidades sobre o qual não se tem controle, e porque a suspensão torna-se turva e escura, dificultando a definição do ponto de corte no funil, problema potenciado pela alta viscosidade da suspensão e portanto lenta separação.

A separação no funil, principalmente utilizando-se os líquidos orgânicos, é eficiente para quase todas as amostras, dentro das limitações já comentadas. Se há um grande predomínio de partículas mais leves ou mais pesadas, uma pré-separação num becher ou outro frasco de boca larga, com recolhimento do flutuado com uma peneira com haste, pode melhorar o desempenho. Para utilização dos líquidos de viscosidade mais elevada, ou ainda para separar, de maneira mais eficiente, partículas finas, que tendem a aglomerar, pode ser utilizada uma centrífuga, que acelera bastante o processo e aumenta a sua eficiência. Uma maneira prática de operacionalizar a separação em centrífuga é adaptando-se tubos de ensaio (com tampa) num vidreiro, de maneira que eles fiquem com uma “cintura” aproximadamente na sua metade, permitindo que a porção superior com o material flutuado possa ser entornada e lavada mantendo-se a porção inferior isolada por meio de uma rolha (cônica, de madeira ou borracha) com haste. A limitação, neste caso, é com o volume de líquido e consequentemente de amostra passível de ser separada em cada tubo.

Para densidades mais elevadas, pode-se utilizar separadores de laboratório ou industriais, como mesas, elutriadores e outros descritos no capítulo sobre separação gravítica, neste livro. Neste caso, é necessário um acompanhamento da mineralogia de afundados e flutuados, mais rigoroso, uma vez que a eficiência pode ser pequena, principalmente se a amostra não estiver bem classificada; boa parte destes separadores tem desempenho condicionado por peso de partícula, que depende de densidade e tamanho, e pode ainda ocorrer influência da performance hidrodinâmica das partículas. Outra possibilidade, se não houver minerais ferromagnéticos na amostra, são separadores do tipo *Magstream*, que criam gradientes de densidade pela atuação de campo magnético sobre uma suspensão coloidal com partículas ferromagnéticas (“líquidos magnéticos”), associados ou não à centrifugação.

Entre os minerais de ganga mais comuns estão quartzo e feldspatos, que podem ser facilmente concentrados nos flutuados dos ensaios de separação em líquido denso, e que com frequência correspondem a uma parcela expressiva da massa total do minério. A não ser que o(s) mineral(is) de interesse seja(m) também concentrado(s) nos flutuados (como, por exemplo, zeólitas, algumas micas, além dos próprios feldspatos e quartzo), não se faz necessário maior separação nesta fração, e apenas os afundados precisam ser mais fracionados, normalmente em separadores magnéticos.

Separação Magnética

A variedade de separadores magnéticos úteis para fracionar as amostras para caracterização é bem maior do que de separadores densitários. O mais usado em caracterização, no entanto, é o separador magnético isodinâmico Frantz, possivelmente porque é o mais versátil, e porque existem muitos dados publicados sobre a sua aplicação. O separador é composto, de maneira simplificada, por uma calha vibratória com inclinações variáveis nos seus sentidos longitudinal e transversal, localizada entre, e muito próxima a dois eletroímãs de corrente regulável, que definem a densidade de fluxo do campo magnético. A separação dos minerais é função do campo e da inclinação lateral da calha, e a velocidade de escoamento das partículas, da sua inclinação longitudinal, da intensidade da vibração e da quantidade de material alimentado no funil. As inclinações longitudinal e lateral foram padronizadas em, respectivamente, 25° e 15°, para simplificar o tabelamento de propriedades de minerais, mas podem ser variadas num eventual refinamento da separação.

O separador Frantz pode gerar uma densidade de fluxo magnético de 0 até 20 kG, variável sem intervalos, e pode processar com eficiência partículas entre 0,833 mm a 74 µm (20 e 200 malhas). Para partículas maiores que 0,833 mm, há um limite físico para o seu escoamento (para chegar a este valor o furo de alimentação do funil já tem que ser aumentado), mas a eficiência pode ser boa em partículas menores, dependendo das características do minério. Uma classificação por tamanho de boa qualidade é pré-requisito para seu bom funcionamento, e para partículas mais finas é progressivamente

mais importante. O material também deve estar bem seco, para permitir bom escoamento. Uma regulação otimizada da vibração da calha e da taxa de alimentação pelo funil fazem uma diferença muito grande na eficiência da separação, de maneira que a experiência do operador é um fator decisivo.

Existem tabelas que correlacionam a susceptibilidade magnética dos minerais à corrente de alimentação do eletroímã (por exemplo Parfenoff *et al.* 1970). Por outro lado, a corrente de alimentação pode ser correlacionada à densidade de fluxo magnético. De maneira aproximada, 0,5 A gera uma densidade de fluxo de 5 kG, 1,0 A corresponde a 10 kG e assim por diante.

A despeito da eficiência e versatilidade do separador magnético isodinâmico Frantz, a separação é muito lenta, de maneira que normalmente se trabalha com pouco material. Se a fração a ser separada apresentar muito material, pode ser quarteada, sem prejuízo da aplicação dos resultados para balanços de massa, metalúrgico e mineralógico.

Antes de se iniciar os trabalhos no separador Frantz, é necessário retirar as partículas ferromagnéticas (magnetita, pirrotita, franklinita e fragmentos do britador e meio moedor) da amostra, pois elas são retidas no campo magnético, entopem a calha e podem, inclusive, provocar perda de amostra e sua consequente descaracterização pelo “transbordamento” da calha. Esta separação prévia é feita com imã de mão de ferrita, ou, para partículas mais finas, com o Frantz regulado na posição vertical, colando-se um cone de papel por sobre a calha, e operando-o a 0,1-0,5 A.

A primeira intensidade de corrente utilizada na operação regular do Frantz é 0,1 A, como segurança, para retenção das partículas ferromagnéticas que eventualmente não foram eliminadas na separação prévia. A seleção das demais intensidades de corrente depende das fases que já puderam ser identificadas no levantamento/estudo preliminar, ou então, num trabalho mais completo, são selecionadas diversas intensidades que se sabe reterem fases mais comuns de serem encontradas. Valores típicos, por exemplo, seriam 0,3, 0,5, 0,8, 1,0, 1,5 e 1,85 A. O valor máximo poderia ser um pouco superior, próximo a 2,0 A, mas com o aquecimento da bobina, a corrente acaba caindo um pouco, e em nome da reprodutibilidade dos resultados, opta-se por uma intensidade de corrente passível de ser mantida.

CARACTERIZAÇÃO MINERALÓGICA DOS MINÉRIOS

A Comissão de Novos Minerais e Nomenclatura de Minerais da Associação Mineralógica Internacional (CNMMN/IMA, do inglês) descreve mineral como uma substância sólida, inorgânica e cristalina, com composição química e propriedades físicas bem definidas, resultado de um processo geológico terrestre ou extra-terrestre, sem intervenção humana. Substâncias biogênicas, como conchas de carbonato de cálcio e o orgânico carvão, e mal cristalizadas, como “limonitas” de óxidos/hidróxidos de Fe, “leucoxênios” de óxidos de Ti e “colofânio” de fosfatos de cálcio, podem ser chamados de mineralóides. Apesar de serem denominados pelo nome do mineral, muitas fases sintéticas deveriam, se aplicado rigor científico, ser chamadas de “análogos sintéticos a ...”, como rutilo, zeólitas, fases em cimento e escórias, ou mesmo ligas metálicas.

A caracterização mineralógica engloba a identificação dos minerais de minério e de ganga, numa amostra, e a sua quantificação. No caso de mais de uma fase carreadora de determinado elemento, pode ser necessário que se determine a partição do elemento entre as fases, e no caso da presença de elementos deletérios ao processo e/ou ao meio ambiente, também pode ser necessário que se faça isto com os minerais de ganga.

Identificação dos Minerais

A identificação dos minerais é baseada nas propriedades que o definem como o mineral, ou seja, composição química e estrutura, e propriedades físicas decorrentes. Se a amostra já foi previamente processada por densidade e susceptibilidade magnética, já há alguns dados sobre propriedades físicas disponíveis.

Para a caracterização, normalmente se trabalha em escala microscópica, apesar das observações em escala mesoscópica (amostras de mão) serem muito úteis, permitindo a identificação de boa parte dos minerais mais importantes. Os métodos mais empregados para identificação dos minerais nesta escala são as microscopias ópticas (lupa, microscópio estereoscópico, microscópio petrográfico de luz transmitida e de luz refletida) e eletrônica, e a difração de raios X.

Microscopia Óptica

O trabalho em lupa ou microscópio estereoscópico permite análise das amostras em grão, sem necessidade de se montar secções polidas ou delgadas. Os minerais são identificados por cor, brilho, hábito, clivagens, fratura, e é possível utilizar técnicas auxiliares diretas, como punção com alfinete para confirmar pintas de ouro ou delaminar micas e vermiculita, interação com ímã, ou testes microquímicos. Para estes últimos, alguns grãos são colocados em placas de Petri ou placas de toque de porcelana, e os testes mais comuns são ataque com HCl diluído para verificar partículas de carbonatos que efervesce (calcita efusivamente, dolomita menos), redução superficial

a Sn de cassiterita (em HCl diluído e zinco metálico), e fósforo com molibdato de amônio (em HNO_3 diluído). O clássico livro de Parfenoff *et al.* (1970) é referência obrigatória para os minerais em grão.

A análise em lupa ou microscópio estereoscópico é praticamente padrão numa análise preliminar de uma amostra, para identificação de minerais mais comuns, avaliação do tamanho dos cristais e estimativa visual de tamanho de liberação. A caracterização de alguns minérios, como por exemplo de minerais pesados de areias de praia ou fluviais, pode ser feita exclusivamente por microscópio estereoscópico, uma vez que os cristais são grandes, limpos e bem liberados, e a identificação é segura; quando associada a fracionamentos magnético e eletrostático prévio, a quantificação estimada dos minerais por produto é bastante eficaz. O microscópio estereoscópico também é imprescindível na identificação, mesmo que qualitativa, de recobrimentos ferruginosos ou outras formas de alteração superficial dos grãos não visíveis por técnicas mais sofisticadas, como microscopia eletrônica de varredura. É também fundamental na identificação de fragmentos metálicos oriundos de desgaste de equipamento, como britadores e moinhos, principalmente em frações mais fortemente magnéticas.

A quantificação de fases em lupa e microscópio estereoscópico é possível, e se dá de duas formas: estimativa visual e catação das fases com posterior pesagem. A estimativa visual não apresenta, em geral, boa precisão, mas muitas vezes é suficiente, principalmente quando são necessárias poucas análises (e é necessária conversão de volume para massa, utilizando-se as densidades apropriadas). Apesar de cansativa, a catação manual das fases pode ser muito precisa, quando um montante estatisticamente significativo de partículas é separado manualmente. A catação de material previamente fracionado por densidade e/ou susceptibilidade magnética, funcionando como um controle da eficiência da separação e correção de eventuais problemas, é a maneira mais eficiente de se gerar quantidades razoáveis de material monominerálico. Além de instrumentos tradicionais, como pinças (de preferência não-magnetizáveis) e agulhas, a catação pode ser executada utilizando-se palitos de madeira (de dente ou varetas de bambú afiadas, por exemplo) molhados, ou fios de cabelo colados em alguma haste.

As microscopias ópticas de luz transmitida, para minerais transparentes, e de luz refletida, para minerais opacos, são provavelmente os métodos de identificação de minerais mais tradicionais. Baseiam-se ambos na interação da luz (geralmente luz branca do espectro visível) com os minerais, e são bastante precisos e flexíveis para análises qualitativas.

As análises exigem preparação especial das amostras, em secções delgadas (luz transmitida), polidas (luz refletida), ou delgadas polidas (ambas). É possível analisar fragmentos de rochas ou montagens de material particulado, embutido em resinas (geralmente epóxi, acrílica ou poliéster).

Não é objetivo deste trabalho entrar em detalhes de petrografia em lâminas delgadas ou metalografia em secções polidas, e existem diversos livros-texto clássicos sobre o assunto (Tröger, 1979; P.F. Kerr, 1977; Wahlstrom, 1969; Bloss, 1961; Winchell, 1951; Deer, *et al.*, 1975; Galopin & Henry, 1972; Uytendogaard & Burke, 1971; Criddle & Stanley, 1993; Craig & Vaughan, 1994).

A petrografia em secções delgadas é a melhor maneira de se identificar silicatos, como os dos grupos dos feldspatos, piroxênios, anfibólios e micas, que apresentam grande similaridade composicional ou estrutural, e portanto dificuldades para sua identificação por MEV/EDS ou DRX, mas que são perfeitamente identificáveis ao microscópio óptico. A quantificação das fases, por outro lado, é mais restrita; a clássica análise modal, contagem manual de pontos com identificação da fase que se apresenta no centro do campo de visão com incremento fixo da platina, é uma análise demorada, que exige operador especializado, e, sendo uma análise em dimensão 0 (ponto), não fornece mais informações do que a composição extrapolada para área, e mesmo isto apenas se houver coerência estatística. Uma vez que as propriedades ópticas diagnósticas da maioria dos minerais transparentes dependem da geometria da intersecção do cristal e do ângulo de incidência da luz, as cores variam com o movimento rotatório da platina, de maneira que o reconhecimento automático dos minerais, por análise de imagens, é impraticável até o momento, com raras exceções.

A metalografia em secções polidas, por outro lado, é excelente para identificar minerais opacos, mas os minerais transparentes em geral aparecem em cinza. Se na amostra a ser analisada coexistirem minerais transparentes e opacos, há necessidade de complementação da análise, e as secções delgadas e polidas de certa forma facilitam o processo, permitindo análise sequencial em luz transmitida e refletida.

Apesar de diversos minerais exibirem pleocroísmo, em geral este é fraco, e não se constitui num aspecto diagnóstico primordial. Desta forma, em luz refletida já é possível automatização, e pelo processamento digital de um número adequado de imagens é possível quantificação de fases e medidas de liberação, como será discutido adiante.

Difração de Raios X

A difração de raios X é outra das ferramentas básicas para caracterização mineralógica de minérios. O método baseia-se na interação de ondas na frequência de raios X (geralmente entre 0,70 e 2,30 Å) com os planos de repetição sistemática do retículo cristalino, como pode ser visualizado esquematicamente na Figura 10. Pela própria definição, portanto, aplica-se apenas a materiais cristalinos, e não a amorfos.

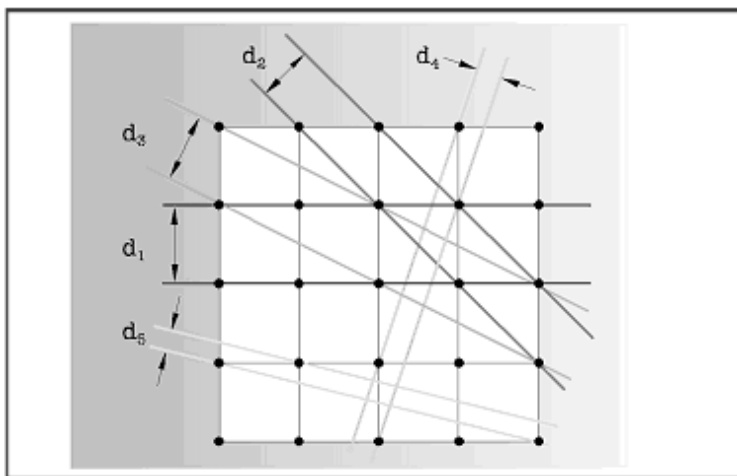


Figura 10 – Corte num retículo cúbico esquemático e representação de diversos planos de repetição sistemática com respectivas distâncias interplanares d_i , detectáveis por difração de raios X (cortesia de Bruker AXS, Inc.).

A Lei de Bragg fornece a base teórica do método: $\lambda = 2d \sin\theta$, onde λ é o comprimento de onda da fonte de raios X utilizado, d são as distâncias interplanares e θ é o ângulo da reflexão. Um conjunto das diversas distâncias interplanares d é típica para cada mineral, e estão tabuladas em diversas referências, sendo a mais difundida e utilizada a do ICDD (*International Center for Diffraction Data*). Maiores detalhes podem ser obtidos em livros sobre o assunto (por exemplo, Klug & Alexander, 1974; Azároff & Buerger, 1958; Moore & Reynolds, 1989).

A configuração básica de uma difratômetro de raios X, para método do pó, está esquematizada na Figura 11. Existem atualmente diversas variações, que melhoram intensidade, reduzem ruído e exigências quanto à preparação das amostras, fornecem radiação mais limpa que permite dados mais precisos, mas que fogem ao escopo deste livro. Observa-se que a amostra (na horizontal na figura) localiza-se no centro, do qual a fonte de raios X e a fenda do detetor equidistantam (círculo de Bragg). Na configuração mais comum, chamada de $\theta/2\theta$, a amostra move-se numa velocidade angular θ , e o detetor no dobro desta, de maneira que sempre está detectando as contagens refletidas no plano da amostra. A leitura que se faz são contagens refletidas em determinado ângulo θ , convertido para distâncias interplanares d pela equação de Bragg, e qualquer má preparação de amostra, que perturbe esta geometria, resulta em erros de leitura do ângulo.

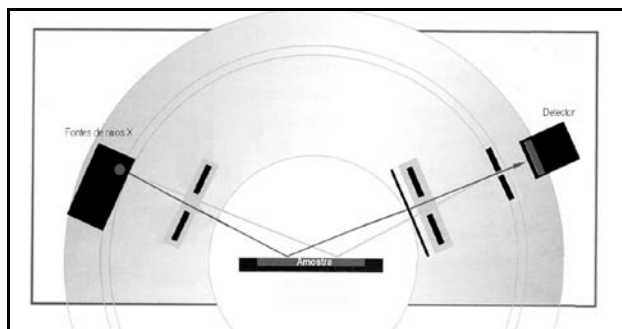


Figura 11 – Representação esquemática de um difratômetro de raios X básico para método do pó (cortesia de Bruker AXS, Inc.).

Um espectro de difração de raios X típico é exemplificado na Figura 12. Trata-se de um quartzo puro, e além do espectro de difração (contagens no eixo das ordenadas contra 2θ na abscissa) está também representado graficamente o seu padrão tabulado.

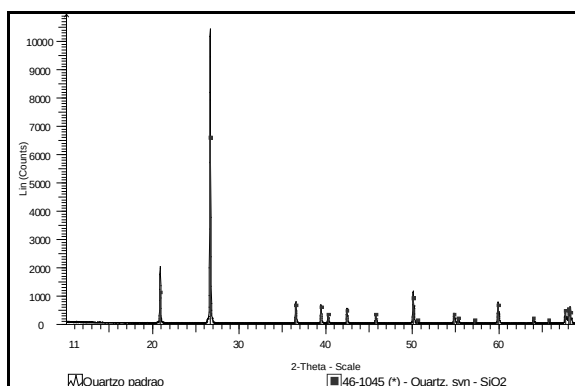


Figura 12 – Espectro de difração de raios X (linha cheia) de amostra de quartzo, e posição e contagem relativa do padrão tabulado do mineral.

A posição dos picos (ângulo θ , ou distância interplanar após cálculo pela Lei de Bragg) de determinado mineral não deveria mudar, mas na prática pode haver pequenos desvios, principalmente pela variação na sua composição. Trata-se, portanto, de uma ferramenta muito poderosa na identificação das fases cristalinas. As intensidades relativas dos picos, por outro lado, são muito afetadas por orientação preferencial na preparação das amostras, pela superposição de picos de diferentes fases, pela variação da composição dos minerais, e por outros fatores. Além disto, a intensidade (e a largura dos picos) depende muito da cristalinidade das fases. A simples comparação de altura ou a integral da área dos picos não representa quantificação, e nem permite comparação quantitativa das fases. A quantificação por difração de raios X é possível, mas é bem mais complicada.

A interpretação de espectros de amostras de boa cristalinidade e monofásicas, ou de misturas simples, é muito fácil, e geralmente as próprias ferramentas de busca dos *softwares* de interpretação de espectros de difração mais modernos identificam corretamente as fases presentes. À medida que coexistam na amostra diversos minerais diferentes, a complexidade das estruturas aumenta, ou que seja necessário identificar minerais presentes em pequena quantidade, a intervenção do operador se torna mais importante. O espectro da Figura 13 apresenta uma mistura de diversos minerais, com forte sobreposição de alguns dos picos principais, e cuja interpretação, com segurança, prescinde de dados adicionais, por exemplo de microscopia óptica ou eletrônica de varredura. Este material já foi concentrado em separador magnético, e fases menos comuns aparecem.

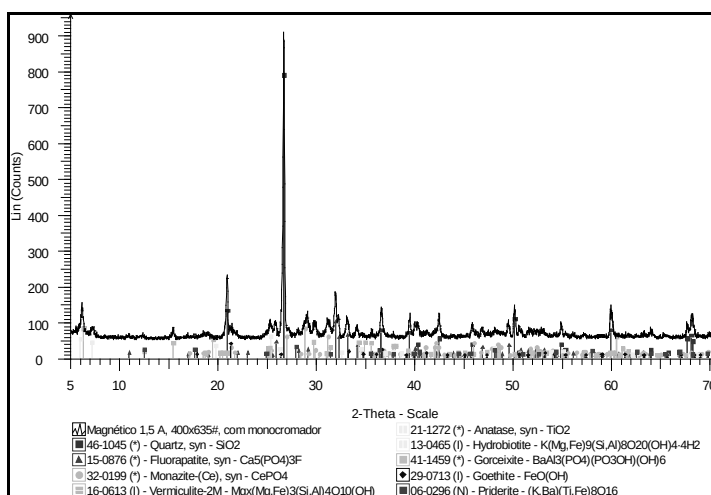


Figura 13 – Espectro de difração de raios X (linha cheia) de amostra de mineralogia complexa, com superposição de picos. Minerais identificados: quartzo, fluorapatita, monazita, vermiculita, anatásio, hidrobiotita, gorceixita, goethita, priderita.

Um fato muito deletério às análises de amostras de minérios intemperizados, típicos de climas mais tropicais, é a constante presença de fases com alto teor de Fe, inclusive amorfas ou mal cristalizadas (“limonitas”). Uma vez que grande parcela dos equipamentos de difração de raios X adquiridos no país utilizam tubos de cobre, e que o Fe apresenta forte fluorescência quando excitado pela radiação de Cu, é necessário utilizar monocromadores secundários para evitar uma relação sinal/ruído muito baixa, que mascara boa parte dos picos. Além de caros, os monocromadores também suprimem pelo menos 30% das contagens. Como, com frequência, os minerais intempéricos são também mal cristalizados, a identificação é ainda mais complicada. Recomenda-se, portanto, especificar outros tubos (por exemplo, de Co) na aquisição ou manutenção dos equipamentos.

Outro problema pode ocorrer quando a estrutura é afetada pelo seu bombardeamento por elementos radioativos (metamictização), muito comum, por exemplo, em zircão ou pirocloro. Neste caso, a estrutura eventualmente pode se recompôr, a ponto de permitir identificação correta, se o mineral for aquecido a altas temperaturas (da ordem de 2/3 de sua fusão, por volta de 850°C nos exemplos), por 24 horas.

Microscopia Eletrônica de Varredura - MEV

Outro equipamento imprescindível à caracterização de minérios e materiais é o microscópio eletrônico de varredura (MEV), principalmente se estiver acoplado a um espectrômetro de dispersão de energia (EDS, ou EDX) para permitir determinação de elementos químicos em pontos de até 2 µm de diâmetro. O funcionamento do MEV é baseado na interação de um feixe de elétrons finamente colimado com a amostra. O MEV fornece, basicamente, imagens em níveis de cinza proporcionais a algum sinal gerado pela interação do feixe com a superfície da amostra (Goldstein *et al.* 1992, por exemplo, é uma referência). Para aplicações gerais, as imagens mais comuns são as de elétrons secundários, produzidos pela interação do feixe com os átomos presentes na amostra. Estas imagens são excelentes para topografia, e provavelmente a sua maior aplicação para tecnologia mineral é verificar a morfologia de minerais, podendo atingir magnificações muito elevadas (resolução da ordem de poucos nm). A imagem da Figura 14 é um exemplo prático, uma zeólita NaY trocada com Nd para catálise, onde a boa formação dos cristais fica comprovada.

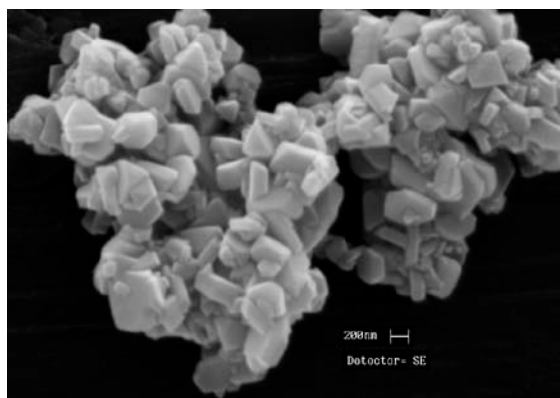


Figura 14 – Imagem de MEV, detetor de elétrons secundários (SE), de zeólita NaNdY. A escala gráfica mede 200 nm.

Em tecnologia mineral, as imagens mais importantes são as de elétrons retro-espalhados (no inglês *backscattered electrons - BSD*), que são os elétrons do feixe que se chocam com as eletrosferas dos átomos e são arremessadas de volta, e detectados num detetor que circunda a abertura inferior da coluna de elétrons. Nestas imagens, o nível de cinza é proporcional ao número de elétrons, e conseqüentemente ao peso atômico

médio em cada *pixel* da imagem, o que a torna, de maneira indireta, uma imagem composicional. A importância destas imagens para caracterização de minérios e materiais é exatamente esta, uma vez que é possível separar as fases pela resposta do detector, o seu nível de cinza. Se o MEV dispõe de EDS, a identificação dos minerais é imediata pela sua composição química, eventualmente complementa pelo conhecimento prévio da amostra (dados de microscopia óptica e/ou difração de raios X, por exemplo), facilitando muito o trabalho de identificar a mineralogia da amostra. A Figura 15 mostra uma imagem de elétrons retro-espalhados com os níveis de cinza relacionados a cada fase mineral. Apenas pelo nível de cinza, 6 fases diferentes são facilmente identificadas, e após checagem de que não ocorrem duas fases com mesmo nível de cinza (por exemplo, esfalerita e calcopirita), até a quantificação de cada uma é possível, com cuidados que serão abordados mais adiante.

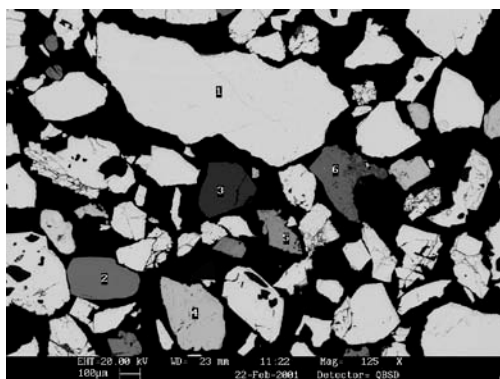


Figura 15 – Imagem de concentrado obtida com detector de elétrons retro-espalhados em MEV. 1- cassiterita, 2- zircão, 3- gibbsita, 4- barita, 5- mineral do grupo do pirocloro (betafita), 6- pirita (parcialmente alterada para óxidos/hidróxido de ferro).

A correspondência de peso atômico médio com o nível de cinza é muito útil em diversas situações comuns, para quem trabalha com caracterização tecnológica de minérios. Um exemplo é verificar associações de ouro nos minérios e concentrados. O ouro é muito mais claro, em imagens de elétrons retroespalhados, que a maioria dos minerais que o acompanham, então para procurar o metal basta aumentar contraste e reduzir fortemente o brilho, e investigar somente os grãos que permanecem visíveis na tela. Neste caso, é imprescindível um detector de EDS, uma vez que minerais de chumbo, bismuto, elementos do grupo da platina, cassiterita e tantalatos também são muito claros. Aliás, o mesmo método pode ser empregado para estes todos. Outro exemplo muito comum é verificar a presença de composição variável dentro do mesmo mineral, importante para se definir carreadores de algum elemento e a distribuição do elemento entre vários carreadores, se for o caso. A Figura 16 mostra um grão de pirocloro com considerável variação de composições.

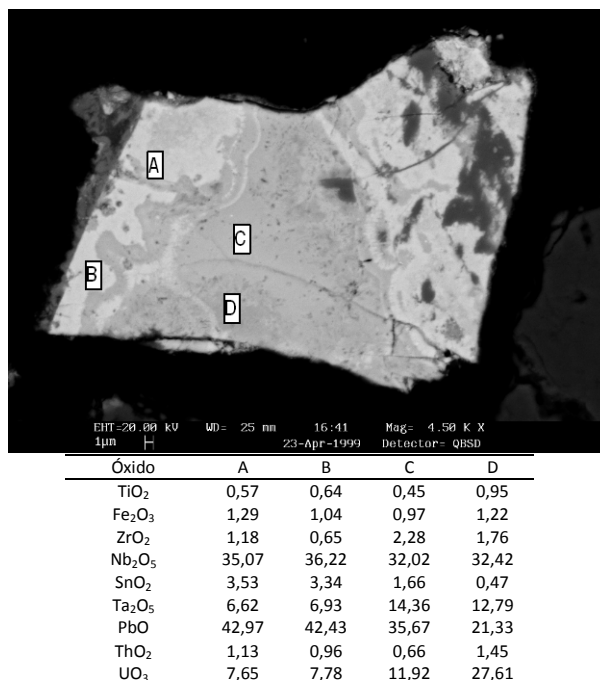


Figura 16 – Imagem de elétrons retro-espalhados de grão de urânio-chumbopirocloro, com níveis de cinza muito variados em função da composição, e análises semiquantitativas referentes aos pontos indicados na imagem.

Apesar de resultados muito melhores em secções devidamente embutidas em resina epóxi e polidas, as imagens do detetor de elétrons retro-espalhados também são úteis para análises diretamente nos grãos, geralmente colados em suportes de amostra com fita adesiva dupla face, uma vez que a relação dos níveis de cinza com o número atômico médio ainda é preponderante. Mas já há uma forte influência topográfica, de superfície, na composição do sinal. Outra diferença é quanto ao recobrimento condutor das amostras, uma vez que a configuração mais comum de MEV's para caracterização contempla a análise em alto vácuo, já que as amostras minerais em geral não degradam em vácuo, e a sensibilidade do detetor de EDS para elementos leves é muito melhor. MEV's de pressão variável ou "ambientais" são também mais caros, e a qualidade das imagens inferior. Trabalhando em alto vácuo, a superfície da amostra deve ser condutora, para "escoar" os elétrons que incidem do feixe na amostra, evitando assim cargas elétricas na superfície e aquecimento excessivo. Se a amostra não for naturalmente condutora (metais, grafita, alguns haletos), deve receber um recobrimento, inclusive se a resina for isolante. Os mais comuns são de carbono vaporizado de um filamento ou eletrodo, ou de ouro numa atmosfera turbulenta de argônio (*sputter*). Ambos tem importantes vantagens e desvantagens. O carbono apresenta um único pico no espectro de EDS, e portanto interfere muito pouco nas microanálises.

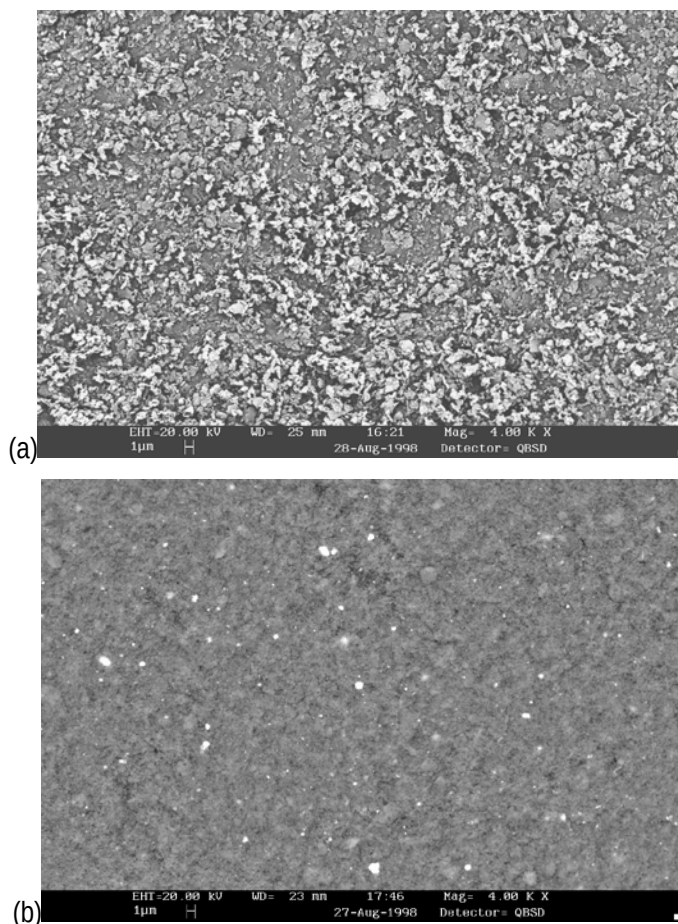


Figura 17 – Imagens de elétrons retro-espalhados de uma amostra de finos de caulim: (a) montagem com fita adesiva, recobrimento com ouro, (b) pastilha prensada, recobrimento com carbono. Somente na segunda imagem são visíveis as muitas impurezas (óxidos e hidróxidos de Fe e Ti, brancos).

O carbono puro é leve, e portanto não inibe a resposta do detetor de elétrons retro-espalhados. Como é aplicado pela vaporização em vácuo, no entanto, consegue-se uma boa camada apenas em superfícies lisas e planas. Em amostras com relevo, utiliza-se ouro aplicado em plasma de argônio (*sputter*) com atmosfera turbulenta, que permite a aplicação do metal em superfícies rugosas e cavidades. Como o ouro é melhor condutor dos elétrons, imagens de melhor resolução e mais magnificação são em geral obtidas com recobrimento com este elemento. Mas o ouro inibe parcialmente a resposta do detetor de elétrons retro-espalhados, e os seus muitos picos no espectro de EDS atrapalham as análises qualitativas, e praticamente inviabilizam as quantitativas.

Um exemplo importante da diferença é dado na Figura 17. O objetivo aqui é determinar contaminantes em caulim, na sua fração fina. É praticamente impossível embutir caulim em resina e polir adequadamente a superfície. A imagem de uma montagem em grãos, recoberta com ouro (Figura 17a), no entanto, não permite que se distingam, na imagem de elétrons retro-espalhados, as impurezas. Para casos deste tipo, é possível preparar pastilhas prensadas, usando um pastilhador com êmbolo de aço na prensa hidráulica, recobrir a superfície com carbono e fazer a análise como se fosse uma secção polida, pelo menos em termos qualitativos (Figura 17b). Não é possível a quantificação, uma vez que a pressão no êmbolo tritura as partículas e altera a área relativa dos minerais nas imagens.

Quantificação dos Minerais

A quantificação dos minerais é uma etapa muito importante na caracterização de uma amostra, geralmente bem mais complexa que a simples qualificação dos minerais, e fortemente dependente da mineralogia da amostra e dos recursos analíticos disponíveis. Nesta etapa, é fundamental que se tenha em mente as reais necessidades do projeto como um todo, uma vez que uma quantificação mais simplificada, com maior erro e/ou agrupando um conjunto dos minerais, pode ser satisfatória apesar de consumir uma fração do tempo e dos recursos analíticos de uma análise completa.

Os procedimentos de quantificação mais comumente aplicados são:

- (i) cálculos estequiométricos a partir de análise química e da composição mineralógica da amostra;
- (ii) método de refinamento de espectro de difração de raios X multifásico total, ou apenas método de Rietveld;
- (iii) análises termogravimétricas, quando uma ou mais fases perdem ou ganham massa com aumento da temperatura, e
- (iv) análise de imagens.

É normal a combinação de vários dos métodos acima. Já foi ressaltado anteriormente, que a quantificação dos minerais é mais fácil numa fração mais concentrada, e que o recálculo considerando as massas das frações reduz, sobremaneira, o erro na composição das amostras.

O cálculo estequiométrico é o método mais tradicional, e em diversas situações também o mais preciso para a quantificação das fases. Basicamente, de posse da análise química total ou parcial da amostra, da composição mineralógica e da composição dos minerais, são calculados quanto de cada mineral está presente na amostra. Depende, portanto, de diversos condicionantes que devem ser satisfeitos.

Em primeiro lugar, todas as fases importantes devem estar perfeitamente qualificadas, e a composição de cada uma delas tem que ser conhecida. Isto é trivial para minerais com composição bem definida, mas muitos permitem variações relativamente grandes, como as soluções sólidas. Exemplos são os silicatos, comuns em minerais de ganga, como feldspatos, micas, piroxênios e anfibólios, que dificilmente são determinados com maior precisão por difração de raios X ou análises qualitativas ao MEV/EDS. Em alguns destes casos, os dados de petrografia em luz transmitida eventualmente permitem melhor identificação, e o erro ao se assumir uma composição coerente pode ser suficientemente baixo para permitir boa quantificação. Em outros casos, como zeólitas ou alguns sulfossais, a identificação não consegue ser boa, o suficiente, para permitir a adoção de alguma estequiometria aceitável, e neste caso é necessário efetuar algumas análises quantitativas por MEV/EDS ou microsonda eletrônica, ou ainda análises químicas convencionais de uma amostra purificada por catação manual, para que a estequiometria possa ser adotada, a contento. Convém lembrar da real necessidade de se conhecer a composição com precisão: é comum que eventuais erros na quantificação alterem apenas a relação entre minerais (por exemplo, quartzo/feldspato), sem maiores consequências para o processo.

Outro fator muito importante a ser considerado é a cristalinidade das fases, particularmente de Fe e de Mn em minerais supérgenos. Mesmo que algumas fases, como goethita e hematita, sejam bem identificadas por difração de raios X, é sempre possível que uma parte, até considerável, seja amorfa ou mal cristalizada. Neste caso, a estequiometria superestima a fase cristalina, em detrimento da amorfa. Nem sempre isto é importante, mas é bom que se tenha clareza quanto ao fato.

A análise pode também ser parcial, quando apenas alguns minerais de minério ou de ganga interessam, e geralmente é o que se faz em acompanhamento de processo.

Método de Rietveld

O método de refinamento de espectro multifásico total de difração de raios X (método de Rietveld), de maneira simplificada, consiste em se minimizar a diferença entre espectros medido e calculado, passo por passo, num difratograma digital (Rietveld, 1970). A grande vantagem do método para quantificação é justamente que se utilizam todos os pontos de um espectro, e superposição de picos, que usualmente inviabilizam outros métodos de quantificação por difração de raios X em amostras pulverizadas, que pouco afetam o método de Rietveld, apenas dificultam a identificação qualitativa.

A quantificação pelo método de Rietveld baseia-se em três considerações iniciais (Philippo *et al.*, 1997): i) cada estrutura cristalina tem seu próprio espectro de difração caracterizado pelas posições e intensidades de cada pico de difração; ii) a superposição dos espectros de difração faz-se por simples adição, sem interferência; e iii) a integral da superfície do espectro de cada fase é proporcional à porcentagem da fase na mistura.

Os dados quantitativos são deduzidos de fatores de escala, após a superposição e minimização de diferenças de espectros medido e calculado, este obtido a partir de modelamento de cada fase na mistura. Três grupos de parâmetros devem ser incluídos no modelamento: i) parâmetros instrumentais (correção do zero do equipamento); ii) parâmetros estruturais, como grupo espacial, parâmetros de cela unitária, posições dos átomos no retículo e sua ocupação, absorção e fatores térmicos; iii) parâmetros de cristalinidade, como assimetria dos picos, orientação preferencial, largura a meia-altura e forma dos picos.

Apesar das enormes vantagens que o método de Rietveld tem sobre os métodos tradicionais de quantificação por difração de raios X, são necessários alguns cuidados, inclusive de interpretação dos resultados. A influência de orientação preferencial, extinção primária e detecção não-linear podem ser reduzidas nesse método, uma vez que todo o espectro é utilizado, e não apenas as reflexões mais intensas (Bish & Post 1993). Mas montagens evitando orientação preferencial permitem ajuste melhor, menos dependente do modelamento. A maior dificuldade potencial, na parâgênese quantificada, é a presença de fases com microabsorção exageradamente diferente das outras fases, particularmente de goethita, hematita e magnetita (para a radiação $\text{CuK}\alpha$ utilizada). Este efeito pode ser eliminado por utilização de outra radiação mais apropriada, ou minimizado pela pulverização mais intensa da amostra. Estima-se que a microabsorção diferencial interfere menos, a partir de 5 μm de tamanho de partícula. Neste caso, é necessário tomar cuidado com sobreposição, que pode afetar a cristalinidade dos minerais. Um caso típico é mistura de zeólita com quartzo, onde o quartzo, mais resistente, acaba intensificando a sobreposição da zeólita e ameaçando sua cristalinidade, fato substanciado pelo aumento da largura, à meia altura dos seus picos.

Um fator de grande importância para um bom refinamento pelo método de Rietveld é contagem elevada. Como em geral não é possível gerar um feixe de raios X mais intenso, o tempo de contagem em cada passo é que deve ser variado – trabalha-se, de modo geral, com pelo menos 3 s por passo, para simples quantificação de fases. Se o objetivo for cristalográfico, podem ser necessários mais de 10 s. O tamanho do passo, por outro lado, pode ser ampliado, o que se traduz em menor precisão dos d_{hkl} medidos, mas ajuda a reduzir o tempo de análise. Também é importante que sejam analisadas as reflexões em ângulos maiores, pelo menos até 100 ou 120° 2 θ , incluindo o maior número de picos para refinamento. Isto ajuda a compensar os efeitos de orientação preferencial, assimetria de picos e outros, mais intensos no início do espectro. Recomenda-se, aliás, verificar se a eliminação do início do espectro (por exemplo, iniciando-se o refinamento a 20° 2 θ) melhora os resultados.

Outra grande vantagem, exclusiva dos métodos de quantificação a partir de espectros de difração de raios X, e particularmente operacional com o método de Rietveld, é a determinação da quantidade de material amorfo. No caso de minérios lateríticos, derivados da intensa ação do intemperismo como é o caso da maior parte

dos minérios brasileiros, o conhecimento da porção amorfa é muito importante; como exemplo, já foram analisados mais de 60% de amorfos em finos (< 37 μm) de minérios fosfáticos. As implicações disto, para processo, podem ser muito grandes.

Para isto basta adicionar uma quantidade conhecida de um padrão interno, em geral 10 a 15% em massa. O padrão interno deve ser perfeitamente cristalino, não estar entre as fases identificadas na amostra original, e de preferência ser de fácil refinamento. Silício e tungstênio elementares e córindon estão entre os padrões mais comuns. Fluorita é também uma opção razoável, cúbica e com poucos picos, mas tem fortes clivagens que acabam lhe conferindo um pouco de orientação preferencial, que tem que ser considerada no refinamento.

A Figura 18 mostra o espectro de difração de raios X de uma bauxita brasileira, onde foram identificados gibbsita, caolinita, goethita e muscovita. Abaixo do espectro medido são apresentados os espectros calculado, após refinamento, e a diferença entre ambos. À amostra foram adicionados 15% (em massa) de fluorita, e os resultados do refinamento e da quantificação desconsiderando o padrão interno (total de fases cristalinas) e incluindo os amorfos (mas não o padrão interno) estão na Tabela 3.

Tabela 9 – Quantificação das fases da bauxita pelo método de Rietveld, com adição de 15% (massa) de fluorita.

Fase	Refinamento % (massa)	Quantificação % (massa)	Erro ($\pm\%$)
Gibbsita	71,7	76,2	0,5
Goethita	7,0	7,4	0,2
Muscovita	0,3	0,3	0,1
Caolinita	4,4	4,7	0,4
Fluorita	16,6	--	--
Amorfos	--	11,4	1,8

Análises Térmicas – ATD/ATG

As análises térmicas (termodiferenciais e termogravimétricas - ATD/ATG) podem ser úteis tanto para identificação de fases, quanto para a sua quantificação. Ambas são efetuadas com a amostra (entre poucos mg até poucos g de amostra, dependendo do equipamento) sendo aquecida num forno com controle preciso, e monitorando mudanças em função da programação (em geral da temperatura).

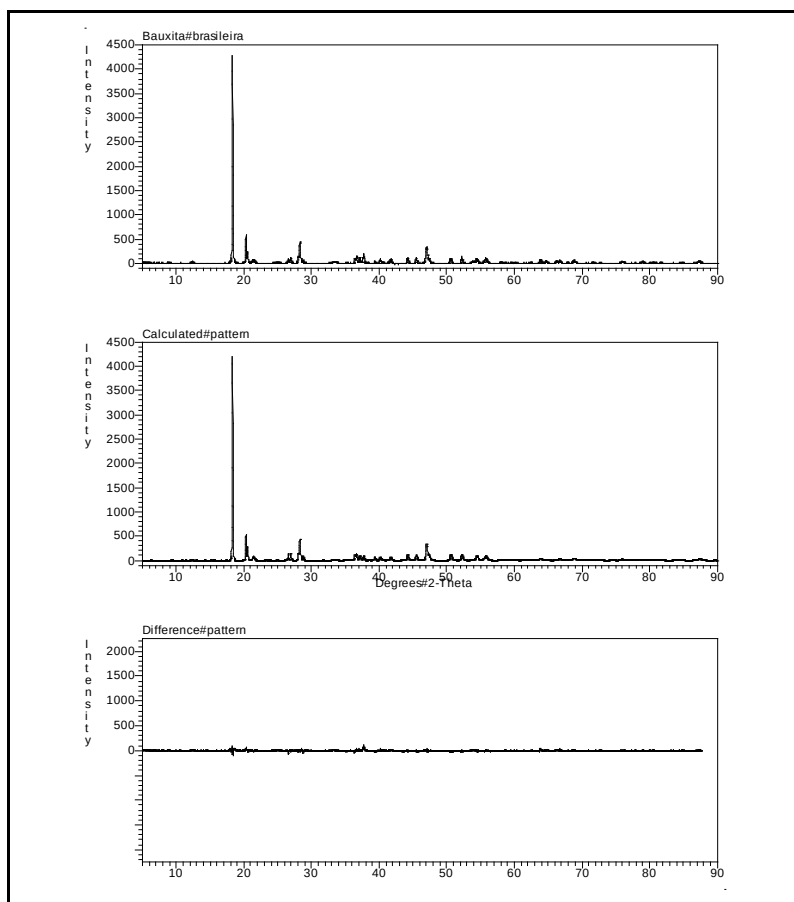


Figura 18 – Espectros de raios X medido e calculado pelo método de Rietveld, e a diferença entre os dois, de uma bauxita contendo gibbsita (com forte orientação preferencial no plano cristalográfico basal 002, a $18,282^\circ 2\theta$), goethita, caolinita, muscovita e amorfos (quantificação na Tabela 9).

No caso da análise termodiferencial (ATD), um microtermopar analisa a temperatura da amostra, e a compara com a temperatura de um padrão inerte (geralmente alumina) analisado simultaneamente por outro termopar, acusando portanto transformações endotérmicas (decomposição, fusão, redução, transformações estruturais e magnéticas) e exotérmicas (oxidação, incluindo combustão, transformações de estrutura e a sua reconstrução). É um excelente método qualitativo, quando se dispõe dos dados térmicos dos minerais tabulados. O livro de Smykatz-Kloss (1974) disponibiliza e discute muitos dados termodiferenciais, e os de Todor (1976) e Mackenzie (1957) são mais completos, contendo também os dados termogravimétricos. Ambos são de consulta obrigatória, e até hoje as principais referências compiladas para análises de minerais.

Na análise termogravimétrica (ATG), monitora-se a massa da amostra durante o seu aquecimento precisamente controlado, por intermédio de uma microbalança de precisão, que registra e quantifica qualquer perda ou ganho de massa. As configurações mais modernas de equipamentos de análise térmica geralmente contemplam ATD/ATG simultaneamente, bem como capacidade de registrar eventos endo- e exotérmicos, e as variações de massa associadas a estes eventos.

Uma vez que a mineralogia da amostra foi determinada por outros meios, é possível obter informações quantitativas pela análise termogravimétrica. É absolutamente necessário, no entanto, que se saiba qual dado obter, inclusive para configurar o equipamento. Uma das medidas mais úteis é a determinação da perda de água estrutural de caolinita, mica, goethita, gibbsita e de outros minerais hidratados, ou a descarbonatação de calcita, dolomita e outros carbonatos. Cada mineral destes tem a faixa de temperatura característica em que ocorrem as decomposições, que infelizmente podem estar, pelo menos parcialmente, superpostas. Estas análises são em geral conduzidas em ambiente inerte (sendo fluxo de nitrogênio o padrão), para evitar que oxidação de alguns elementos (Mn e Fe, por exemplo) possa alterar a variação de massa que será atribuída aos respectivos minerais. No caso de carvão ou grafita, por outro lado, pode ser usado ar sintético ou oxigênio, para se proceder à sua quantificação pela perda em massa correspondente à sua eliminação como CO_2 . A comparação dos dados térmicos obtidos em atmosfera inerte com os obtidos em atmosfera oxidante pode, eventualmente, dirimir dúvidas, como no caso da superposição de desidroxilação de caolinita e oxidação de carvão. Decomposição de sulfetos é mais complicada para fins qualitativos, pois a massa pode aumentar pela oxidação do sulfeto a sulfato, diminuir pela formação de SO_2 ou SO_3 (gases eliminados), ou uma combinação destes. Os sistemas de análise térmica podem estar conectados a cromatógrafos, espectrômetros de massa ou de infra-vermelho, para a análise de gases emanados que rastreiam com grande precisão o fenômeno, e que são mais comuns para análise de orgânicos.

O exemplo da Figura 19 mostra as curvas de análises termodiferencial e termogravimétrica obtidas simultaneamente, numa amostra contendo caolinita, calcita e quartzo. A análise foi efetuada em fluxo de nitrogênio, com rampa de aquecimento de $10^\circ\text{C}/\text{min}$. A curva termodiferencial (tracejada) indica um comportamento endotérmico (de absorção de calor) em toda a análise, com a diferença sempre negativa, e dois picos marcados, a $500,5$ e $712,2^\circ\text{C}$, correspondentes respectivamente à desidroxilação da caolinita e à descarbonatação da calcita. Um pico também endotérmico, muito pequeno, está realçado a $571,5^\circ\text{C}$, correspondendo à transformação polimorfofíca do quartzo, de α para β .

A curva termogravimétrica (linha cheia), por outro lado, indica uma pequena perda de massa até aproximadamente 220°C, referente à umidade da amostra. De 220 a 600°C ocorre a eliminação de água estrutural da caolinita, e os 7,04% em massa eliminados correspondem a 50,3% de caolinita na amostra (considerando 14,0% de H₂O na caolinita). A partir de 600°C, são eliminados mais 11,10% de sua massa, até aproximadamente 730°C, devidos à eliminação do CO₂ da calcita. Como o mineral contém 44,0% de CO₂, a quantificação é imediata, 25,2% de calcita. Desprezando a umidade, como a amostra foi previamente identificada como contendo caolinita, calcita e quartzo, este último representa por volta de 24% de sua massa. Neste exemplo, poderia estar ocorrendo uma pequena superposição entre a perda de água da caolinita e de CO₂ da calcita. Mas tanto o formato da curva termogravimétrica quanto a análise termodiferencial, com os dois picos bem definidos, indicam que os eventos estão separados (a derivada da ATG, não apresentada para não sobrecarregar o gráfico, separa perfeitamente os eventos).

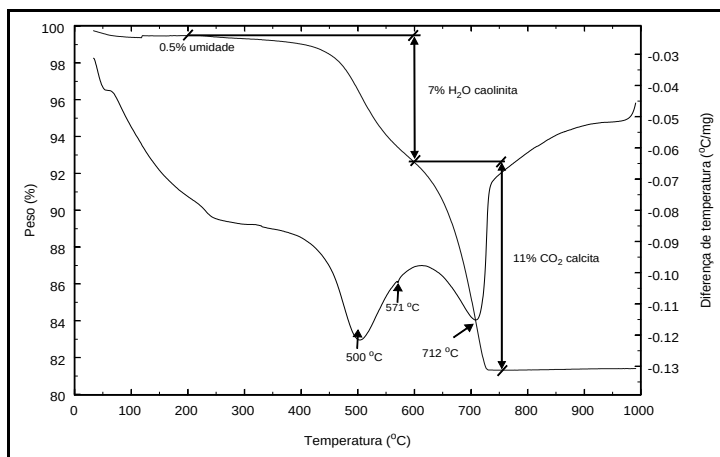


Figura 19 – Análise térmica (termodiferencial em linha tracejada, e termogravimétrica em linha cheia), com indicação dos picos endotérmicos e perdas de massa.

Análise de Imagens

A análise de imagens é um dos métodos mais antigos de quantificação de fases, uma vez que contagem de pontos em microscópios ópticos de luz transmitida ou refletida (análise modal) é utilizada há muitas décadas. A contagem de pontos consiste numa análise, com incremento fixo (que depende da magnificação – função basicamente do tamanho dos grãos) nos eixos X e Y da platina, onde se conta o número de interceptos de cada mineral que é identificado com o cruzamento dos fios, no centro do campo de observação. São necessários milhares de pontos para obter um valor minimamente significativo, implicando em muito tempo de operador especializado.

A evolução da contagem de pontos é a análise de imagens digital, onde são considerados todos os *pixels* de uma imagem. É uma análise muito mais precisa e rápida, desde que as imagens permitam separar as fases. As imagens mais utilizadas são as de microscopia eletrônica de varredura ou ópticas. No caso do MEV, que é o mais utilizado em tecnologia mineral, são utilizadas as imagens de elétrons retro-espalhados, onde o nível de cinza de cada *pixel* é proporcional ao peso atômico médio da fase naquele ponto. A análise de imagens ópticas é praticamente restrita às de luz refletida, e em geral é escolhido um dos canais de cor (vermelho, verde ou azul), no qual o contraste entre as fases seja maior, e passível de separação. Dependendo da configuração, o canal composto também pode ser utilizado.

Se as fases a serem medidas tiverem contraste suficiente para serem distinguidas num *software* de processamento de imagens (inclusive muitos, de edição de imagens para uso pessoal), basta fazer as contagens, em números de *pixels*, para a faixa de nível de cinza correspondente a cada mineral. Uma vez que a Primeira Lei da Estereologia estabelece que $T_p = T_L = T_A = T_v$, ou seja, que os teores de ponto (*pixel*), linha (intercepto linear, ou cordas) e área são iguais entre si, e todos eles iguais ao teor em volume, basta a conversão com as respectivas densidades, para obter o teor em massa na amostra. Há um condicionante, no entanto, para aplicação da Lei, que só pode ser aplicada quando as secções são transversais e randômicas. Um detalhamento muito maior dos procedimentos, inclusive preparação de amostra e processamento de imagens, pode ser encontrado no tópico seguinte, sobre liberação.

Em qualquer uso da imagem para quantificação, recomenda-se uma insistente e recorrente checagem da coerência dos resultados do processamento da imagem com a interpretação visual que se dá à separação. O olho humano utiliza muito mais recursos do que o nível de cinza ou de cor, e portanto consegue separar muito melhor as diferentes fases. Se o sistema de processamento não conseguir separar as fases o suficiente, é necessário mudar as condições de aquisição da imagem.

A aplicabilidade do método depende de diversos fatores, inclusive do instrumental utilizado. Análises para se verificar proporções entre minerais principais, quando há bom contraste entre eles, são simples e rápidas. Quando o contraste é reduzido, já se torna necessário maior cuidado na calibração dos equipamentos, mais resolução nas imagens (que se reflete em maior tempo de aquisição), e melhores câmeras de vídeo e placas de interface, no caso de imagens ópticas. Quando alguma das fases que deve ser quantificada ocorre em menor quantidade, é necessário um cuidado muito maior na preparação das amostras, número de imagens para assegurar representatividade (ver discussão sobre o assunto no tópico seguinte) e demais ressalvas derivadas dos preceitos da amostragem. Mais uma vez, se for possível agrupar fases sem comprometer a utilidade do dado para o processo (e aqui densidades similares são outro pré-requisito para correta conversão para massa), uma quantificação pode se tornar viável. Um exemplo são diferentes feldspatos, ou feldpatos e quartzo,

que são todos ganga em determinado processo, e como apresentam números atômicos médios (e densidades) próximos podem ser agrupados no mesmo intervalo de níveis de cinza, se sua separação não for boa numa imagem de elétrons retro-espalhados gerada em MEV.

Um bom exemplo está na imagem da Figura 20, de um rejeito de processamento de ouro com mineralogia variada. Como pode ser observado no histograma, os sulfetos (pirita, arsenopirita e galena) são bem diferenciados, assim como ilmenita e apatita, mas os silicatos (quartzo, illita/muscovita) são considerados conjuntamente, sem que isto comprometa o resultado ou a sua utilidade. A quantificação resultante da análise desta imagem está na Tabela 10. É claro que apenas uma imagem nunca seria suficiente para uma estimativa minimamente aceitável da mineralogia da amostra.

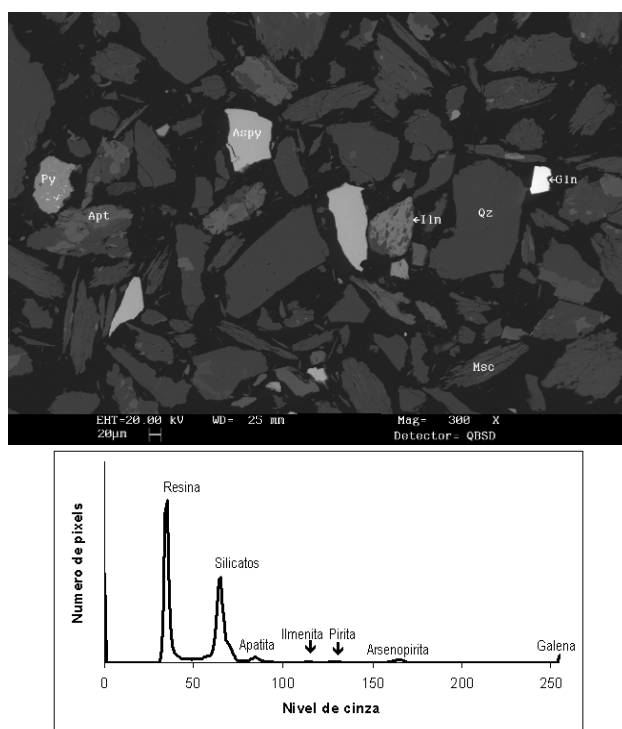


Figura 20 – Imagem de elétrons retro-espalhados de rejeito, contendo os silicatos quartzo (Qz) e illita/muscovita (Msc), apatita (Apt), ilmenita (Ilm), e os sulfetos pirita (Py), arsenopirita (Aspy) e galena (Gln), e o histograma da distribuição de níveis de cinza com a indicação das fases.

Tabela 10 – Quantificação das fases na imagem da Figura 20, a partir do número de pixels conforme os picos no histograma.

Fase	% (vol) medido	% (vol) dos minerais	Densidades (teóricas)	% (massa)
Resina	55,8	---	---	---
Silicatos	37,6	85,1	2,7	76,2
Apatita	2,7	6,1	3,2	6,5
Ilmenita	0,6	1,4	4,7	2,1
Pirita	0,7	1,6	5,0	2,6
Arsenopirita	2,0	4,5	6,1	9,2
Galena	0,6	1,4	7,5	3,4

A quantificação de fases, por análise de imagens, tem a sua limitação fundamental quando não há contraste entre as fases que possa ser detectado no processamento da imagem. No caso das imagens de elétrons retro-espalhados, existem dois exemplos clássicos, a separação de hematita e magnetita, e de calcopirita e esfalerita. Hematita e magnetita são basicamente idênticos quimicamente, e somente análises químicas pontuais quantitativas poderiam detectar a diferença pela sua estequiometria. Já o par calcopirita-esfalerita pode ser facilmente separado com informações de EDS qualitativas mínimas, como a presença de Zn ou Cu, por exemplo. Baseado nesta idéia, foram lançados por centros de pesquisa australianos, em associação com fabricantes de MEV's, dois sofisticados e dispendiosos sistemas de análise de imagens com dados químicos, QEM*SCAN (SCIRO e LEO) e MLA (JK Centre e FEI). O primeiro utiliza uma bateria de detectores de EDS para efetuar imagens onde a categorização dos seus *pixels* se baseia exclusivamente na composição química detectada. O MLA utiliza imagens de elétrons retro-espalhados para definir as partículas, e adicionalmente pode categorizá-las pela sua composição, medida por pelo menos um detector de EDS.

Um exemplo de produto gerado pelo sistema QEM*SCAN está na Figura 21 (as falsas cores foram convertidas para cinza para fins de publicação). É uma excelente ferramenta para se avaliar a quantidade de fases, e até para se verificar o grau de associação entre os minerais, de grande importância para processamento. O tempo de aquisição é elevado, assim como o investimento inicial, mas permite resolver com facilidade problemas que não podem ser devidamente abordados com as técnicas descritas até aqui.

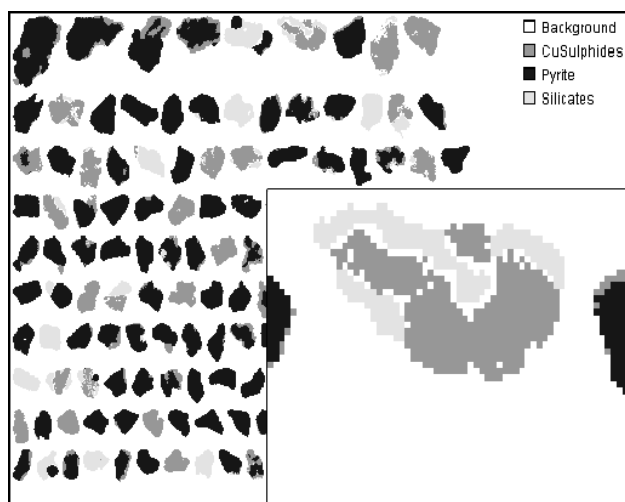


Figura 21 – Mapa de composição de partículas, produto da análise de um minério de Cu em QEM*SCAN, onde as fases são identificadas e facilmente quantificadas, permitindo também análise de associações de fases.

Pode também ser observado que a resolução da imagem composicional é baixa (detalhe da Figura 21), e que ocorrem muitas falhas na identificação do mineral, notadamente no contato entre minerais diferentes. Isto é consequência inevitável da baixa resolução espacial das análises por EDS, uma vez que o feixe excita uma área grande, e no contato entre os grãos, a mistura do sinal confunde o sistema de classificação dos dados químicos. Apesar de serem considerados pelo fabricante como sistemas de análise de imagem visando liberação (MLA significa *mineral liberation analysis*), as imagens não atendem minimamente aos pré-requisitos para tal, como será abordado nos tópicos a seguir.

LIBERAÇÃO

Introdução à Análise de Imagens Quantitativa

Pode parecer inadequado qualificar análise de imagens (AI) em geral com o termo quantitativa. Na verdade, existem inúmeros problemas associados a este tema em inúmeras áreas de aplicação. Em tratamento de minérios existem duas propriedades básicas das populações de partículas que definem o comportamento destas, na maioria dos processos: tamanho e composição. As distribuições de tamanho e composição associadas às populações são inerentemente volumétricas, e no contexto de AI pode-se dizer que as propriedades são distribuídas em 3 dimensões no espaço euclidiano. O problema fundamental é portanto obter informações volumétricas a partir de projeções destas distribuições em espaços bi- e uni-dimensionais, já que com a exceção de estereopares, imagens conterão somente uma projeção das partículas em duas

dimensões ou serão associadas a um plano de intersecção no caso de imagens em secções transversais de partículas. Este fato rende um carácter eminentemente estatístico ao tipo de informação que pode ser avaliada por análise de imagens. Por exemplo, é impossível medir o tamanho de uma partícula irregular qualquer, em uma imagem, mas é possível medir a distribuição de tamanhos de partículas a partir de amostras de projeções de várias partículas em uma população. Neste caso são necessárias várias partículas por imagem e possivelmente várias imagens contendo amostras em diferentes campos de visão. Durante os anos 90, investimentos importantes foram feitos em pesquisa e desenvolvimento, com o objetivo de equacionar e resolver o problema em questão: medir distribuições com carácter volumétrico a partir de imagens obtidas em projeções ou secções transversais de partículas. Dois problemas importantes na área de tratamento de minérios foram abordados objetivamente: medir distribuição de tamanhos de partículas e medir distribuição de composição de partículas usando-se AI. Embora diferentes nas técnicas utilizadas em sua solução, estes dois problemas são fundamentalmente iguais, uma vez que ambos são definidos por uma equação estereológica que relaciona as distribuições medidas na AI e as distribuições volumétricas correspondentes que as geram. A solução desta equação é corretamente chamada de transformação estereológica, porque permite o intercâmbio entre distribuições lineares, areais e volumétricas, embora tenha sido referida nos meios científicos como uma correção estereológica, uma vez que as distribuições correspondentes a cada dimensão sempre diferem em uma única direção, o que aparenta um *bias* de magnitude desconhecida. Do ponto de vista exclusivamente matemático, conversão estereológica é um problema de regularização, e este problema é felizmente bem entendido pois aparece em diversos campos da engenharia e da tecnologia. Soluções para conversão estereológica em mineralogia de processo começaram a surgir no início dos anos 90 (Schneider *et al.*, 1991), e têm evoluído e melhorado consistentemente com o desenvolvimento de técnicas computacionais mais robustas. Embora os avanços no campo científico sejam relevantes, do ponto de vista da aplicação prática no setor mineral só recentemente esta técnica começou a ser utilizada com algum sucesso, e a sua produtividade ainda requer desenvolvimento e, principalmente, a aceitação dos profissionais na área de tratamento de minérios.

Além dos problemas relacionados à conversão estereológica, as técnicas de AI em si são complexas, e requerem atenção especial. Em outras palavras, deve-se medir as distribuições lineares e areais corretamente, antes que as sofisticadas técnicas de conversão estereológica possam ser aplicadas com algum sucesso. Um dos problemas mais graves da AI é a facilidade da sua aplicação. Sem esforço, pode-se encontrar na literatura centenas de trabalhos descrevendo a aplicação de técnicas de AI, invariavelmente com sucesso, à despeito de erros crassos de processamento, completo descaso com o carácter estatístico das medidas, e um desconhecimento geral dos problemas relacionados à AI. Alguns destes problemas da AI como instrumento científico têm sido atribuídos à falta de padronização neste campo, e esta abordagem é

defendida em um artigo publicado por Pirard *et al.* (1999), com uma abordagem correta do problema de correção de *background* em imagens geradas opticamente. À despeito de contribuições significativas e meritórias de alguns pesquisadores, AI ainda é um tópico extremamente confuso onde contribuições negativas parecem superar qualquer esforço analítico. Alguns destes problemas serão abordados aqui, no enfoque do estado da arte, e nos tópicos de distribuição de tamanhos, que é um problema razoavelmente bem entendido, e da distribuição de composição de partículas ou espectro de liberação, que é um tema cercado de muita controvérsia devido à sua complexidade, importância e também devido à escassez de artigos voltados ao esclarecimento dos aspectos fundamentais relacionados ao tema liberação, em geral.

Liberação: medição, previsão e simulação

O tópico liberação, surpreendentemente, não é entendido pela maioria dos pesquisadores que atuam nesta área, e inclui três áreas de atuação: *medição*, *previsão* e *simulação*. Como deve ficar claro a seguir, estes três problemas são bastante distintos, mas estão simbioticamente relacionados, o que tem causado confusão no universo científico. Todos estes temas dependem, com maior ou menor importância, de técnicas de análise de imagens. Aqui, cada tópico é discutido separadamente, com ênfase na aplicação e estado da arte.

Medição do espectro de liberação

O espectro de liberação nada mais é do que a distribuição de composições de partículas em uma população. Na maioria dos minérios, várias fases estarão presentes, e pelo menos, uma fase terá valor econômico e, pelo menos, uma outra fase constituirá ganga. Partículas que contêm apenas uma fase são chamadas partículas liberadas. Todas as outras partículas que contêm mais do que uma fase são compostas. O problema mais simples e básico é o de um minério binário, onde apenas duas fases estão presentes, como por exemplo um itabirito fresco, contendo tão somente hematita e quartzo. Em muitas instâncias, minérios de múltiplas fases podem ser considerados como minérios binários, simplificando grandemente a sua caracterização. Por exemplo, no itabirito, goethita, hematita e magnetita podem ser considerados como uma fase ferruginosa, e o quartzo, bem como outros silicatos, minerais de argila e componentes menores, podem ser considerados como a fase ganga. Minérios porfiríticos também podem ser tratados da mesma forma, com todos os sulfetos representando a fase de interesse e todos os silicatos como a fase ganga. No caso do carvão, no entanto, existe uma necessidade de descrever as partículas com três fases, *orgânica* - que inclui todos os macerais, os constituintes da *cinza*, isto é calcita, quartzo, argilas e outros, e os *sulfetos*, principalmente pirita. Usando-se como exemplo o caso binário, por simplicidade, a questão fundamental no escopo do tratamento de minérios é o conhecimento da distribuição de composições, ou seja, quantas partículas em uma população são ganga liberada, quantas são fase de interesse liberada, quantas são

compostas e quais são as quantidades relativas de partículas no espectro de teor. Na prática, doze classes de teor foram convencionadas, todas com igual importância: 0%, 0-10%, 10-20%, 90-100% e 100%, quando análise de imagens é utilizada. A quantidade relativa de partículas em cada faixa de teor é fundamental para a eficiência de qualquer processo de separação. Considere-se, por exemplo, uma célula de flotação otimizada, com partículas perfeitamente condicionadas, e com uma alimentação contendo 20% de partículas de ganga liberadas, 10% de partículas de sulfetos liberados e os restantes 70% na classe 0-10% de sulfetos. O teor de sulfetos na alimentação é $0 \times 20 + 0,05 \times 70 + 1,0 \times 10 = 13,5\%$ sulfetos, usando-se o teor médio de cada classe para base de integração. Se a flotação, ou qualquer processo de separação, for ideal, ou seja 100% eficiente, o rejeito conterá 90% das partículas e o concentrado 10%, com um teor de concentrado de 100% e um teor de rejeito de $100 \times (0 \times 20 + 0,05 \times 70) / 90 = 3,89\%$. A recuperação de sulfetos no concentrado neste caso é $100 \times (10 \times 100) / (100 \times 13,5) = 74\%$, representando portanto uma perda de 26% dos sulfetos no rejeito. A baixa recuperação é obviamente devida à quantidade relativamente grande de partículas de baixo teor, 0-10%, presentes na alimentação. Embora tão somente a análise química da alimentação e produtos leve aos mesmos valores de recuperação e teor, nada poderia ser concluído sobre porquê a recuperação é baixa neste processo. Um engenheiro menos experiente, provavelmente, ordenaria testes com diferentes reagentes e concentrações, e com condições distintas na vã tentativa de aprimorar a recuperação de sulfetos. Perda de tempo! O problema só pode ser abordado do ponto de vista da liberação. Na verdade, qualquer cálculo metalúrgico envolvendo partículas distribuídas está relacionado ao problema de liberação, e processos só podem ser descritos acuradamente quando o espectro de liberação é conhecido. É bem verdade, também, que existem minérios que liberam facilmente, e quando as partículas se encontram em faixas de tamanho suficientemente finas, a fração de partículas compostas pode ser irrelevante para a eficiência dos processos. No entanto, possivelmente na maioria dos casos liberação é importante, senão fundamental, na eficiência dos processos de separação.

Medir o espectro de liberação não é tarefa fácil, senão esta medida seria praxe em qualquer planta de processamento de minérios. A técnica usada tradicionalmente é a do fracionamento em líquidos densos, e isto tem sido feito em tratamento de carvão, por décadas. Tratamento de carvão, na verdade, se tornou uma modalidade de tratamento de minérios à parte, com o seu próprio jargão, e literatura diferenciada, justamente pelo fato de que, no caso do carvão, os engenheiros tradicionalmente têm se baseado em algum conhecimento sobre o espectro de liberação, conhecido aqui como curva de lavabilidade. Infelizmente, líquidos densos não podem ser usados no fracionamento de sulfetos ou óxidos metálicos devido às altas densidades envolvidas. Outros tipos de minérios têm densidades de fases de interesse e de ganga muito similares, e líquidos densos também não são úteis, como por exemplo no caso de apatita e magnesita. Nestes casos AI é a única alternativa viável. As etapas envolvidas na

Al incluem a preparação de amostra, aquisição de imagem, processamento de imagem, medição do espectro linear e/ou areal, determinação da função de transformação, e conversão estereológica. Estas etapas são descritas e discutidas a seguir.

Montagem de amostra em epóxi - Uma amostra de planta, por exemplo concentrado da flotação rougher, contém partículas em várias faixas de tamanho. Partículas tão finas quanto $38 \times 20 \mu\text{m}$ têm sido montadas com sucesso em epóxi, mas abaixo de $20 \mu\text{m}$, o processo de montagem torna-se extremamente complicado. Isto não se constitui em problema, nos casos em que liberação pode ser considerada completa nos tamanhos abaixo de $20 \mu\text{m}$. As partículas devem ser peneiradas em faixas de tamanho estreitas, podendo-se usar séries de $\sqrt{2}$. Partículas em faixas de tamanho largas não devem ser montadas juntas, porque imagens não podem ser geradas em uma magnificação apropriada para todos os tamanhos, simultaneamente. Montagem em vácuo produz os melhores resultados. Cuidados devem ser tomados para evitar segregação, mas alguma agitação é sempre necessária para que dispersão ocorra. É fundamental que o epóxi líquido molhe completamente a superfície das partículas. Uma amostra suficientemente grande (~ 6 gramas para um molde de diâmetro de $31,75 \text{ mm}$) deve ser montada para permitir um desbaste adequado, e porque a imbricação dos grãos inibe segregação densitária. Técnicas de amostragem devem ser utilizadas para gerar uma amostra de tamanho correto e, obviamente, representativa da faixa de tamanho em questão. É praxe inserir rótulos preparados em impressora laser no epóxi para a correta identificação da amostra.

Desbaste e polimento - Desbaste deve ser feito antes do polimento, de forma que as primeiras camadas de partículas sejam descartadas, evitando-se assim o problema de orientação preferencial. O objetivo é obter um plano de secção tal que qualquer partícula da população revele a sua estrutura interna em diferentes leitões, gerando-se, assim, um plano de seccionamento randômico. O desbaste é essencial devido à natureza estatística da análise (partículas montadas em lâminas de vidro, por exemplo, em uma única camada ou mesmo poucas camadas não podem ser usadas para fins estatísticos, uma vez que orientação e seccionamento não-randômico ocorrem neste caso). A quantidade de desbaste é diretamente proporcional ao tamanho das partículas na amostra, e pelo menos uma vez o diâmetro máximo das partículas deve ser eliminado. Polimento é uma arte, e a qualidade das imagens obtidas reflete a qualidade do polimento. Suspensões de diamante sobre panos duros e rebolos de diamante são normalmente usados, porque geram uma superfície uniforme, sem desgaste preferencial do epóxi (relevo), como ocorre com alumina e carbetto de silício. Além disso, eventual resíduo de diamante na secção confunde-se com a resina, nas imagens por elétrons retro-espalhados geradas em MEV. Se as partículas são macias, no entanto, diamante pode ser evitado, diminuindo o custo de preparação. Suspensões em óleo devem ser usadas quando há possibilidade de minerais expansivos na amostra (montmorillonita em carvão, por exemplo). O polimento deve ser feito em etapas

sucessivas, e etapas intermediárias devem ser adicionadas para melhorar a qualidade do polimento ou suprimidas para diminuir custo e tempo de preparação. Sistemas de polimento automático podem ser construídos facilmente em laboratório ou, alternativamente, podem ser comprados de fornecedores tradicionais. Ao final de cada etapa, recomenda-se lavagem em ultrassom, para eliminar resíduos.

Recobrimento condutor - As amostras polidas devem ser recobertas com carbono, para geração de imagens em MEV, como já foi abordado. O recobrimento deve ser tão uniforme quanto possível na superfície da amostra, de forma que imagens possam ser adquiridas sem ajustes de contraste e brilho intermediários.

Aquisição de imagens - Esta etapa requer cuidados especiais. A amostra deve ser colocada na platina do microscópio perfeitamente ortogonal em relação ao feixe/lente para evitar-se quaisquer distorções de background. O objetivo é gerar um número de imagens suficientemente grande, para render um caráter estatístico à análise. 2000 secções de partículas é um número empiricamente suficiente. O número de secções transversais por imagem é uma função da magnificação utilizada. Com o aumento da magnificação, o número de secções por imagem diminui. Uma magnificação apropriada inclui entre 40 e 50 secções transversais por imagem, e portanto 40 a 50 imagens devem ser geradas para as 2000 partículas amostradas. A magnificação apropriada é, portanto, uma função da faixa de tamanho das partículas na amostra, devendo ser aumentada proporcionalmente à medida que o tamanho de partículas diminui. Como a magnificação é uma função do equipamento, o outro fator fundamental que determina a magnificação, além do número de partículas seccionadas, é a resolução, ou *pixel size*. O *pixel* é a menor unidade dentro da imagem, e qualquer informação (como inclusão ou detalhe da superfície da partícula) que seja menor do que um *pixel* não aparece na imagem. Considerando que no processamento *pixels* isolados são eliminados como artefatos da imagem (ruídos eletrônicos e imperfeições), deve-se definir a magnificação também de modo a atribuir pelo menos 5 ou 6 *pixels* ao menor detalhe que se queira preservar no processamento. A Figura 22 mostra um exemplo de magnificação (em relação a um monitor de 17 polegadas e resolução de 1024x768 *pixels*) e resolução ideal, em função do tamanho médio das partículas, determinados para um MEV LEO S440.

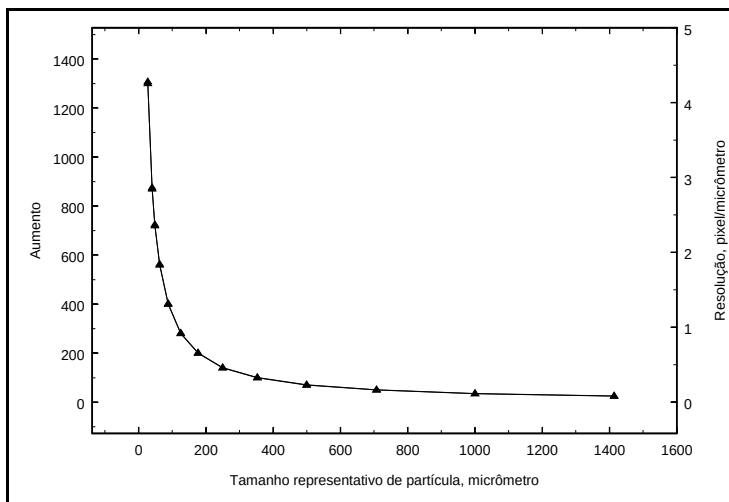


Figura 22 – Magnificação e resolução ideais calculados em função de tamanho médio de partícula (média geométrica de *top size* e *bottom size*), para um MEV LEO S440.

Como corolário desta discussão, alta resolução é importante e desejável para uma boa análise de imagens, e quando há um bom controle da resolução desejada é possível gerar imagens com muito mais do que as 40 ou 50 partículas, o que implica que menos imagens de maior resolução satisfazem as exigências estatísticas, e portanto com tempo de aquisição menor.

Supondo-se 40 imagens por amostra, estas devem ser adquiridas de forma distribuída em relação à própria amostra. Isto significa que as imagens não devem ser concentradas em uma área específica da amostra, e cada partícula na secção deve ter uma chance igual de ser incluída em uma imagem. Ao mesmo tempo, uma mesma partícula não deve aparecer mais do que uma vez no conjunto de imagens, ou seja, cada imagem deve ser de uma área diferente. Controladores de platina podem ser utilizados para programar a posição da platina do MEV ou do microscópio óptico, de acordo com a magnificação e o número de imagens requeridas, como mostrado na Figura 22. Na prática, todas as imagens são adquiridas no mesmo nível de contraste e brilho, arquivadas em disco, e o processamento ocorre posteriormente. As imagens podem ser salvas em qualquer formato, inclusive com compressão, desde que não haja perda de informação. O formato JPEG deve ser evitado, pois contém um sistema de compressão com aproximação e substituição de cores e/ou níveis de cinza, e isto não é recomendável em AI quantitativa. Finalmente, as imagens devem ser adquiridas com níveis adequados de contraste e brilho, ajustando-os previamente numa porção da amostra que contenha as principais fases que serão analisadas, e de maneira a aproveitar toda faixa de níveis de cinza (ou de cada uma das cores, em imagens coloridas). Em MEV, normalmente é utilizado detetor de elétrons retro-espalhados, e

contraste e brilho devem ser ajustados de forma que a fase de menor $\bar{Z}$ (número atômico médio), normalmente o epóxi com $\bar{Z} = 5,11$, apareça no histograma de níveis de cinza nos valores mais baixos possíveis, mas com nenhum pixel detectado no nível 0, e a fase de maior $\bar{Z}$ apareça no mesmo histograma nos maiores níveis de cinza possíveis, mas com nenhum pixel contado no nível 255. Um histograma refletindo este nível de contraste é mostrado na Figura 23, e refere-se a uma imagem de itabirito.

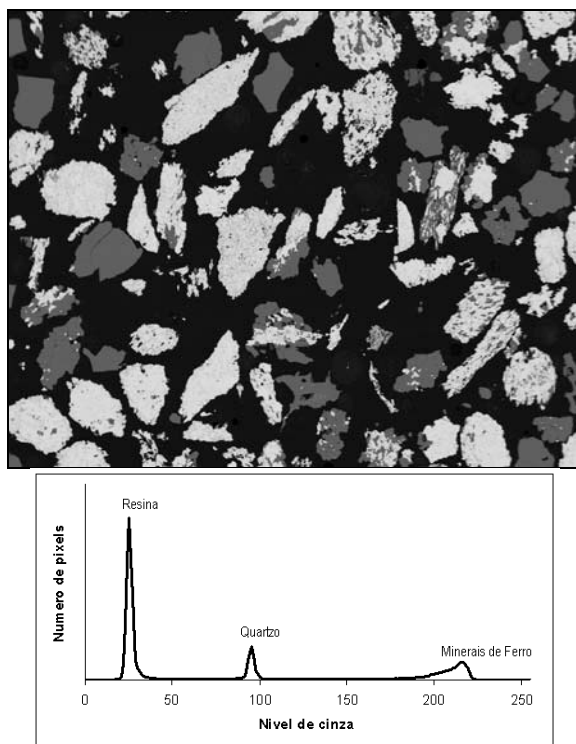


Figura 23 – Imagem de elétrons retro-espalhados de itabirito, e respectivo histograma de níveis de cinza.

O pico correspondente ao epóxi está localizado à esquerda no histograma. A forma de cada pico é proporcional às características da fase na imagem (ou à dispersão de seu $\bar{Z}$) e à qualidade do MEV e do detetor. Somente imagens de alto contraste e elevada resolução permitem picos com boa geometria (ou baixa largura à meia altura), pré-requisito para qualquer análise de imagem visando liberação. Quanto maior o pico, maior é a contribuição da fase, na imagem. A resposta do detetor é proporcional ao número atômico médio da fase, em questão, e cada pico no histograma corresponde à uma gaussiana, sendo que a média é posicionada no número atômico médio correspondente. No caso da imagem na Figura 23, a média de cada gaussiana, ou nível de cinza médio de cada pico, é correlacionado com $\bar{Z}$ do epóxi, quartzo, e goethita

e hematita presentes. Neste exemplo, os picos referentes aos minerais de Fe anidros (hematita) e hidratados (basicamente goethita) não estão suficientemente separados, pela configuração geral de brilho e contraste. A separação é possível, no entanto, uma vez que os $\bar{Z}$'s são, respectivamente, 20,59 e 19,23, mas assim o pico de quartzo ficaria muito próximo do da resina, os erros gerais seriam maiores, e para o processo a que se destina a análise não é importante fazer esta distinção. A distinção de hematita da magnetita ($\bar{Z}$ médio de 21,02), no entanto, é impraticável por imagens de elétrons retroespalhados, e mesmo sistemas automatizados que utilizam conjuntamente dados químicos de EDS são impotentes neste caso.

Em sistemas ópticos, a refletividade da magnetita é bastante reduzida em comparação à hematita, e as imagens ópticas podem ser utilizadas com duas desvantagens principais: baixa profundidade de campo, o que requer um polimento praticamente perfeito para a acuracidade requerida da análise, e o fato inexorável de que epóxi e quartzo, e silicatos em geral, apresentam refletividades praticamente iguais, razão pela qual imagens geradas em sistemas ópticos têm sido e são historicamente preteridas em favor de imagens eletrônicas.

Processamento de imagens - O requerimento mínimo para o processamento de imagens de alto contraste é a disponibilidade das seguintes rotinas:

Correção de background. Mesmo que todas as precauções sejam tomadas para evitar um *background* distorcido, alguns sistemas apresentam esta necessidade. Em microscopia óptica, esta correção sempre é necessária, e existem vários métodos para correção, sendo o método mais popular a subtração de imagens de *background*, usando-se aritmética de imagens. Em imagens de MEV, usa-se a subtração de um plano interpolado no *background*, já que a distorção é invariavelmente plana. Aritmética de imagens está sempre disponível nos *softwares* de processamento de imagens comerciais.

Filtro de Delineação. Este filtro é mais especializado e requer um detetor de bordas para operação. Embora detetores de bordas sejam comuns, filtros de delineação só são encontrados em sistemas especializados. QEM*SEM, MMIA™, sistemas de AI baseados no sistema Kontron como IBAS™, Vidas™, Zeiss KS, e similares. Este filtro é necessário para a eliminação de halos formados na interface entre fases contrastantes, inevitáveis em imagens de MEV, mas também presentes em imagens ópticas. Liberação não pode ser medida acuradamente sem delineação. Os detalhes das imagens da Figura 24, principalmente os detalhes, permitem a visualização do efeito do filtro de delineação, e o mesmo tempo mostrando que formato e contorno dos grãos não são modificados.

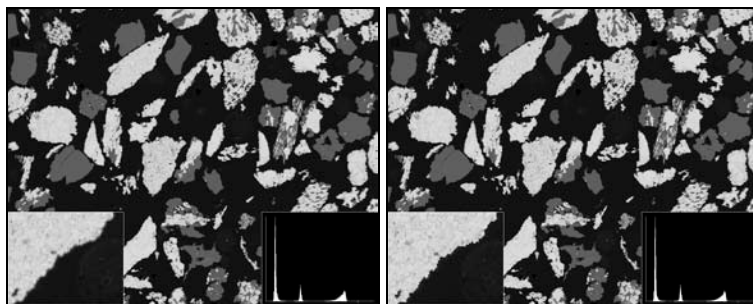


Figura 24 – Imagem de elétrons retro-espalhados de itabirito, antes e depois de aplicado filtro de delineação.

Rotinas de segmentação. Também chamadas *thresholding*. Estas rotinas permitem a definição das fases a serem medidas, baseando-se na possibilidade de separá-las no histograma correspondente. A imagem na Figura 25 contém uma segmentação da imagem da Figura 21. As fases goethita e hematita/magnetita são identificadas em branco, enquanto quartzo é identificado em um nível intermediário de cinzas. O epóxi por sua vez é identificado em preto. A imagem da Figura 25 foi corrigida e delineada antes da segmentação. Este tipo de rotina está disponível na maioria dos *softwares* de processamento de imagens.

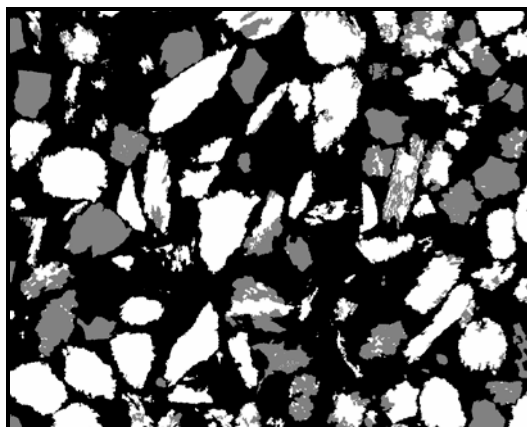


Figura 25 – Imagem ternária epóxi-quartzo-minerais de Fe gerada a partir do processamento da imagem de elétrons retro-espalhados de itabirito.

Além do mínimo acima especificado, rotinas para eliminação de artefatos, preenchimento de fase, lógica de imagens, e outras, são desejáveis, uma vez que estas rotinas podem melhorar a qualidade da imagem segmentada antes da etapa de medição. No entanto, uma série de cuidados são necessários para assegurar-se que a forma das secções ou sua textura não sejam alteradas durante o processamento. Dilatação e erosão, por exemplo, são rotinas completamente inaceitáveis, e devem ser evitadas a qualquer custo em AI quantitativa.

É fundamental que se compare as imagens geradas após cada uma das etapas de processamento com a imagem original, certificando-se que as partículas não foram modificadas, e que não foram perdidos detalhes importantes, como as inclusões minerais.

Medição de espectros de liberação - A Figura 26 representa a superposição de segmentos lineares na imagem segmentada. O espectro de liberação linear é derivado desta superposição. O comprimento de cada segmento é acumulado em um vetor com doze posições que representam as 12 classes de teor específico. Os interceptos lineares que tocam a borda da imagem não são medidos. Da mesma forma, a área de cada secção pode ser acumulada em um vetor, podendo-se derivar a liberação areal a partir desta medida. Igualmente, secções que tocam a borda não são medidas. Os resultados do processamento de cada imagem são acumulados sequencialmente.

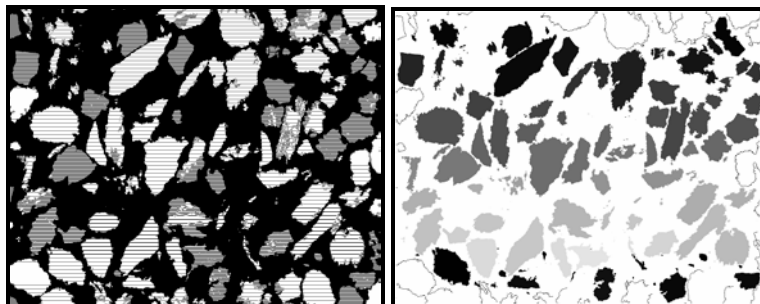


Figura 26 – Imagens com a representação dos segmentos lineares superpostos, para as medidas de liberação linear (esquerda), e a individualização das partículas para medição da liberação areal (direita). Os interceptos lineares a as secções que tocam a borda não são consideradas.

As distribuições lineares e areais medidas devem ser corrigidas para a probabilidade de que um intercepto mais longo ou secção de área maior tocar a borda da imagem, em comparação com os comprimentos e áreas menores. Esta correção é chamada de correção de borda ou *frame correction*. Dependendo do número de partículas por imagem, e da magnificação utilizada, esta correção pode se tornar importante para a acuracidade dos resultados. Detalhes podem ser encontrados em King & Schneider (1993). Mais uma vez, somente *softwares* especializados têm este tipo de medida embutida. Sistemas como os KS e o Vidas (sem prejuízo de outros) podem ser programados para medir distribuição de teores lineares e areais. Processamento e medição automáticos são extremamente desejáveis, aumentando enormemente a capacidade e produtividade de um laboratório de AI.

Avaliação de textura - Antes que a conversão estereológica possa ser levada à cabo, alguma informação sobre a textura do minério é necessária. Na verdade, uma metodologia foi desenvolvida para medir-se texturas, e isto é utilizado para a

determinação de funções de transformação correspondentes (Schneider, 1995). Cada textura possui uma função de transformação própria. Infelizmente, é difícil gerar funções de transformação, e a quantidade de trabalho e esforço necessário não é justificada na maioria dos casos. Alternativamente, pode-se utilizar uma função de transformação, entre as já conhecidas, para calcular o espectro de liberação volumétrico associado a um espectro linear e/ou areal. O problema então é escolher a função de transformação mais apropriada para a amostra analisada. A solução deste problema é relativamente complexa e envolve uma série de conversões estereológicas em condições distintas, o que permite a avaliação dos resultados de forma sucinta. Comparando-se duas funções de transformação, escolhe-se aquela que gera o menor erro de regularização, e, simultaneamente, apresenta a maior entropia quando nenhuma regularização é imposta. Os erros de regularização e entropia são plotados para cada função de transformação, gerando curvas em forma de L. Estas curvas são comparadas, e a função de transformação mais adequada é escolhida com base nos critérios acima. Na Figura 27, as curvas-L de várias funções de transformação para uma amostra são plotadas. A textura mais apropriada é indicada na figura. Também importante é o fato de que textura não é uma propriedade fractal de um minério, e a textura em si é transformada com redução de tamanho (caso contrário, nunca haveria liberação). Em todos os casos estudados, populações de partículas têm apresentado texturas mais finas nas partículas grandes e grossas nas partículas menores, até atingir a liberação.

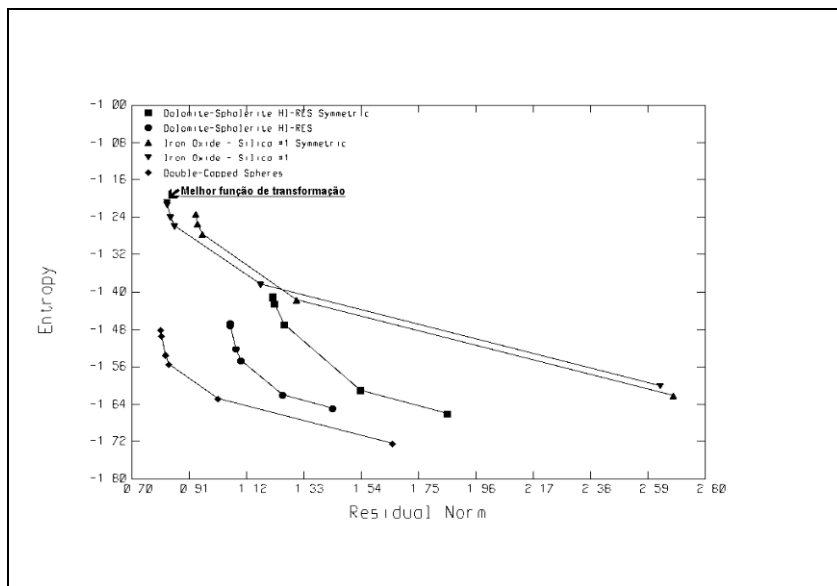


Figura 27 – Curva-L dos erros de regularização e entropia obtidos com diversas funções de transformação para uma amostra. A melhor função esta indicada, apresentando ao mesmo tempo menor módulo da entropia e menor norma residual.

Conversão estereológica - Conversão estereológica é um tema bastante complexo e a sua descrição foge do escopo deste trabalho. Existem apenas dois métodos propostos na literatura, um desenvolvido por Gay (1994), e outro, conhecido como o método da inversão da função de transformação (Schneider, 1995). O método proposto por Gay é atrativo porque não necessita de um conhecimento prévio da textura do minério. Por este mesmo motivo, o método é desacreditado, pois é impossível imaginar que não haja interdependência entre textura e os vários espectros de liberação em uma, duas e três dimensões. O método baseado na inversão da função de transformação pode ser usado facilmente uma vez que a função de transformação apropriada esteja determinada. Felizmente, *software* para avaliação de textura e conversão estereológica já está disponível comercialmente, e tem sido usado em conjunto com MMIA™ e QEM*SEM para conversão estereológica (StereoSoft™).

As etapas descritas acima basicamente permitem a implementação de um laboratório para avaliação de liberação com um investimento relativamente baixo, e algum treinamento. A realidade para o século XXI é tal que liberação provavelmente se tornará uma caracterização de praxe na avaliação de minérios e no seu processamento, com inúmeras aplicações na área de simulação de operações unitárias como flotação, ciclonação, estratificação por métodos gravíticos, separação magnética, enfim, separação física em sistemas particulados.

Previsão de liberação

Previsão de liberação é o cálculo do espectro de liberação que seria obtido mediante a cominuição de um minério maciço. A utilidade de uma rotina de previsão de liberação está na possibilidade do geólogo e/ou engenheiro prever como um minério irá se comportar com respeito à liberação, antes mesmo que ensaios de moagem e concentração possam ser levados à cabo, a partir, por exemplo, de amostras de testemunhos de sondagem. É claro que isto tem grande valor na avaliação de jazidas, e permite uma avaliação muito mais acurada da potencialidade econômica do minério. Previsão de liberação é também uma poderosa ferramenta geometalúrgica, quando o desempenho final do concentrado pode ser planejado ainda na fase de definição de blocos a serem lavrados.

A previsão da liberação, como na medição e na simulação, está intimamente ligada à textura do minério. Dados de textura corretamente avaliados podem ser usados inclusive na etapa de krigagem, e com a ajuda de simuladores, recuperações realistas podem ser calculadas em função do teor de corte para cubagens alternativas, e em função da origem espacial da amostra na jazida.

Três métodos para previsão de liberação foram propostos durante as últimas décadas, todos distintos em princípio, por Meloy, Barbary e King. O método proposto por Meloy é basicamente geométrico e do ponto de vista puramente matemático é sólido. Várias referências estão disponíveis e o leitor é remetido a Meloy (1990), como

ponto de partida. Dois parâmetros são medidos no minério, teor e área interfacial. Uma textura sintética, e comparativamente simples, é então construída, satisfazendo estes dois critérios. A textura sintética é então quebrada, e liberação volumétrica medida no produto. No entanto, somente texturas artificiais geometricamente simples podem ser utilizadas, e em alguns casos, texturas artificiais podem até ser realistas. Na maioria dos casos, texturas de minérios são muito complexas, e não se aproximam de qualquer forma daquelas texturas sintéticas propostas por Meloy. Para piorar ainda mais esta situação, não existe no método de Meloy uma interface que permita a inversa da transformação de textura, tornando a aplicação prática do método limitada à um caráter exclusivamente especulativo.

O método de Barbery (1991) é infinitamente mais realista e contém uma metodologia para correlacionar uma textura sintética com a textura verdadeira do minério. Neste método, a textura original, caracterizada pela função de correlação espacial de dois pontos, é modelada por um modelo booleano tri-dimensional, o qual é baseado na teoria de conjuntos randômicos. A função de correlação espacial é uma medida especializada em análise de imagem, e a sua implementação raramente é encontrada embutida em *softwares* comerciais, porém a sua implementação, não é difícil e isto pode ser feito facilmente em aplicativos programáveis como o KS300 ou MMIA™. Assume-se que a cominuição do modelo booleano produz partículas convexas de vários tamanhos para as quais a distribuição de interceptos lineares é conhecida e consistente com o modo de fratura do minério. O dois primeiros momentos do espectro de liberação, média e variância, podem então ser estimados. Estimativas das frações de partículas liberadas também podem ser feitas, mas estas estimativas são difíceis de se obter com qualquer grau de acuracidade. O espectro final é interpolado com uma função Beta incompleta. Aqui também não existe a inversa da transformação de textura, e o espectro calculado é tomado como final. O método é relativamente bem explicado por Barbery (1991), em seu livro incabado, que também contém contribuições inestimáveis nas outras áreas de liberação além da sua previsão. Aplicativos como o Booking foram desenvolvidos por Barbery e podem ser utilizados no âmbito comercial. Do ponto de vista científico, o método é altamente associado à geometria integral, e portanto extremamente especializado. Barbery tem sido criticado na literatura, e injustamente, por autores que primeiro não entendem o método, e segundo, não entendem o tópico liberação em si. Isto se deve à alta complexidade matemática associada à geometria integral. Um exemplo típico de desinformação encontrado na literatura é o artigo publicado por Leigh et al. (1996). Neste artigo, autores de renome confundem previsão de liberação com medição de liberação, e apresentam literalmente uma salada matemática, misturando os dois tópicos sem a mínima compreensão do trabalho de Barbery. Na conclusão deste artigo, os autores afirmam que o método de Barbery não funciona, o que não surpreende pois a implementação apresentada simplesmente não faz sentido nem do ponto de vista da medição nem do ponto de vista da previsão. É portanto importante frisar novamente que o tema liberação inclui três

tópicos distintos, medição, previsão e simulação, e leitores interessados devem antes de mais nada distinguir estes temas na literatura científica.

O método desenvolvido por King (1982) é mais acessível, ou pelo menos se tornou mais acessível com o advento de técnicas de conversão estereológica. Do ponto de vista da sua implementação, integrações sucessivas e convoluções são requeridas em profusão, bem como um domínio na área de probabilidade e estatística, tornando o método extremamente especializado. Felizmente, aplicativos na forma de *software* estarão disponíveis comercialmente, em um futuro próximo, facilitando a sua disseminação e aplicação. O princípio utilizado por King é comparativamente simples, e isto pode ser explicado da seguinte forma: imagina-se uma sonda de diâmetro pequeno, quase infinitesimal. Esta sonda é inserida no corpo de minério e um tarugo de sonda de diâmetro igualmente pequeno, recuperado. No caso de duas fases, pode-se somar o comprimento de todos os segmentos que interceptaram o minério. Esta soma dividida pelo comprimento total do tarugo é igual ao teor de minério na amostra. Em seguida, coloca-se o tarugo em um moinho e o produto da moagem será pequenos segmentos de reta. Examina-se então cada segmento individualmente, e estes são classificados nas doze classes de teor tradicionais, 0%, 0-10%, ..., 90-100% e 100%. O comprimento total em cada classe é o espectro de liberação linear. É claro que moagens mais finas gerarão espectros de liberação lineares mais liberados e vice-versa. Se as fraturas do tarugo forem randômicas ao longo do seu comprimento, o método pode ser classificado como um modelo de fratura randômica para liberação, daí o acrônimo RFM ou *Random Fracture Model*. A convolução da distribuição de comprimentos gerada na moagem do tarugo com a distribuição de segmentos ganga/minério gera portanto o espectro de liberação linear. Durante os anos 80, este método foi justificadamente criticado por Barbery, pois espectros de liberação lineares não tinham utilidade prática para cálculos metalúrgicos em tratamento de minérios. Com o advento de uma técnica de conversão estereológica, esta limitação foi abolida, e o método pode ser aplicado sem restrições teóricas. Na prática, pode-se polir secções de amostras de minério desde que o tamanho da amostra seja suficientemente grande em relação à textura. Esta amostra é chamada de amostra de minério não-quebrado. Dependendo da textura, amostras de 10 mm ou menos podem ser adequadas. Testemunhos de sondagem, seccionados na direção de seu eixo, são normalmente empregados na prática. A limitação de tamanho depende tão somente da instrumentação. Imagens podem ser geradas em sistemas ópticos ou MEV, uma vez que o minério não-quebrado produz imagens sem a necessidade de epóxi ou outros meios de montagem e preparação. Contraste entre as fases de interesse é a preocupação fundamental na geração de imagens. O método é essencialmente estatístico, e a amostragem é o principal problema. Distribuições de interceptos lineares são medidos nas imagens, emulando-se assim a sonda de diâmetro infinitesimal. Muitas vezes é necessário emendar-se imagens consecutivas para que esta medição inclua áreas ou bolsões de minério e ganga de tamanho grande em relação à textura. A distribuição dos comprimentos, em cada fase medida, pode ser descrita em termos de

uma soma de exponenciais. Estas somas de exponenciais definem a textura do minério. Os parâmetros obtidos são usados para integração e convolução no cálculo do espectro de liberação linear condicional ao tamanho de partícula. O cálculo é repetido para vários tamanhos de partícula arbitrariamente selecionados. Finalmente, estes espectros são convertidos estereologicamente para distribuições em volume. Se as densidades de cada fase forem conhecidas, e normalmente as são para minérios não supergênicos e sem porosidade, as distribuições em massa correspondentes podem ser calculadas facilmente. Uma boa referência para aplicação desta técnica pode ser encontrada em Neumann (1999), envolvendo a caracterização de uma ocorrência de monazita.

Uma variação da técnica de previsão de liberação, mais simples e funcional, foi lançada por Schneider et al. (2000) e Neumann & Schneider (2001). Ainda são necessárias várias imagens adjacentes para composição de uma mega-imagem, e devem ser medidos todos os interceptos, de 1 *pixel* até a largura da imagem. Os interceptos maiores devem ser longos o suficiente para retratar, com fidelidade, a distribuição dos interceptos tanto da fase de interesse quanto da ganga, permitindo uma análise textural representativa.

A partir da distribuição de interceptos, são calculados os espectros de liberação em tamanhos selecionados. Segundo King (1994), a distribuição de teores lineares, condicional por tamanho de intercepto $p(g_\ell | \ell)$, é função somente da textura do minério. Uma simplificação importante a partir do modelo de King (1994) é que $p(g_\ell | \ell)$ pode ser medida diretamente numa amostra não-quebrada de minério, avaliando-se a totalidade de interceptos de comprimento ℓ que podem ser encaixados na textura da amostra. $p(g_\ell | \ell)$ é numericamente igual a $f(g_\ell | \ell)$, e depois de medida permite o cálculo do espectro de liberação linear segundo:

$$f(g_\ell | D) = \int_0^{\infty} f(g_\ell | \ell) f(\ell | D) d\ell$$

onde $f(g_\ell | D)$ é a distribuição de teores lineares condicional por tamanho, e $f(\ell | D)$ é a distribuição de comprimentos de interceptos condicional por tamanho, uma função do formato das partículas (King & Schneider, 1994). A liberação em volume (e em massa, após aplicação das densidades) pode ser calculada para qualquer tamanho de partícula D , depois de transformação estereológica (King & Schneider, 1998).

Simulação de Liberação

Simulação de liberação é baseada em um modelo que descreve o processo de liberação, ou seja, o processo pelo qual partículas de qualquer composição geram um produto mais liberado mediante cominuição. O modelo é baseado em técnicas de balanço populacional, e invariavelmente implementado juntamente com modelos de moagem e britagem. Embora este cálculo também possa ser feito usando-se técnicas de previsão de liberação, como descrito acima, o processo de liberação em circuitos de moagem fechados, com carga circulante e possivelmente concentração em circuito fechado acarreta em uma transformação de textura, e as partículas recirculadas para o moínho ou britador não possuem mais as características originais do minério não quebrado. Por exemplo, o *underflow* de um hidrociclone concentra partículas pesadas, e fases densas, além das partículas maiores, que são preferencialmente recirculadas. O modelo de balanço populacional permite que este cálculo seja feito independentemente das características do minério não quebrado, e o processo de liberação é caracterizado em termos das características do processo de moagem em si. Dois modelos foram propostos, por King (1990) e Schneider (1995), e estão plenamente implementados em MODSIM™.

Do ponto de vista experimental, o modelo é parametrizados com técnicas de AI e um ensaio de moagem em batelada. O espectro de liberação na alimentação da moagem em batelada é medido usando-se o método de medição descrito anteriormente. A amostra é moída durante um tempo arbitrário, e o produto de moagem peneirado. Cada faixa de tamanho no produto é submetida à AI, e os espectros de liberação medidos. O resultado desta análise é chamado de diagrama de Andrews-Mika, como o apresentado na Figura 28 para uma taconita (minério de Fe composto por magnetita e quartzo). Parâmetros para o diagrama de A-M, bem como para as funções de seleção e quebra podem ser obtidos simultaneamente no ensaio de moagem em batelada. Vale a pena estudar cuidadosamente o diagrama na Figura 28, uma vez que nele estão revelados todos os processos inerentes à liberação de um minério, e como estes processos influem na operação de uma planta de tratamento de minérios.

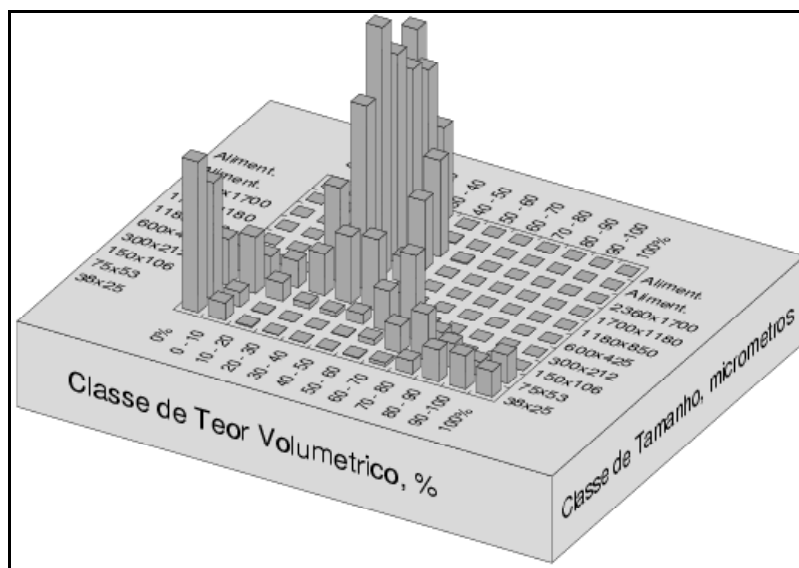


Figura 28 – Diagrama de Andrews-Mika de uma amostra de taconita. A amostra da alimentação analisada consistiu de duas frações estreitas de peneira, 2360x1700 e 1700x1180 μm . O produto da moagem em batelada foi analisado para liberação em 8 classes de tamanho, gerando o diagrama de A-M. Algumas partículas permaneceram nas faixas de tamanho da alimentação neste tempo de moagem. A liberação da magnetita começa em 75 μm . O processo de liberação inicia-se em torno de 600 μm . Para tamanhos maiores, a textura é fractal, e nenhuma mudança significativa é observada.

CARACTERIZAÇÃO DE MINÉRIOS AURÍFEROS

A caracterização de minérios contendo fases raras, particularmente ouro ou elementos do grupo da platina (PGE, do inglês), difere das caracterizações convencionais pelo baixo teor (0,1 a dezenas de ppm), o que significa grande dificuldade de se encontrar a fase para análises qualitativas, e praticamente impossibilita análises quantitativas satisfazendo critérios estatísticos de representatividade, uma vez que sua distribuição pelo minério é heterogênea (efeito pepita). Desta forma, as separações preliminares visando concentração de minerais em determinadas frações e produtos tornam-se muito mais importantes para concentrar a fase de interesse, uma vez que a própria qualificação do mineral vai depender dele ser encontrado. Outra potencial complicação é o grande contraste de densidades entre o ouro e os minerais de ganga, facilitando a segregação e consequentemente a descaracterização da amostra.

Mineralógicamente, o ouro ocorre mais comumente em seu estágio elementar, e como ligas, particularmente com prata formando electrum, mas também com cobre, bismuto, PGE, mercúrio e outros. Forma ainda uma série de minerais com S, Sb e Se, em geral raros e de pouca importância econômica. A segunda forma de ocorrência importante é como uma substituição no retículo cristalino de sulfetos, principalmente em pirita, arsenopirita e calcopirita, chamado de ouro invisível ou oculto. A forma mineralógica de ocorrência de ouro é fator decisivo no seu processamento, e a sua determinação não é trivial. Por fim, o tamanho das partículas também varia muito, desde pepitas de mm até partículas submicrométricas.

A comparação da caracterização convencional, como foi discutida nos tópicos anteriores, e de minérios de ouro, releva muitas diferenças que justificam a sua discussão em separado.

Análise mineralógica qualitativa

Enquanto na caracterização convencional são identificados os minerais principais no minério, em minérios de ouro também devem ser identificados:

- (i) possíveis carreadores de ouro: onde está o ouro, qualitativamente? Todos os possíveis carreadores do elemento devem ser rastreados. Esta etapa geralmente só é possível com uma boa concentração das fases pesadas e, eventualmente, não-magnéticas quando a separação magnética permitir bom descarte de massa sem perda de ouro. É importante realizar balanços de massa e metalúrgicos na concentração preliminar, para verificar se todos os produtos contendo ouro estão sendo investigados. Uma análise ao MEV é fundamental para a visualização do ouro e suas associações. Para teores muito baixos, uma rotina automática do MEV com EDS, que verifica todos os grãos com elevado peso atômico médio e armazena as coordenadas daqueles que contém ouro, pode ser o único modo de se encontrar o elemento. Neste caso, como as partículas de ouro podem ser muito finas, a magnificação elevada é requerida, elevando sobremaneira o número de imagens necessário para a análise.
- (ii) fases que podem afetar o processamento do ouro, particularmente a sua extração química. Um bom exemplo são os minerais cianídicos, como a calcopirita, que consomem reagentes, e portanto a sua presença pode afetar a viabilidade técnico-econômica do projeto.
- (iii) fases de importância do ponto de vista ambiental, que potencialmente podem liberar elementos tóxicos ou bioacumulativos para o ambiente, ou ainda gerar drenagem ácida. Geralmente são sulfetos ou sulfossais.

Quantificação dos minerais

Além da quantificação da ganga, que equivale à assembléia mineralógica principal nas caracterizações convencionais, nos minérios de ouro devem ser quantificadas as fases contendo ouro (metal, liga, sulfetos com ouro no retículo) ou os minerais onde o ouro se encontra como inclusões finas. Também é importante, em alguns casos, a quantificação dos minerais potencialmente prejudiciais ao processamento e ao meio ambiente.

Liberação

Os conceitos de liberação e o seu estado da arte foram bem discutidos anteriormente. Os minérios de ouro apresentam alguma especificidade, pois, além da liberação física do ouro de sua ganga visando concentração, uma parcela considerável dos processos baseia-se na sua dissolução química, bastando que o ouro esteja exposto ao reagente.

Não é prático medir o espectro de liberação de ouro por análise de imagens, em função dos baixos teores dos minérios. Outra opção são ensaios de separação em líquidos densos, seguidos por análise química de ouro nos fluídos, em faixas de tamanho definidas. Este método funciona bem para verificar se não há absolutamente liberação alguma, mas em função da densidade muito elevada do ouro, este método não discrimina a progressão da liberação: uma partícula de quartzo, com mais de 1,4% (vol) de ouro, afunda em bromofórmio, e a partir de 4,5% (vol) afunda também em iodeto de metileno (densidades, respectivamente, de 2,89 e 3,32).

Em função destas particularidades, sugere-se, na Figura 29 um fluxograma de caracterização tecnológica complementar para minérios de ouro. Este procedimento, em combinação com a caracterização convencional, é muito importante para permitir uma interpretação mais segura dos resultados e a correlação entre mineralogia e propriedades tecnológicas.

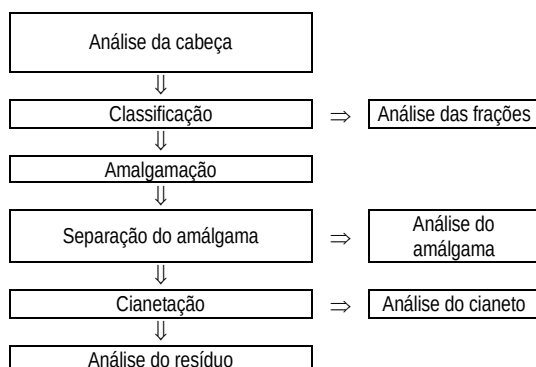


Figura 29 – Fluxograma da caracterização tecnológica de minérios de ouro. “Análise” refere-se à determinação química de ouro.

Após separação de uma alíquota da amostra de cabeça, para análise de ouro total, procede-se à classificação da amostra. O número de peneiras, e sua abertura, dependem das características do minério, das exigências quanto à precisão das análises, e do tempo e recursos disponíveis. De uma forma generalizada, a amostra de cabeça já estaria mais fina do que 2,0 mm ou menos, e são usadas, por exemplo, peneiras de 210, 74 e 37 μm (65, 200 e 400 malhas), gerando quatro frações. De uma forma grosseiramente aproximada, estas faixas de tamanho poderiam ser relacionadas a limites nos processos gravíticos e na flotação. É conveniente que se processe pelo menos 300 g de cada uma das frações, para manter representatividade das amostras. De cada uma das frações retira-se uma alíquota para análise de ouro total, e procede-se à sua amalgamação com mercúrio, em condições padronizadas. Após amalgamação, o mercúrio amalgamado é separado do minério com uso de batéia, elutriador, mesa ou outro método disponível. Mede-se o teor de ouro assim recuperado, por análise química após abertura do amálgama, ou pela dissolução seletiva e pesagem direta do ouro insolúvel. Este ouro, chamado de amalgamável, corresponde ao ouro livre (portanto na forma metálica ou como ligas) e liberado. O restante da amostra de cada fração, após separação do amálgama, é submetido a uma lixiviação rigorosa com cianeto, em condição padrão. Após lixiviação, o ouro cianetável medido na solução de cianeto, e quantificado por análise química, corresponde a ouro livre, mas não liberado, embora exposto ao reagente. Por fim, o resíduo da cianetação é também analisado para ouro total, determinando-se assim o ouro refratário, ouro ocluso no retículo cristalino de sulfetos, ou ouro fino e não liberado nem exposto.

Em termos tecnológicos, o ouro amalgamável pode ser recuperado por processos gravíticos, e provavelmente também por flotação, se não houver problemas com a sua superfície (*coatings* ferruginosos, por exemplo). A cianetação deve recuperar a soma de ouro amalgamável e cianetável. Quanto ao ouro refratário, pode ser possível recuperá-lo com uma moagem mais fina, permitindo melhor liberação ou exposição do metal ao reagente. No entanto, se a caracterização mineralógica indicar minerais que admitem ouro no retículo cristalino, a opção tecnológica pode ser mais complexa. Uma boa noção advém do comportamento do ouro com o decréscimo da faixa de tamanho, e se os percentuais de ouro amalgamável e/ou ouro cianetável aumentam à custas do ouro refratário com a diminuição do tamanho, há um boa chance de se tratar prioritariamente de um problema de liberação física.

Um exemplo de ensaio deste tipo está na Tabela 11. Trata-se de amostras de um minério de alto teor, com composições mineralógicas similares, onde a amostra 1 está totalmente oxidada, e traços de sulfetos e sulfossais podem ser detectados na amostra 2.

Tabela 11 – Exemplo de resultados de caracterização tecnológica de minério de ouro de alto teor.

Amostra	Fração (malhas)	Ouro Amalgamável		Ouro Cianetável		Ouro Refratário	
		g/t	% da fração	g/t	% da fração	g/t	% da fração
1	+65	0,75	2,7	19,62	70,4	7,5	26,9
	-65+200	10,26	29,3	20,26	57,9	4,5	12,8
	-200+400	26,21	43,2	33,86	55,8	0,6	1,0
	-400	---	0,0	10,71	86,3	1,7	13,7
2	+65	1,14	2,7	17,63	42,5	22,7	54,7
	-65+200	2,50	5,0	29,65	59,1	18,0	35,9
	-200+400	16,28	25,8	33,96	53,8	12,9	20,4
	-400	---	0,0	3,83	62,5	2,3	37,5

Na amostra 1, é possível acompanhar a liberação do ouro pelos teores de ouro amalgamável, e sua exposição pelo ouro cianetável. Boa parte do ouro na fração mais grossa não está liberada, porém exposta. A liberação aumenta bastante até 400 malhas, atingindo 43,2%, mas não ocorre ouro amalgamável nos finos. Nestes, a amalgamação consegue recuperar bem mais de 80%. Até 400 malhas, praticamente não ocorre ouro refratário, mas nos finos este teor é alto. Neste caso, a caracterização mineralógica é fundamental, uma vez que há um teor alto de filossilicatos (mica, illita, caolinita, clorita) e de óxidos/hidróxidos de Fe nesta amostra, que podem estar sequestrando o complexo auricianato. Também foram identificadas partículas muito finas de ouro disseminado nos óxidos/hidróxidos de ferro, como pode ser observado na imagem da Figura 22. Já na amostra 2, pode-se observar que o ouro refratário decresce com a diminuição de tamanho de partícula, mas ainda restam por volta de 20% na fração. Nesta amostra, seria possível ocorrer ouro em pirita e arsenopirita, mas esta hipótese não foi testada.

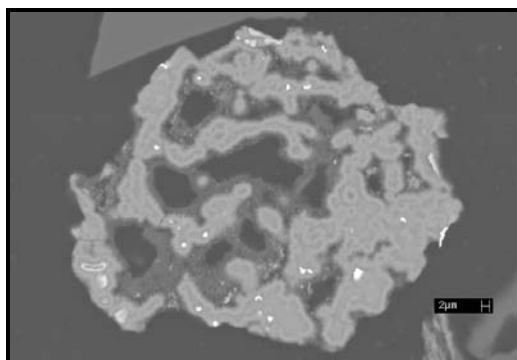


Figura 30 – Partícula de óxido/hidróxido de ferro (cinza médio) e illita (mais escura), com finas inclusões de ouro.

Em termos gerais, separação gravítica isolada não seria indicada em nenhuma das amostras, pois recuperaria sempre menos de 45% do ouro, mesmo com cominuição mais intensa. A opção por cianetação, ou mista com separação gravítica seguida de cianetação, poderia recuperar a quase totalidade do ouro da amostra 1, e por volta de 80% na amostra 2.

Observa-se que, por esta metodologia complementar, podem ser obtidos, de forma indireta, noções quanto à liberação do ouro e da distribuição da mineralogia dos carreadores de ouro, além dos dados tecnológicos diretos. Apesar de serem apenas dados indiretos de liberação e carreadores, são justamente os dados que interessam ao processo. E como é possível trabalhar com massas relativamente grandes (pelo menos 300 g por fração, com baixos teores pode-se usar 1 kg ou mais), a representatividade da amostra permanece assegurada, e a quantificação do ouro é mais precisa, particularmente na etapa de amalgamação.

Pela discussão dos resultados do exemplo acima, também fica clara a importância da caracterização convencional da amostra, uma vez que os resultados da caracterização tecnológica do ouro devem ser interpretados sempre à luz da mineralogia.

Pelas consequências para processo, talvez seja necessário maior detalhamento do ouro refratário. Se o problema for apenas físico, de não-liberação, uma moagem mais intensa seguida de nova cianetação pode detectá-lo. Neste caso, é conveniente que se tenha controle sobre a distribuição de tamanho de partícula *versus* a extração do ouro refratário. Como a solução de cianeto pode atacar e dissolver sulfetos finamente moídos, no entanto, a interpretação dos resultados de cianetação nestas amostras pode estar errada, e é importante o acompanhamento por um químico ou metalurgista com experiência em lixiviação, para manter concentrações dos reagentes e demais parâmetros coerentes com o resultado que se espera.

A medida direta de ouro no retículo cristalino de pirita, arsenopirita e outros sulfetos/sulfossais é possível, mas, pelo baixo teor, é necessário um instrumental diferenciado e restrito. O livro de Petruk (2000) contém boa discussão sobre o assunto. Outra opção, mais acessível, é gerar concentrados monominerálicos dos minerais que potencialmente podem carrear o metal, e quantificá-lo por análise química direta, ou por cianetação após destruição de sua estrutura (por ataque ácido ou ustulação, por exemplo). No caso de pirrotita, por exemplo, isto é mais simples por ser magnética, mas frequentemente será necessário recorrer à catação manual para concentração ou limpeza de um concentrado prévio.

REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS

- AZÁROFF, L. U. & Buerger, M.J. The powder method. MacGraw-Hill Book Company. 342p. 1958.
- BARBERY, G. Mineral Liberation Measurement, Simulation and Practical Use in Mineral Processing. Editions GB, 1991.
- BETEJTIN, A. Curso de mineralogia. 3ª. edição. Editorial Mir. 739p. 1977.
- BISH, D. L. & Post, J.E. Quantitative mineralogical analysis using the Rietveld full-pattern fitting method. American Mineralogist 78: 932-940. 1993.
- BLOSS, F. D. An introduction to the methods of optical crystallography. Holt, Rinehart and Winston. 294p. 1961.
- CRAIG, J. R. & Vaughan, D.J. Ore microscopy and ore petrography. 2ª. edição. John Wiley & Sons, Inc. 434p. 1994.
- CRIDDLE, A. J. & Stanley, C.J. Quantitative data file for ore minerals. Chapman & Hall. 635p. 1993.
- DEER, W. A., Howie R.A. & Zussman, J. Rock-forming minerals. Volumes 1 a 5. Longman. 1975.
- GALOPIN, R. & Henry, N. F. Microscopic study of opaque minerals. W. Heffer and Sons Ltd. 322p. 1972.
- GAUDIN, A. M. Principles of Mineral Dressing. MacGraw-Hill Publishing Company, 1971.
- GAY, S. L. Liberation Modelling Using Particle Sections, Tese de Doutorado, Universidade de Queensland, 1994.
- GOLDSTEIN, J. I., Newbury, D. E., Echlin, P., Joy, D. C., Romig, A. D., Jr., Lyman, C. E., Fiori, C., Lifshin, E. Scanning electron microscopy and X-ray microanalysis. A text for biologist, materials scientists, and geologists. 2ª. edição. Plenum Press. 820p. 1992.
- JONES, M. P. Applied mineralogy. A quantitative approach. Graham & Trotman. 259p. 1987.
- KERR, P. F. Optical mineralogy. 4ª. edição. McGraw-Hill Book Company. 429p. 1977.
- KING, R. P. The prediction of mineral liberation from mineralogical texture. Int. Mineral. Cong., 14, Toronto, Canadá. Proceedings. Toronto. 1982.
- KING, R. P. Calculation of the Liberation Spectrum in Products Produced in Continuous Milling Circuits, Proc. 7th European Symposium on Comminution, Ljubljana, 1990, 2, p. 429.

- KING, R. P. Linear Stochastic Models for Mineral Liberation. *Powder Technology* 81, 217-234. 1994.
- KING, R. P. & C. L. Schneider. An effective SEM-based image analysis system for quantitative mineralogy. *Kona* 11: 166-177. 1993.
- KING, R. P. and Schneider, C. L., A Transformation Function for the Measurement of Particle Size Distribution by Image Analysis. *Proceedings First International Particle Technology Forum, Amer. Inst. Chem. Engs.* pp. 71-76. 1994.
- KING, R. P. and Schneider, C. L. Stereological Correction of Linear Grade Distributions for Mineral Liberation. *Powder Technology* 98(1): 21-37. 1998.
- KLEIN, C. & Hurlbut, C. S., Jr. *Dana's manual of mineralogy*. 21^a. edição. John Wiley & Sons, Inc. 683p. 1999.
- KLUG, H. P. & Alexander, L. E. *X-ray diffraction procedures. For polycrystalline and amorphous materials*. 2^a. edição. John Wiley & Sons, Inc. 966p. 1974.
- LEIGH, G. M., Lyman, G. J. and Gottlieb, P., Stereological Estimates of Liberation from Mineral Section Measurements: a Rederivation of Barbary's Formulae with Extensions. *Powder Technology* 87(2): 141-152, 1996.
- MACKENZIE, R. C. *The differential thermal investigation of clays*. Mineralogical Society. 456p. 1957.
- MELOY T. G. Textural Transforms, Definition and Use, *Particle Technology, 2nd World Congress, Kyoto, 1990*. Soc. Powder Tech. Japan 1: 248-256. 1990.
- MOORE, D. M. & Reynolds, R. C. *X-ray diffraction and the identification and analysis of clay minerals*. Oxford University Press. 332 p. 1989.
- NEUMANN, R. Caracterização tecnológica dos potenciais minérios de terras-raras de Catalão I, GO. Tese de doutoramento, IgC/USP. 204p. 1999.
- NEUMANN, R.; Schneider, C. L. Prediction of monazite liberation from the silicatic rare earth ore of Catalão I. *Minerals Engineering* 14(12): 1601-1607. 2001.
- PARFENOFF, A., Pomerol, C., Tourenq, J. *Les Minéraux en Grains. Méthodes d'étude et détermination*. Masson et Cie, Éditeurs, 1970.
- PETRUK, W. *Applied mineralogy in the mining industry*. Elsevier. 268p. 2000.
- PHILIPPO, S., Naud, J. and Verkaeren, J. Geochemical evaluation of the Lueshe niobium deposit (Zaire) by Rietveld quantitative X-ray diffraction. *Applied Geochemistry* 12(2): 175-180. 1997.
- PIRARD, E., Lebrun, V. & Nivart, J.-F. Optimal acquisition of video images in reflected light microscopy. *Microscopy and Analysis* 37: 19-22. 1999.

- SCHNEIDER, C. L. Measurement and calculation of liberation in continuous milling circuits. Tese de Doutorado (PhD), Departamento de Engenharia Metalúrgica, Universidade de Utah. 356p. 1995.
- SCHNEIDER, C. L.; Lin, C. L.; King, R. P.; Miller, J.D. Improved transformation technique for the prediction of liberation by random fracture model. Powder Technology 67: 103-111. 1991.
- SCHNEIDER, C. L.; King, R. P.; Neumann, R. Assessment of liberation with optical microscopy: a fast, low cost procedure In. VI Southern Hemisphere Meeting On Mineral Technology, Rio de Janeiro Anais 1: pp. 36-39. 2001.
- SMYKATZ-KLOSS, W. Differential thermal analysis. Application and results in mineralogy. Springer-Verlag. 185 p. 1974.
- RIETVELD, B. A profile refinement method for nuclear and magnetic structures. Journal of Applied Crystallography 2:65-71. 1969.
- TODOR, D.N. Thermal analysis of minerals. Abacus Press. 256p. 1976.
- TRÖGER, W. E. Optical determination of rock-forming minerals. Part 1: Determinative Tables. Ed. E. Schweizerbart'sche Verlagsbuchhandlung, Stuttgart. 190 p. 1979.
- UYTENBOGAARD, W. & Burke, E.A.J. Tables for microscopic identification of ore minerals. Elsevier. 430p. 1971.
- WAHLSTROM, E. E. Cristalografia óptica. Ao Livro Técnico SA e Editora da Universidade de São Paulo. 368p. 1969.
- WINCHELL, A. N. Elements of optical mineralogy. An introduction to microscopic petrography. Parts 1- 4. John Wiley & Sons, Inc. 1951.

BRITAGEM E MOAGEM

Hedda Vargas O. Figueira

Engenheira Química - Industrial pela UFRJ
Pesquisadora Emérita do CETEM/MCT

Adão Benvindo da Luz

Engenheiro de Minas pela UFPE, Doutor em
Engenharia Mineral pela USP
Pesquisador Titular do CETEM/MCT

Salvador Luiz Matos de Almeida

Engenheiro Metalurgista pela UFRJ, Doutor em
Engenharia Mineral pela USP
Pesquisador Titular do CETEM/MCT

TEORIA BÁSICA

A operação de fragmentação, no campo de beneficiamento de minérios, agrupa um conjunto de técnicas que tem por finalidade reduzir, por ação mecânica externa e algumas vezes interna, um sólido, de determinado tamanho em fragmentos de tamanho menor.

A fragmentação de um material heterogêneo, que constitui geralmente uma rocha, visa liberar os minerais valiosos dos minerais de ganga, ou no caso de um mineral homogêneo, reduzir até à dimensão requerida pela utilização.

A operação de fragmentação compreende diversos estágios que se aplicam ao minério, desde a mina, até sua adequação ao processo industrial subsequente.

Na etapa de lavra, o desmonte do minério ou rocha, com o auxílio de explosivo pode ser visto como um primeiro estágio de fragmentação, onde são produzidos blocos volumosos, mas de um tamanho que permite alimentar os equipamentos de britagem.

A britagem é a operação que fragmenta os blocos obtidos na lavra, mas como existe uma série de tipos de equipamentos, esta operação deve ser repetida diversas vezes, mudando-se o equipamento, até se obter um material adequado à alimentação da moagem.

A moagem é a operação de fragmentação fina obtendo-se nesta um produto adequado à concentração ou a qualquer outro processo industrial (pelotização, calcinação, lixiviação, combustão etc).

A importância da operação de fragmentação pode ser percebida em toda a sua magnitude, se for destacado o fato que a maior parte da energia gasta no processamento de minérios é absorvida pela fragmentação. Isso nos leva a supor que grande parte dos custos operacionais de uma usina de tratamento de minérios se deve à fragmentação⁽¹⁾.

Como um exemplo pode ser citado o caso da Erie Mining Co, em Minnesota (EUA), que processa os minérios de ferro taconíticos. Esse minério, devido à fina disseminação deve ser reduzido a uma granulometria com 90% abaixo de 325 malhas. O consumo de energia na instalação encontra-se na Tabela 1.

Tabela 1 – Distribuição do consumo de energia na Erie Mining Co.

Operação	kWh/t	Consumo (%)
Fragmentação	17,2	80,0
Concentração	1,5	7,0
Eliminação de rejeito	1,2	6,0
Abastecimento de água	1,5	7,0
Total	21,4	100,0

Pode-se observar que, na unidade industrial citada, 80% da energia é consumida pela fragmentação.

Compreende-se, portanto, o interesse que existe no estudo da fragmentação, já que qualquer melhoramento na operação acarreta uma importante economia no processo. Outro motivo que tem levado os pesquisadores a estudarem a fragmentação é a busca de modelos matemáticos, assim como a relação entre os parâmetros desses modelos e as variáveis operacionais. Esse modelamento do processo de fragmentação poderá ser utilizado em trabalhos de otimização e de controle do processo e ainda ser de grande utilidade no dimensionamento de unidades industriais.

Princípios de Fragmentação

A maioria dos minerais são materiais cristalinos, onde os átomos estão em arranjos tridimensionais. A configuração dos átomos é determinada pelo tamanho e tipos de ligações físicas e químicas que os mantêm unidos na rede cristalina dos minerais. Essas ligações interatômicas são eficientes à pequena distância, e podem ser quebradas se tensionadas por forças externas. Estas forças podem ser geradas por cargas de tensão ou de compressão (Figura 1).

Um material ideal se rompe quando o limite de ruptura é ultrapassado. Isto é, quando se rompem todas as ligações atômicas de um certo plano. Isso não ocorre facilmente com as rochas e os minerais, pois estes são materiais heterogêneos, anisotrópicos e contém falhas, fraturas, tanto em escala micro como macroscópica⁽²⁾.

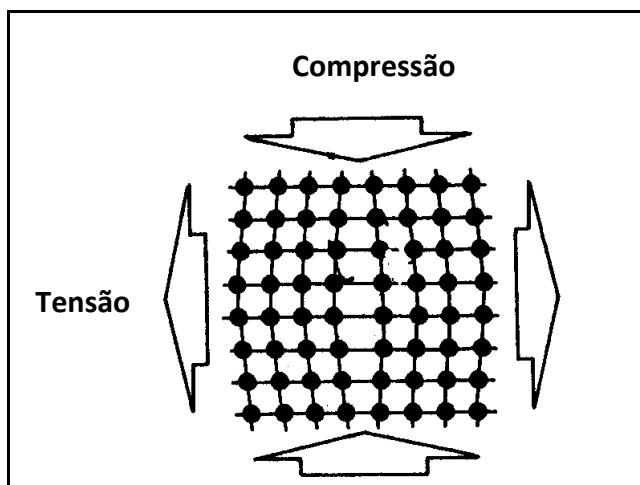


Figura 1 – Deformação de um cristal sujeito a compressão e tensão⁽³⁾.

No campo da ciência dos materiais, as falhas microscópicas denominam-se deslocamentos e em mecânica de rochas, "gretas de Griffith". A existência dessas falhas nos materiais explica sua baixa resistência mecânica. A teoria da fratura estuda a formação de gretas a partir de falhas e sua propagação no sólido.

Mesmo quando as rochas são sujeitas a forças uniformes, as pressões internas não são igualmente distribuídas, pois as rochas se constituem de uma variedade de minerais dispersos com grãos de vários tamanhos. A distribuição da força depende, não só das propriedades mecânicas de cada mineral, mas principalmente da presença de gretas e falhas no corpo mineral que agem como sítios de concentração de forças (Figura 2).

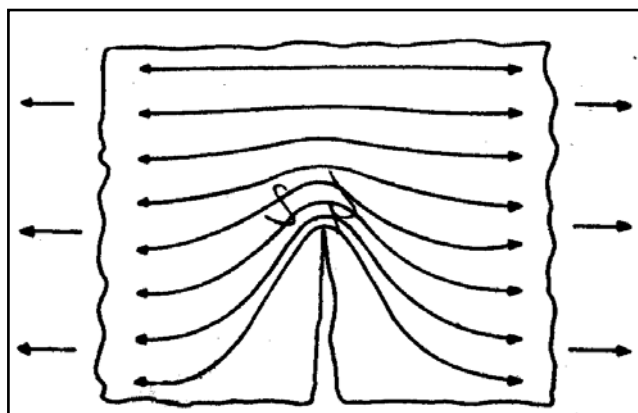


Figura 2 – Concentração de esforços numa fenda⁽³⁾.

Quando a rocha está submetida a esforços, ativam-se as falhas existentes, o que significa que os esforços se concentram nas ligações atômicas localizadas na ponta das falhas multiplicando a tração. Por exemplo a tração T aumenta para $2T\sqrt{\frac{\ell}{r}}$ onde " ℓ " é o comprimento da falha e " r " o raio do círculo em volta do ponto da falha. Entretanto há um valor crítico para o comprimento da aresta, em qualquer nível particular de força, no qual o aumento de tensão na extremidade da greta é suficiente para romper as ligações atômicas nesse ponto. Tal ruptura prolonga o comprimento da greta, assim aumentando a concentração da tensão e causando a rápida propagação da greta, o que resultará numa fratura.

Apesar das teorias de fragmentação assumirem que o material é frágil, de fato os cristais podem estocar energia sem se quebrarem e liberar esta energia quando a ação da força cessa. Essa propriedade é conhecida como elasticidade. Quando ocorre fratura, parte da energia estocada transforma-se em energia livre de superfície, que é uma energia potencial dos átomos da nova superfície formada. Devido a esse aumento de energia, as superfícies quando recém formadas são quimicamente mais ativas e portanto, mais adequadas à ação dos reagentes de flotação, como também se oxidam mais facilmente.

Griffth mostrou que os materiais quebram pela propagação de gretas, quando isso é energeticamente possível, isto é, quando a energia devolvida ao cessar a força aplicada é menor que a energia da nova superfície produzida. Materiais frágeis devolvem a energia aplicada principalmente pela propagação das gretas, enquanto materiais mais dúteis podem devolver a energia aplicada, por um mecanismo de fluxo plástico, onde os átomos e moléculas deslizam uns sobre outros e a energia é consumida na deformação do sólido. A propagação das gretas pode ser inibida por outras gretas ou por alcançar o limite do cristal. Rochas com grãos finos, tais como taconitas, são geralmente mais resistentes que as de grãos grossos.

A energia mecânica necessária à fragmentação é aplicada por meio dos seguintes mecanismos: esmagamento ou compressão, impacto e atrito. A abrasão é considerada por alguns autores como um quarto mecanismo de importância em alguns casos especiais de moagem.

Quando partículas irregulares são sujeitas à quebra por compressão, os produtos se apresentam em duas faixas de tamanho: partículas grossas resultante da quebra induzida pela tensão, e partículas finas da quebra por compressão no local onde a carga é aplicada (Figura 3).

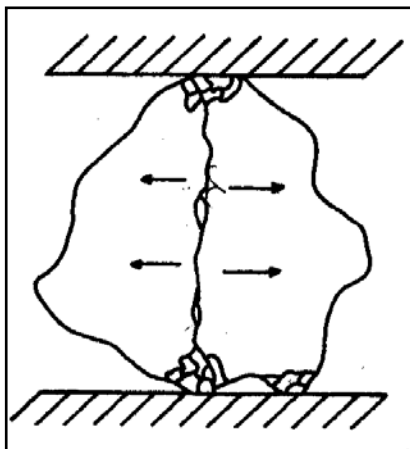


Figura 3 – Fratura por britagem⁽³⁾.

A quantidade de finos produzidos pode ser reduzida minimizando a área de aplicação da carga e isto é feito nos equipamentos de britagem usando superfícies corrugadas. A resistência das rochas à compressão é muito maior que a resistência à tração quando, geralmente, a ruptura se produz ao longo dos planos de cisalhamento.

Na quebra por impacto, com esforços aplicados rapidamente, a partícula sofre uma pressão elevada e como resultado absorve mais energia do que a necessária para uma simples fratura e fragmenta-se principalmente por tensão, não havendo deformação. O produto apresenta-se como partículas de tamanho e forma semelhantes.

A quebra por atrito produz muito material fino, o que geralmente é indesejável. Esse mecanismo acontece principalmente devido às interações partícula-partícula e podem ocorrer até num britador, se este é alimentado rapidamente, o que provoca um contato maior entre as partículas aumentando assim a atrição.

Numa fragmentação, sempre que os esforços são aplicados lentamente, a velocidade de deformação do material também é lenta e se produz menos deformação plástica antes da ruptura e portanto menos gasto de energia. Entretanto, foi demonstrado que quando a velocidade de aplicação dos esforços é muito grande, com impactos de alta velocidade, a energia requerida para a ruptura é mínima.

Pode-se concluir que, salvo em casos extremos de velocidade de aplicação dos esforços, o consumo de energia para se chegar à ruptura de uma rocha aumenta com a velocidade de aplicação das forças.

Leis da Fragmentação

Os estudos relativos aos mecanismos de fragmentação de rochas, por mais úteis que sejam, considerando a complexidade do problema de fragmentação, ainda não formularam uma teoria geral satisfatória, com aplicação prática.

Uma relação que permita calcular a energia necessária à fragmentação de um material até um certo tamanho é uma aspiração antiga de cientistas e técnicos pois, sendo o gasto de energia na fragmentação, o que mais onera uma instalação industrial, é de grande valia a sua determinação.

Lei de Rittinger

A mais antiga dessas relações é a estabelecida por P. Ritter Von Rittinger⁽³⁾ segundo a qual "a área da nova superfície produzida por fragmentação é diretamente proporcional ao trabalho útil consumido". Tem-se a expressão da lei:

$$E = K(S_1 - S_0) \quad [1]$$

sendo:

E = energia específica;

K = fator de proporcionalidade;

S_1 = área do produto;

S_0 = área inicial.

Esta lei se aplica à fragmentação muito fina como por exemplo, à moagem de clínquer de cimento.

Lei de Kick

A segunda lei formulada por F. Kick⁽³⁾: "o trabalho requerido é proporcional à redução em volume das partículas envolvidas". A expressão da lei é:

$$E = C \log \frac{D_0}{D_1} \quad [2]$$

sendo:

C = constante;

D_0 = diâmetro inicial;

D_1 = diâmetro final.

Esta lei se aplica, de preferência, à fragmentação de matacões.

Durante muito tempo, o estudo da relação entre a energia consumida e a redução de tamanhos resultou em controvérsias entre os dois cientistas e seus diversos seguidores. Os pesquisadores colocavam-se ao lado de um ou outro, de acordo com os resultados obtidos nos seus próprios trabalhos experimentais. Esta controvérsia estava associada ao seguinte paradoxo: teoricamente os materiais deveriam ser mais duros do que são na prática, entretanto, na prática se utiliza muito mais energia para a fragmentação do que a calculada teoricamente. Na realidade, os diversos pesquisadores interpretaram os postulados de Rittinger e de Kick de formas diferentes.

Lei de Bond

Como os postulados de Rittinger e Kick não satisfaziam a todos os casos encontrados na prática e como se necessitava, na indústria, de algumas regras para classificar os materiais segundo as respostas à fragmentação, F.C. Bond⁽⁴⁾ postulou uma lei empírica muitas vezes chamada de "3ª Lei de Fragmentação". "A energia consumida para reduzir o tamanho de um material é inversamente proporcional à raiz quadrada do tamanho". Ele definiu como tamanho, a abertura da peneira pela qual passam 80% do material.

A expressão da Lei de Bond é a seguinte:

$$E = E_o \left[\frac{1}{\sqrt{P}} - \frac{1}{\sqrt{F}} \right] \quad [3]$$

onde:

P = tamanho do produto;

F = tamanho da alimentação;

E_o = constante.

Bond propôs o uso de um índice conhecido como WI (*Work Index*) ou índice de trabalho, que é definido como o trabalho necessário para reduzir a unidade de peso (tonelada curta = 907 kg) do material considerado, desde um tamanho inicial teoricamente infinito ($F = \infty$), até uma granulometria 80% passante em 100 μm . Portanto:

$$WI = E_o \left[\frac{1}{\sqrt{100}} - \frac{1}{\sqrt{\infty}} \right] \quad [4]$$

$$WI = \frac{E_o}{\sqrt{P}}$$

$$E_o = 10WI$$

Substituindo na expressão da lei o valor de E_o , teremos:

$$E = 10WI \left[\frac{1}{\sqrt{P}} - \frac{1}{\sqrt{F}} \right] \quad [5]$$

A aplicação da equação de Bond no cálculo da energia consumida numa instalação de moagem se difundiu, e a determinação experimental do WI é hoje uma prática normal em muitos laboratórios⁽¹³⁾.

Para esta determinação utiliza-se um moinho padrão (Proposta de Norma Técnica NBR 11376 ABNT), e com a metodologia descrita nesta norma, calcula-se o índice de moabilidade do material (Mob) que corresponde à massa em gramas passante na peneira de malha teste, gerada em cada rotação do moinho, simulando um circuito fechado. O valor do WI é calculado pela fórmula seguinte:

$$WI = \frac{44,5}{Am^{0,23} Mob^{0,82} \left[\frac{10}{\sqrt{P}} - \frac{10}{\sqrt{F}} \right]} \times 1,1 \quad [6]$$

onde:

WI = índice de trabalho em kWh/t;

Am = abertura da malha teste de classificação em μm ;

P = abertura da peneira onde passam 80% da massa do produto, em μm ;

F = abertura da peneira onde passam 80% da massa da alimentação, em μm ;

Mob = Índice de moabilidade;

1,1 = fator de conversão de tonelada curta para tonelada métrica.

Na Tabela 2 são apresentados alguns exemplos de WI^(5,6).

Tabela 2 – WI kWh/t curta médios de alguns minérios e materiais.

	Moinho de barras			Moinho de bolas		
	Nº de testes	Média	Intervalo	Nº de testes	Média	Intervalo
Alumina	3	12,2	9-17	6	17,9	7-34
Barita	6	5,7	2-12	7	5,8	4-9
Bauxita	33	10,8	2-20	29	14,5	1-31
Clínquer	29	12,1	8-15	180	13,6	7-77
Matéria-prima para cimento	115	12,3	4-18	284	10,0	3-27
Minério de cromo	2	7,9	7-9	5	13,4	7-17
Argila	4	12,5	6-18	11	10,8	4-23
Argila calcinada	4	7,0	3-13	7	19,6	15-26
Carvão	4	9,8	8-12	6	15,4	13-18
Coque	7	16,9	12-24	4	33,5	29-40
Minério de cobre-níquel	4	19,2	16-24	6	15,5	13-18
Minério de cobre	396	14,3	4-34	769	12,8	4-30
Minério de cobre-zinco	4	11,0	6-16	9	9,8	5-14
Diorito	7	17,5	10-30	2	11,6	10-13
Dolomita	11	14,2	3-24	5	13,9	6-25
Feldspato	7	11,0	8-16	7	11,7	9-14
Ferro-cromo	1	8,4	-	6	20,4	3-77
Ferro-magnésio	-	-	-	5	7,2	6-9
Ferro-manganês	2	7,6	7-8	5	7,9	5-14
Ferro-silício	3	7,1	4-11	8	17,9	6-51
Marga	2	10,6	10-11	8	10,2	4-18
Sílex	1	18,1	-	5	27,4	22-31
Fluorita	4	11,0	9-13	9	12,7	6-25
Minério de ouro	42	15,2	8-29	183	14,6	3-42
Granito	10	16,3	8-36	8	9,9	10-11
Cascalho	21	15,9	8-24	6	18,0	11-27
Minério de ferro						
(não identificado)	54	11,3	3-20	118	12,4	4-31
Hematita	64	12,5	5-22	116	11,1	2-31
Limonita	12	9,3	4-16	20	9,0	5-19
Magnetita Conc.	43	11,4	5-25	73	13,2	6-29

Fonte: Rowland Jr., C.A. Teste para seleção de circuitos de cominuição. Beraldo, J.L. - Moagem de minérios em moinhos Tubulares.

Tabela 2 – (Continuação)

	Moinho de barras			Moinho de bolas		
	Nº de testes	Média	Intervalo	Nº de testes	Média	Intervalo
Siderita	-	-	-	5	10,4	9-14
Taconita	35	19,3	7-37	20	12,0	8-19
Minério de chumbo	14	12,6	10-15	12	10,3	8-13
Minério de chumbo-zinco	31	12,4	7-19	58	12,5	7-26
Calcário	84	13,7	7-50	177	9,9	4-36
Calcário calcinado	-	-	-	5	11,0	6-18
Magnesita	3	15,9	10-22	18	14,5	5-25
Minério de manganês	3	10,9	7-14	19	13,9	6-23
Minério de molibdênio	25	11,8	8-18	43	11,6	10-16
Mate de níquel	2	9,8	9-11	6	28,4	12-37
Minério de níquel	19	14,9	8-22	39	12,5	2-24
Xisto oleoso	1	27,0	-	5	38,2	16-78
Concha calcária	5	17,6	2-28	5	15,1	13-19
Fertilizantes fosfatados	-	-	-	6	16,5	12-30
Rochas fosfáticas	22	12,8	5-28	36	13,6	3-25
Pirita	3	8,7	8-10	6	10,1	7-13
Quartzo	1	14,4	-	13	14,4	11-21
Quartzito	8	12,3	8-19	13	11,2	7-16
Areia silicosa	14	13,0	3-33	45	23,8	9-50
Arenito	6	11,4	1-20	8	27,4	16-38
Folhelho	4	13,4	6-24	12	10,1	3-21
Rocha silicatada	6	8,9	7-12	11	14,3	8-23
Minério de prata	6	17,5	15-19	19	17,0	13-22
Escória de alto forno	4	10,1	5-13	8	18,3	12-26
Sucata de aço	-	-	-	16	22,1	6-89
Talco	-	-	-	10	15,3	8-22
Minério de estanho	4	14,1	11-16	12	11,8	10-14
Minério de titânio	3	10,9	10-12	9	11,4	7-17
Minério de tungstênio	5	12,8	9-17	4	11,0	7-17
Minério de urânio	13	13,3	3-18	18	14,6	10-20
Minério de zinco	6	12,9	7-22	9	10,9	6-16
Mica	-	-	-	-	148	-

Fonte: Rowland Jr., C.A. Teste para seleção de crircuitos de cominuição. Beraldo, J.L. - Moagem de minérios em moinhos Tubulares.

As três leis da fragmentação foram estudadas em 1973 por Austin⁽⁷⁾ que chegou a fórmulas mais abrangentes e determinou a aplicação e as restrições de cada expressão. Nesse estudo, Austin⁽⁸⁾ usou o modelo muito simplificado de Kick e derivou a seguinte expressão:

$$E_k = K_k \log(x_f/x_p) \quad [7]$$

onde:

E_k é a energia, por unidade de massa, para reduzir partículas de tamanho x_f a partículas de tamanho x_p .

K_k é a energia por unidade de massa para uma redução de tamanho de 1:10. Como é comum na prática, a energia fornecida à máquina é usada no lugar de E_k , assumindo-se assim que toda a energia fornecida à máquina chega ao material, o que seria uma suposição grosseira. Também, um tamanho médio é usado para x_f e x_p , geralmente o tamanho 80% passante já que a quebra real não produz um único tamanho. Assim a expressão [7] levando em conta a distribuição de tamanho da alimentação e do produto ficaria da seguinte forma:

$$E_k = K_k \left[\int_{x=0}^{x_{\max}} \log(x/x_u) dP(x,0) - \int_{x=0}^{x_{\max}} \log(x/x_u) dP(x,t) \right] \quad [8]$$

onde:

$P(x, t)$ é o peso da fração menor que o tamanho x do produto no tempo t ;

$P(x,0)$ é o peso da fração menor que o tamanho x da alimentação e x_u é a unidade de tamanho (micrometro, milímetro, polegada etc.).

Os tamanhos do produto e da alimentação podem ser representados por um $\bar{x}$ (x = médio) e o valor de E_k por um C_k que inclui correções da energia fornecida à máquina. Assim, tem-se a expressão:

$$E_k = C_k \log(x_f/x_p) \quad [9]$$

com a qual se calcula a energia específica como uma função do grau de redução de tamanho desejado desde que a constante C_k seja determinada experimentalmente.

A lei de Rittinger estabelece que a energia necessária à quebra é relacionada com a nova superfície produzida numa unidade de massa:

energia específica = (γ) (nova área superficial - antiga área superficial),

onde (γ) é a energia superficial média por unidade de área.

Uma fratura através de um plano de área unitária produz duas áreas unitárias e requer 2γ de energia para romper as forças de ligação existentes antes da formação das

superfícies (Figura 4). Esta lei é bastante aceita pois ela é lógica do ponto de vista físico-químico; entretanto, levando em consideração os resultados práticos, o enunciado da lei deveria ser "a mínima quantidade de energia necessária à quebra é 2γ (energia da superfície produzida), desde que a energia fornecida seja suficiente para romper as forças de ligações existentes". Como a energia fornecida ao moinho é o parâmetro necessário ao cálculo dos moinhos industriais, é preciso encontrar uma relação entre essa energia e a energia da nova superfície.

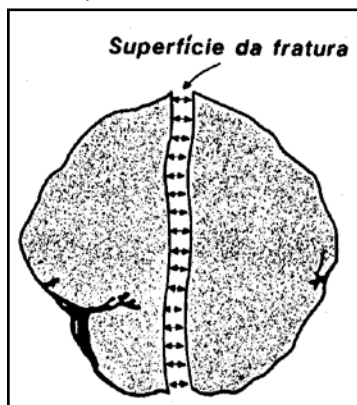


Figura 4 – Ilustração da energia de ligação entre as superfícies da fratura.

Rose⁽⁹⁾ mostrou, por meio de medidas cuidadosas de energia num moinho, que a energia superficial é somente uma pequena fração da energia fornecida ao moinho. Dentro dos limites de erro experimental, ele encontrou que toda a energia fornecida ao moinho aparece como calor, som ou energia de transformação de fase. Não há razão para supor que a energia fornecida ao moinho é múltiplo da energia específica (γ) e é difícil justificar o conceito que a quantidade de energia superficial, isto é, 0,1% de energia fornecida ao moinho pode controlar todo o processo. A energia fornecida que se converte em energia superficial num processo controlado de fragmentação depende da estrutura das falhas do mineral, do mecanismo e do método de aplicação da força.

Como realmente usada na prática, a lei é empírica:

$$E_r = k_r \text{ (superfície produzida por unidade de massa quebrada)} \quad [10]$$

onde: E_r é a energia específica de moagem.

Apesar de empírica, o valor de k_r é seguidamente usado, especialmente na literatura européia, como um índice de eficiência de moagem; as unidades são dina/m^2 . Um valor baixo significa um baixo gasto de energia por unidade de superfície produzida, uma moagem mais eficiente do que uma com alto valor de k_r . Igualmente, um material mais difícil de moer terá um alto valor de k_r comparado com valor do k_r do material fácil de moer.

A área superficial pode ser obtida integrando-se a distribuição de tamanhos. A Equação [10] ficará da seguinte forma:

$$E_r = K_r \left[\int_{x_{\min}}^{x_{\max}} (\sigma / x) dP(x, t) - \int_{x_{\min}}^{x_{\max}} (\sigma / x) dP(x, 0) \right] \quad [11]$$

onde:

σ = fator forma-densidade (quando são esferas $\sigma = 6/\rho$);

ρ = densidade;

O tamanho médio de $\bar{x}$ pode ser definido:

$$\frac{1}{\bar{x}} = \int_{x_{\min}}^{x_{\max}} \frac{1}{x} dP(x) \quad [12]$$

que substituindo em [11] vem:

$$E_r = K_r \left[\frac{\sigma}{\bar{x}_p} - \frac{1}{\bar{x}_f} \right] \quad [13]$$

Um dos problemas das tentativas de aplicar a Equação [13] é decidir qual o tamanho mínimo presente, porque usando $x_{\min} = 0$, a integração dará infinita. Na prática não se usa a Equação [13] com tamanho médio e sim o tamanho 80% passante ficando a Equação [13] na forma apresentada a seguir:

$$E_r = C_r \left(\frac{1}{x_p} - \frac{1}{x_f} \right) \quad [14]$$

Os resultados obtidos com a expressão [14] são aproximados e só aplicáveis às operações com tempo de moagem pequeno e com o valor da razão de redução próxima de seis.

A fórmula da lei de Bond pode ser escrita de modo semelhante à Equação [14]. Tem-se a seguinte equação:

$$E_B = C_B \left(\frac{1}{x_p^{1/2}} - \frac{1}{x_f^{1/2}} \right) \quad [15]$$

A expressão [15] com o valor da constante C_B calculado com 10 WI, vem sendo usada até hoje no cálculo de moinhos industriais com sucesso.

Walker et al⁽¹⁰⁾ chegaram à conclusão que as três relações estudadas [9], [14] e [15] eram casos específicos de uma lei geral representada pela equação diferencial:

$$d_E = -C_M \frac{d_x}{x^n} \quad [16]$$

onde x é o tamanho da partícula e n tem valores variados:

Valores de n	Lei
1	de Kick
2	de Rittinger
1/2	de Bond

Austin mostrou que esta equação é absurda, pois não leva em conta todos os tamanhos de partículas. Ele sugere a fórmula:

$$d_E = -C_M \frac{d_{\bar{x}}}{x^n} \quad [17]$$

onde: $\bar{x}$ é o tamanho médio da partícula. Integrando-se a expressão [17] com os diversos valores de n , obtém-se as expressões modificadas por Austin das três leis da fragmentação.

Para $n = 1$ tem-se a lei da Kick:

$$E = C_M \log \left(\frac{\bar{X}_F}{\bar{X}_P} \right)$$

Para $n = 2$ tem-se a lei de Rittinger:

$$E = C_M \left(\frac{1}{\bar{X}_P} - \frac{1}{\bar{X}_F} \right)$$

Para $n = 1/2$ tem-se a lei de Bond:

$$E = C_M \left(\frac{1}{\bar{X}_P^{1/2}} - \frac{1}{\bar{X}_F^{1/2}} \right)$$

Relação de Charles

Esta relação é uma outra tentativa de encontrar um modelo que corresponda aos resultados práticos da fragmentação⁽¹¹⁾. Na Figura 5 estão representados os valores da análise granulométrica dos produtos obtidos com diversos tempos de moagem: de 1/3 de minuto a 30 minutos, respectivamente. Como se pode ver, uma faixa apreciável da distribuição granulométrica colocada em gráfico na escala log-log, apresenta-se como segmentos de reta. Estas linhas podem ser representadas pela equação:

$$P(x) = a_s x^{\alpha_s} \quad 0 \leq P(x) \leq 1 \quad [18]$$

Esta equação é a distribuição de tamanhos de Schuhmann, onde o α_s é o coeficiente de distribuição dada pela inclinação da reta; a_s é função do tempo de moagem $a_s = a_s(t)$. Se $P(x) = 1$ na Equação [18] e K_c representa o tamanho, tem-se

$$1 = a_s k_c^{\alpha_s} \text{ ou } a_s = \frac{1}{k_c^{\alpha_s}}$$

$$\text{E então } P(x) = \left(\frac{x}{k_c} \right)^{\alpha_s}$$

Aplicando-se estes valores de tamanho à Equação [16] de Walker e integrando-se entre os dois tempos t_2 e t_1 tem-se a expressão:

$$E_c = C_c \left(\frac{1}{k_{c_2}^{\alpha_s}} - \frac{1}{k_{c_1}^{\alpha_s}} \right) \quad [19]$$

onde: k_{c_1} é o valor no tempo t_1 e k_{c_2} no tempo t_2 .

Esta equação é conhecida como uma fórmula da equação de Charles e usa-se um tempo t_1 e não t_0 , porque a distribuição granulométrica da alimentação não tem a fórmula da Equação [18].

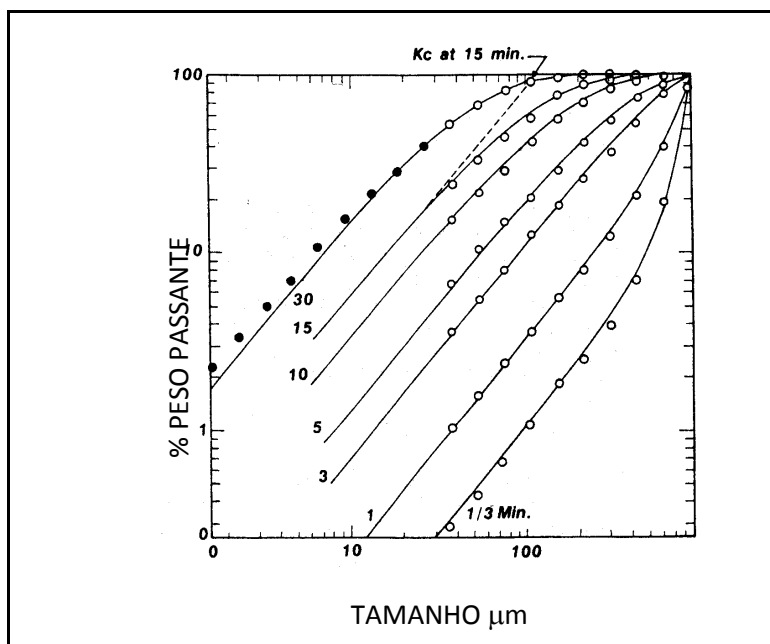


Figura 5 – Curvas de distribuição de tamanho de quartzo moído em moinho de bolas de 20 cm de diâmetro, com diversos tempos de moagem.

Pode-se também usar um papel Rosin-Rammler, para colocar em gráficos dados de distribuição granulométrica dos produtos de moagem em vários tempos e obtém-se o gráfico da Figura 6, onde se tem uma série de linhas retas paralelas. A função de Rosin Rammler é a seguinte:

$$R(x, t) = \exp \left[- (x/x_0)^{\alpha_r} \right]$$

onde:

$R(x, t)$ é o peso da fração retida, e x_0 é o valor de x quando $R = 0,3678$ (63,21%), chamado tamanho característico; o coeficiente de uniformidade tem valor bem próximo do α_s (coeficiente de distribuição). A lei de Charles aplicada a esta distribuição fornecerá a seguinte fórmula:

$$E_{c_r} = C_{c_r} \left[\frac{1}{x_{0_2}^{\alpha}} - \frac{1}{x_{0_1}^{\alpha_c}} \right] \quad [20]$$

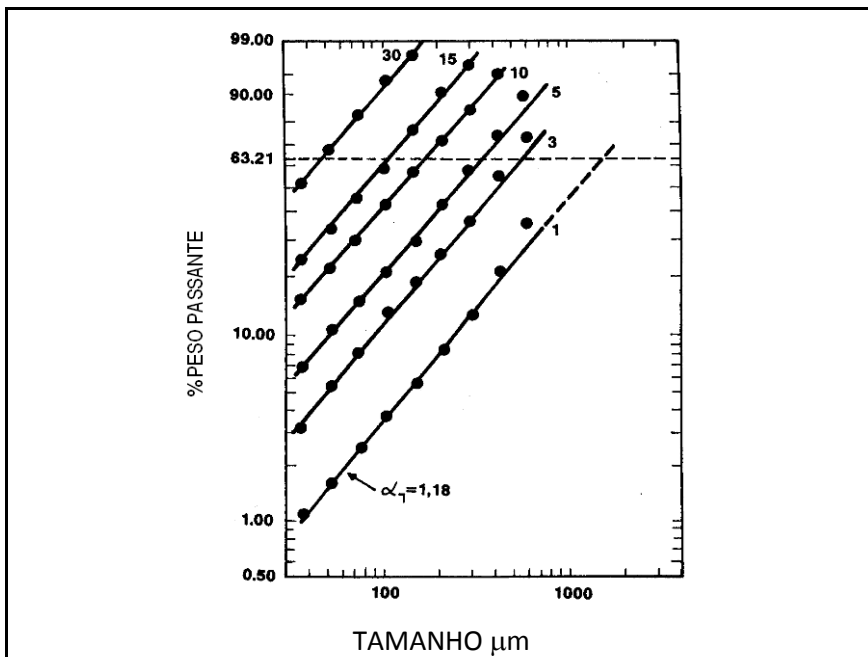


Figura 6 – Gráficos dos dados de distribuição granulométrica dos produtos de moagem, segundo Rosin-Rammler.

Hukki⁽¹²⁾ propôs a seguinte expressão que cobriria todos os intervalos de granulometria:

$$dE = -K \left[\frac{d_x}{xf(x)} \right] \quad [21]$$

A Figura 7 mostra a relação estabelecida por Hukki⁽³⁾ para o consumo de energia de fragmentação em função da granulometria do produto. Este gráfico mostra que as três leis seriam aplicáveis em faixas de tamanho diversas, mas a Lei de Bond seria aplicável à faixa de tamanho mais usual em tecnologia mineral. Entretanto, a Lei de Bond pode levar a grandes discrepâncias em função das condições de operação, quando estas são muito distintas das condições usuais. O próprio Bond e posteriormente Rowland procuraram corrigir algumas dessas discrepâncias introduzindo fatores que serão estudados no capítulo de moagem. O problema mais sério da aplicação da Lei de Bond é não considerar o WI como função das variáveis de processo. As novas tentativas de se procurar definir os resultados da fragmentação em função do mecanismo de aplicação da força às partículas, atualmente em franco desenvolvimento, poderão contornar essa dificuldade.

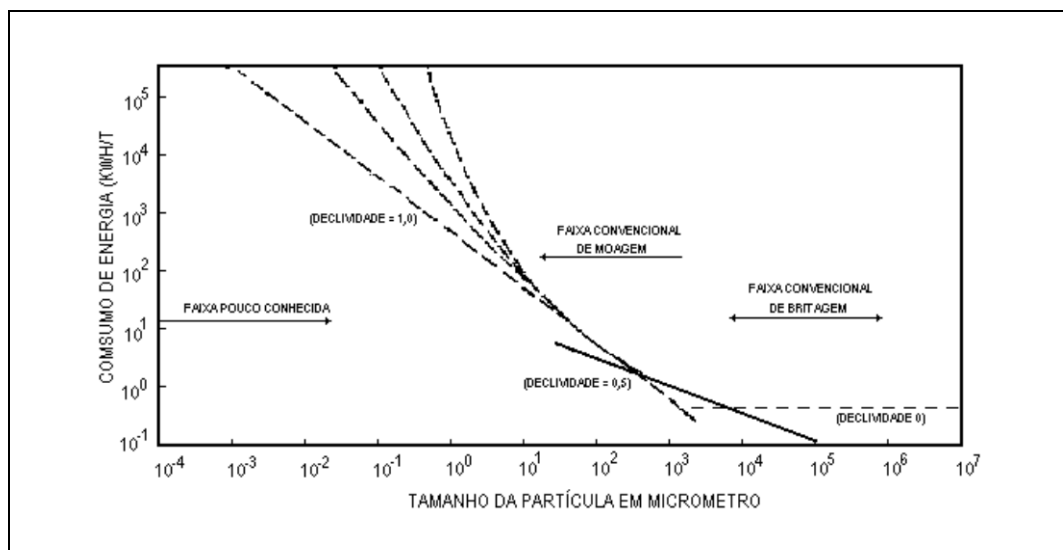


Figura 7 – Relação entre energia fornecida e tamanho da partícula na cominuição.

BIBLIOGRAFIA

- 1) CONCHA, F. Fundamentos de las operaciones mecanicas. Chile: Universidad de Concepción. Escuela de Ingenieria, 1971.
- 2) TARJAN, G. Mineral Processing. Budapest: Akademia Kudo, 1981. vol.1.
- 3) WILLS, B.A. Mineral Processing Technology. Pergamon Press, 4ª Edição, 1988, p.200-252.
- 4) BOND, F. C. The third theory of comminution. Mining Engineering, vol. 93, May 1952.
- 5) BERALDO, J.L. Moagem de Minérios em Moinhos Tubulares. Pró-Minério; Secretaria de Estado da Indústria, Comércio, Ciência e Tecnologia do Estado de São Paulo, Editora Edgard Blücher Ltda, 1987.
- 6) ROWLAND Jr., C.A. Testing for the selection of comminution circuits to prepare concentration feed. Mill Operator's Conference. The Australasian Institute of Mining and Metallurgy, 1982.
- 7) AUSTIN, L.G. A commentary on Kick, Bond and Rittinger laws of grinding. Power Technology, vol. 7, 1973.
- 8) AUSTIN, L.G.; KLIMPEL, R. R., e LUCKIE, P.T. Processing engineering of size reduction: Ball milling. s.l.: AIME, 1984.
- 9) ROSE, H.E. European Symposium Zerkleinern Dechema, 2. Proceedings. (monographia, 57), 1957.
- 10) WALKER, W.H. ET AL. Principles of chemical engineering. New York: MacGraw Hill, 1937.
- 11) CHARLES, R. J. Energy-size reduction relationships in comminution. Transactions of the AIME, Jan. 1957, vol. 208.
- 12) HUKKI, R.T. Proposal for a salomonic settlement between the theories of Rittinger, Kick and Bond. Transactions of the AIME, vol. 222, 1961.
- 13) BARBATO, C.N. SAMPAIO, J.A. (2007). Determinação Experimental do Índice de Trabalho (WI). In: Tratamento de Minérios – Práticas Laboratoriais, Editores João A. Sampaio, Silvia Cristina A. França, Paulo F.A.Braga, CETEM/MCT, 2007, p. 177-189.

BRITAGEM

Genericamente, britagem pode ser definida como conjunto de operações que objetiva a fragmentação de blocos de minérios vindos da mina, levando-os a granulometria compatíveis para utilização direta ou para posterior processamento.

A britagem é um estágio no processamento de minérios, que utiliza, em sucessivas etapas, equipamentos apropriados para a redução de tamanhos convenientes, ou para a liberação de minerais valiosos de sua ganga.

É aplicada a fragmentos de distintos tamanhos, desde rochas de 1000 mm até 10 mm.

Não existe um circuito padrão para britar os diferentes tipos de minério. Geralmente a operação de britagem é feita dentro dos estágios convenientes.

Normalmente, para haver uma liberação satisfatória do mineral valioso, é necessário que o minério seja reduzido a uma granulometria fina. Nestas condições, a fragmentação desenvolve-se por meio de três estágios, isto é, grossa, intermediária e fina ou moagem. Nos dois primeiros estágios, a fragmentação é realizada em britadores e no último estágio, em moinhos. Não há rigidez quanto aos estágios de britagem, porém, normalmente se usa a classificação mostrada na Tabela 3.

Tabela 3 – Classificação dos estágios de britagem.

Estágio de Britagem	Tamanho Máximo de Alimentação (mm)	Tamanho Máximo de Produção (mm)
Britagem Primária	1000	100,0
Britagem Secundária	100	10,0
Britagem Terciária	10	1,0
Britagem Quaternária	5	0,8

Britagem Primária

Os britadores empregados são os de grande porte e sempre operam em circuito aberto e sem o descarte (escalpe) da fração fina contida na alimentação. A britagem primária é realizada a seco e tem uma razão de redução em torno de 8:1.

Para este estágio são utilizados os seguintes tipos de britadores: britador de mandíbulas, britador giratório, britador de impacto e o de rolos dentado. O Quadro 1 apresenta a comparação entre as características desses equipamentos.

Quadro 1 – Quadro características dos britadores primários.

Características Consideráveis	Britador de Mandíbulas	Britador Giratório
Capacidade	Adequado para capacidades baixas e médias (1000 t/h)	Adequado para capacidades médias e altas
Granulometria do Produto	Recomendado quando é indesejável grande quantidade de finos no produto. O <i>top size</i> do produto é alto para materiais lamelares	Idêntico ao de mandíbulas quanto a finos. Mas apresenta <i>top size</i> menor, para uma mesma abertura de saída, britando materiais lamelares
Características Mecânicas da Rocha	Sem restrição	Sem restrição
Estratificação da Rocha	Pouco adequado para materiais com tendência a produzir partículas lamelares	É mais adequado que o de mandíbulas, para materiais com tendência a produzir partículas lamelares
Materiais Úmidos com Alto Teor de Argila	Mas adequado que o giratório e menos adequado que os de impacto e de rolo dentado	Pouco adequado
Teor de Minerais Abrasivos Altos	Adequado para material abrasivo	Adequado-comparável com o de mandíbulas (2 eixos)
Grau de Redução. Valores Usuais Médios	Em torno de 5:1	Em torno de 8:1
Modo de Alimentação	Exige alimentador	Dispensa alimentador
Granulometria do Produto	Caracterizado por alta produção de finos	É o britador primário que produz menos finos. Apresenta <i>top size</i> do produto alto
Características Mecânicas da Rocha	Uso limitado a rochas frágeis ou elásticas	Uso limitado a rochas de média fragmentação ou para minerais moles
Estratificação da Rocha	Altamente efetivo para materiais com tendência a produzir partículas lamelares	É efetivo para materiais com tendência a produzir partículas lamelares, mas o <i>top size</i> do produto é alto
Materiais Úmidos com Alto Teor de Argila	Como o britador de rolo, é altamente efetivo para este tipo de material	Altamente efetivo para este tipo de material
Características Consideráveis	Britador de Impacto	Britador de Rolo Dentado
Teor de Minerais Abrasivos Altos	Geralmente restrito a materiais com teor de sílica equivalente menor que 15%	Como o de impacto, é limitado a materiais pouco abrasivos
Grau de Redução. Valores Usuais Médios	Grande o suficiente para muitas vezes se fazer o trabalho de britagem primária e secundária em uma só máquina	Alto. Brita qualquer bloco que caiba na boca do britador. Todavia, a presença de blocos grandes limita bastante a capacidade
Modo de Alimentação	Exige alimentador	Exige alimentador

Britador de Mandíbulas

É o equipamento utilizado para fazer a britagem primária em blocos de elevadas dimensões/dureza e com grandes variações de tamanho na alimentação.

Compõe-se basicamente de uma mandíbula fixa, e uma móvel ligada ao excêntrico (esta ligação pode ser feita direta ou indireta), que fornece o movimento de aproximação e afastamento entre essas. Desta maneira, o bloco de material alimentado na boca do britador vai descendo entre as mandíbulas, enquanto recebe o impacto responsável pela fragmentação.

Os britadores de mandíbulas são classificados em dois tipos, baseando-se no mecanismo de acionamento da mandíbula móvel. Assim, tem-se britadores de um eixo (Figura 8) e dois eixos - tipo Blake (Figura 9). Nos britadores de dois eixos, a mandíbula móvel tem movimento pendular (Figura 10), enquanto que os de um eixo, tem movimento elíptico. Em termos de custos de capital, britadores de dois eixos são cerca de 50% mais elevados que os de um eixo, sendo indicados para materiais mais abrasivos e de difícil fragmentação. A especificação dos britadores de mandíbulas é dada pelas dimensões de abertura da alimentação. Por exemplo um britador com 1000 x 1200 mm, apresenta boca retangular com dimensões de 1.000 x 1.200 mm.

A granulometria do produto é estabelecida pelo ajuste da descarga, sendo então definida pela razão de redução que deve ser em torno de 5:1.

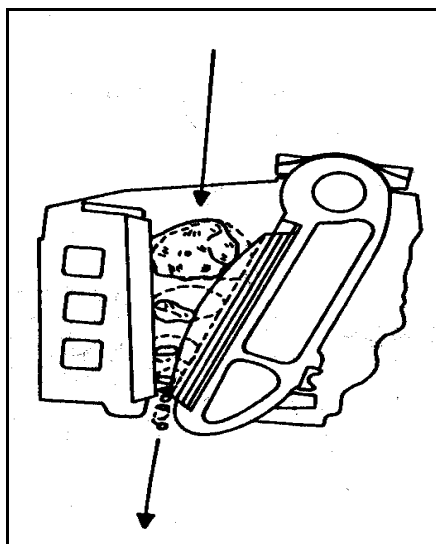


Figura 8 – Movimento dos blocos durante a fragmentação no britador de mandíbulas de um eixo (Dodge).

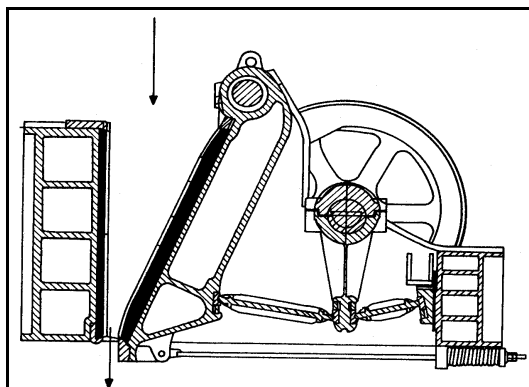


Figura 9 – Britador de mandíbulas de dois eixos (Blake).

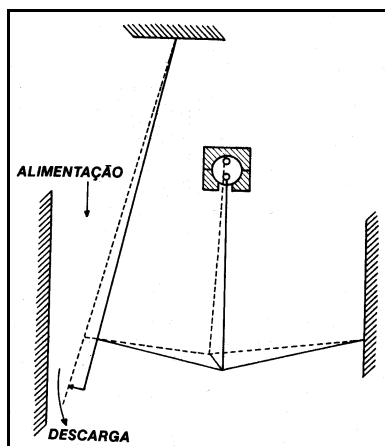


Figura 10 – Esquema do movimento do britador de mandíbulas de dois eixos (Blake).

Britador Giratório

É o equipamento de britagem primária utilizado quando existe uma grande quantidade de material a ser fragmentado, sendo mais operacional do que o britador de mandíbula, pois pode ser alimentado por qualquer lado, indistintamente, além de permitir uma pequena armazenagem no seu topo (Figura 11).

O princípio de funcionamento do britador giratório consta do movimento de aproximação e distanciamento do cone central em relação à carcaça invertida. Este movimento circular (85 a 150 rpm) faz com que toda a área da carcaça seja utilizada na britagem, o que fornece ao britador uma grande capacidade de operação (Figura 12).

Esse britador tem baixo custo operacional e grande seção de alimentação.

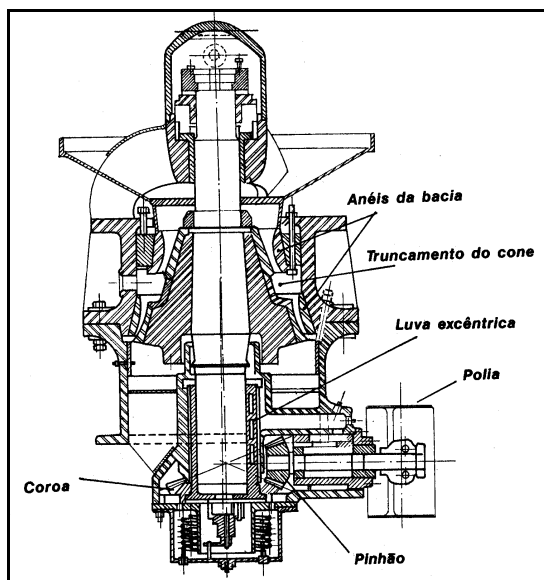


Figura 11 – Britador Giratório.

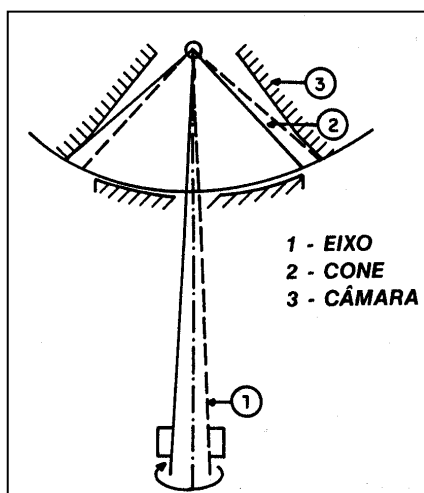


Figura 12 – Esquema do movimento do britador giratório.

Britador de Impacto

Neste tipo de britador (Figura 13), a fragmentação é feita por impacto ao invés de compressão. Por meio do movimento das barras (500 até 3.000 rpm), parte da energia cinética é transferida para o material, projetando-o sobre as placas fixas de impacto onde ocorre a fragmentação.

A desvantagem do uso desse equipamento é que apresenta elevado custo de manutenção e grande desgaste, não sendo aconselhável seu uso, no caso de rochas abrasivas e de materiais com valor da sílica equivalente maior que 15%. Estes equipamentos são escolhidos para britagem primária, onde se deseja uma alta razão de redução e alta percentagem de finos.

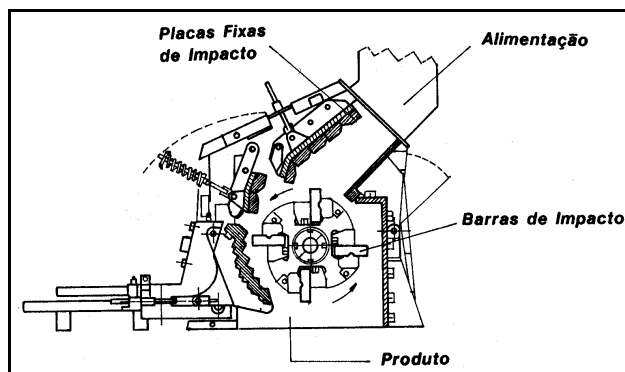


Figura 13 – Britador de Impacto.

Britador de Rolo Dentado

Consiste basicamente de um rolo dentado móvel e uma carcaça fixa, como está apresentado na Figura 14.

O movimento giratório do rolo provoca a compressão e cisalhamento do material entre os dentes e a placa fixada à câmara.

Tem emprego limitado devido ao grande desgaste dos dentes, por ser sensível à abrasão. É aconselhável sua aplicação para rochas de fácil fragmentação e também para britagens móveis, dada as pequenas dimensões do equipamento. Possui alta tolerância à umidade da alimentação, sendo na britagem primária o equipamento que produz menos finos.

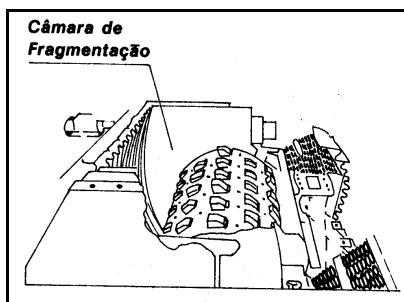


Figura 14 – Britador de rolo dentado.

Britagem Secundária

Entende-se por britagem secundária, de forma geral, todas as gerações de britagem subsequentes à primária.

Tem como objetivo, na maioria dos casos, a redução granulométrica do material para a moagem. É comum na britagem secundária, o descarte prévio da fração fina na alimentação, com a finalidade de aumentar a capacidade de produção. Esta operação é chamada “escalpe”.

Os equipamentos normalmente utilizados são:

britador giratório secundário;

britador de mandíbulas secundário;

britador cônico;

britador de martelos;

britador de rolos.

Os britadores giratórios, mandíbulas e martelos são semelhantes àqueles empregados na britagem primária, apenas tendo dimensões menores.

Britador Cônico

O britador cônico (Figuras 15 e 16) possui o mesmo princípio de operação do britador giratório. Contrariamente ao que ocorre no britador giratório, no cônico o manto e o cone apresentam longas superfícies paralelas, para garantir um tempo longo de retenção das partículas nessa região. No britador giratório, a descarga se dá pela ação da gravidade, enquanto que no cônico, a descarga é condicionada ao movimento do cone. O movimento vertical do cone, para cima e para baixo, controla a abertura de saída, para tal, utilizam-se dispositivos hidráulicos.

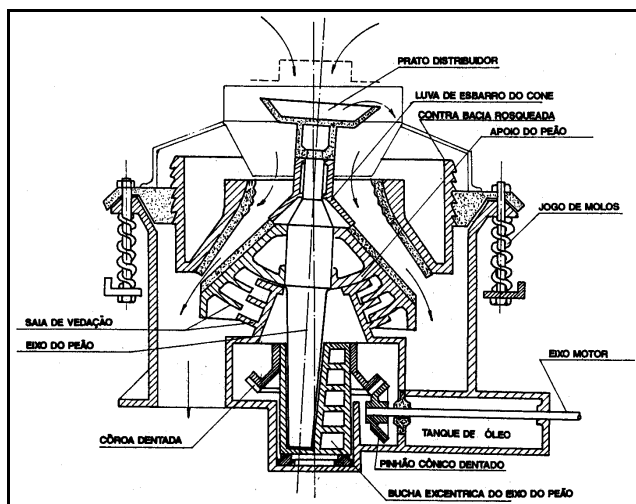


Figura 15 – Britador cônico.

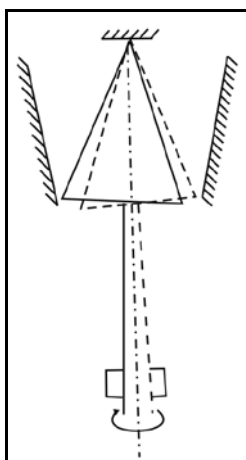


Figura 16 – Esquema do movimento do britador cônico.

Britador de Rolos

Este equipamento consta de dois rolos de aço (Figura 17) girando à mesma velocidade, em sentidos contrários, guardando entre si uma distância definida. São destinados a materiais friáveis ou de fácil fragmentação.

A alimentação é feita, lançando-se os blocos de minério entre os rolos cujo movimento faz com que os mesmos sejam forçados a passar pela distância fixada, previamente, por parafusos de ajuste. Esta ação promove a fragmentação dos blocos.

Este tipo de britador possui uma forte limitação quanto à granulometria da alimentação, pois a mesma é limitada pela distância fixada entre os rolos e os diâmetros dos mesmos.

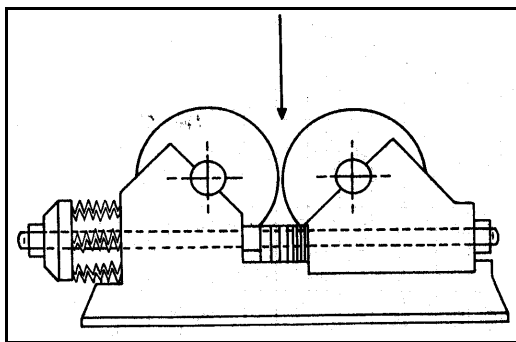


Figura 17 – Britador de rolos.

Britagem Terciária

Em geral é o último estágio de britagem, no entanto, existem usinas com mais de três estágios, cujo fato está ligado às características de fragmentação do material, ou à granulometria do produto final. Os equipamentos em geral utilizados são os britadores cônicos, cuja granulometria máxima do produto obtido está compreendida na faixa de 25 a 3 mm, com uma razão de redução de 4:1 ou 6:1. Estes equipamentos exigem um maior controle de operação, geralmente trabalhando em circuito fechado.

Britadores de Impacto Vertical

No Brasil, a exploração de areia natural em várzeas e leitos de rio vem sofrendo restrições das agências de meio ambiente, principalmente em regiões metropolitanas. A obtenção de areia artificial (ou areia de brita), com distribuição granulométrica e fator de forma próximo das areias naturais, usadas como agregado na construção civil, tem sido estudada, pelo CETEM, em usina piloto e os resultados positivos encorajaram a implantação de unidades industriais, em algumas pedreiras no estado de Minas Gerais e Rio de Janeiro ^(9, 10).

O britador de impacto vertical (Vertical Shaft Impact-VSI) é conhecido como o equipamento capaz de produzir modificações nas partículas, dando-lhes formato cúbico ou arredondado. Essa forma das partículas é atribuída aos mecanismos que ocorrem no rotor e na câmara de britagem (Figura 18-A) do britador: impacto, abrasão e atrição. Parte do material alimentado no britador vai para o interior de um rotor, que projeta esse material a altas velocidades contra as paredes da câmara revestida com o próprio material onde as partículas colidem entre si e são moídas. Parte do material passa por fora do rotor, na forma de cascata e colide contra as partículas que passaram pelo interior do rotor, caracterizando-se como um processo autógeno de cominuição.

O cascadeamento das partículas traz os seguintes benefícios: redução do consumo de energia no processo; redução do consumo de peças de desgaste; aumento da capacidade de processamento do britador e controle na distribuição granulométrica ⁽¹¹⁾.

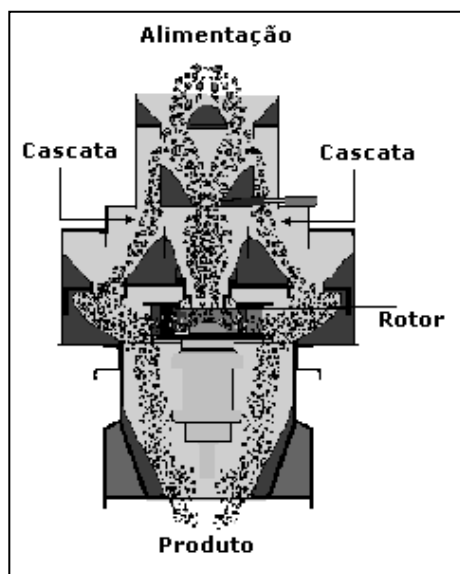


Figura 18-A – Desenho esquemático do percurso do material na câmara de britagem de um britador de impacto vertical.

O dimensionamento dos britadores é feito, usualmente, com auxílio de curvas e tabelas de operação fornecidas pelos fabricantes do equipamento.

O procedimento normal consta das seguintes etapas:

- (i) consultar a tabela de especificação técnica definindo alguns equipamentos que estão dentro das condições exigidas (Tabela 4);
- (ii) verificar as capacidades de produção de cada equipamento selecionado observando se estão dentro das condições especificadas (Tabela 5);
- (iii) observar as curvas granulométricas do tipo de equipamento para melhor definir as condições de operação (Figuras 19 e 20);
- (iv) observar também a condição de recepção; o britador só brita partículas menores que 0,8A. Então o tamanho do britador é condicionado pelo tamanho máximo da alimentação (A).

Tabela 4 – Especificações técnicas – britadores primários.

Máquina		2015C	3020C	4230C	4535C	6240C	8050C
Peso	kg	600	1850	3400	4300	7100	12300
Peso Exportação	kg	630	1950	3600	4500	7350	12900
Volume Exportação	m ³	0,5	1,9	2,8	3,9	5,6	10
Correia Mínima de Saída	Pol.	16"	16"	16"	20"	24"	30"
GD ²	kgxm ²	25	140	330	330	850	2340
Motor	HP	10-12,5	15-20	25-30	25-30	40-50	75-100
	Polos	VI	VI	VI	VI	VI	VI
Correia de Acionamento	Quant.	4	5	4	4	5	6
	Canal	B	B	C	C	C	D
Polia Diâmetro Externo (mm)	60 Hz	172	260	280	260	265	335
	50 Hz	215	324	345	300	330	400
Tamanho Máximo da Caçamba	J ³	-	-	-	-	3/4	3/4

Tabela 4 – Especificações técnicas – britadores primários (continuação).

Máquina		10060C	10080C	11080C	12090C	150120C
Peso	kg	25000	29500	35300	49350	9000
Peso Exportação	kg	26000	30500	36300	51500	98000
Volume Exportação	m ³	20	21	28	34	38
Correia Mínima de Saída	Pol.	36"	36"	36"	42"	42"
GD ²	kgxm ²	7000	7000	12300	31000	48000
Motor	HP	100-125	125-150	125-150	150-200	200-250
	Polos	VI	VI	VI	VI	VI
Correia de Acionamento	Quant.	8	8	8	10	10
	Canal	D	D	D	D	D
Polia Diâmetro Externo (mm)	60 Hz	375	355	430	446	38
	50 Hz	446	425	510	540	446
Tamanho Máximo da Caçamba	J ³	1	1 ^{1/4}	1 ^{1/4}	1 ^{3/4}	3

Tabela 5 – Capacidade de produção (m³/h) – Britadores Primários de Mandíbulas Circuito Aberto.

Máquina	RPM	Excêntrico (mm)	Movimento da Mandíbula	Abertura da Boca de Saída – Posição Fechada								
				¼"	½"	¾"	1"	1 ½"	2"	3"	3 ½"	4"
2015C	380	8	½"	1,5-2	2-3	3-4	4-5	5-6,5	10-13	15-20	22-28	25-32
3020C	350	10	¾"			5-6,5	6-8	8-10				
4230C	350	12,5	¾"			7-8	8-10	10-13	12-15	20-25	22-28	25-32
4535C	300	13	¾"				10-13	12-16				
6240C	280	15	¾"				17-22	22-29	28-35	39-50	42-52	44-55
8050C	280	16	1"									
10060C	250	17	1"							55-72	60-80	65-88
10080C	250	17	1"									
11080C	240	17	1"							72-95	76-105	88-115
12090C	230	17	1"									
150120C	200	19	1 ½"								78-120	90-140

Continuação Tabela 5

Máquina	RPM	Excêntrico (mm)	Movimento do Queixo	Abertura da Boca de Saída – Posição Fechada							
				4 ½"	5"	6"	7"	8"	9"	10"	12"
2015C	380	8	½"								
3020C	350	10	¾"								
4230C	350	12,5	¾"								
4535C	300	13	¾"								
6240C	280	15	¾"								
8050C	280	16	1"								
10060C	250	17	1"	72-95	77-100	88-115	140-180	155-200	200-290		
10080C	250	17	1"	95-130	105-140	120-160	160-230	177-260			
11080C	240	17	1"	100-155	110-170	140-200	160-230	177-260	200-290		
12090C	230	17	1"	110-170	120-187	155-220	175-253	195-285	220-320		
150120C	200	19	1 ½"	145-205	155-230	185-275	210-310	240-370	265-410	280-450	470-690

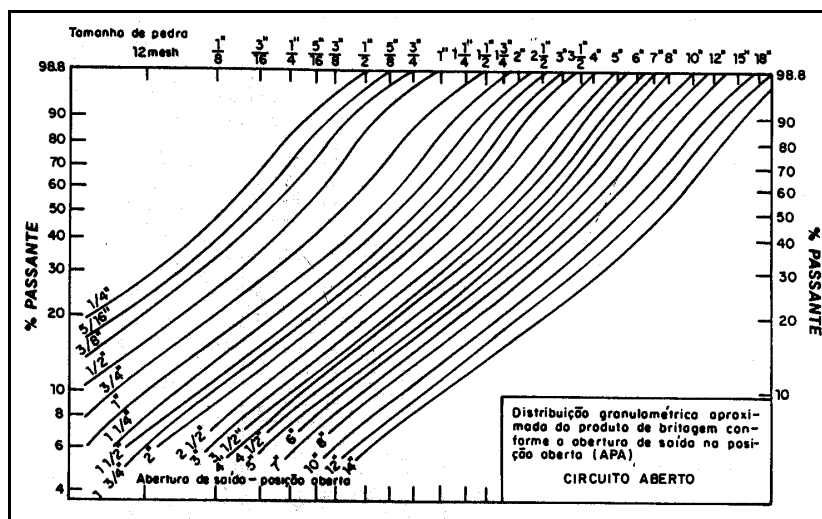


Figura 19 – Curvas granulométricas em britadores e rebitadores de mandíbulas (circuito aberto).

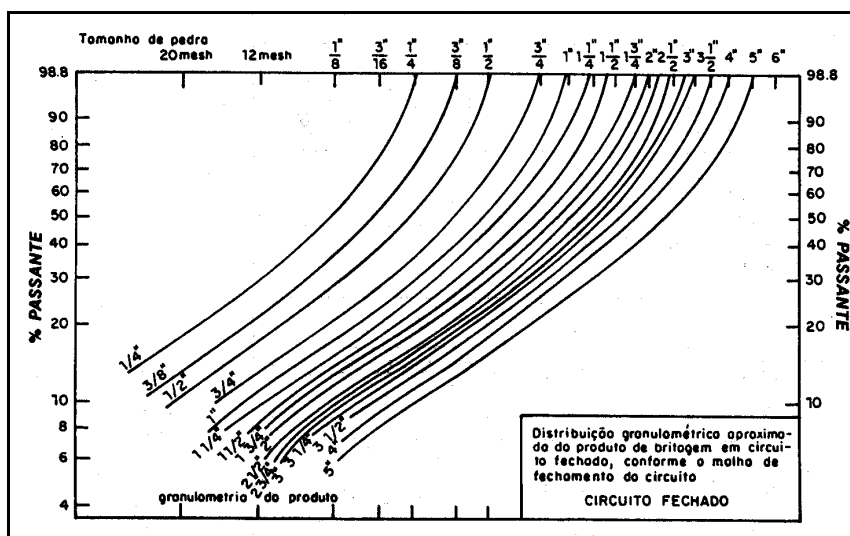


Figura 20 – Curvas granulométricas em britadores e rebitadores de mandíbulas (circuito fechado)⁽¹²⁾

A escolha do tipo de britador está associada a alguns fatores ligados ao minério, como os apresentados a seguir.

Tamanho máximo de Bbloços na Alimentação

A capacidade de produção e tamanho máximo dos blocos contidos no ROM influenciam na escolha de operação da mina, como indicado na Tabela 6.

Esses dados são importantes, pois determinam a boca de entrada dos britadores primários.

Tabela 6 – Tamanho máximo de blocos na alimentação de britador primário.

Capacidade de Produção (1.000t/a)	Tamanho Máximo de Blocos	
	Céu aberto (cm)	Subterrânea (cm)
Pequena (500)	50-60	25-35
Média (500-3.000)	70-100	40-50
Grande (3.000-9.000)	90-100	60-70
Muito Grande (9.000)	120	-

O tamanho máximo da alimentação nos estágios intermediários de britagem é função das condições operacionais dos estágios anteriores.

Distribuição Granulométrica da Alimentação

A distribuição granulométrica da alimentação é importante na escolha do tipo de instalação. Assim, por exemplo, o conteúdo de finos na alimentação define a conveniência ou não de um escalpe prévio da alimentação do britador. Entre outros, os fatores econômicos e operacionais definem a extensão do escalpe, todavia como regra geral, toma-se como base o limite máximo 30% de finos na alimentação. Este procedimento não se aplica à britagem primária. Em geral, as britagens secundárias e terciárias normalmente têm um conteúdo de finos tal em sua alimentação, que justifica a existência de escalpe prévio.

A presença de blocos de grandes dimensões, por outro lado, prejudica muito a capacidade de britadores de rolos e aumenta muito o desgaste em britadores de impacto, especialmente quando esses equipamentos operam como britadores primários.

Conteúdo de Argila e Umidade

Os minérios que apresentam um alto conteúdo de argila e elevada umidade, impossibilitam praticamente a britagem em granulometria de 20 – 25 cm, pois dificultam o peneiramento e a operação de alguns tipos de britadores.

Britadores giratórios, cônicos e de mandíbulas são altamente sensíveis à presença de argila e à umidade no minério.

Densidade do Material

Os britadores são equipamentos que apresentam, como constante, a capacidade volumétrica de produção. Assim, a capacidade desses equipamentos, expressa em t/h, é proporcional à densidade do minério. Como a capacidade nominal é referente a material com densidade 2,7 a capacidade real volumétrica para materiais com outras densidades pode ser expressa por:

$$\text{Capacidade real} = \text{capacidade nominal} \times \frac{\text{densidade real}}{2,7}$$

Forma das Partículas

A forma das partículas é importante na definição da boca de entrada dos equipamentos. Para materiais lamelares exige-se uma relação entre a boca de entrada e o tamanho máximo das partículas maior do que a geralmente requerida para minérios não lamelares.

Corrosividade do Minério

Minérios corrosivos impõem condições especiais na escolha dos materiais e equipamentos usados na instalação.

Exercício de Aplicação

Projetar uma instalação de britagem para $70 \text{ m}^3/\text{h}$ de minério que vem da mina, com um *top size* de 30 polegadas (0,76 m) e 25% menor que 2,5 polegadas. Sabe-se que o WI do minério é $\text{WI} = 10 \text{ kWh/sht}$. A densidade aparente do minério é 1,6 o teor de argila é maior que 5% e a umidade 10%.

Pela Tabela 5 de capacidades de produção (m^3/h), escolhe-se um britador que parece adequado: 8050C que tem capacidade $65\text{--}88 \text{ m}^3/\text{h}$ de produto operando com a abertura de saída na posição fechada (APF) com 4" e na posição aberta (APA) terá 5", já que por essa tabela sabe-se que o movimento da mandíbula é igual a 1". A abertura de alimentação deste britador é de 40" (1 m).

Pela Figura 19, a curva referente a 5" nos fornece dados para calcular a curva granulométrica do produto britado que está apresentado na Tabela 7.

Tabela 7 – Distribuição granulométrica do produto britado-britador de mandíbulas (5").

Faixa Granulométrica	Peso (%)	Capacidade m^3/h
+ 5"	15	10,5
- 5" + 3"	30	21
- 3" + 2"	17	11,9
- 2" + 1"	16	11,2
- 1" + $\frac{1}{2}$ "	9	6,3
- $\frac{1}{2}$ "	13	9,1
Total	100	70

Pode ser observado que:

- 85% do produto britado é menor que 5", isto é, passa numa tela de peneira com essa abertura. O restante, ou seja, 15% ficou retido na mesma tela por ser maior que 5".
- 55% do produto é menor que 3" e, portanto o complemento, 45% é maior que 3". Como 15% é maior que 5", tem-se $45 - 15 = 30\%$, ou seja, é a percentagem do produto de tamanho entre 5" e 3".
- 38% do produto é menor que 2". Mas como 55% é menor que 3", tem-se $55 - 38 = 17\%$, ou seja, é a percentagem do produto de tamanho entre 3" e 2".

A capacidade real deve ser recalculada com alguns fatores próprios. Esta é dada pela expressão:

$$Q = Q_t \cdot A \cdot B \cdot C \cdot D \text{ (Manual de Britagem da Metso Minerals-2005)}$$

onde:

Q_t = capacidade de tabela ($70 \text{ m}^3/\text{h}$)

A = densidade aparente dos materiais britados (se a capacidade é dada em m^3/h , o fator de densidade $A = 1$. As capacidades listadas no Manual da Mesto Minerals são para materiais com densidade aparente de $1,6 \text{ t/m}^3$)

B = fator dependente do WI (fator de $WI = 1,15$);

C = fator de tamanho de alimentação;

D = fator de umidade.

Estes dados estão apresentados nas Tabelas 8 e 9 e Figuras 21 e 22.

$$Q = 70 \times 1,0 \times 1,15 \times 0,94 \times 0,76 = 57,51 \text{ m}^3/\text{h}$$

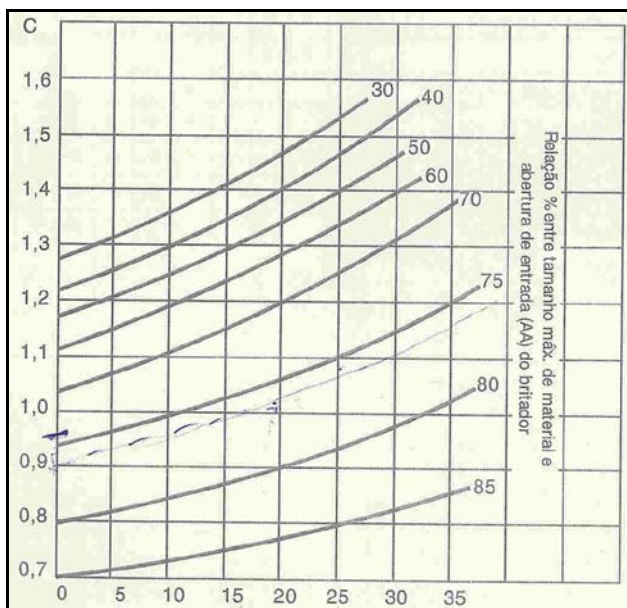
$Q = 57,51 \text{ m}^3/\text{h}$ é a capacidade do britador escolhido com o minério proposto.

Tabela 8 – Densidade aparente dos materiais britados⁽¹²⁾.

t/m^3	Fator A	t/m^3	Fator A
1,2	0,75	1,9	1,19
1,3	0,81	2	1,25
1,4	0,88	2,1	1,31
1,5	0,94	2,2	1,38
1,6	1	2,3	1,44
1,7	1,06	2,4	1,5
1,8	1,13		

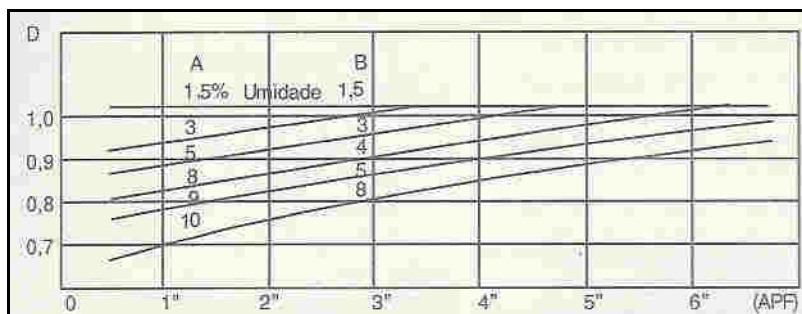
Tabela 9 – Fator B dependente do WI ⁽¹²⁾.

WI	10	12	14	18	22
B	1,15	1,1	1	0,9	0,8



% de alimentação menor que metade da abertura de saída do britador em posição fechada (1/2 APF)

Figura 21 – C: Fator de tamanho de alimentação⁽¹²⁾.



A < 5% de argila

B > 5% de argila

Figura 22 – Fator de umidade para britadores giratórios e mandíbulas⁽¹²⁾.

Cálculo do Rebritador

Baseado nos dados da Tabela 5, observa-se que $31,5 \text{ m}^3/\text{h}$ é maior que $3''$ e $38,5 \text{ m}^3/\text{h}$ é menor que $3''$.

Pela Tabela 10 pode-se escolher o rebitador secundário 9026 com abertura da boca de saída na posição fechada $1 \frac{1}{2}''$ que tem capacidade de $29 - 37 \text{ m}^3/\text{h}$. Como o movimento do queixo é $\frac{3}{4}''$, entra-se na curva $2 \frac{1}{2}''$ da Figura 19, para obter a distribuição granulométrica do produto (Tabela 11).

Tabela 10 – Capacidade de produção (m³/h) – rebitadores de mandíbulas.

Máquina	RPM	Excêntrico (mm)	Movimento da Mandíbula	Abertura da Boca de Saída – Posição Fechada						
				¼"	½"	¾"	1"	1 ½"	2"	2 ½"
6013	350	10	3/8"	3-4	5-6,5	7-9	9-12			
8013	350	12,5	½"	4-5	6,5-8,5	9-12	12-16			
9026	300	13	¾"			17-22	20-26	29-37	37-48	45-58
12040	280	16	1"						55-78	65-85
12040	280	16	1"	Abertura da Boca de Saída – Posição Fechada						
				3"	3 ½"	4"	4 ½"	5	5 ½"	
				75-97	83-105	100-230	110-142	120-156	125-162	

Tabela 11 – Distribuição granulométrica do produto britado - rebitador de mandíbulas.

Faixa Granulométrica	Peso (%)	Capacidade m /h
- 5" + 3"	7	2,2
- 3" + 2"	22	6,9
- 2" + 1"	31	9,8
- 1" + ½"	17	5,4
- ½"	23	7,2
Total	100	31,5

Os 70 m³/h estão praticamente abaixo de 3", pode-se escolher um rebitador Hydrocone 3 ½ 51 (Tabela 12) que tem uma capacidade de 68 a 92 m³/h com carga circulante.

Pela Figura 23 observa-se que 85% do produto se encontra abaixo de ½" e só 15% retornará como carga circulante. A Figura 24 mostra um esquema para o processo de britagem do material.

Tabela 12 – Capacidade de produção – circuito fechado rebitadores Hydrocone.

Máquina	Câmara	Abertura de Alim. (Polp.)	Potência (HP)	Capacidade de Produção (m ³ /h)									
				Abertura de Saída do Lado Fechado (Polp.)									
				3/8"		1/2"		5/8"		3/4"		1"	
				A	B	A	B	A	B	A	B	A	B
4 36	médios	4"	75-125	31-42	48-65	34-46	51-69	39-53	59-80	45-61	67-90	48-65	70-95
3 ½ 51	finos	3 ½	125-250	45-61	68-92	48-65	73-99	51-69	79-107	59-80	90-122	73-99	107-144
5 51	médios	5"		51-69	77-104	54-73	82-111	57-77	88-119	65-88	99-134	79-107	116-157
4 60	finos	4"	200-300	68-92	102-138	74-100	111-150	79-107	119-160	91-123	128-173	153-207	186-251
7 60	médios	7"						113-153	169-228	127-171	186-251	141-190	197-266
5 84	finos	5"	300-500	186-246	270-365	196-265	298-402	216-292	321-433	255-344	349-471	284-383	380-513
7 84	médios	7"				213-288	321-433	239-323	356-481	265-358	365-493	291-393	388-524

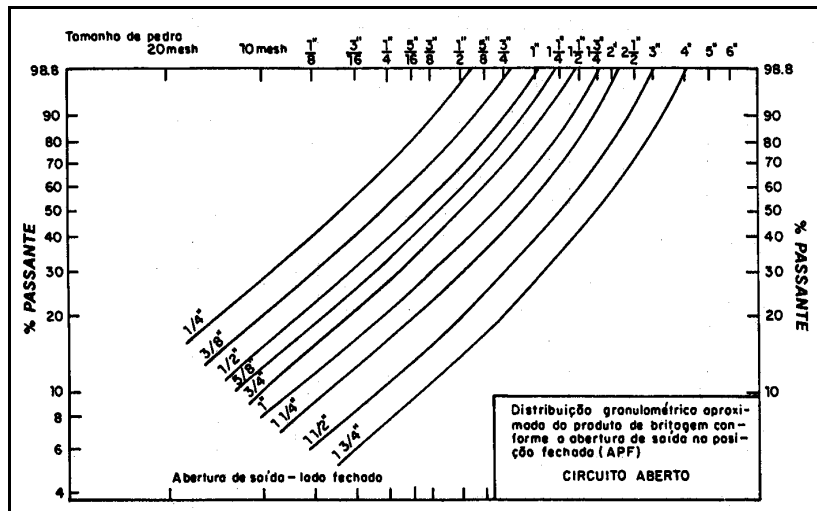


Figura 23 – Curvas granulométricas - britadores hydrocones (câmara para médios).

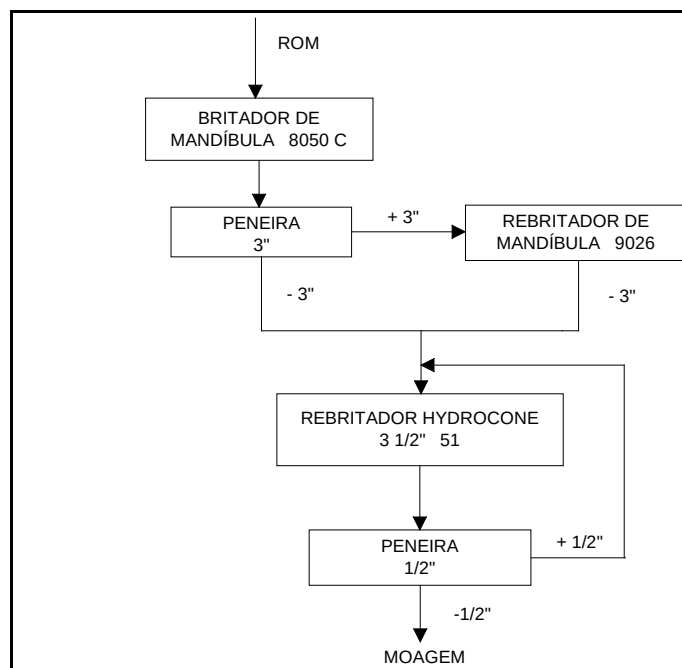


Figura 24 – Esquema do circuito de britagem.

BIBLIOGRAFIA

- 1) Fábrica de Aço Paulista - Manual de Britagem - São Paulo, 1985.
- 2) Fundação Instituto Tecnológico do Estado de Pernambuco. *Tratamento de Minérios e Hidrometalurgia. In: Memoriam Professor Paulo Abib Andery*, Recife, 1980. 399 p. Obra lançada por ocasião do VII ENCONTRO NACIONAL DE TRATAMENTO DE MINÉRIOS E HIDROMETALURGIA. Recife, 1980.
- 3) SPOTTISWOOD, K. - Introduction to Mineral Processing; John Wiley and Sons, 1982.
- 4) MULAR, A.L. & BHAPPU, R.B. Mineral Processing Plant Design. New York, 1980, ch. 3.
- 5) PRYOR, E.J. *Mineral Processing*. 3ed London: Elsevier Publishing Co. Ltd, 1965.
- 6) TAGGART, A.F. Handbook of Mineral Dressing. New York, 1954.
- 7) WEISS, N.L. Mineral Processing Handbook, 1985.
- 8) WILLS, B.A. Mineral Processing Technology An Introduction to the Pratical Aspects of Ore Treatment and Mineral Recovery. 4th ed., 1988.
- 9) ALMEIDA, S. L. M.; SAMPAIO, J. A.(2002), Obtenção de areia artificial com base em finos de pedreira, *Areia & Brita* nº 20, outubro/novembro/dezembro/2002, p. 32-36.
- 10) ALMEIDA, S. L. M; DAVID, T. A.; CUNHA, E. R.; TAVARES, L. M. M (2004). Produção de areia artificial em usina piloto na Pedra Sul Mineração. In: Anais do XX Encontro Nacional de Tratamento de Minérios e Metalurgia Extrativa, Florianópolis-SC, junho/2004.
- 11) GONÇALVES, M.; ARTHUSO, V.; DEGUTI, R.; OHASHI, T. (2000). Produção de areia de brita com qualidade. *Areia & Brita*, nº 10, abril/maio/junho/2000, p.20-25.
- 12) Manual da Metso Minerals – 6ª Edição 2005.

MOAGEM

A moagem é o último estágio do processo de fragmentação. Neste, as partículas são reduzidas pela combinação de impacto, compressão, abrasão e atrito, a um tamanho adequado à liberação do mineral de interesse, geralmente, a ser concentrado nos processos subsequentes. Cada minério tem uma malha ótima para ser moído, dependendo de muitos fatores, incluindo a distribuição do mineral útil na ganga e o processo de separação que vai ser usado em seguida.

A moagem é a área da fragmentação que requer maiores investimentos, ocorre maior gasto de energia e é considerada uma operação importante para o bom desempenho de uma instalação de tratamento de minérios. A submoagem do minério resulta num produto de granulometria grossa, com liberação parcial do mineral útil, inviabilizando o processo de concentração. Neste caso, a recuperação parcial do mineral útil e a baixa razão de enriquecimento respondem pela inviabilidade do processo. A sobremoagem, também, não é desejada, pois esta reduz o tamanho das partículas, desnecessariamente, o que acarretará maior consumo de energia e perdas no processo de concentração.

É conclusivo que a moagem deve ser muito bem estudada na etapa de dimensionamento e escolha de equipamento e muito bem controlada na etapa de operação da usina, pois o bom desempenho de uma instalação industrial depende em muito da operação de moagem.

Os equipamentos mais empregados na moagem são: moinho cilíndrico (barras, bolas ou seixos), moinho de martelos entre outros.

Moinhos Cilíndricos

Descrição Geral

Estes moinhos são constituídos de uma carcaça cilíndrica de ferro, revestida internamente com placas de aço ou borracha, que gira sobre mancais e contém no interior uma carga de barras ou bolas de ferro ou aço (Figura 25).

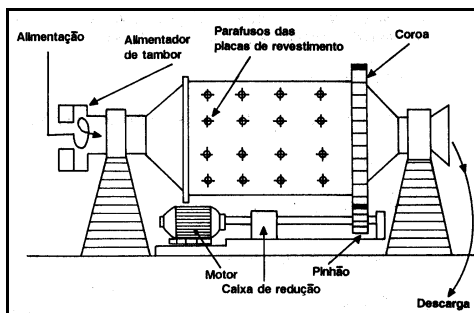


Figura 25 – Moinho Cilíndrico.

Os corpos moedores são elevados pelo movimento da carcaça até um certo ponto de onde caem, seguindo uma trajetória parabólica, sobre as outras bolas que estão na parte inferior do cilindro e sobre o minério que ocupa os interstícios das bolas. Estas acompanham o movimento da carcaça e impelidas pela força centrífuga percorrem uma trajetória circular (Figura 26). Enquanto a força centrífuga for maior que a força da gravidade, as bolas permanecem nesta trajetória. No momento que o componente da força da gravidade que se opõem a força centrífuga, for maior que esta, as bolas abandonam a trajetória circular e passam a seguir uma trajetória parabólica mostrada na Figura 26.

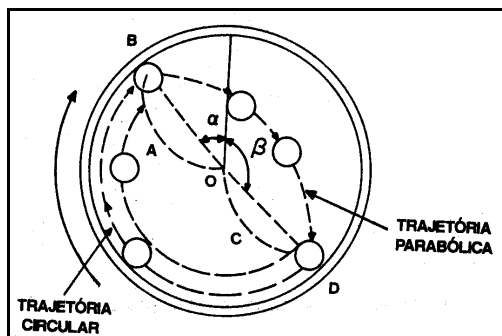


Figura 26 – Velocidade crítica do moinho.

Há, entretanto, um momento que as duas forças se igualam e é o início da queda da bola (Figura 27). Neste momento tem-se:

$$F_c = F \cos \alpha \quad [22]$$

Sendo: F_c a força centrífuga e $F \cos \alpha$ a componente da gravidade.

Sabe-se que:

$$F_c = \frac{mv^2}{r} \quad \text{e} \quad F = mg$$

Substituindo em (1) teremos:

$$\frac{mv^2}{r} = mg \cos \alpha \quad [23]$$

A velocidade v (velocidade linear) pode ser expressa pelo seguinte valor $v = 2 \pi r n$, sendo n o número de rotações. A expressão [23] ficará:

$$\text{Número de rotações de um moinho: } n = \frac{1}{2\pi} \sqrt{\frac{g \cos \alpha}{r}} \quad [24]$$

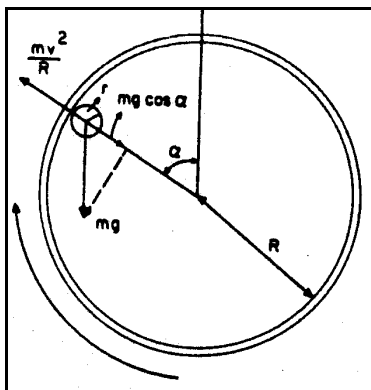


Figura 27 – Forças agindo sobre uma bola em um moinho.

Aumentando-se a velocidade do moinho, chega um momento em que a bola fica presa à carcaça, pela ação da força centrífuga, durante a volta completa do cilindro. Nessas condições, o $\alpha = 0$ e $\cos \alpha = 1$ e a bola não realiza qualquer trabalho, não havendo portanto moagem. A velocidade do moinho em que isto ocorre chama-se **velocidade crítica do moinho** e pode ser calculada para qualquer moinho usando-se a seguinte expressão:

$$n_c = \frac{1}{2\pi} \sqrt{\frac{g}{r}} \quad [25]$$

$$\text{ou } n_c = \frac{54,2}{\sqrt{r}} \text{ quando } r \text{ for dado em pés,}$$

$$\text{e } n_c = \frac{42,3}{\sqrt{2r}} \text{ quando } r \text{ for dado em metros.} \quad [26]$$

A velocidade de operação de um moinho é sempre referida à percentagem de sua velocidade crítica. Assim, por exemplo, um moinho que tenha um $n_c = 65$ rpm e esteja trabalhando com 50 rpm, diz-se que sua velocidade é de 77% da velocidade crítica:

$$50/65 \times 100 = 77\%.$$

Do ponto de vista prático, os moinhos são operados nas velocidades de 50 a 90% da sua velocidade crítica e a escolha dessas é determinada pelas condições econômicas. Sabe-se, por outro lado, que aumentado a velocidade do moinho, aumenta a sua capacidade de processamento, mas compromete o seu desempenho (kWht^{-1}). As velocidades mais baixas são, algumas vezes, usadas quando não é possível atingir a plena capacidade do moinho e velocidades elevadas, para maiores capacidade de moagem grosseira⁽¹¹⁾.

Movimento das Bolas Dentro da Carcaça

As bolas de um moinho em operação apresentam quatro movimentos que são vistos a seguir.

Rotação - as bolas giram em torno delas mesmas e produzem uma fragmentação por compressão, tal como no moinho de rolos. Este efeito é pequeno dentro do moinho.

Translação - é o movimento circular de acompanhamento da carcaça do moinho, até uma certa altura. Este movimento não promove nenhuma fragmentação e é responsável pelo gasto excessivo de energia na moagem.

Deslizamento - é o movimento contrário ao movimento do moinho. As várias camadas de bolas deslizam umas sobre as outras e a superfície interna do moinho, dando origem à fragmentação por atrito. Este efeito é acentuado quando a velocidade de rotação do moinho é baixa.

Queda - é o movimento resultante das bolas pela força da gravidade e que vai dar origem à fragmentação por impacto. Este efeito aumenta com a velocidade de rotação do moinho.

Regimes de operação do moinho

A velocidade, o fator de enchimento (isto é, o volume ocupado pelas bolas em relação ao volume do moinho) e mais outros fatores determinam o regime de operação do moinho. Tem-se então, dois regimes no moinho: catarata e cascata.

Na moagem em catarata (Figura 28), a velocidade do moinho carrega as bolas até uma posição bem elevada e essas caem sobre as outras bolas e sobre a polpa causando fragmentação por impacto. Deve-se usar bolas maiores para aumentar ainda mais a energia do meio moedor e baixo fator de enchimento (menos bolas). Este regime é adequado para a fragmentação de material mais grosso e para evitar a produção de finos.

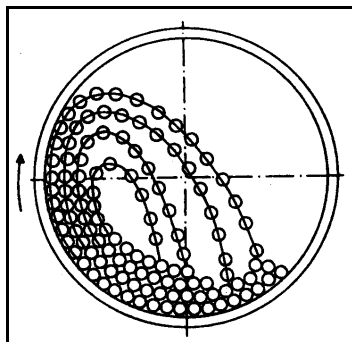


Figura 28 – Moagem em regime de catarata.

Na moagem em cascata, (Figura 29), a velocidade baixa do moinho e o alto fator de enchimento fazem com que as bolas, ao alcançarem uma certa altura, rolem sobre as outras, não havendo quase impacto e a moagem se dá por abrasão e atrito. Deve-se usar bolas de diâmetros menores. Este regime é adequado para a obtenção de um produto final com granulometria fina.

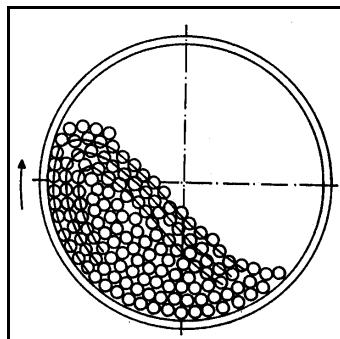


Figura 29 – Moagem em regime de cascata.

Tipos de Moinhos Cilíndricos

Moinho de barras

São moinhos cilíndricos, que utilizam barras como meio moedor, e podem ser considerados máquinas de britagem fina ou de moagem grossa. Esses são capazes de suportar uma alimentação tão grossa quanto 50 mm e fornecer um produto tão fino quanto 500 μm ; são muitas vezes escolhidos para britagens finas quando o material é argiloso.

A característica principal do moinho de barra é que o comprimento da seção cilíndrica tem 1,25 a 2,5 vezes o diâmetro. Essa razão é importante porque as barras, que têm somente poucos centímetros menores que o comprimento da carcaça, devem ser impedidas de se atravessarem dentro da mesma; entretanto a razão entre a seção cilíndrica e diâmetro do moinho não deve ser muito elevada, pois isso acarretaria o uso de barras muito longas, com tendência a se deformarem.

Moinho de bolas

Os estágios finais de fragmentação são realizados em moinhos cilíndricos, usando bolas como meio moedor. Como as bolas têm maior área superficial, por unidade de peso, do que as barras, são mais adequadas à moagem fina. O termo moinho de bolas é restrito àqueles que têm a relação comprimento/diâmetro de 1,5 a 1 e até menor. Moinhos longos com a relação L/D de 3 a 5, usando bolas como meio moedor, são geralmente compartimentados, sendo que em cada compartimento tem-se um diâmetro de bolas diferente.

Os moinhos cilíndricos têm o seu tamanho expresso pelas dimensões do diâmetro e do comprimento da carcaça, sendo que geralmente se considera a dimensão interna à carcaça e externa ao revestimento quando se refere ao diâmetro, e a medida interna aos revestimentos das tampas quando se refere ao comprimento.

As carcaças dos moinhos são fabricadas para suportar o impacto de cargas pesadas e usa-se, normalmente, chapa de aço-carbono, calandrada e soldada. Nos moinhos grandes é comum existir um ou dois acessos na carcaça, para manutenção. As cabeceiras são fabricadas em aço fundido ou ferro fundido nodular, em uma só peça, e são ligadas ao cilindro por flanges aparafusados. Os moinhos industriais possuem diversos furos na carcaça para aparafusar o revestimento do cilindro.

A utilização do revestimento tem como finalidade proteger o cilindro contra o desgaste e reduzir o deslizamento da carga moedora dentro da carcaça. O revestimento é feito de ferro fundido branco, ligas de aço, de níquel (Ni-hard), de borracha e raramente de cerâmica ou de quartzito para usos muito especiais. Os revestimentos de aço constituem a maioria dos revestimentos usados no mundo, quer seja nos processos a seco ou a úmido, por ser um material extremamente versátil.

São produzidos diferentes formas de revestimentos aplicáveis, cada uma dessas, ao tipo de moinho (bolas ou barras), tamanho, material a processar (dureza, tamanho), velocidade de operação, etc. Na Figura 30 são apresentados os tipos mais comuns de revestimento.

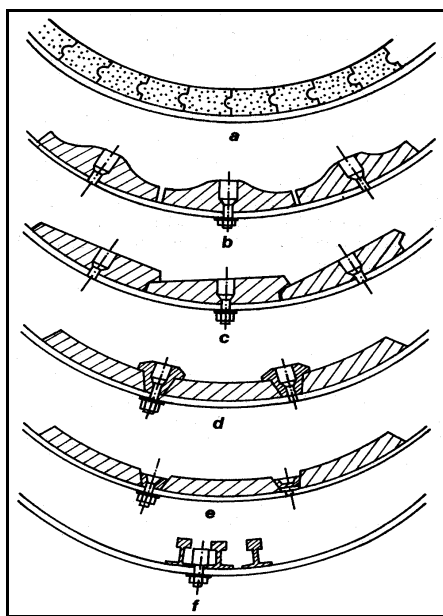


Figura 30 – Tipos de revestimentos de moinhos.

Hoje, a maioria das empresas produtoras de revestimento de moinhos recorre a programas de computador (programa de trajetória de bolas), para simular o comportamento da carga nas diversas aplicações, visando selecionar a configuração do revestimento, bem como estudar as suas diferentes alternativas, consumo de meio moedor e desempenho da moagem⁽¹⁸⁾.

Alimentação de Moinhos

O tipo de arranjo de alimentação usado no moinho depende do circuito de moagem, que pode ser aberto ou fechado, a seco ou a úmido. O tamanho e a velocidade de alimentação também são importantes. Moinhos que operam a seco são usualmente alimentados por algum tipo de alimentador vibratório. Nos moinhos a úmido usam-se vários tipos de alimentadores: [Figuras 30: a) *spout feeder* (bica de entrada), b) *scoop feeder* (pescador), c) *drum feeder* (alimentador de tambor) e d) *scoop drum feeder* (pescador e tambor combinados)].

O mais simples de todos é o alimentador *bica de entrada (spout feeder)* que consiste de uma calha cilíndrica ou elíptica independente do moinho e lançando a polpa de alimentação no interior do cilindro. Este sistema se aplica quando a classificação é feita em ciclones montados a uma altura suficiente para alimentar o moinho por gravidade. Também se usa em moinhos de barras operando em circuito aberto.

O alimentador *pescador duplo (scoop feeder)* é mais utilizado com moinho pequeno, em circuitos fechados, com classificador espiral, pois dispensa bomba de elevação de polpa.

O alimentador de *tambor (drum feeder)* deve ser usado no lugar do alimentador *bica de entrada (spout feeder)*, quando não se tem elevação do material acima da linha de centro do moinho. A alimentação entra no tambor via uma calha e uma espiral interna carrega a alimentação até o revestimento do munhão. O alimentador de tambor facilita a adição de bolas ao moinho.

O alimentador *pescador e tambor combinados (drum scoop feeder)* é usado, via úmida, para alimentação proveniente de níveis bem abaixo da linha de centro do moinho, por exemplo, no caso de ser utilizado classificador espiral.

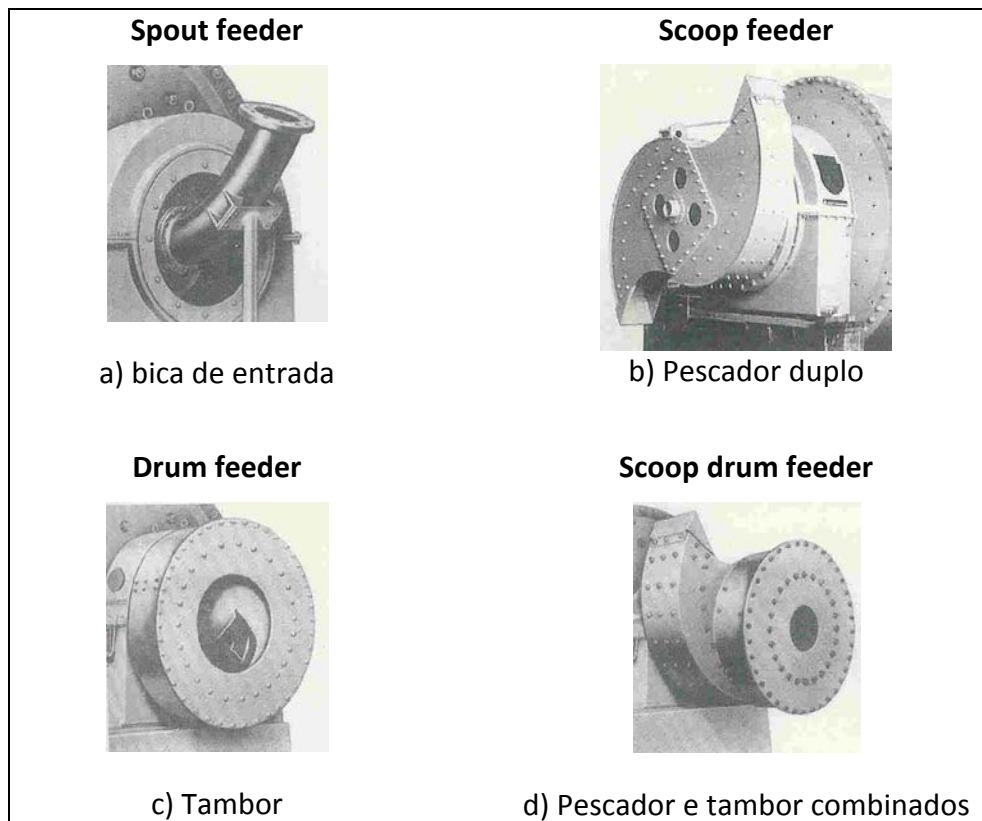


Figura 31 – Alimentadores de moinho⁽¹⁸⁾.

Descarga

Os moinhos de barras e de bolas são, muitas vezes, classificados de acordo com a natureza do dispositivo de descarga da polpa durante a moagem. Em geral, quanto mais próximo da periferia da carcaça e da boca de alimentação estiver situada a saída da polpa, mais rápido o material é descarregado, e ocorre menos sobremagem. Nos moinhos de barras, os tipos de descarga mais comuns são: transbordo, descarga periférica central e descarga periférica terminal (Figura 32).

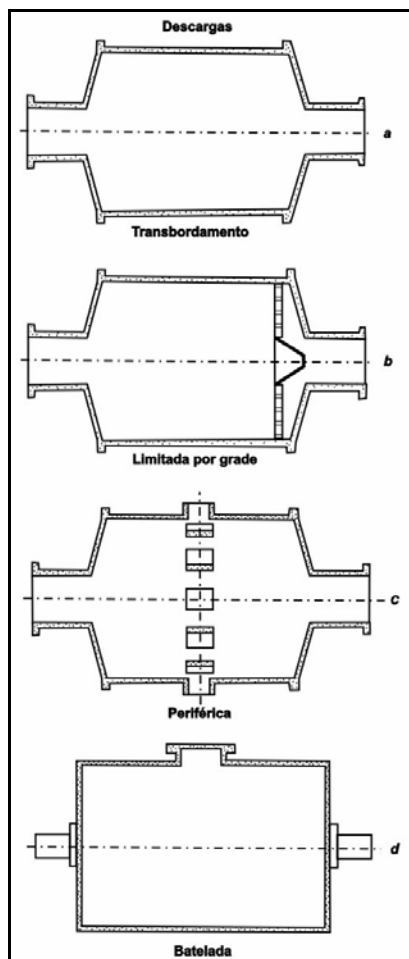


Figura 32 – Tipos de descarga de moinhos cilíndricos.

Os moinhos com descarga periférica central são alimentados pelas duas extremidades através dos *munhões* e a descarga do produto do moinho através de janelas no centro da carcaça. O tempo de residência pequeno, e um gradiente inclinado, produzem uma moagem grossa com um mínimo de finos, mas, a razão de redução é limitada. Este moinho pode ser usado a seco ou a úmido e tem a sua maior aplicação na preparação de areias, onde exigem-se capacidade elevada e granulometrias grossas.

Os moinhos com descarga periférica terminal são alimentados por uma das extremidades e descarregam o produto moído pela outra, através de várias aberturas periféricas. Este tipo de moinho é usado, principalmente, em moagem a seco e a úmido e quando se deseja produtos moderadamente grossos.

Nos moinhos de bolas, os tipos de descarga mais usados são: descarga por grade e descarga por transbordo. Aqueles com descarga por grade, possuem uma grelha entre o corpo cilíndrico da carcaça e o cone de descarga, permitindo a polpa passar livremente pelas aberturas da grelha, mas não as bolas. Existe um dispositivo de elevação da polpa no compartimento posterior à grelha, que facilita o fluxo de polpa no moinho provocando maior velocidade do fluxo de polpa na sua descarga. Esses moinhos têm um nível de polpa mais baixo do que os de transbordo, reduzindo assim o tempo de residência das partículas e evitando a sobremoagem.

Operação

A importância da operação de moagem na indústria reside no fato que a maior parte da energia gasta no processamento mineral é absorvida pela operação de moagem. Isto nos leva a afirmar que a maior parte do custo do tratamento depende dessa operação e, portanto, a sua otimização constitui um constante desafio aos operadores.

O método de cálculo do gasto de energia em moinhos cilíndricos será detalhado em outra parte deste capítulo.

Nem toda a energia demandada pelo processo de moagem é utilizada na quebra da partícula. A movimentação dos corpos moedores consome grande parte da energia fornecida ao moinho, assim como outros fatores influenciam no consumo de energia dos moinhos. São estes: velocidade de operação, fração do volume do moinho ocupado pela carga de meio moedor (fator enchimento), percentagem de sólidos na polpa, tamanho do meio moedor e carga circulante.

Velocidade de Operação

A velocidade adequada para operação de moinhos cilíndricos são apresentados na literatura e nos catálogos dos fabricantes com valores bem variáveis e algumas vezes até conflitantes.

Na década de 20 usavam-se velocidades acima de 80% de velocidade crítica nos maiores moinhos operados na época (ϕ 2,4 m). Entretanto, Taggart mostrou que operando-se a 57% da velocidade crítica reduzia-se o consumo de energia, assim como de revestimento e de bolas, sem baixar muito a capacidade do moinho. Atualmente, todos os fabricantes recomendam uma sensível diminuição da velocidade de operação do moinho, com o aumento do diâmetro do cilindro. Na Tabela 13 estão os valores recomendados pela Allis-Chalmers.

Tabela 13 – Relação diâmetro - velocidade de operação de moinhos (Allis-Chalmers).

Diâmetro Interno		% Velocidade Crítica	
Metros	Pés	Barras	Bolas
0,91-1,83	3-6	76-73	80-78
1,83-2,74	6-9	73-70	78-75
2,74-3,66	9-12	70-67	75-72
3,66-4,57	12-15	67-64	72-69
4,57-5,49	15-18	-	69-66

Na Figura 33 pode-se ver o efeito da velocidade na potência consumida no moinho.

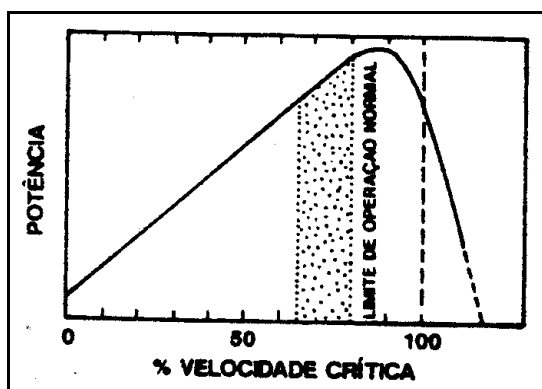


Figura 33 – Efeito da velocidade do moinho em sua potência.

Fator de Enchimento

Fator de enchimento é a porcentagem do volume do moinho ocupado com os corpos moedores, incluindo os vazios entre os mesmos. Pode ser determinado, de forma aproximada, pela expressão:

$$F = 113 - 126 H_c / D \quad [27]$$

onde:

F = fator de enchimento;

H_c = distância do topo do moinho ao topo da carga em repouso, em metros;

D = diâmetro do moinho, em metros.

A maior capacidade do moinho é com um fator de enchimento (carga do meio moedor) de 50%. Entretanto, na prática, este nem sempre é o valor mais adequado, segundo o tipo de moinho e o tipo de descarga. Na Tabela 14 são apresentados os valores mais usados.

Tabela 14 – Valores usuais de fator de enchimento dos corpos moedores.

Tipo	Fator de Enchimento
Moinho de transbordo	45 a 30%
Moinho de grade	55 a 35%
Moinho de barras	40 a 22%

Porcentagem de Sólidos na Polpa

Os moinhos cilíndricos trabalham a seco ou a úmido, entretanto, em tratamento de minérios, o mais comum é o úmido. A quantidade de água usada no moinho para formar a polpa depende da granulometria da alimentação e do tipo de moinho. A utilização de polpa muito diluída resulta numa moagem pouco eficiente, pois as partículas sólidas se encontram muito dispersas na polpa, sendo poucos os choques efetivos entre as partículas e as bolas. Elevando-se a porcentagem de sólidos, há um aumento na eficiência de moagem com uma redução considerável no consumo de bolas. Essa melhora vai até um certo ponto quando então a eficiência começa decrescer. Portanto, a capacidade de moagem passa por um ponto máximo que corresponde a uma determinada concentração de sólidos na polpa do moinho. Na Tabela 15 temos dados fornecido pelo Taggart relacionando o tamanho da alimentação, tipo de moinho e porcentagem de sólidos.

Tabela 15 – Tamanho da alimentação e % de sólidos para vários tipos de moinho.

Tipos de Moinhos	Tamanho Alimentação				
	3 a 14 Malhas	14 a 28 Malhas	28 a 48 Malhas	48 a 65 Malhas	65 Malhas
Barras	80 a 60	75 a 70	70 a 65		
Bolas (descarga de transbordo)	75 a 50	80 a 65	85 a 65	85 a 65	80 a 60
Bolas (descarga de grade)	80 a 75	75 a 65	80 a 70	85 a 70	80 a 65

Fonte: Taggart.

A porcentagem de sólidos ótima é função da distribuição granulométrica da carga circulante. Deve-se, portanto, considerar em conjunto a operação de moagem e a classificação, de forma a otimizar-se a eficiência de moagem. A ausência de finos diminui a viscosidade da polpa e piora o desempenho da moagem. Isso demonstra que não tem sentido elevar-se a eficiência de classificação além de um certo ponto. Estudos de Rowland mostraram que existe, para o moinho de barras, um teor ótimo de finos para o qual é máxima a capacidade de produção do mesmo. O excesso de finos entretanto, compromete o desempenho do moinho.

Klimpel realizou uma série de estudos sobre o efeito de aditivos químicos à moagem a úmido e verificou que o controle da fluidez da polpa é uma forma econômica de melhorar a velocidade de moagem, sem aumentar os gastos de energia e consumo de meio moedor.

Tamanho dos Corpos Moedores

O tamanho dos corpos moedores é um dos principais fatores que afetam a eficiência e a capacidade do moinho. Este tamanho pode ser calculado usando-se princípios teóricos e posteriormente, ajustando-se, para cada instalação, com a prática industrial. O tamanho próprio das bolas a serem adicionadas num moinho em operação é o tamanho adequado para quebrar as maiores partículas da alimentação. Entretanto, este tamanho não pode ser muito grande, pois o número de contatos de quebra será reduzido, assim como a capacidade do moinho. A determinação do diâmetro máximo da barra ou da bola é de grande importância, pois é usual se fazer a reposição do peso dos corpos moedores desgastados, utilizando-se apenas este tipo de meio moedor. Com auxílio das fórmulas estabelecidas por Rowland, calculam-se os diâmetros máximos dos corpos moedores.

Para barras:

$$R = \frac{F^{0,75}}{160} \left(\frac{WIS_g}{\%V_c \sqrt{3,281D}} \right)^{0,5} 25,4 \quad [28]$$

Para bolas:

$$B = \left(\frac{F}{K} \right)^{0,5} \left(\frac{WIS_g}{\%V_c \sqrt{3,281D}} \right)^{0,34}, \text{ onde} \quad [29]$$

R = diâmetro máximo das barras em mm;

B = diâmetro máximo das bolas em mm;

F = tamanho em que passa 80% da alimentação em mm;

WI = índice de trabalho em kWh/t;

S_g = massa específica do minério em g/cm³;

$\%V_c$ = % da velocidade crítica;

D = diâmetro interno ao revestimento da carcaça em m;

K = fator variável com o tipo de moagem (ver Tabela 16).

Tabela 16 – Valores de K variável com o tipo de moinho.

Tipo de Moinho	Valores de K
Moinho de transbordo a úmido	350
Moinho de grade a úmido	330
Moinho de barras a seco	335

O desgaste dos corpos moedores com o uso faz com que, ao final de algum tempo, se tenha uma distribuição contínua de diâmetros, o que é denominado carga de equilíbrio ou sazoadada. Por este motivo é recomendável que se dê a partida do moinho com uma carga de meio moedor próxima a carga de equilíbrio.

Tendo-se o tamanho máximo do diâmetro da barra ou da bola entra-se em tabelas fornecidas por Bond e determina-se a percentagem em peso de cada diâmetro que vai ser utilizado.

A seguir são apresentadas as tabelas de Bond para carga inicial de barras e bolas (Tabelas 17 e 18).

Tabela 17 – Carga inicial de barras (% peso).

Diâmetro (mm)	Diâmetro de reposição (mm)					
	125	115	100	90	75	65
125	18					
115	22	20				
100	19	23	20			
90	14	20	27	20		
75	11	15	21	33	31	
65	7	10	15	21	39	34
50	9	12	17	26	30	66
Total	100	100	100	100	100	100

Tabela 18 – Carga inicial de bolas (% peso).

Diâmetro (mm)	Diâmetro de reposição (mm)						
	115	100	90	75	65	50	40
115	23						
100	31	23					
90	18	34	24				
75	15	21	38	31			
65	7	12	20,5	39			
50	3,8	6,5	11,5	19	43	40	
40	1,7	2,5	4,5	8	17	45	51
25	0,5	1	1,5	3	6	15	49
Total	100	100	100	100	100	100	100

Circuitos de Moagem

A moagem pode ser a seco ou a úmido dependendo do processo subsequente e da natureza do material a ser moído. A moagem a seco é exigida por alguns materiais devido às modificações químicas ou físicas que ocorrem quando se adiciona água; esta causa menos desgaste no revestimento e no meio moedor, mas produz grande proporção de finos, o que em alguns casos é desejável.

A moagem a úmido é a mais usada em tratamento de minérios, por ser a forma mais econômica e mais adequada aos tratamentos posteriores.

As vantagens da moagem a úmido são:

- (i) menor consumo de energia em kWh/t;
- (ii) maior capacidade por unidade de volume do moinho;
- (iii) torna possível o uso de peneiramento e classificação a úmido no controle do produto;
- (iv) elimina o problema de poeira;
- (v) torna possível o uso de meio de transporte simples como calhas, bombas e canos.

O tipo de moinho para um caso particular deve ser considerado simultaneamente com o circuito que será usado. Os circuitos são divididos em dois grandes grupos: abertos e fechados. No circuito aberto, o material é alimentado no moinho numa velocidade tal que, numa passagem, o produto já fica no tamanho requerido.

O circuito aberto é pouco utilizado, pois não possui nenhum tipo de controle da distribuição de tamanho do produto. A taxa de alimentação tem que ser suficientemente baixa para assegurar que todas as partículas da polpa sejam quebradas; com isso muitas partículas do produto sofrem sobremoagem, o que consome uma energia desnecessária e pode dificultar o tratamento subsequente.

Na indústria, geralmente, a moagem é realizada em circuito fechado (Figura 34), com um classificador ou peneira, cuja fração grossa retorna ao moinho como carga circulante.

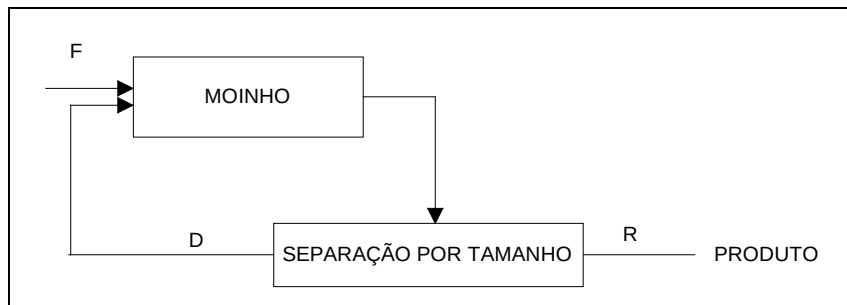


Figura 34 – Moinho em circuito fechado.

Chama-se carga circulante (C_c) à razão entre o retorno do classificador (D) e a alimentação (F), expresso em percentagem.

$$C_c = \frac{D}{F} \times 100 \quad [30]$$

Como a alimentação (F) = ao produto (R), quando o moinho está em regime, então pode se escrever: (Carga circulante) $C_c = \frac{D}{R} \times 100$.

A moagem em circuito fechado reduz o tempo de residência das partículas e portanto a proporção de partículas de tamanho fino, se comparada com a moagem em circuito aberto. Isso diminui a sobremoagem e aumenta a energia disponível para a moagem de partículas mais grossas. Como a tonelagem da nova alimentação cresce, a carga circulante vai aumentar também, já que aumenta o *underflow* do classificador. Entretanto, a alimentação composta do moinho torna-se mais fina por influência do aumento do material que retorna do classificador. Devido à diminuição do tempo de residência, o material da descarga do moinho torna-se mais grosso, logo a diferença do tamanho médio da alimentação composta e da descarga, diminui.

A capacidade do moinho aumenta com a diminuição do diâmetro das bolas, devido ao aumento da superfície de moagem, até o ponto em que o ângulo de pega entre as bolas e as partículas é excedido. Consequentemente, quanto mais partículas de tamanho próximo ao tamanho desejado existirem na alimentação composta do moinho, e quanto mais fina for a alimentação, menor será o diâmetro máximo das bolas necessárias à quebra.

Dentro de limites, quanto maior a carga circulante maior será a capacidade do moinho. A carga circulante ótima de um circuito depende da capacidade do classificador e do custo de transportar a carga para o moinho. A carga circulante fica normalmente entre 100 e 350%, entretanto pode chegar a tão alta quanto 600%.

Os moinhos de barras geralmente operam em circuito aberto, principalmente quando preparam material para moinho de bolas.

Os moinhos de bolas são, praticamente, sempre operados em circuito fechado com algum tipo de classificador.

O princípio que rege a ação de todos os classificadores é o tempo diverso de sedimentação das partículas suspensas num fluido, o que significa que as partículas são classificadas não só pelo seu tamanho como pela sua densidade. Assim, uma partícula de alta densidade e pequeno tamanho vai ter um comportamento igual ao de uma partícula de baixa densidade e tamanho mais grosso. Dessa forma, um minério contendo um mineral valioso mais denso, este será sobremoído, pois retornará ao classificador como *underflow*, mesmo já estando em granulometria adequada à concentração.

Nas usinas de recuperação de ouro, onde este está livre em granulometria grossa, é comum se incorporar algum concentrador gravítico no circuito, já que o ouro nativo é muito denso e invariavelmente retorna ao moinho no *underflow* do classificador. Além disso, sendo o ouro muito maleável, este vai se deformar no moinho, mas não quebra e assim continua sendo recirculado.

Aplicações do Moinho de Barras e de Bolas

O moinho de barras é utilizado na moagem primária recebendo o minério que vem com granulometria que varia de 3/4 a 3/8 de polegada (19 a 9,53 mm). O meio moedor sendo barras de peso considerável, torna este moinho apto a moer material mais grosso, pois a queda de uma barra produz um impacto significativo, sendo este o mecanismo de fragmentação predominante no moinho de barras. Este moinho geralmente trabalha em circuito aberto.

O moinho de bolas em regime de catarata também pode ser alimentado com material grosso (3 a 4 mm), mas geralmente trabalha em circuito fechado com classificador, pois apesar de predominar o impacto, a abrasão e o atrito também têm ação destacada.

O moinho de bolas, em regime de cascata, é utilizado em moagem secundária com a finalidade de fragmentar o minério na malha requerida ao processo subsequente. A alimentação deve ser mais fina e é constituída do produto da moagem primária feita num moinho de barras ou de bolas, em regime de catarata.

A tendência atual é o uso de um único estágio de moagem num moinho de bolas, com bolas grandes e alta razão de redução. Neste caso, o material deve vir da britagem em tamanho menor possível.

Moinho de Martelos

O moinho de martelos (Figura 35) consiste de um eixo girando em alta rotação e no qual ficam presos, de forma articulada, vários blocos ou martelos. O material é alimentado pela parte superior e as partículas sofrem o impacto dos martelos e são projetadas contra a superfície interna da câmara, fragmentando-se, para depois serem forçadas a passar por tela inferior que vai bitolar a granulometria da descarga.

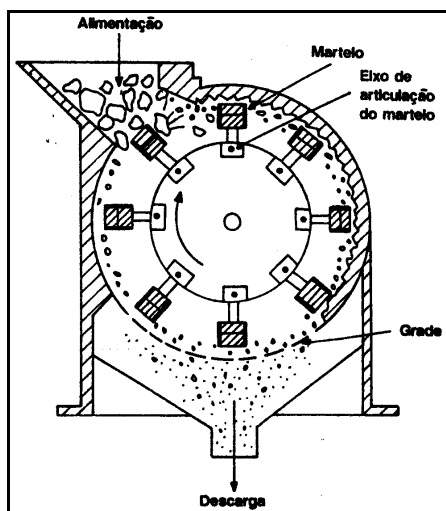


Figura 35 – Moinho de martelos.

Esse tipo de moinho tem pouca aplicação na concentração de minérios pois, sendo as gangas geralmente silicosas, desaconselha-se o seu uso devido ao grande desgaste da superfície interna, da tela e dos martelos.

Entretanto, é largamente empregado na indústria química, cerâmica, cal, calcário, carvão mineral, onde os materiais são menos abrasivos.

Moinho de Discos

Este tipo de moinho tem dois discos com ressaltos internos, sendo um fixo e outro móvel, dotado de movimento excêntrico (Figura 36). A alimentação vem ter ao centro dos discos através da abertura central do disco fixo e aí sofre o impacto e o atrito do disco móvel que com seu movimento excêntrico vai fragmentando e forçando o material para a periferia, caindo depois numa câmara coletora. A granulometria da descarga é dada pelo ajuste da abertura entre os discos na parte periférica, onde esses são lisos. O moinho de disco é empregado para pulverizar amostras, desde que a contaminação com ferro proveniente do desgaste dos discos não prejudique a sua utilização.

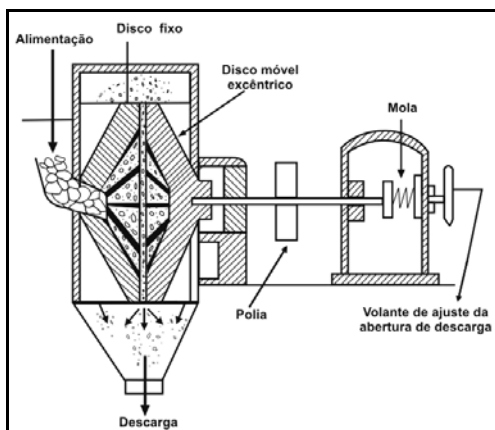


Figura 36 – Moinho de discos.

Moinho Vibratório

São moinhos para operações contínuas ou em batelada moendo o material em granulometria muito fina e operando a seco ou a úmido. São constituídos de dois tubos sobrepostos. Entre esses encontra-se um peso apoiado excêntricamente e conectado por uma junta universal flexível a um motor de 1.000 a 1.500 rpm. A rotação do excêntrico vibra os tubos produzindo uma oscilação circular de poucos milímetros (Figuras 37 e 38).

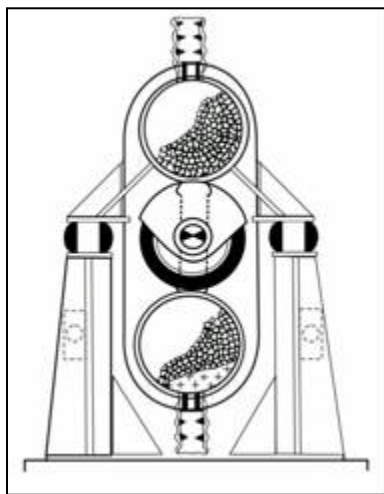


Figura 37 – Moinho vibratório - Corte lateral.

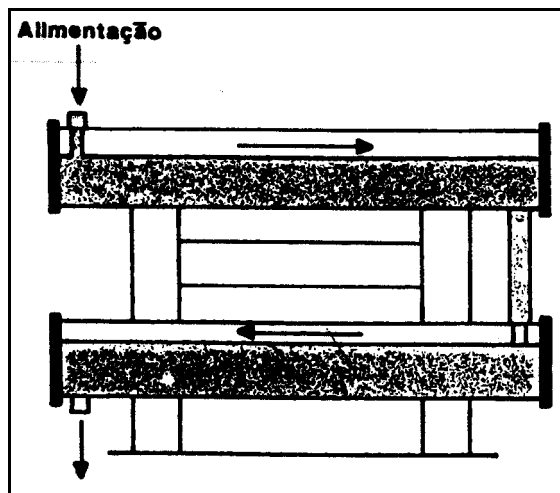


Figura 38 – Moinho vibratório.

Os tubos são 60-70% ocupados com meio moedor, geralmente bolas de aço de 10 a 50 mm. O material que está sendo moído passa longitudinalmente através do cilindro como um fluido, numa hélice de giro (*spin*) complexo, assim levando o meio moedor a fragmentá-lo por atrição. O material é alimentado e descarregado através da junta flexível.

Os moinhos vibratórios são atraentes pelo seu pequeno tamanho e baixo consumo de energia quando comparados a outros moinhos. Esses podem produzir material com área superficial de 500 m²/g, granulometria fina que não se obtém num moinho de bolas convencional. Constroem-se moinhos vibratórios de até 15 t/h de capacidade, embora unidades de mais de 5 t/h envolvam consideráveis problemas de engenharia. A faixa de tamanho do material processado é em média de 30 mm de alimentação, e menos de 10 µm o produto.

Moinhos de Rolos de Alta Pressão

Os moinhos de rolos com mesa giratória têm origem nos antigos moinhos de rolos, com mós de pedra, movidos por tração animal e usados para moagem de grãos.

As primeiras tentativas de utilização dos moinhos de rolos de alta pressão, em moagem de minérios, mostraram um desgaste muito elevado na superfície dos rolos. Esta constatação limitou o uso desse equipamento a minérios pouco abrasivos.

O moinho de rolos com mesa giratória foi patenteado, na Alemanha, pelo Sr. Curt Loesche, em 1927. Seu desenvolvimento ocorreu com o surgimento de novos materiais e mecanismos capazes de suportar e transmitir os elevados esforços resultantes de sua operação.

Esse moinho é constituído por uma mesa giratória e sobre esta se localizam os rolos estacionários, no entanto giratórios sobre o seu próprio eixo (Figura 38). A pressão dos rolos sobre a mesa é controlada, hidraulicamente, com sistemas de alívio para permitir o afastamento dos rolos, no caso de corpos estranhos. Nesse, o material cominuído é arrastado verticalmente pelo ar, no sentido das pás do classificador, para o interior da câmara de moagem e através de aberturas anulares externas. O material retido pelo classificador precipita-se sobre a mesa, reiniciando o ciclo de moagem, até atingir a granulometria de corte do classificador.

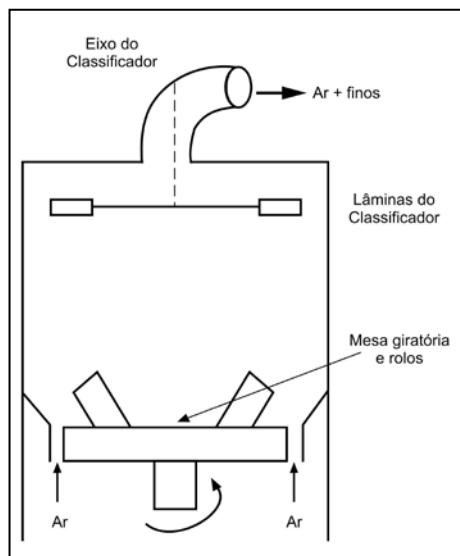


Figura 39 – Esquema de um moinho de rolos com mesa giratória
(Fonte: PERCI, 2003).

A compressão em camadas de partículas é o mecanismo de fragmentação predominante nos moinhos de rolos com mesa giratória. Com a formação de um leito sobre a mesa, as partículas apoiam-se umas sobre as outras e a força aplicada, nos diferentes pontos das partículas, produz múltiplas fraturas, resultando numa grande produção de finos.

Na indústria cimenteira, a moagem de farinha crua, em moinhos de rolos, se consolidou como uma alternativa à moagem tradicional. No ano de 2002, apenas um fabricante de moinho de rolos registrava o fornecimento de 275 moinhos para a moagem de farinha crua, na indústria cimenteira.

No Brasil, a indústria de cimento Votorantin já opera com 10 moinhos de rolos com mesa giratória, com capacidade de 2.700 t/h de farinha crua.

Os moinhos de rolos com mesa giratória operam com uma alimentação abaixo de 38 mm, obtendo um produto de moagem abaixo de 70 μm .

Os primeiros moinhos de rolos usados para moagem de farinha crua são conhecidos, no mercado, pela sigla de MPS. Algumas vezes essa sigla é usada, indistintamente, para designar todos os tipos de moinhos de rolos com mesa giratória. Esses foram fabricados, inicialmente, pela Pfeifer AG e depois, sob licença dessa, pela F. L. Smith. Esses moinhos têm sido usados para moagem de farinha crua e de carvões minerais. O moinho tipo MPS caracteriza-se por apresentar três rolos esféricos suspensos num quadro, comprimidos contra a superfície da mesa giratória, por meio de tirantes hidráulicos. Esse tipo de moinho trouxe, como vantagem, uma redução no consumo de metais, atribuída, principalmente, à boa acomodação dos rolos esféricos à pista.

O grupo Krupp Polysius deu uma nova solução construtiva ao moinho MPS, utilizando apenas dois conjuntos de rolos esféricos duplos (Figura 40), com mancais independentes, que permitem trabalhar com velocidades periféricas diferentes.

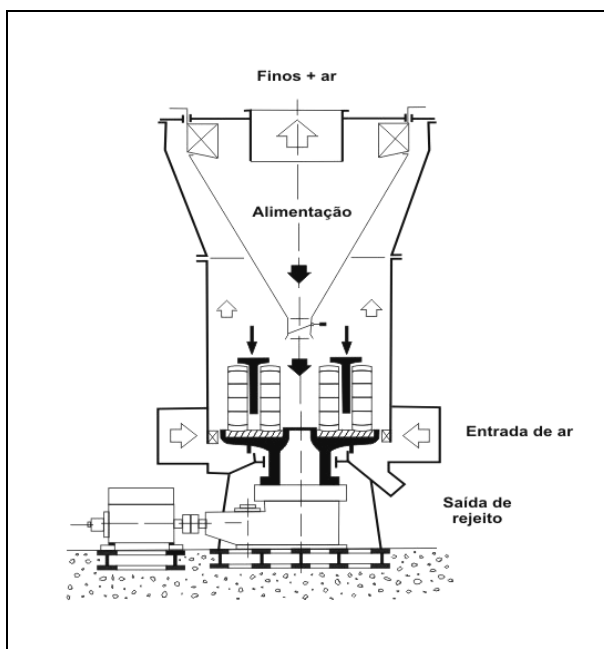


Figura 40 – Diagrama esquemático de um moinho Polysius.

Os moinhos HPGR (high pressure grinding rolls) apresentam, como vantagem, um menor consumo de energia para uma dada relação de redução, quando comparado aos moinhos convencionais de bolas. Por outro lado, uma das dificuldades para convencer a indústria mineral a usar esse tipo de moinho, é a percepção de que o desgaste dos rolos é elevado e, consequentemente, os custos operacionais.

Na Figura 41 encontra-se um desenho esquemático de um moinho Krupp Polysius HPGR. Um dos rolos é fixo e o outro é montado em blocos, livre para se movimentar

nas pistas, em ângulo reto ao eixo do rolo. O movimento do rolo é controlado de forma hidráulica, cujas características são determinadas pelo estabelecimento da abertura dos rolos, da pressão inicial nos acumuladores pneumático e a pressão hidráulica inicial do óleo. O gás nitrogênio e o óleo hidráulico são separados por um pistão, no interior dos acumuladores. Dessa forma, o trabalho de abertura dos rolos é diretamente determinado pela natureza do material que está sendo cominuído, bem como a distribuição granulométrica da alimentação.

Considera-se como marco importante nessa área, o desenvolvimento de uma configuração de revestimento dotada de cravos de metal duro que contribuíram para a formação de uma camada de minério que aderiria aos rolos. Face aos resultados satisfatórios obtidos com a aplicação desse tipo de revestimento, em unidades industriais de minério de ferro, resultaram num rápido crescimento do HPGR na produção de *pelet feed* ⁽¹⁹⁾.

Os moinhos, denominados HPGR, estão sendo utilizados pela VALE, no Brasil, em São Luiz-MA, na produção de *pellet feed* moído, onde na alimentação do moinho entra um concentrado com uma superfície específica de aproximadamente $1500 \text{ cm}^2/\text{g}$, obtendo-se um produto com $2000 \text{ cm}^2/\text{g}$.

Os avanços alcançados nessa área, em estudos de planta piloto e operações industriais de mineração, levou as empresas a considerar o HPGR, como uma alternativa a ser avaliada em circuitos industriais de cominuição. Hoje, já existem, no mundo, cerca de 500 unidades de HPGR, em operação industrial ⁽¹⁹⁾.

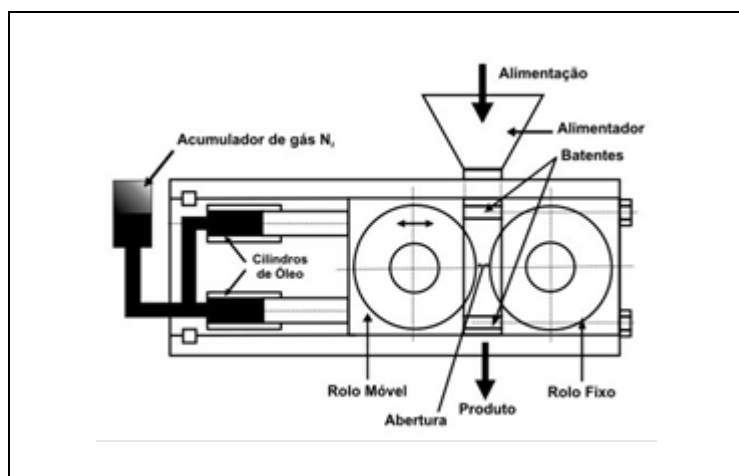


Figura 41 – Diagrama esquemático de um moinho de alta pressão – HPGR (LIM et al., 1996).

Dimensionamento de Moinhos

O primeiro passo no dimensionamento de um moinho é a determinação da energia necessária para produzir a moagem desejada. Várias fórmulas tem sido utilizadas para este fim, entretanto a equação de Bond é a mais amplamente usada pois nas condições mais comuns de operação essa fornece bons resultados mas, para aplicações que se afastam das usuais, pode ser arriscado dimensionar um moinho pelo método de Bond.

O método de Bond baseia-se na equação por ele desenvolvida e no valor de Índice de Trabalho (WI), cuja metodologia de determinação foi também por ele estabelecida.

A equação é a seguinte:

$$E = 10WI \left[\frac{1}{\sqrt{P}} - \frac{1}{\sqrt{F}} \right] \quad [31]$$

onde:

E = kWh/st;

WI = índice de trabalho;

P = tamanho do produto em μm no qual 80% passam;

F = tamanho da alimentação em μm no qual 80% passam.

A energia determinada pela equação [31] é para as seguintes condições específicas:

Moinho de barras: a úmido, circuito aberto, num moinho de 2,44 m de diâmetro interno ao revestimento.

Moinho de bolas: a úmido, circuito fechado com classificador espiral, num moinho de 2,44 metros de diâmetro interno ao revestimento e carga circulante de 250%.

Energia calculada: é a energia requerida no eixo do pinhão do moinho, a qual inclui as perdas nos mancais e nas engrenagens do pinhão. Não inclui as perdas no motor ou em qualquer outro componente, tais como redutor e embreagens.

O tamanho da alimentação usado nos testes de Bond foi 13.200 μm para o moinho de barras e 3.350 μm para o moinho de bolas. Qualquer moagem que fuja destas condições deve ter o valor da energia calculada pela equação de Bond [31] corrigida por fatores de correção.

Fatores de Correção

Quando Bond publicou os dados de suas pesquisas, já considerou alguns fatores de correção que ampliavam o campo de aplicação de seu trabalho. Posteriormente, Rowland estudando a aplicabilidade da Lei de Bond a moinhos industriais, confirmou a necessidade de uso dos fatores de correção indicados por Bond e introduziu outros. Os fatores que são normalmente utilizados atualmente são os relacionados a seguir:

EF_1 - moagem a seco: quando a moagem for a seco deve-se usar o valor de $EF_1 = 1,3$ que exprime o fato que a moagem a seco é 30% menos eficiente.

EF_2 - Circuito aberto em moinho de bolas: a moagem de bolas em circuito aberto requer uma energia extra quando comparada ao circuito fechado. Na Tabela 19 encontra-se o fator de ineficiência determinado, relacionando-se a percentagem retida na malha de controle.

Tabela 19 – Fator de ineficiência em circuito aberto.

% Passante na Malha de Controle	50	60	70	80	90	92	95	98
Fator	1,035	1,05	1,10	1,20	1,40	1,46	1,57	1,70

EF_3 - Diâmetro do moinho

A Tabela 20 nos fornece os valores de EF_3 para os moinhos mais comuns, enquanto a Tabela 21 os valores de EF_5 para diversos P_{80} , e Tabela 22 o valor de EF_8 .

Esse fator só pode ser calculado após a escolha prévia do moinho.

Tabela 20 – Fator de eficiência do diâmetro do moinho.

Diâmetro do Moinho (m)		EF ₃
Interno Carcaça	Interno Revestimento	
0,914	0,79	1,25
1,00	0,88	1,23
1,22	1,10	1,17
1,52	1,40	1,12
1,83	1,79	1,075
2,00	1,82	1,060
2,13	1,98	1,042
2,44	2,29	1,014
2,59	2,44	1,000
2,74	2,59	0,992
2,90	2,74	0,977
3,00	2,85	0,970
3,05	2,90	0,966
3,02	3,05	0,956
3,35	3,20	0,948
3,51	3,35	0,939
3,66	3,51	0,931
3,81	3,66	0,923
3,96	3,81	0,914
4,00	3,85	0,914

EF₄ - Fator de alimentação com tamanho excessivo:

$$EF_4 = \frac{R_r + (WI - 7) \left(\frac{F - Fo}{Fo} \right)}{R_r} \quad [32]$$

R_r = razão de redução = $\frac{F}{P}$

Fo = tamanho ótimo da alimentação

para moinho de barra: $Fo = 16.000 \sqrt{\frac{13}{WI}}$

para moinhos de bolas: $Fo = 4.000 \sqrt{\frac{13}{WI}}$

EF₅ - Fator de finura

Tabela 21 – Valores de EF_5 para diversos P_{80} .

$P_{80} (\mu m)$	62,4	53,6	45,7	40,7	37,6	36,3	28,2	18,0	12,0
EF_5	1,018	1,040	1,070	1,094	1,113	1,121	1,192	1,373	1,623

Quando os seus valores não se enquadram nessa tabela, use a fórmula:

$$EF_5 = \frac{P + 10,3}{1,145P} \quad [33]$$

EF_6 - Relação de redução no moinho de barras

Este fator deve ser aplicado a moinho de barra, em circuito aberto, sempre que a relação de redução estiver fora do intervalo $R_{R0} - 2 < R_R < R_{R0} + 2$, sendo R_{R0} a relação ótima de redução definida como: $R_{R0} = 8 + \frac{5L}{D}$

Sendo L o comprimento das barras e D o diâmetro do moinho interno ao revestimento.

Tem-se então:

$$EF_6 = 1 + \frac{(R_R - R_{R0})^2}{150} \quad [34]$$

EF_7 - Relação de redução no moinho de bolas

A equação é:

$$EF_7 = \frac{R_R - 1,22}{R_R - 1,35} \quad [35]$$

Esta equação só deve ser usada quando a relação de redução no moinho de bolas for menor que 6.

EF_8 - Fator de eficiência para moinho de barra

a) Para moinhos de barras único

a_1 – circuito aberto $EF_8 = 1,4$

a_2 – circuito fechado $EF_8 = 1,2$

b) Moinho de barras em circuito barra/bolas

b_1 – circuito fechado $EF_8 = 1,2$

b_2 – circuito fechado $EF_8 = 1$

Tabela 22 – Valores de EF_8 .

EF_8		
1,4	Preparação em circuito aberto	Circuito só com moinho de barras
1,2	Preparação em circuito fechado	
1,2	Preparação em circuito aberto	Circuito moinho barras/bolas
1,0	Preparação em circuito fechado	

Exemplo de Dimensionamento de Moinho

Calcular o moinho de barras necessário para moer, a úmido, 500 t/h em circuito fechado, um minério de $WI = 13,2$ e cujo $F = 18.000 \mu m$ e $P = 1.200 \mu m$. Sabe-se que a alimentação do moinho será preparado em britadores com circuito fechado.

Cálculo da Energia:

$$E = \frac{10Wi}{\sqrt{P}} - \frac{10Wi}{\sqrt{F}} = \frac{10 \times 13,2}{\sqrt{1.200}} - \frac{10 \times 13,2}{\sqrt{18.000}} = 2,83 \text{ kWh/st}$$

Fatores:

EF_1 não se aplica (moagem à úmido)

EF_2 não se aplica (moinho de barras)

EF_3 só se determina após a escolha preliminar do moinho

$$EF_4 \rightarrow R_r = \frac{18.000}{1.200} = 15,0$$

$$F_0 = 16.000 \sqrt{\frac{13}{13,2}} = 15.878$$

$$EF_4 = \frac{15,0 + [13,2 - 7][18.000 - 15.878]}{15,0}$$

$$EF_4 = 1,06$$

EF_5 não se aplica (moagem fina)

EF_6 só se determina após a escolha preliminar do moinho

EF_7 não se aplica (baixa razão de redução)

$$EF_8 = 1,2$$

Cálculo do Moinho

Conversão a toneladas métricas: 1,102

Conversão HP: 1,341

$E = 2,83 \times 1,102 \times 1,341 = 4,43$ HP h/t e para 500 t/h, tem-se

$E = 500 \times 4,43 = 2.215$ HP

Multiplicando pelos fatores EF_4 e EF_8 obteremos o valor:

$2.215 \times 1,06 \times 1,2 = 2.817$ HP de potência

Consultando a tabela do fabricante (Tabela 23), vemos que se deve usar dois moinhos de 1409 HP. Escolheu-se um de 13 pés de diâmetro por 19 pés de comprimento que com uma taxa de enchimento de 40% terá 1356 HP. Experimenta-se a eficiência deste diâmetro calculando-se o EF_3 .

Pela Tabela 20, do fator de EF_3 sabe-se que este valor será $EF_3 = 0,914$.

Multiplicando-se a potência necessária (1409 HP) por este fator conclui-se que este moinho é muito grande, pois obteríamos:

$1409 \text{ HP} \times 0,914 = 1.288$ HP;

e o moinho nos fornecerá 1.356 HP.

Escolhemos um modelo menor na Tabela 23 de 12 pés de diâmetro e 18 pés de comprimento que, com a taxa de enchimento de 40%, terá 1.173 HP.

O fator EF_3 é determinado pela Tabela 20 como sendo 0,931. A potência será de: $1.409 \times 0,931 = 1.311,8$ HP = 1.312 HP.

Como a potência do moinho escolhido é baixa (1.173 HP), pode-se aumentar o comprimento do moinho e a potência proporcionalmente.

$$L = \frac{1.312}{1.173} \times 5,49 = 6,14 \text{ m}$$

O comprimento do moinho é de 5,49 m e 6,14 m será o comprimento que deverão ter os moinhos com a potência individual de 1.173 HP.

Se o moinho de barras for trabalhar em circuito com o moinho de bolas teremos um $EF_8 = 1$ e portanto esta escolha estará certa pois a energia necessária será:

$2.215 \times 1,06 \times 1 = 2.348$ HP;

e com dois moinhos de 1.174 HP tem-se a energia necessária de instalação.

Tabela 23 – Tipos de moinhos de barras industriais.

Diâmetro		Comprimento		L/D	Velocidade		Peso da Carga de Barras (t)			Potencial do Moinho (HP)		
m	ft	m	ft		RPM	%Vc	% da Carga em Volume			% da Carga em Volume		
							35	40	45	35	40	45
0,91	3,0	1,22	4	1,40	36,1	74,5	1,0	1,13	1,27	7	8	8
1,22	4,0	1,83	6	1,57	30,6	74,7	2,25	2,58	2,9	23	25	26
1,52	5,0	2,44	8	1,67	25,7	71,2	6,91	7,95	8,89	57	61	64
1,83	6,0	3,05	10	1,73	23,1	70,7	13,1	15,0	16,8	114	122	128
2,13	7,0	3,35	11	1,62	21,0	69,9	20,0	22,8	25,6	181	194	204
2,44	8,0	3,66	12	1,53	19,4	69,3	29,0	33,2	37,4	275	295	310
2,59	8,5	3,66	12	1,44	18,7	69,0	33,0	37,7	42,5	318	341	359
2,74	9,0	3,66	12	1,38	17,9	67,5	36,0	41,1	45,5	344	369	388
2,89	9,5	3,96	13	1,41	17,4	67,6	42,7	48,8	54,9	416	446	470
3,05	10,0	4,27	14	1,44	16,8	67,0	51,5	59,0	63,8	507	544	572
3,20	10,5	4,57	15	1,47	16,2	66,4	61,4	70,1	78,9	609	653	687
3,35	11,0	4,88	16	1,50	15,9	66,08	72,5	82,8	93,5	735	788	829
3,51	11,5	4,88	16	1,43	15,5	66,6	79,7	90,7	103	819	878	924
3,66	12,0	4,88	16	1,37	15,1	66,4	82,7	99,8	112	906	972	1023
3,81	12,5	5,49	18	1,48	14,7	66,0	104	119	134	1093	1173	1234
3,96	13,0	5,79	19	1,50	14,3	65,6	120	137	154	1264	1356	1426
4,12	13,5	5,79	19	1,44	14,0	65,5	130	148	166	1385	1486	1562
4,27	14,0	6,10	20	1,46	13,6	64,9	147	169	190	1580	1695	1783
4,42	14,5	6,10	20	1,41	13,3	64,6	159	181	204	1715	1840	1935
4,57	15,0	6,10	20	1,36	13,0	64,3	171	194	219	1853	1988	2091

BIBLIOGRAFIA

- 1) GAUDIN, A.M. Principles of Minerals Dressing p. 70-123, N.Y. Mc Graw-Hill Book Company, 1945.
- 2) TAGGART, A. Elements of Ore Dressing. p. 388-433. N.Y.J. Wiley and Sons Inc., 1951.
- 3) TAGGART, A. (ed). Handbook of Mineral Dressing. Sec. 6,6. N.Y.J. Wiley and Sons Inc., 1945.
- 4) ARBITER, N. (ed). Milling methods in the Americas. New York: Gordon and Breach, 1964.
- 5) PRYOR, E. J. Mineral Processing, Ch. 5. London Applied Publishers Ltda, 1965.
- 6) BLAZY, P. La valorisation des minerais. pg. 21-58, Presses Universitaires de France, 1970.
- 7) CONCHA, F. Fundamentos de las Operaciones Mecanicas. Cap. 3. Universidad de Concepción, 1971.
- 8) MULAR, A.; BULL, W. R. Mineral process, their analysis optimization and control. Ch. 4. Queen's University, Ontario, Canada, 1971.
- 9) BOND, F.C. "Crushing and Grinding Calculations Reprints from British Chemical Engineering" Allis Chalmers Publication, 1971.

- 10) MULAR, A.; BJAPPY, r. (ed). Mineral Processing Plant Design. Soc. Min. Eng. AIME, 1984.
- 11) WILLS, B.A. Mineral Processing Technology, p. 151-187 e 253-308, London, 4ª Edição, Pergamon Press, 1988.
- 12) AUSTIN, L. G.; KLIMPEL, R.R. e LUCKIE, P.T. Process Engineering of Size Reduction. N.Y. Soc. Min. Eng. AIME, 1984.
- 13) TARJAN, G. Mineral Processing: Fundamentals, Comminution, Sizing and Classification. Budapest Akademia Kudö, 1981.
- 14) BERALDO, J.L. Moagem de Minérios em Moinhos Tubulares. Editora Edgard Blücher Ltda, 1987.
- 15) ROWLAND, C.A. "Grinding calculations related to the application of large rod and ball mills". Allis Chalmers Publication, 1986.
- 16) PERCI, R. D. Descrição de uma operação industrial de moagem de farinha crua, para produção de clínquer, em moinho de rolos com mesa giratória. Dissertação de mestrado pela Escola Politécnica da Universidade de S. Paulo, São Paulo, 2003.
- 17) LIM, W. I. L.; CAMPBELL, J. J; TONDO, L. A. The effect of rolls and rolls surface pattern on high pressure grinding rolls performance. Minerals Engineering, vol. 10, nº 4, p.401-419, 1997.
- 18) Manual de Britagem da Metso Minerals, 6ª Edição, 2005.
- 19) DELBONI JR, H. Cominuição. In: Tendências Tecnológicas Brasil 2015-Geociência e Tecnologia Mineral, CETEM/MCT, p.103-131, 2007.

CIRCUITOS INDUSTRIAIS DE MOAGEM AUTÓGENA E SEMIAUTÓGENA

Homero Delboni Junior

Engenheiro de Minas pela USP
Doutor pela University of Queensland, Austrália
Professor do Departamento de
Engenharia de Minas da EPUSP

João Alves Sampaio

Engenheiro de Minas pela UFPE, Doutor em
Engenharia Metalúrgica e de Materiais pela COPPE-UFRJ
Tecnologista Sênior do CETEM/MCT

Roney Alvarenga Lima

Engenheiro Mecânico pela UFMG, Mestre em
Engenharia Mineral pela USP
Engenheiro Consultor da Alcoa Alumínio

INTRODUÇÃO

A operação unitária de cominuição faz parte da maioria dos empreendimentos mineiros. Assim, com exceção de finos naturais de minérios, a mineração inclui etapas de fragmentação, reunindo desde o desmonte na mina até produtos finais, ou ainda, intermediários para as etapas subsequentes de transporte, concentração física de minerais ou metalurgia extrativa.

A energia empregada nos processos de fragmentação e os esforços mecânicos aos quais os equipamentos são submetidos modulam os custos de operação e os investimentos em circuitos industriais de britagem e moagem. Nesse contexto, a melhoria no aproveitamento da energia utilizada na fragmentação promove impactos não apenas nas margens de lucro do empreendedor, mas também na demanda global de energia.

Outro aspecto que merece atenção é que o produto fragmentado influencia diretamente o rendimento de processos subsequentes de concentração. O melhor aproveitamento de recursos minerais não renováveis é, portanto, função da distribuição granulométrica resultante do circuito de cominuição adotado.

Os custos associados à fragmentação de minérios são função, entre outros aspectos, da granulometria requerida e acompanham o consumo de energia específica. Seguindo a divisão clássica da fragmentação em operações de desmonte, britagem e moagem, a energia específica aumenta em uma ordem de grandeza nessa sequência. Assim, enquanto operações de desmonte de rocha, por explosivo, consomem cerca de 0,1 kWh/t, em britadores, o índice eleva-se para magnitudes de 1,0 kWh/t, atingindo valores da ordem de 10 kWh/t em circuitos de moagem. Em etapas conhecidas como pulverização, moagem fina ou micronização, o consumo específico pode atingir até 100 kWh/t.

Em função do impacto, segundo aspectos econômicos e ambientais, o desempenho de processos de fragmentação é objeto de estudos sistemáticos há cerca de 150 anos. O estabelecimento das, assim chamadas, “leis de cominuição” é praticamente contemporâneo às primeiras patentes de equipamentos de britagem. Os debates acalorados entre Rittinger e Kick demonstravam, sobretudo, as dificuldades de se parametrizar, de maneira abrangente e relativamente simples, a energia associada a eventos de fragmentação.

Seguindo essa mesma linha de abordagem, Bond propôs uma equação paramétrica no final dos anos 1950 (Bond, 1952), que atingiria uma sobrevida espetacular. Além de ser usado no dimensionamento dos moinhos, o *work index* de Bond transformou-se em um índice amplamente empregado para caracterizar minérios quanto à cominuição.

Ainda hoje, as leis de Kick, Rittinger e Bond fornecem boas estimativas preliminares para cálculo da energia necessária às etapas de britagem, moagem e moagem fina, respectivamente. Os três pesquisadores criaram, assim, modelos empíricos no melhor sentido do termo, ou seja, os modelos resultam de criterioso aprendizado tomando por base a extensiva observação de eventos individuais e coletivos de fragmentação de minérios.

Em particular, as contribuições de Bond resultaram num método de cálculo de potência requerida pelos moinhos, ensaios de caracterização de minérios quanto à abrasão e britagem, além de cálculo de tamanhos máximos de corpos moedores.

Na década de 1980, um relatório do *U.S. National Materials Advisory Board* para melhoria do desempenho energético de circuitos de cominuição estimou que 1,5% de toda a energia elétrica gerada nos EUA era utilizada em circuitos industriais de britagem e moagem, incluindo a energia empregada para produção de corpos moedores. O mesmo estudo indicou que essas melhorias poderiam acarretar uma redução de 20 MWh anuais, que a preços atuais significariam cerca de US\$ 1 bilhão.

O aporte de recursos que se seguiu nessa década propiciou a consolidação de grupos e instituições dedicadas à pesquisa do tema, não apenas nos EUA mas também no Canadá e Austrália. O propósito das linhas de pesquisa foi desenvolver modelos matemáticos para melhor entendimento de mecanismos de cominuição e aplicação em equipamentos industriais.

Em paralelo, os esforços da indústria de fabricação de equipamentos de cominuição resultaram em acentuados crescimentos nos tamanhos de britadores e, principalmente, moinhos. Esse impulso dos fornecedores de equipamentos foi motivado pelo surgimento de muitas minas de ouro e cobre. Em ambos os casos, o cenário era de forte demanda dos metais e exaustão de jazidas com elevado teor, o que levou as mineradoras a optarem pela lavra de depósitos com teores mais baixos, todavia, com capacidades elevadas de produção.

O cenário que dominou as décadas subsequentes demonstrou a existência de grupos de pesquisa dedicados a dois temas principais. O primeiro tema foi o desenvolvimento de métodos mais elaborados de previsão de desempenho de equipamentos, e o segundo, liderado pela indústria de equipamentos, dedicou-se ao projeto e construção de equipamentos com maiores potências instaladas.

Atualmente, os resultados mais significativos dos esforços de pesquisa e desenvolvimento são simuladores integrados, amplamente empregados nas áreas de projeto e melhoria de desempenho de circuitos de britagem e moagem. Como as pesquisas, na sua maioria, foram subsidiadas pela própria indústria, os avanços se deram na modelagem de equipamentos mais comuns em usinas industriais de minérios metálicos. Áreas como tratamento de minerais industriais, que incluem, por exemplo,

britagem por impacto, moagem a seco e micronização, receberam proporcionalmente menor atenção. A principal vertente de pesquisas aplicadas à fragmentação constitui-se na, assim denominada, visão holística do processo, qual seja, integração das operações de britagem e moagem ao desmonte, além da previsão de grau de liberação do produto moído.

A integração com as operações de desmonte surgiu durante a década de 1990, em vários estudos de caso (Bearman, 1995) relativos à influência da fragmentação no desmonte sobre o desempenho de circuitos de britagem. A motivação de tais estudos foi o aumento da produção de circuitos industriais e/ou avanços na qualidade de produtos.

Os métodos conhecidos como mina-usina (*mine-to-mill*) incluem rotinas de previsão da curva de desmonte com base nas características da rocha e do maciço rochoso, plano de fogo, características dos explosivos, entre as principais variáveis. O minério desmontado é, em seguida, simulado em etapas de britagem, seguidas de moagem.

Já em 1998 o *Julius Kruttschnitt Mineral Research Centre* - JKMRC da Austrália provia serviços em bases comerciais do recém-criado programa mina-usina. Desde esse tempo, são registrados vários relatos de aumentos significativos de produção resultantes da implementação de programas semelhantes.

A previsão do grau de liberação é uma etapa que, apesar de complexa por natureza, resulta em avanços importantes, na atualidade. Nesse caso, a caracterização tecnológica assume fundamental importância, notadamente na definição da textura do minério e sua estrutura cristalina. A forma de aplicação de energia e sua relação com o fraturamento determinam a liberação das espécies mineralógicas existentes no minério.

A quantificação da liberação dos minerais contidos no minério é a etapa que deverá ligar modelos de equipamentos de cominuição aos de concentração, como flotação e métodos densitários.

Na área de equipamentos estão consolidadas operações que contam com:

- (i) britadores cônicos com 1.000 HP de potência instalada, que proporcionam relações de redução de 8:1;
- (ii) moinhos dos sistemas SAG com potência instalada de 22 MW, que processam até 6.000 t/h de alimentação nova;
- (iii) moinhos de bolas com 26 pés de diâmetro e potência instalada de 20 kHP.

A análise das usinas de britagem e moagem de grande capacidade implementadas na última década revela poucos equipamentos por operação unitária, grande potência instalada e elevada capacidade de processamento, em contraponto aos arranjos estruturais típicos de circuitos das usinas dos anos 1970 e 1980, quais sejam: britagens em multiestágios e múltiplas linhas de moagem operando em paralelo.

Outros equipamentos que merecem destaque pelas respectivas evoluções são os britadores de eixos dentados (*sizers*) e os britadores de impacto com eixo vertical (VSI – *vertical shaft impactors*). Os primeiros são evoluções de equipamentos tradicionalmente empregados em britagem de carvão que, mediante o reforço estrutural e a inclusão de pontas de metal duro, são atualmente aplicados em britagens primária e secundária de minérios com resistências intermediária e alta. Os britadores de impacto com eixo vertical têm aplicação em etapas quaternárias de britagem ou, ainda, na produção de areia artificial. A aplicação desses equipamentos deve considerar aspectos econômicos de desgaste e magnitude de carga circulante.

Uma comparação simples entre os equipamentos de cominuição instalados em usinas atuais e aqueles implementados há 25 anos mostra os resultados de evoluções em equipamentos preexistentes, ou seja, os princípios empregados e a concepção mecânica de moinhos e britadores são essencialmente os mesmos. Poucos são os equipamentos que podem ser considerados revolucionários, em discordância à tendência de evolução contínua. Dentre os novos equipamentos, destaca-se o moinho de rolos de alta pressão (HPGR- *high pressure grinding rolls*).

Mesmo que não sejam consideradas totalmente originais, dada a existência de precursores, é inegável que as inovações incorporadas aos HPGR ampliaram o espectro de aplicações. Dentre os fatores que contribuíram para o crescente sucesso do moinho de rolos de alta pressão, estão: a faixa granulométrica do produto, o consumo energético e a criação de microfissuras que proporcionam a diminuição da resistência do produto e/ou maior acessibilidade à lixiviação de minérios portadores de metais preciosos. Esses aspectos serão abordados em detalhes nas próximas seções deste capítulo.

A área de controle de processos de cominuição teve um crescimento surpreendente nas últimas duas décadas, em harmonia com o desenvolvimento dos computadores. Se na década de 1970 os sistemas mais modernos eram aplicados a malhas simples de controle, atualmente os sistemas especialistas incluem técnicas sofisticadas, como inteligência artificial, redes neurais etc. Esses sistemas são aplicados, com sucesso, em usinas industriais de cominuição, na otimização de controles de malhas isoladas ou de processos integrados.

BASES PARA DIMENSIONAMENTO DE MOINHOS

No dimensionamento de moinhos para os circuitos AG/SAG, devem ser estabelecidos critérios especiais, além de discussões exaustivas sobre o assunto. O sucesso da aplicação de um dos circuitos AG ou SAG advém de vários fatores. Neste caso, o início das investigações começa por campanha criteriosa de testes, tanto em escala de laboratório quanto piloto, levada a efeito na etapa de caracterização do minério. Esta etapa deve prover os especialistas de resultados consistentes e confiáveis, capazes de propiciar a tomada de decisões seguras para cada item do projeto. Por conseguinte, deve ser considerada uma análise cuidadosa dos resultados destes testes e uma abordagem prática, por especialista da área de projeto, incluindo exames detalhados do fluxograma e dos equipamentos.

Deste modo, deve-se considerar que o dimensionamento de moinhos industriais inicia-se pelo consumo de energia na moagem, avaliado por meio de testes laboratoriais e piloto. Bond verificou empiricamente que a energia consumida na fragmentação é proporcional à diferença entre os inversos das raízes quadradas dos tamanhos do produto e da alimentação. Essa afirmação, expressa na Equação [1], constitui a terceira Lei da Cominuição, também conhecida como Lei de Bond.

$$W = 10WI \left(\frac{1}{\sqrt{P_{80}}} - \frac{1}{\sqrt{A_{80}}} \right) \quad [1]$$

em que:

W energia específica consumida na moagem (kwh/st);

WI *work index* – índice de trabalho (kWh/st);

P₈₀ abertura (μm) da peneira pela qual passam 80% da massa do produto;

A₈₀ abertura (μm) da peneira pela qual passam 80% da massa da alimentação.

Com o avanço da tecnologia e da ciência, foram introduzidas modificações à Lei de Bond. Um dos seus discípulos, Jr. Rowland C. (1982), verificou que havia necessidade de novos fatores de correção além daqueles considerados por Bond. Assim, no dimensionamento de um moinho, deve-se utilizar, para a energia exigida na moagem, a expressão da Equação [2], que é a equação de Bond com a introdução dos fatores de correção.

$$W = 10WI \left(\frac{1}{\sqrt{P_{80}}} - \frac{1}{\sqrt{A_{80}}} \right) EF_i \quad [2]$$

em que:

EF_i - corresponde ao somatório dos fatores de correção de Rowland.

O *work index* (WI) é um parâmetro que exprime a resistência do material à cominuição. Numericamente é definido como o trabalho necessário (em kWh) para reduzir a unidade de peso (tonelada curta (*short ton*, $st = 907$ kg) do minério em estudo, desde o tamanho infinito ($d = \infty$) até o tamanho final ($d_{80} = 100 \mu m$).

Determinação dos Índices de Trabalho, WI (*Work Index*)

Bond observou que um único índice de trabalho, WI, não seria suficiente para definir as variações de energia nas etapas de britagem e moagem. Dessa forma, desenvolveu metodologias específicas para determinação de índices de trabalho diferentes para cada estágio. Assim, foram desenvolvidas as metodologias para determinação de três índices de trabalho, quais sejam: WI de impacto; WI para moinho de barras e WI para moinho de bolas.

Os testes de moagem, com o propósito de determinar os índices de trabalho do minério, são realizados em equipamentos e testes padronizados, ambos desenvolvidos por Bond. As determinações devem ser feitas para cada tipo de minério, em escala de laboratório ou piloto, neste último caso quando houver indicação. Todavia, as determinações devem anteceder a etapa de detalhamento do beneficiamento durante um novo projeto. Desse modo, Bond desenvolveu o teste de impacto e os testes de moagem para moinho de barras e bolas.

Teste de Impacto de Bond, WI

A amostra de minério com granulometria entre 75 e 50 mm é selecionada e colocada num sistema composto por dois pesos opostos idênticos de 13,6 kg, montados em duas rodas, conforme ilustrado na Figura 1. No momento em que as rodas são liberadas, os pesos impactam, simultaneamente, lados opostos da amostra, atingindo-a em sua porção menos espessa. A altura de queda aumenta progressivamente até a fragmentação da amostra.

O WI é obtido segundo a expressão da Equação [3], utilizando a média dos valores de 10 (dez) repetições do ensaio.

$$WI = 53,45 \frac{ICS}{SG} \quad [3]$$

em que:

- ICS é a resistência à fragmentação;
- SG é o peso específico do minério;
- WI é o *work index* de impacto.

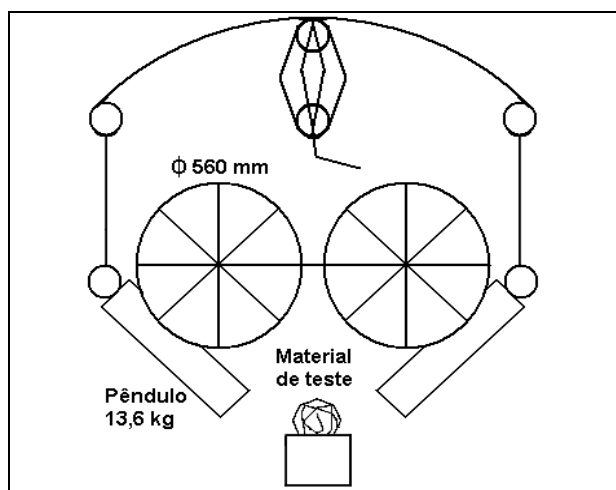


Figura 1 – Esquema ilustrativo do equipamento de teste de WI de impacto.

Teste de WI para Moinho de Barras

O moinho padrão, utilizado na realização dos testes, tem dimensões de 350X610 mm (diâmetro *versus* comprimento), revestimento do tipo ondas simples e opera com velocidade de 46 rpm (60% da velocidade crítica do moinho). Os corpos moedores utilizados são seis barras de aço com 44,5X530 mm (diâmetro *versus* comprimento), e o peso total da carga é igual a 33.380 g.

A amostra do minério, com granulometria abaixo de 12,7 mm, é moída a seco, em um circuito fechado com 100% de carga circulante. Inicialmente deve ser feita uma análise granulométrica da alimentação para determinação do A_{80} .

Para evitar a segregação nas extremidades do moinho, a operação consiste em oito revoluções na horizontal, seguidas por uma revolução a +5 graus e outra a -5 graus. Este procedimento se repete para todos os ciclos até a conclusão do teste. O primeiro ciclo de moagem é realizado com massa inicial equivalente a 1.250 ml, obtida por meio de uma proveta graduada, que, após o ciclo, é vertida em peneiras com aberturas entre 4,75 e 0,212 mm, mantendo-se o moinho inclinado a -45 graus por 30 revoluções.

Após o peneiramento, as frações retida e passante devem ser pesadas e, antes do início de um novo ciclo de moagem, uma quantidade de amostra (alimentação nova), igual em peso à fração passante, deve ser adicionada à fração retida. Desse modo, assegura-se que a alimentação do ciclo seguinte tenha o mesmo valor da massa inicial, isto é, o correspondente a 1.250 ml. Um novo número de revoluções é calculado, repetindo-se vários ciclos de moagem e peneiramento, até a operação atingir o estado de equilíbrio, indicado pela carga circulante com valor constante igual a 100%.

Após o circuito atingir a estabilidade, isto é, carga circulante igual a 100%, procede-se à análise granulométrica do produto final da moagem, com a finalidade de se determinar o P_{80} . Neste caso, o WI de barras pode ser determinado pela expressão da Equação [4].

$$WI = \frac{44,5}{Am^{0,23} Mob^{0,625} \left(\frac{10}{\sqrt{P_{80}}} - \frac{10}{\sqrt{A_{80}}} \right)} 1,102 \quad [4]$$

em que:

- WI índice de trabalho para moagem com barras (kWh/t);
 Am abertura da malha de classificação do ensaio (μm);
 P_{80} abertura (μm) da peneira pela qual passam 80% da massa do produto;
 A_{80} abertura (μm) da peneira pela qual passam 80% da massa da alimentação;
 Mob média dos valores do índice de moabilidade no estado de equilíbrio do teste, isto é, quando a carga circulante atinge o valor estável igual a 250%;
 1,102 fator de conversão de tonelada curta para tonelada métrica.

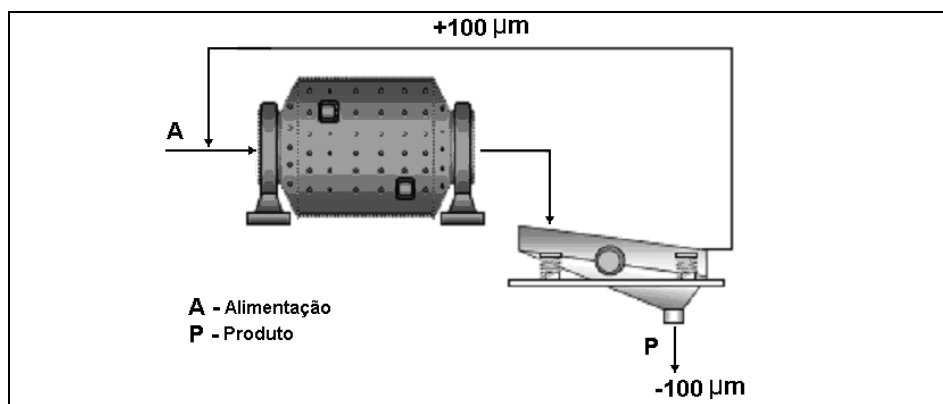


Figura 2 – Desenho esquemático do circuito utilizado para testes de determinação de WI de barras.

O índice de moabilidade (Mob) pode ser determinado pelas médias dos três últimos valores, gramas do produto moído por revolução do moinho (g/rev), quando o sistema atinge o estado de equilíbrio.

Normalmente, o valor do WI para moinhos de barras é maior que o WI para moinhos de bolas, ambos relativos ao mesmo tipo de minério.

Teste de WI para Moinho de Bolas

O moinho padrão utilizado na realização deste teste foi desenvolvido por Bond e possui dimensões de 305X305 mm (diâmetro *versus* comprimento), com extremidades arredondadas, revestimento liso, contador de giros e comando automático de parada. As distribuições granulométrica e ponderada da carga moedora do moinho estão relacionadas na Tabela 1.

Para realização deste teste, deve ser preparada uma alimentação padrão na granulometria abaixo de 3,35 mm. A massa a ser moída no ciclo inicial deve ser equivalente ao volume de 700 mL, obtido com auxílio de uma proveta graduada. A moagem é realizada via seca, e a velocidade de rotação do moinho é de 70 rpm, correspondendo a 91,4% da velocidade crítica do moinho.

Tabela 1 – Distribuições granulométrica e ponderada da carga de bolas do moinho.

Número de bolas	Diâmetro (mm)	Peso (g)
43	36,8	9.094
67	29,7	7.444
10	25,4	694
71	19,0	2.078
94	15,5	815
285	-	20.125

O primeiro ciclo de moagem é realizado com a massa inicial equivalente ao volume de 700 ml e moagem durante um intervalo de tempo definido por 100 revoluções do moinho. O produto final do ciclo é peneirado em uma peneira com abertura da malha do teste, sendo o peso da fração retida registrado. Na etapa seguinte, adiciona-se à fração retida, uma quantidade de amostra, alimentação nova, com o propósito de atingir o valor da massa inicial do ciclo anterior. Os testes são conduzidos de modo que a carga circulante atinja o valor constante igual a 250% (no equilíbrio). O desenho esquemático da Figura 3 ilustra o circuito de moagem utilizado nos ensaios.

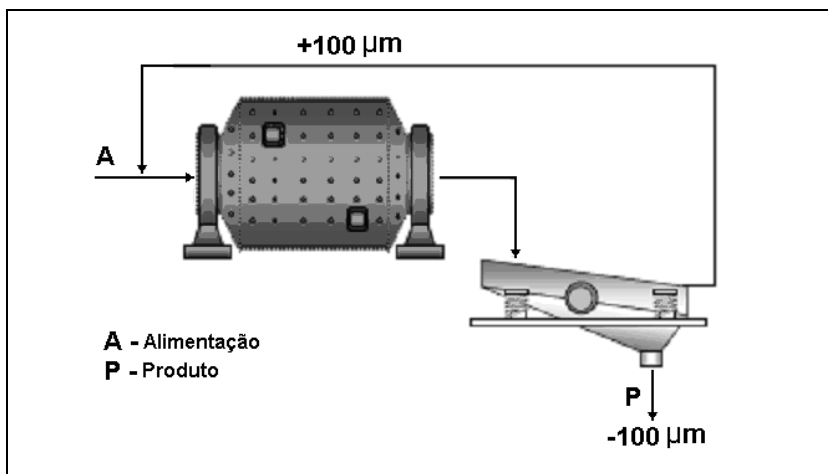


Figura 3 – Desenho esquemático do circuito utilizado nos testes para determinação de WI de bolas.

Após este procedimento, procede-se a análise granulométrica do produto final da moagem e da alimentação do moinho, com a finalidade de determinar os valores do A_{80} e do P_{80} . Dessa forma, o WI, para o moinho de bolas pode ser calculado por meio da Equação 5.

$$WI = \frac{44,5}{Am^{0,23} \times Mob^{0,82} \times \left(\frac{10}{\sqrt{P_{80}}} - \frac{10}{\sqrt{A_{80}}} \right)} \times 1,102 \quad [5]$$

em que:

- Am abertura (μm) da malha de classificação do ensaio;
- WI índice de trabalho para moagem em moinho de bolas (kWh/t);
- P_{80} abertura (μm) da peneira pela qual passam 80% da massa dos produtos;
- A_{80} abertura (μm) da peneira pela qual passam 80% da massa da alimentação;
- Mob média dos três últimos valores do índice de moabilidade no estado de equilíbrio, 2,17 no presente caso;
- 1,102 fator de conversão de tonelada curta para tonelada métrica.

O índice de moabilidade (Mob) pode ser determinado pelas médias dos três últimos valores em gramas/revolução de minério moído. Barbato e Sampaio (2007) descreveram a metodologia para determinação experimental do índice trabalho WI de bolas.

Nota

O teste de Bond não é um bom método de previsão para a moagem de minérios de frações mais grossas, particularmente, para o comportamento de moinhos dos circuitos AG/SAG.

No caso dos moinhos autógenos, assume-se que a redução granulométrica ocorre tanto por impacto quanto por abrasão. Os eventos de quebra por abrasão deixam a partícula original praticamente intacta, e o produto da fragmentação é composto por partículas finas. Todavia, o impacto, normalmente, quebra a partícula em fragmentos com diversas faixas granulométricas.

Nos estudos de caracterização de minério, com a finalidade de dimensionar moinhos para os circuitos AG/SAG, podem ser realizados ensaios de queda de peso (duplo-pêndulo ou *drop weight test*). Desse modo, para quebra com elevados níveis de energia, utilizam-se ensaios de quebra por impacto. Entretanto, os ensaios de tamboramento são utilizados quando se caracterizam quebras com baixos níveis de energia (quebra por abrasão).

A metodologia adotada pelo JKMRC - *Julius Kruttschnitt Mineral Research Centre*, empregada em todo o mundo mineral, incorpora equipamentos especiais para execução de ensaios de caracterização. Assim, os pesquisadores desenvolveram procedimentos para estimar, com base em quebras controladas de partículas individuais, a sua função-quebra, que exprime as características de fragmentação de amostras. Atualmente são mais frequentes dois tipos de equipamentos para ensaios sobre partículas individuais que utilizam o impacto como mecanismo de quebra.

Teste com o Duplo-Pêndulo

No ensaio de duplo-pêndulo, as partículas são fragmentadas pelo impacto de um pêndulo (pêndulo de impacto), a uma altura conhecida, sobre outro pêndulo de balanço (de maior tamanho), no qual a partícula é fixada, conforme ilustração da Figura 4.

O produto da cominuição pode ser correlacionado à energia específica de cominuição utilizada em cada teste com auxílio da Equação [6].

$$E_{CS} = \left[\frac{m_r}{m_i + m_r} \right] (1 - e^2) E_{is} \quad [6]$$

em que:

- E_{CS} energia específica de cominuição (kWh/t);
- m_i e m_r massas dos pêndulos de impacto e balanço respectivamente;
- e coeficiente de restituição;
- E_{is} energia específica utilizada (kWh/t).

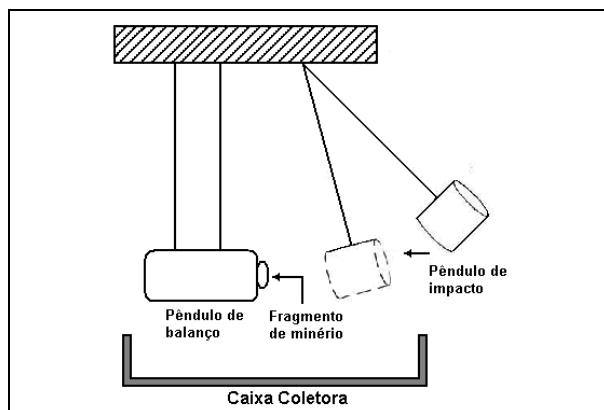


Figura 4 – Desenho esquemático do duplo-pêndulo (Chieregati, 2001).

Após a preparação das amostras, são obtidas massas suficientes para a obtenção de três conjuntos de 25 partículas, com granulometria distribuída em: -31,5 mm +25,5 mm, -22,4 mm +19,0 mm e -16,0 mm +13,2 mm. A massa mínima recomendada é de 10 kg, caso o material esteja totalmente preparado nas faixas granulométricas especificadas. Se houver necessidade de ensaios mais precisos, serão exigidos cerca de 25 kg. No caso dos estudos para dimensionamentos de moinhos relativos aos circuitos AG/SAG, deve-se efetuar o ensaio adicional de tamboramento com fragmentos na faixa de 55 mm e 38 mm, o que eleva a massa mínima total da amostra para cerca de 50 kg.

Após os ensaios, são estabelecidos os níveis energéticos para cada faixa de tamanhos a ser testada. Os lotes assim obtidos são peneirados e, de posse dos resultados, plota-se um gráfico, t_{10} versus E_{CS} , no qual, t_{10} é definido como a porcentagem acumulada passante em 1/10 da malha geométrica γ da fração do teste e E_{CS} é a energia específica de cominuição em kWh/t, conforme ilustrado na Figura 5.

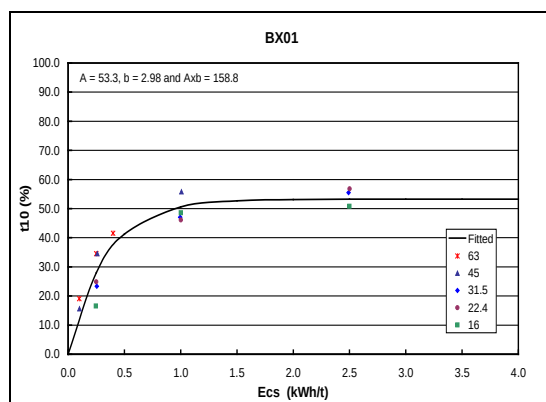


Figura 5 – Representação gráfica (t_{10} versus E_{CS}) dos dados obtidos nos experimentos com o duplo-pêndulo.

Com auxílio de regressão linear múltipla, determinam-se os parâmetros A e b da curva $t_{10} = A(1 - e^{-E_{cs}.b})$, que, além de finalizar a caracterização do minério, assegura as condições para início da parametrização da moagem.

O equipamento de fragmentação de partículas da Figura 4 foi originalmente utilizado na caracterização da fragmentação pelo JKMRC. Apesar de ser um equipamento simples, sua operação e os resultados obtidos possuem algumas limitações (Napier-Munn *et al.*, 1999), conforme relacionado a seguir:

- (i) tempo elevado para realização do ensaio;
- (ii) restrição a determinados valores de energia e tamanhos de partículas;
- (iii) cálculo impreciso da energia de fragmentação, devido ao movimento secundário do pêndulo de balanço.

Drop Weight Tester - DWT

As limitações associadas ao teste do duplo-pêndulo levaram ao desenvolvimento do *drop weight tester* (Figura 6), no qual a partícula que fica sobre uma superfície rígida é atingida por um peso em queda livre.

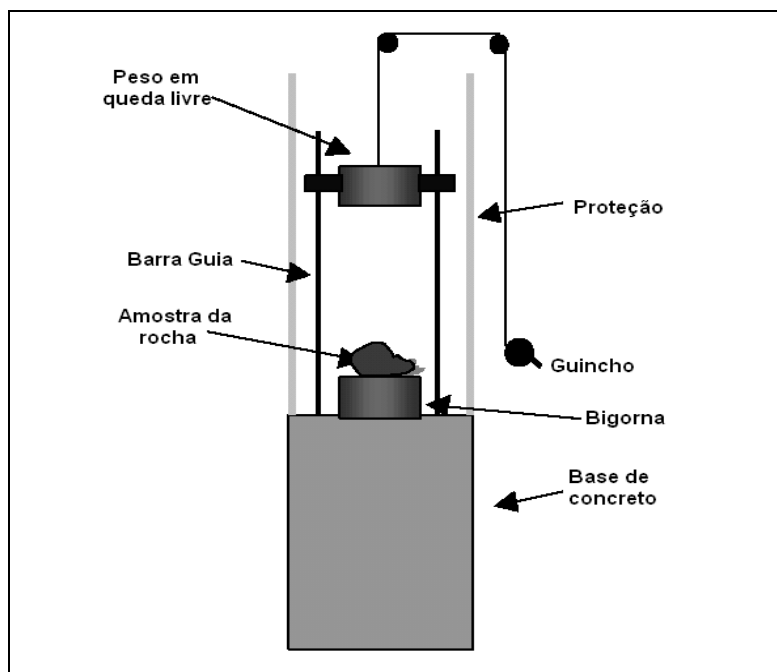


Figura 6 – Desenho esquemático do equipamento *drop weight tester*, desenvolvido pelo JKMRC.

O procedimento do teste é semelhante ao do duplo-pêndulo, no qual as partículas de variados tamanhos são fragmentadas individualmente sob diversos níveis de energia.

A diferença entre a altura inicial, da qual foi solto o peso, e a posição final, após o impacto, é utilizada no cálculo da energia aplicada na quebra da partícula. O cálculo é feito por meio da expressão da Equação [7].

$$E_i = M_g (h - x_M) \quad [7]$$

em que:

- E_i energia utilizada para quebra;
- M massa do peso;
- g constante gravitacional;
- h altura inicial do peso acima da bigorna;
- x_M altura final do peso acima da bigorna.

Considera-se que toda a energia requerida é utilizada na quebra da partícula. Dessa forma, é válida a Equação [8].

$$E_{CS} = E_{is} = E_i / m \quad [8]$$

em que:

- E_{is} energia específica utilizada (kWh/t);
- E_{CS} energia específica de cominuição (kWh/t);
- m massa média da partícula.

O peso padrão utilizado em queda livre no *drop weight tester* é de 20 kg, todavia podem-se utilizar pesos de até 50 kg. A faixa efetiva das alturas varia desde 5 até 100 cm, o que corresponde a uma ampla faixa energética de operação, de 0,01 a 50 kWh/t.

Os produtos fragmentados são posteriormente peneirados com o propósito de estimar o parâmetro selecionado para representar tal fragmentação. Como no ensaio de duplo-pêndulo, os níveis energéticos para cada faixa de tamanhos testada são determinados utilizando-se os parâmetros t_{10} e E_{CS} .

Em relação ao teste de duplo-pêndulo, o ensaio de DWT possui como vantagens (Bearmann *et al.*, 1997):

- (i) ampla faixa de energia aplicada à partícula;
- (ii) curto tempo de operação;
- (iii) ampla faixa de tamanho de partícula;
- (iv) permite estudar a fragmentação de leito de partículas.

Célula de Carga Ultrarrápida – *Ultrafast Load Cell (UFLC)*

A necessidade de aplicações mais específicas e precisas promove, mundo afora, a pesquisa e o desenvolvimento de equipamentos cada vez mais confiáveis para realizações dos ensaios de quebra.

Tavares e Lima (2006) descrevem o uso da UFLC evidenciando que, além de viabilizar a relação entre a energia de impacto e a fragmentação resultante (como faz o duplo-pêndulo e o DWT), ela ainda permite medir precisamente a resistência e a energia específica de fratura primária de partículas individuais.

Na Figura 7A consta um desenho esquemático da UFLC e suas diversas partes, em que: 1 – barra da célula de carga de impacto; 2 – impactor; 3 – eletroímã; 4 – dispositivo para posicionamento do impactor; 5 – caixa de coleta de fragmentos; 6 – sistema laser/foto-diodo. O esquema do sistema eletrônico da célula de carga de impacto está ilustrado na Figura 7B.

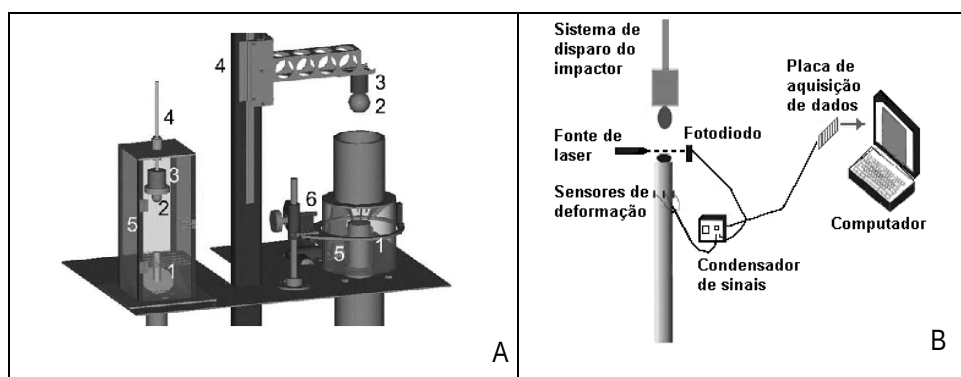


Figura 7 – Em A, esquema ilustrativo da *ultrafast load cell* – UFLC e, em B, esquema do sistema eletrônico da célula.

Neste teste, a esfera de aço cai em queda livre até chocar-se com a partícula de minério. No instante em que a esfera cruza o feixe de laser, a aquisição de dados é iniciada. O impacto, que causa a deformação e fratura da partícula, também é responsável pela propagação de uma onda compressiva no interior da barra de aço. A passagem dessa onda de compressão causa uma deformação muito pequena, entretanto mensurável, nos sensores de deformação (*strain gauges*) de alta resolução posicionados lateralmente na barra metálica.

O aparelho é ainda equipado com uma caixa para a coleta dos fragmentos resultantes de cada ensaio, os quais são colocados com aqueles de ensaios com outras partículas do mesmo lote para que seja realizada a análise granulométrica após o ensaio. Com isso, o aparelho ainda permite avaliar a influência da energia de impacto aplicada, ou da energia efetivamente absorvida pelas partículas, na fragmentação (Neves, 2005).

Programa de Testes em Unidade Piloto

Os argumentos para a realização de um programa de testes em unidades piloto para dimensionamento de moinhos ou estudos de circuitos AG/SAG são os mais variados possíveis. A unidade piloto pode, por exemplo, revelar informações, anteriormente desconhecidas, relativas à influência da recirculação de produtos intermediários sobre a qualidade do produto final. No entanto, o principal objetivo desses estudos não consiste apenas na realização pura e simples dos ensaios. Deseja-se, sobretudo, o desenvolvimento de informações e obtenção de dados que possam ser usados, de modo confiável, pelos especialistas na elaboração de um projeto novo ou na análise de um circuito industrial. Se o projeto de um desejado circuito está baseado em uma tecnologia consubstanciada, como exemplo, um circuito de moagem convencional com bolas, na maioria dos casos, não há necessidade de estudos em escala piloto.

Por estas e outras razões, os testes em escala piloto tornaram-se, há muito tempo, uma referência para determinação dos parâmetros necessários ao dimensionamento de equipamentos de moagem e aos estudos de grandes circuitos industriais, em especial os AG/SAG. Estes são desenvolvidos com o objetivo de operar no pico de eficiência em termos de produtividade e menor custo operacional. Nestes casos, os estudos em unidades piloto são determinantes.

Os moinhos mais utilizados para os estudos em escala piloto são aqueles com dimensões de 1.830X610 mm (6X2 pés) (diâmetro *versus* comprimento), cuja capacidade depende da natureza e complexidade do minério, inclusive do tipo de circuito em estudo.

Assim, as investigações dos circuitos de moagem AG/SAG podem ser feitas em escala piloto, cujas variáveis mais comuns a serem estudadas: consumo de energia, carga e consumo de bolas; velocidade do moinho; formação da fração crítica, natureza do circuito; tamanho da alimentação, dentre outras. Ademais, as determinações das condições operacionais que resultam na otimização do circuito de moagem com menor consumo de energia e maior capacidade também são objetos desses estudos. Apesar das vantagens desses testes, nem todas as variáveis podem ser investigadas em escala contínua nas unidades piloto. Assim, a abertura da grelha do moinho, a área e configuração das janelas dos seixos (*pebble port*), os tipos de revestimentos, os sistemas de suspensão de polpa (*lifters*) podem até ser avaliados em unidades piloto, todavia, é prática comum trabalhar com valores fixos para esses itens. Em resumo, são vários os propósitos dos ensaios em escala piloto, conforme descrito a seguir.

Avaliar as tendências dos diversos tipos de minérios do jazimento à moagem em circuitos AG/SAG.

Investigar, para todos os tipos de minério da jazida, o acúmulo da fração crítica e a evolução de processo, com o intuito de eliminá-la do circuito.

Obter amostras representativas para os testes de laboratório, tais como: flotação, índice de Blaine, testes de separação magnética, dentre outros, quando necessário.

Desenvolver um circuito adequado para a moagem dos diversos tipos de minérios no âmbito do plano de lavra da jazida.

Gerar, de modo confiável, dados experimentais relativos: à capacidade do moinho, ao consumo de energia, ao volume da carga interna do moinho, à avaliação de fatores de riscos, entre outros.

Sampaio, Delboni e Silva (2007) desenvolveram uma metodologia para estudos dos circuitos de moagens AG/SAG em unidade piloto.

PROJETO

Sem levar em consideração os extremos eufóricos ou céticos da indústria de fabricação de equipamentos, a boa notícia é a ampliação do espectro de alternativas que o engenheiro de processos terá para projetar fluxogramas, selecionar e dimensionar equipamentos que, em conjunto, resultam na melhor solução técnica e econômica para circuitos industriais de cominuição.

Os argumentos favoráveis ou detratores a equipamentos individuais de britagem ou moagem serão contrapostos ou esclarecidos por campanhas de testes, em unidade piloto, que incluam diversas alternativas de configuração e equipamentos. Assim os resultados obtidos deverão propiciar a seleção das alternativas tecnicamente viáveis, seguida do dimensionamento dos principais equipamentos industriais de processo.

A fase seguinte compreenderá as análises de variabilidade de desempenho do(s) circuito(s) selecionado(s), em função das características dos vários tipos de minério que compõem o depósito mineral. A qualidade dos modelos matemáticos empregados é de fundamental importância nessa fase dos trabalhos, ou seja, a plataforma de simulação deverá ser suficientemente robusta para reproduzir o desempenho dos vários tipos de minério no circuito. Caso não tenham sido submetidos a testes, em escala piloto, com diferentes tipos de minério, recomenda-se uma campanha de consolidação, cujo escopo dependerá essencialmente das características dos vários minérios considerados.

Nesse contexto, recomenda-se incluir as etapas de concentração para verificar as recuperações metalúrgicas e teores obtidos em cada rota, para cada tipo de minério.

Nessa situação, o ideal é que haja integração dos resultados obtidos nas simulações com o modelo geológico do depósito mineral. Sugere-se a criação de um modelo de blocos interpolado contendo informações como: valores de vazão de alimentação do circuito, recuperações mássicas e teores de concentrado. O produto desse trabalho será a atribuição a cada bloco de lavra, do desempenho, tanto em

termos de quantidade, como de qualidade do concentrado gerado pelo circuito industrial. O sequenciamento da lavra fornecerá, então, resultados de produção discretizados por períodos, que podem ser mensais, semestrais ou anuais.

A existência de eventuais períodos em que não sejam atingidas as metas de produção ou especificações estabelecidas deverá orientar os dimensionamentos, com eventuais inclusões de equipamentos ou alteração do modo de operação, de forma a nivelar os resultados. Os dados e informações assim consolidados deverão ser submetidos a análises econômicas para estabelecimento do circuito final de cominuição.

As etapas já mencionadas constituem-se na linha mestra de uma abordagem integrada para projetos de circuitos industriais de cominuição. Evidentemente que a sua execução pressupõe quantidades significativas de recursos, além de outras dificuldades de natureza logística, estratégica, política, restrições de prazo e verbas.

Embora repleta de dificuldades, a etapa de definição do circuito e equipamentos deve ser encarada como investimento e não como custo, pois a seleção da rota mais adequada a cada caso, certamente, será revertida em melhor lucratividade global do empreendimento e utilização de recursos naturais não renováveis.

Um exemplo bastante didático dessa abordagem foi o adotado pela Mineração Bauxita de Paragominas – MBP/VALE. Na etapa de definição de configuração de circuito, foram comparadas as rotas de combinação de moinhos de barras e bolas com moinho SAG e de bolas. Após as duas campanhas em escala piloto, foram executados os respectivos dimensionamentos e projetos de engenharia. As análises técnica e econômica favoreceram a alternativa SAG/bolas, assim adotada para o projeto. A fase seguinte consistiu na instalação de uma unidade piloto em Paragominas, PA, com o propósito de estudar vários tipos de minérios. Além de consolidar o projeto, os resultados dos testes foram empregados para obter índices de desempenho relativos entre os vários tipos de minério, gerando amostras para condução de testes específicos de sedimentação, filtragem, entre outros.

MOAGEM AG/SAG

Moinhos autógenos e semiautógenos são amplamente empregados em circuitos industriais de cominuição (AG/SAG), cuja capacidade de processamento compreende uma faixa extensa, se comparados aos demais circuitos. A combinação peculiar entre capacidades unitárias elevadas e relações de redução extremamente altas determina uma demanda contínua por equipamentos com dimensões cada vez maiores.

A operação de moinhos com 38 e 40 pés de diâmetro e potência de 20 MW é hoje, em termos de processo, uma alternativa plenamente segura e já se tem notícias de projetos de unidades substancialmente maiores.

Até o final do ano 2000, os fabricantes de equipamentos registraram vendas de mais de 1.000 moinhos para os circuitos AG/SAG, com potência instalada superior a 2,7 GW. Somente nos últimos cinco anos, houve um crescimento de cerca de 17% na potência instalada, caracterizando, de forma consubstanciada, um aumento no emprego de tais equipamentos.

Embora nos últimos anos tenha ganhado um impulso acentuado, o início do emprego de moagem AG/SAG confunde-se com o surgimento de moinhos tubulares, pois, já na década de 1880, observava-se que determinados minérios possuíam características de auto-fragmentação.

Em 1908 foi publicado pelo *AIMME - American Institute of Mining and Metallurgical Engineers* o primeiro trabalho que descreveu moinhos com corpos moedores formados pelo próprio minério. Nas décadas subsequentes houve várias invenções creditadas a *Hedssel* e desenvolvidos pela empresa *Hardinge*, resultando no moinho autógeno comercial *Hardinge-Hedssel*, praticamente, em paralelo aos desenvolvimentos da empresa canadense *Aerofall*, fundada em 1946.

Em 1959, moinhos autógenos foram instalados com sucesso em usinas de moagem de minério de ferro, na América do Norte, aproveitando, assim, as características de taconitos de gerar corpos moedores competentes e de alta densidade. A empresa *Huebec cartier*, contava, nesse mesmo ano, com doze moinhos de 18 pés de diâmetro, com potência instalada de 600 HP, por unidade. A reação dos fabricantes à pressão da indústria de minério de ferro por moinhos com maiores capacidades unitárias teve como consequência o surgimento de moinhos cada vez maiores, a ponto de, em 1966, entrar em operação um moinho com 32 pés de diâmetro e motor de 6.000 HP, com capacidade praticamente igual àquela dos doze moinhos instalados sete anos antes.

A atratividade de usinas com grandes moinhos estava baseada em menores investimentos, se comparada à opção de circuitos com muitas linhas paralelas de pares de moinhos de barras e de bolas. A economia com corpos moedores era também favorável à alternativa de moinhos autógenos. Até 1973, as usinas de minério de ferro receberam os maiores moinhos fabricados até então.

Nos anos 1970 surgiram os primeiros moinhos SAG, visto que a adição de bolas em até 12% do volume da câmara de moagem propiciou, substancialmente, elevada capacidade aos equipamentos. Igualmente, tornava o processo de moagem menos suscetível a variações de características do minério processado. Como a variabilidade das jazidas de minérios de cobre era, em geral, muito maior do que as de minério de ferro, circuitos SAG tornaram-se mais populares. Nessa mesma década, muitas minas de cobre foram expandidas ou entraram em operação. Na Tabela 2 consta um sumário da evolução dos circuitos AG/SAG.

Tabela 2 - Sumário da evolução de moagem com os circuitos AG/SAG (Jones, 2006).

Ano	Moinho	Diâmetro (pé)	Motor (HP)	Ano	Moinho	Diâmetro (pé)	Motor (HP)
1959	AG	18	600	1965	AG	32	6.000
1959	AG	22	1.250	1973	AG	36	12.000
1962	AG	24	1.750	1996	SAG	38	26.800
1962	AG	28	3.500	1996	SAG	40	26.800

Em função das dificuldades enfrentadas pelo primeiro moinho de 40 pés de diâmetro, instalado em 1996, na usina de *Cadia Hill*, na Austrália, a segunda unidade foi instalada quase dez anos depois. Segundo informações de fabricantes, há projetos prontos para moinhos SAG de 42 e 44 pés de diâmetro, este último dotado de motor com 30 MW de potência, pouco mais de 40.000 HP.

Em termos gerais, há atualmente duas configurações de moinhos AG/SAG, quais sejam, a norte-americana com aspecto, ou relação diâmetro:comprimento, de 2:1 ou maior e a europeia/sul-africana com aspecto 1:1 ou menor. Cada tipo de moinho encerra uma aplicação específica.

Moinhos com aspecto baixo, ou seja, com relação diâmetro/comprimento 1:1 ou menor, consomem mais potência por tonelada moída, todavia, geram produtos mais finos. A escola sul-africana é muito particular, pois inclui moinhos alimentados por ROM, que operam em circuito fechado com hidrociclones, gerando produtos finais ($P_{80} = 74 \mu\text{m}$) para etapas subsequentes de flotação. Essa configuração é típica de usinas que processam minérios auríferos lavrados em minas subterrâneas. As dimensões relativamente pequenas de equipamentos de carregamento e transporte impõem a prática de severa fragmentação no desmonte, cujo produto equivale ao de um britador primário típico. A operação desses moinhos é ainda mais atípica já que giram com cerca de 90% da velocidade crítica, contam com revestimentos lisos e descarga periférica.

A escola europeia segue basicamente a mesma linha, porém com moinhos primários tipicamente quadrados (aspecto 1:1), operando em circuito aberto e seguidos, via de regra, por moinhos autógenos secundários, já que os corpos moedores destes são parte do produto dos moinhos primários, conhecidos como moinhos de seixos (*pebble mill*).

Em ambas as escolas predominam moinhos AG com baixas e médias capacidades, potências instaladas típicas de até 5 MW. O maior moinho vendido sob tal configuração tem dimensões de 24X29,5 pés, com potência instalada de 7,2 MW.

A configuração com aspecto alto é típica de operações das grandes minas de cobre das Américas do Sul e do Norte, Austrália e região, no processamento de minérios

auríferos, e de minério de ferro na América do Norte. As capacidades são, geralmente, médias ou altas. Os moinhos dos sistemas AG/SAG incluem descarga através de grelha, revestimentos tipo placa e barra, velocidades típicas de rotação no intervalo de 70 a 80% do respectivo valor crítico, além de processarem minérios com um amplo espectro de características. As cinco configurações básicas de circuito são descritas a seguir.

Circuito em Estágio Único

Esta configuração de circuito de moagem está esquematizada na Figura 8 e inclui operações com moinhos dos sistemas AG/SAG. Trata-se de uma opção de risco para projetos de novas operações (*greenfield*), sendo atualmente aplicada em projetos de expansão (*brownfield*) ou, ainda, em nichos para os quais essa técnica encontra-se consolidada.

Se existem riscos elevados ao se adotar essa opção, há também benefícios, principalmente, pela significativa redução de capital, já que em um único estágio pode ser praticada relação de redução de 1.000:1. Outros importantes atrativos para essa alternativa são os baixos custos relativos de operação, em razão da ausência do consumo de corpos moedores no circuito.

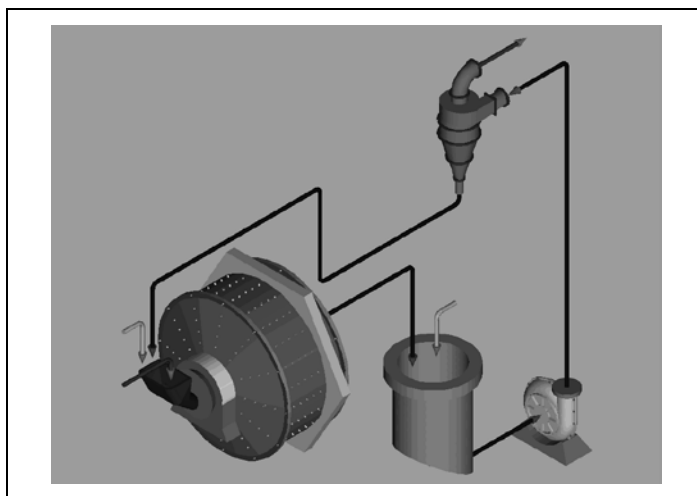


Figura 8 – Ilustração esquema dos circuitos AG/SAG em estágio único.

Operações em estágio único com circuito AG são típicas da escola sul-africana, sendo largamente empregadas pelas grandes mineradoras de ouro da região de Witwatersrand. Na mesma África do Sul, os dois moinhos de alto aspecto da mina de Palabora, com 32 pés de diâmetro, operam desde 1977 com minério de cobre, mesmo contando com a instalação posterior de britadores de seixos (*pebbles*).

Outros exemplos dessa configuração, na África do Sul, são as usinas da *Rustenburg Platinum Mines*, com circuito de *Mortmer AG* (moinho de 14 pés) e

Amandel, com circuitos AG e SAG em estágios únicos. Na empresa *Vaal Reefs*, também sul-africana, nos circuitos de *West Gold Plants*, houve uma sequência de alterações de circuito que iniciou as operações com circuito SAG (moinho de 16 pés de diâmetro) em estágio único, potência de 3 MW e 90% da velocidade crítica, circuito fechado com hidrociclones de 1.050 mm de diâmetro. Numa segunda etapa os circuitos foram convertidos à configuração SAG e, posteriormente, as várias linhas de moagem contaram com estágios secundários em moinhos de bolas. Cada dois moinhos do circuito SAG alimentavam um moinho de bolas (16 pés) equipado com motor de 3 MW.

Na Austrália, os circuitos AG em estágio único são encontrados em *Olympic Dam*, por sinal o maior moinho autógeno (38 pés de diâmetro) em operação no mundo. O minério de cobre e urânio oriundo de mina subterrânea é moído no circuito AG e, posteriormente, submetido à lixiviação ácida. Desse modo, justificou-se a implantação do circuito AG, ao qual não está associada a contaminação da polpa com íons ferro provenientes dos corpos moedores, que provocariam aumento dos custos de lixiviação. De outro modo, tais fatos inviabilizaram os circuitos com bolas, quais sejam, SAG e/ou com moinhos de bolas.

Outro exemplo australiano dessa opção de circuito é a usina de *Kambalda*, implantada pela então WMC - *Western Mining Co*. Embora haja britador de seixos nesse circuito, o moinho autógeno de 24 pés de diâmetro em estágio único processa minério de níquel proveniente de várias minas subterrâneas da região.

As operações em circuitos AG em estágio único são muito sensíveis à falta de coordenação entre a mina e a usina. Pilhas de homogeneização ou pulmão com grande capacidade relativa são de fundamental importância para garantir uma granulometria constante e blendagem adequada entre diferentes tipos de minério. A operação do moinho requer um suprimento constante de minério competente na fração de 250 a 100 mm, além de não possuir tendência acentuada em gerar seixos arredondados, que nesse caso demandaria instalação de britadores para reciclagem desse material após britagem. Por essas e outras razões, a caracterização do minério deve ser detalhada e, para isso, os estudos em unidades piloto são determinantes.

Circuitos com moinho SAG em estágio único são usados há mais de 25 anos, em operações de moagem de bauxita, na Austrália. Nos circuitos de *Wagerup* e *Pinjarra* (Alcoa), a bauxita lavrada é britada em britador primário e posteriormente transportada até as várias linhas de moagem. Cada linha é composta por um moinho semiautógeno que opera em circuito fechado com peneiras DSM. Como os moinhos operam de forma contínua com as fábricas de alumina, a polpa que circula no circuito de moagem contém soda cáustica, como forma de iniciar a lixiviação dos minerais de minério (gibbsita, bohemita e diáspero) já nessa etapa. O produto desses circuitos é relativamente grosso, razão pela qual se empregam peneiras DSM.

Embora de pequeno porte, a moagem de *McArthur River*, no norte do Canadá, é bastante peculiar, pois foi instalada em subsolo. Nesse caso, o circuito configurado no estágio único inclui um moinho no sistema SAG, com dimensões 9,5X15,5 pés (diâmetro *versus* comprimento) com 700 HP de potência instalada e processa minério de urânio.

Outro exemplo de moagem SAG em estágio único é a usina de *Henderson*, que processa minério de cobre e é operada pela empresa Phelps Dodge, nos EUA. Nessa usina há quatro linhas de moagem, na qual há três com moinhos na configuração SAG com dimensões 28X30 pés (diâmetro *versus* comprimento).

Várias minas de minério de ferro, na América do Norte, operaram há décadas no modo AG estágio único, sendo posteriormente convertidos ao sistema SAG estágio único e, em alguns casos, acrescentando moinhos de bolas, o que eleva a capacidade global do circuito. No Chile, a mina de *El Peñon* processa minério aurífero no modo SAG (15,5 pés de diâmetro) em estágio único, que opera em circuito fechado com hidrociclones.

No Brasil, a usina de Jacobina, operada pela Yamana, na Bahia, após a lavra subterrânea, o minério aurífero é britado em um único estágio e, em seguida, moído em duas linhas com circuito SAG, sob configuração fechada com hidrociclone, cujo *overflow* segue para a etapa de lixiviação.

Circuito AG – Seixos (FAP)

A configuração do circuito FAP-AG/SEIXOS inclui duas etapas de moagem, sendo a primeira no modo AG e a segunda com moinho de seixos (*pebbles*) que são obtidos no estágio anterior, conforme indica o desenho esquemático da Figura 9.

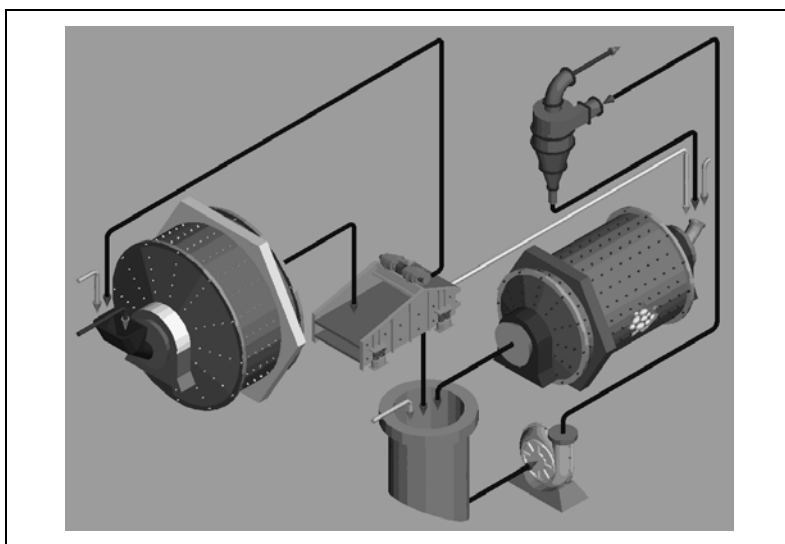


Figura 9 – Moagem autóloga seguida de moagem com seixos, circuito FAP.

A configuração FAP tornou-se uma solução para os obstáculos verificados na configuração de estágio único, visto que as flutuações de operação e desempenho do circuito primário podem ser absorvidas pelo circuito secundário, mediante ajustes na carga circulante deste último. A indesejável acumulação de seixos no moinho primário transforma-se em vantagem, mediante o aproveitamento dos mesmos como corpos moedores para o estágio secundário.

Circuitos FAP demandam elevados investimentos comparados aos SAG para a mesma capacidade de circuito, porém os custos operacionais são significativamente inferiores, em função de desgastes com corpos moedores e revestimentos.

A configuração FAP é frequente em circuitos de moagem da Suécia e Finlândia. O sistema “OG – *Outogenous*” da *Outokumpu* inclui um engenhoso sistema de extração dos seixos já no moinho primário, evitando assim a inclusão da peneira, como ilustrado na Figura 2. Essa configuração é potencialmente atrativa para minérios:

- (i) de urânio, em decorrência da menor geração de íons ferro na polpa;
- (ii) sulfetados, devido à moagem fina, porém sem a excessiva geração de ultrafinos;
- (iii) de ferro, porque nesse caso há menor geração de ultrafinos, benéfica aos processos de filtragem e pelletização.

As usinas de Aitik, na Suécia, e a de Phihasalmi, na Finlândia, empregam o sistema FAP, ambas realizam moagem de minérios sulfetados.

No caso do circuito da mina de *Kiruna*, localizada no norte da Suécia, que processa minério de ferro lavrado em subsolo, o circuito consiste em duas linhas de moagem. Em cada linha há um moinho primário de 21X17 pés (diâmetro *versus* comprimento), seguido de um moinho de seixos de 21X28 pés (diâmetro *versus* comprimento). Parte da fração -35 e +6 mm obtida no tromel do moinho primário é encaminhada ao moinho secundário, no qual formará os corpos moedores e parte será britada e recirculada no moinho primário. A fração -6 mm do moinho primário é classificada em classificador espiral, sendo que a fração grossa retorna ao moinho, e os finos são submetidos à separação magnética. O produto do circuito secundário segue também para a separação magnética, flotação de apatita como subproduto, desaguamento, finalmente, pelletização.

No decorrer dos últimos 50 anos, várias usinas que processam minério de ferro taconititos nos EUA e Canadá adotaram a configuração FAP como alternativa ao estágio único.

Circuito AG – Bolas (FAB)

A configuração FAB, acrônimo para moinho AG primário, seguido de moinho de bolas no estágio secundário, está ilustrada na Figura 10.

O circuito FAB constitui uma alternativa adequada, em termos de consumo de energia, para minérios densos, porém muito competentes. Se por um lado os fragmentos grossos são corpos moedores adequados ao estágio primário, por outro as características da fração crítica são inadequadas à moagem em moinhos secundários de seixos, ou ainda, a irregularidade da vazão das mesmas compromete o desempenho global do circuito.

O aspecto mais favorável à opção FAB em relação à FAP é, portanto, a regularidade da operação de moinhos de bolas, que corrigem eventuais flutuações de desempenho do circuito primário. Essa configuração proporciona um consumo energético específico mais próximo de circuito convencional de britagem em multiestágios e moagem barras/bolas.

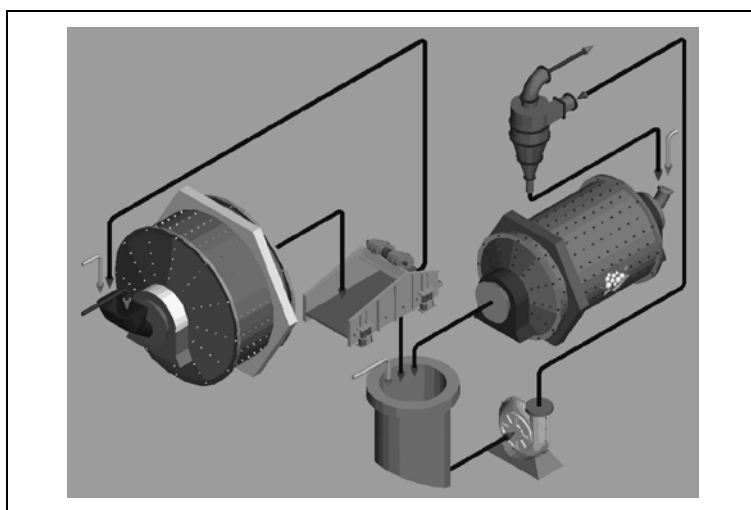


Figura 10 – Ilustração esquemática da moagem autógena seguida de moagem com bolas, circuito FAB.

Um exemplo de sucesso de circuitos que adotaram a opção FAB é o de *Bagdad*, operado pela *Phelps Dodge*, nos EUA. A particularidade desse circuito é a existência de britagem de seixos em dois estágios, gerando um produto relativamente fino, que retorna ao moinho do circuito AG. O circuito de *Bagdad* caracteriza-se por baixos custos de produção em função, principalmente, da alta eficiência energética.

Um exemplo brasileiro é a usina da São Bento, que opera há cerca de 25 anos e está localizada em Minas Gerais. O minério aurífero lavrado em subsolo é encaminhado ao moinho primário (12X12 pés) e, na sequência, ao estágio secundário composto por

um moinho de bolas (8 pés) que opera em circuito fechado com hidrociclones. Portanto, não há britagem no circuito. A economia com corpos moedores no moinho primário contribui para a redução dos custos operacionais, que são bastante elevados, principalmente, devido à etapa de extração do ouro.

O circuito de *Mount Isa*, na Austrália, com dois moinhos de 32 pés de diâmetro, foi projetado para operar sob configuração FAP, sendo posteriormente transformado em SAB.

A alternativa FAB foi considerada no projeto Salobo, da Vale, devido às características de competência e densidade do minério. A inclusão de um britador de reciclo no circuito reforçou a opção pela moagem primária AG, devido à grande quantidade de magnetita que seria separada na carga circulante. Caso a opção fosse moagem SAG, seria muito difícil a remoção das bolas contidas na carga circulante, por conta da existência da fração magnética do minério, também contida na carga circulante.

Circuito SAG – Bolas (SAB)

A configuração moinho SAG primário, seguido de moinho de bolas no estágio secundário está ilustrada na Figura 11.

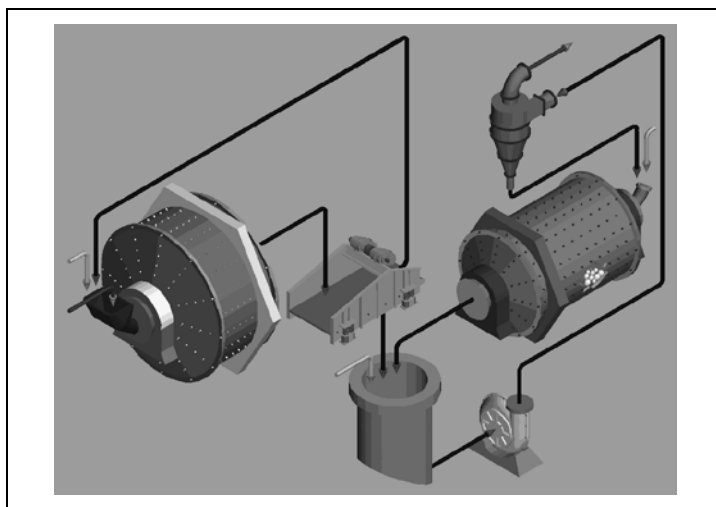


Figura 11 – Ilustração esquemática da moagem semiautógena seguida de moagem com bolas, segundo o circuito SAB.

A alternativa de circuito SAB proporciona grande flexibilidade de operação, adequada a variações substanciais no minério alimentado. Muitas operações inicialmente projetadas no modo FAB foram convertidas para SAB, no qual o incremento de custos com corpos moedores foi inferior ao de produção, advindo com a alteração.

Esse circuito ficou, praticamente, consagrado para grandes projetos de cobre e ouro por 10 anos, entre 1985 e 1995. O circuito permite variações, sob faixas amplas, do tamanho de transferência (T80) entre os circuitos primário e secundário, ou seja, é possível ajustar as relações de redução entre ambos e, consequentemente, a distribuição de energia específica no circuito.

Na comparação de custo de investimento de capital, a alternativa SAB resulta em reduções de até 25% em relação aos circuitos convencionais de britagem e moagem.

Dentre os exemplos de operações que iniciaram sob o modo SAB, destacam-se os circuitos de *Mount Isa*, pertencente atualmente à *Xtrata*, na Austrália, *Chuquicamata* da Codelco e *El Soldado* da *Minera Disputada*, ambas no Chile.

Vários circuitos que iniciaram sob configuração SAG foram posteriormente convertidos em SABC, mediante a instalação de britadores de reciclo no circuito. No Brasil, destaca-se a Mineração Serra da Fortaleza, em Minas Gerais, à época operada pela RTZ do Brasil.

O projeto de expansão da usina da RPM - Rio Paracatu Mineração, localizada em Minas Gerais, inclui britagem primária e moagem primária SAG (38 pés de diâmetro) e secundária em moinhos de bolas, com aproveitamento dos cinco moinhos existentes.

Circuito SAG – Britador de Reciclo - Bolas (SABC)

O acúmulo de determinadas frações granulométricas na carga do moinho (fração crítica) provoca a redução da taxa de alimentação e, portanto, da capacidade do circuito. A questão pode ser resolvida, ou pelo menos mitigada, mediante três alternativas básicas.

A primeira consiste na britagem prévia de frações selecionadas da alimentação do moinho.

A segunda inclui a fragmentação da fração crítica na própria câmara de moagem, mediante o aumento da carga de bolas e/ou da velocidade de rotação do moinho.

Se a situação persistir, após atingir os limites dessas variáveis, a terceira opção é instalar grelhas com algumas aberturas (janelas) (50 a 100 mm), conhecidas como *pebble ports* ou *rock ports*, de forma a permitir a saída da fração crítica da carga, para então britá-la, retornando o produto ao moinho primário.

Esta última opção é denominada SABC e está ilustrada na Figura 12. Caso o produto do britador seja encaminhado ao circuito secundário, o circuito é denominado SABC aberto.

Assim como muitas operações inicialmente projetadas no modo FAB foram convertidas para SAB, várias outras que iniciaram na última configuração foram convertidas em SABC.

Nos últimos dez anos, circuitos SABC passaram a ser praticamente padrão da indústria, quer em expansões de linhas existentes, ou ainda, em novas instalações, demonstrando assim o grau de confiança nesse tipo de circuito.

Na Tabela 3 estão relacionados vários exemplos de usinas industriais que converteram os respectivos circuitos da configuração SAB para SABC. A mesma tabela inclui o ano de conversão e o aumento de capacidade do circuito mediante a introdução do britador de reciclo para britagem de seixos. As informações foram extraídas de vários artigos publicados nas conferências SAG 2001 e 2006.

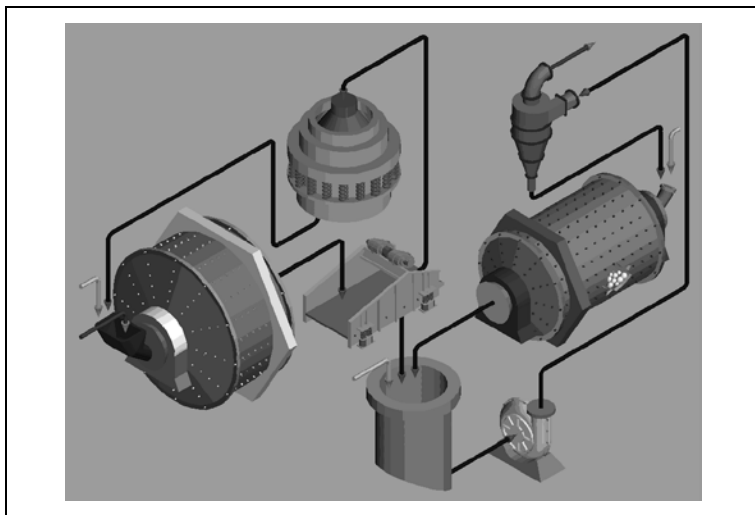


Figura 12 – Ilustração esquemática da moagem semiautógena com britagem e reciclo de seixos, seguida de moagem com bolas, circuito SABC.

Tabela 3 – Sumário da evolução das moagens em circuitos AG/SAG (2001, 2006).

Mina	AC	AC(%)	Mina	AC	AC(%)
<i>Huckleberry</i>	2000	10	<i>Newmont Mill #4</i>	1996	10
<i>Newmont Lone Tree Mill</i>	1999	10 – 15	<i>National Steel</i>	1992	10
<i>SMC Nye Site</i>	1998	10	<i>Inco Clairabelle</i>	1989	50
<i>Fort Knox</i>	1998	10	<i>Wirralie Gold</i>	1989	10–20
<i>Chino</i>	1996	10	<i>Kidston</i>	1988	25
<i>Chino</i>	1989	30 – 60	<i>Similkameen</i>	1986	8
<i>Kennecott</i>	1996	10 – 15	<i>Los Bronces</i>	1985	15
AC- Ano da Conversão AC%- Aumento de Capacidade (%)					

Os incrementos de capacidade de circuito listados na Tabela 3 estão no intervalo de 8 a 60%, com maior frequência de aumentos na faixa de 10 a 15%, valores aceitos como típicos pela indústria.

Uma vez ajustados e bem operados, circuitos de cominuição SABC são extremamente robustos, pois absorvem amplas faixas de variações de tipos de minério, tanto no estágio primário como no secundário. Sob aspecto de projeto inclui o menor investimento unitário (\$/t) dentre todas as demais opções de circuito. Esta última característica da alternativa SABC resulta que um circuito assim configurado oferecerá maior capacidade de alimentação por unidade monetária considerada. Mesmo que o consumo energético não seja o mais adequado, assunto este ainda controverso, o desempenho global faz da opção SABC a mais competitiva e, atualmente, a de menor risco.

Dentre os muitos exemplos de operações sob configuração SABC podem ser citadas as usinas de: *La Candelária* (36 pés de diâmetro), *Escondida* (38 pés de diâmetro), *Collahuasi* (32 e 40 pés de diâmetro), *Pelambres* (36 pés de diâmetro), *Andina* (36 pés de diâmetro), *El Teniente* (36 pés de diâmetro), no Chile; *Fimiston* (36 pés de diâmetro), *St. Ives* (24 pés de diâmetro), *Cadia Hill* (40 pés de diâmetro), na Austrália; *Porgera* (28 pés de diâmetro), na Papua-Nova Guiné; *Freeport* (34,5 e 38 pés de diâmetro) e *Batu Hijau* (38 pés de diâmetro), na Indonésia; *Kennecott*, *Ray – Asarco*, nos EUA; *Highland Valley* (32 pés de diâmetro), no Canadá; *Antamina* (38 pés de diâmetro), no Peru; *Alumbrera* (36 pés de diâmetro), na Argentina.

No Brasil há dois circuitos em operação sob a configuração SABC. O mais antigo é o da Mineração Serra da Fortaleza, que iniciou sua operação em modo SAB e foi posteriormente convertido para SABC, que inclui ainda uma variante de britagem secundária.

O outro é o circuito do Sossego, operado pela Vale, em Canaã dos Carajás, no Pará, que inclui um britador giratório primário, um moinho operando no modo SAG (Φ38 pés), dois britadores cônicos de reciclo, além de dois moinhos de bolas (22 pés), com capacidade nominal de 15 Mt/ano.

A configuração SABC foi também selecionada para os projetos Alemão e Cristalino, ambos de minério de cobre da Vale. Foram feitos estudos conceituais e, em seguida, esses estudos foram consolidados por campanhas de moagem em escala piloto. Igualmente, em operação está o circuito SABC da Mineração Bauxita Paragominas – MBP/Vale, em Paragominas, PA, finalmente, o projeto Cobre da Chapada, da Yamana.

As etapas de definição de circuito, dimensionamento dos equipamentos e estudos de variabilidade do Projeto Bauxita de Paragominas já foram descritas neste trabalho. O minério, britado em dois estágios com britadores de eixos dentados, segue para a pilha de homogeneização retomado para alimentar duas linhas de moagem. Cada linha conta com um circuito SAG (28 pés de diâmetro) e um moinho de bolas (20 pés). Os seixos gerados no circuito SAG seguem para britagem em britadores de impacto. O produto oriundo dessa britagem é encaminhado ao circuito secundário de moagem, configurando assim SABC aberto.

O Projeto Chapada, implantado em Goiás pela empresa Yamana, consta de uma única linha de moagem constituída por um circuito SAG (34 pés de diâmetro), seguido de um moinho de bolas (26 pés), para processamento de minério de cobre e ouro.

Configurações do Circuito de Britagem para Circuitos AG/SAG

O circuito de cominuição em instalações que constam de moagem segundo circuitos AG/SAG possui configuração relativamente simples, se comparada a outras alternativas de moagem. Como a alimentação de moinhos primários do sistema SAG, e principalmente AG, inclui uma fração grossa, geralmente uma única etapa de britagem é suficiente para proporcionar uma distribuição granulométrica adequada à moagem. Na Figura 13 ilustra-se um desenho esquemático típico de circuitos industriais de grande porte, que consistem basicamente em um britador giratório, cujo produto segue para uma pilha pulmão e desta para a alimentação da moagem.

Salvo operações de pequeno ou médio porte, nas quais a lavra é executada em subsolo, a etapa de britagem primária assegura, via de regra, tamanho máximo de alimentação ao moinho. Os grandes britadores giratórios operam com aberturas (APF) de 140 a 150 mm, o que resulta em tamanho máximo de aproximadamente 200 mm, sujeito ao efeito forma dos fragmentos. Em operações menores encontram-se britadores de mandíbulas e, em alguns casos, até britadores de eixos dentados. Uma variante que foi implantada em vários circuitos inclui a etapa de britagem secundária para rebritagem da fração intermediária, conforme ilustrado na Figura 13.

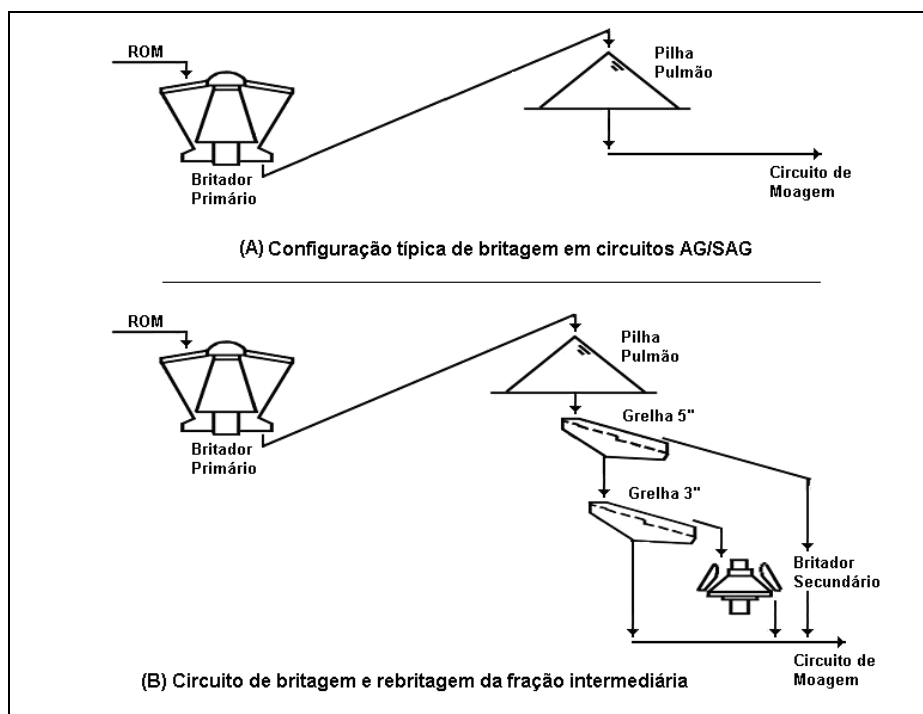


Figura 13 – Configurações típicas de circuitos de britagens em linha com os circuitos AG/SAG.

Nesse caso, a fração crítica é praticamente eliminada da alimentação do moinho. Trata-se de uma alternativa para operações em que o minério ou alguns tipos de minério do depósito mineral possuem forte tendência de se acumular na câmara de moagem de moinhos AG/SAG. Para tais aplicações, mesmo que o circuito de moagem seja configurado em SABC, a alternativa de britagem secundária pode proporcionar aumentos significativos de produção.

A melhor forma de se avaliar o efeito da introdução de um estágio adicional de britagem ao circuito é por meio de ensaios em unidade piloto, segundo os quais se pode variar, com relativa facilidade, a distribuição granulométrica da alimentação do moinho. Mediante o ajuste na granulometria, estima-se o efeito de diferentes malhas para o peneiramento do produto da britagem primária, ou esquemas alternativos de circuito, como britagem secundária, de toda a alimentação do moinho.

Exemplos de circuitos industriais que adotaram com sucesso a opção de britagem secundária da fração crítica são a mina de *Troilus*, que registrou aumento de até 50% de capacidade do circuito de moagem, mina de *Asarco-Ray*, nos EUA, com incremento de 20%, assim como *Kidston*, na Austrália. Na configuração dos circuitos de *Fimiston* e *St. Ives* na Austrália e *La Coipa*, no Chile inclui-se a britagem secundária de todo o produto da britagem primária.

Apesar de ser largamente empregada pela maioria das empresas de mineração de grande porte mundo afora, a aceitação da moagem em circuitos AG/SAG como alternativa segura para processos de cominuição foi progressiva em função, principalmente, da evolução dessa técnica. Além disso, moinhos dos circuitos AG e, principalmente, SAG estão, há décadas, na vanguarda da indústria em termos de dimensões e potência instalada. Esse cenário de aplicação de materiais, métodos de projeto e técnicas construtivas inéditas, entretanto, há que considerar o ônus e os ajustes necessários no início de operação dos maiores equipamentos até então fabricados.

Embora esse contexto seja reconhecido, são comuns os relatos de insucessos de operações industriais que, de alguma forma, enfrentaram situações desse tipo. Cabe lembrar que, mesmo com moinhos de bolas, de tecnologia de projeto, fabricação, implantação e operação até então consolidados, ocorreram fatos semelhantes, como, por exemplo, nos moinhos da usina de *Bouganville*, projeto da RTZ na então Papua-Nova Guiné. Nessa usina o desempenho de moinhos de 18 pés de diâmetro, os maiores até então projetados, foi muito aquém do estipulado.

Um elenco de preconceitos, má informação, conservadorismo e mitos associados à moagem segundo os circuitos AG/SAG está relacionado a seguir.

Operação complexa e instável.	Dimensionamento empírico.
Baixa flexibilidade dos circuitos.	Operação complexa e instável.
Consumo energético específico mais alto.	Pré-operação longa e dispendiosa.
Grandes variações de desempenho em função dos tipos de minério.	
Necessidade de grande massa de minério para ensaios preliminares.	

A análise dos insucessos iniciais ou definitivos de operações com moinhos dos sistemas AG/SAG aponta para algumas causas comuns. De forma individual ou combinada, propiciaram algumas contribuições, quais sejam:

- (i) ausência/insuficiência de informações sobre as características tecnológicas do minério;
- (ii) conhecimento insuficiente das jazidas em termos de graus de variabilidade do minério;
- (iii) critérios inconsistentes de projeto, como relação de redução, carga circulante e potência;
- (iv) critérios de dimensionamento inadequados;

- (v) técnicas complexas para projeto de novas instalações e otimização de circuitos existentes;
- (vi) técnicas inadequadas para controle do processo e instrumentação precária;
- (vii) custos de capital decrescentes somente com o advento de equipamentos de grande porte;
- (viii) baixo índice de entendimento de conceitos e peculiaridades associadas ao processo;
- (ix) inexperiência em projetos de revestimentos, grelhas, mecanismos de descarga, dentre outros, para grandes moinhos.

Várias dessas situações surgem na fase de viabilidade final do projeto, mediante campanhas de ensaios em unidade piloto, seguidas de dimensionamento e seleção dos equipamentos. O modelo matemático calibrado do circuito completo será empregado para simular as variações de desempenho do futuro circuito industrial em função das características dos vários tipos de minério contidos na jazida, conforme resultados de ensaios realizados com amostras de testemunhos de sondagens.

Um acompanhamento detalhado da elaboração e especificações técnicas dos equipamentos, análises criteriosas das propostas técnicas de fornecedores são também etapas fundamentais do processo. Nessa fase podem ser evitadas dificuldades futuras advindas de configuração de grelhas e perfis de revestimento inadequados.

A posta-em-marcha do circuito industrial deve ser balizada como uma etapa de transição entre o projeto/construção e a operação do circuito industrial, diferente portanto da visão de sequências estanques do empreendimento. O comprometimento com o desempenho global do circuito deve assim marcar essa transição, de forma a aproveitar a sinergia entre as equipes que conceberam o projeto e aquelas encarregadas de operar o circuito industrial.

As técnicas de simulação, segundo a modelagem matemática, são recursos comprovadamente eficazes, tanto no dimensionamento dos equipamentos de processo, como na fase de posta-em-marcha, inclusive nas etapas de otimizações contínuas de operações industriais de britagem e moagem. Entretanto, devido à natureza dos modelos e à complexidade dos fenômenos associados, a representação fiel do desempenho de equipamentos e processos está baseada na qualidade das calibrações efetuadas que, por sua vez, dependem de dados representativos da operação modelada. Há, contudo, a necessidade de ajustar modelos relacionados aos mecanismos de fragmentação e transporte que ocorrem na câmara de moagem. Assim, torna-se possível definir plataformas de simulação, que podem ser empregadas desde as análises de sensibilidade de cada variável de operação até as modificações no circuito.

PANORAMA BRASILEIRO

Ao considerar o bem mineral de maior peso nas exportações, os depósitos brasileiros de minério de ferro possuem porções significativas de minério de alto teor de ferro e baixos teores de impurezas. As usinas implantadas para tratamento de minérios de alto teor incluíram assim circuitos de britagem e peneiramento, ou ainda, aproveitamento de finos naturais de alto teor. A ocorrência de finos naturais com teor mais baixo motivou a construção de usinas dotadas de etapas de concentração. A cominuição intensiva de minérios de ferro só entrou em cena com a decisão de aproveitar, mediante moagem, os itabiritos do Quadrilátero Ferrífero. A moagem de produtos intermediários para pelletização tem grande importância relativa no setor.

Desse modo, grande parte da produção brasileira de minério de ferro não depende de cominuição intensiva como os minérios que ocorrem na América do Norte ou na Escandinávia, por exemplo.

Outro setor que, embora importante, inclui somente operações de britagem, lavagem e classificação é a indústria de bauxita, se bem que, a etapa de produção de alumina seja iniciada com a moagem do minério de alumínio. Nesse caso é comum a combinação de moinhos de barras e bolas e, mais recentemente, circuitos de moagem SAG no projeto integrado Bauxita de Paragominas e Alumina da Alunorte, empreendimento da Vale no estado do Pará.

No setor de minério de fosfato, as principais usinas brasileiras processam minérios de porções alteradas de depósitos minerais com origem magmática. O circuito padrão consiste de britagem em multiestágios, seguida de etapas de moagem em moinhos de barras e bolas. A grande quantidade de finos nesses minérios torna os circuitos de britagem e moagem peculiares, incluindo separação magnética em cargas circulantes ou entre etapas de moagem e vários estágios de classificação para promover a concentração separada da apatita contida nos finos. As usinas de Catalão e Tapira, da Ultrafertil, e Araxá, da Bunge, estão assim configuradas.

Como os principais depósitos de minério de nióbio ocorrem nessas mesmas chaminés alcalinas de minério de fosfato, o fluxograma das usinas de tratamento é semelhante ao acima descrito.

Ainda no setor de matérias-primas para a indústria de fertilizantes, as usinas de Taquari Vassouras, SE, e Cajati, SP, respectivamente de minérios de potássio e fósforo, possuem moagem unitária com moinhos de barras em circuito fechado.

A produção brasileira de concentrados de metais básicos não se encontra entre as maiores do mundo e advém de operações de pequeno e médio porte, à exceção da usina do Sossego/Vale, que iniciou sua produção em 2004.

Nas minas de pequeno e médio porte, a lavra é subterrânea, cujo produto alimenta usinas com etapas de britagem, peneiramento, moagem e classificação, seguidas de concentração por flotação de minerais sulfetados e/ou, no caso do zinco, de minerais silicatados. Nesse setor há várias usinas com moagem unitária, ou seja, que operam em estágio único de moagem com moinhos de bolas a exemplo das usinas de Morro Agudo e Vazante, MG, da Votorantim Metais e Mineração Caraíba, BA.

A mineração de ouro, no Brasil, também não inclui circuitos de grande capacidade, com exceção da RPM, pertencente à *Kinross*, que processa minério com teor da ordem 0,35 g/t. Atualmente, a RPM processa 50 Mt/ano, mediante a utilização de circuito SAG e moinho de bolas, inclusive com o aproveitamento dos moinhos existentes. As demais empresas operam minas subterrâneas com circuitos de cominuição de pequena capacidade.

As usinas do Queirós e Crixás, da Mineração Morro Velho, bem como Fazenda Brasileiro, da Yamana, adotam também moagem unitária em moinhos de bolas, alimentada pelo produto de circuitos de britagem. Do mesmo modo, o minério tratado na usina de Jacobina, da Yamana, provém de mina subterrânea, da qual é encaminhado para britagem e moagem unitária em moinhos do sistema SAG. O fluxograma da usina da Mineração São Bento sem britagem e um moinho operando no modo AG realiza a moagem primária, cujo produto segue para um moinho de bolas.

O fluxograma das principais usinas que processam minério de manganês, da jazida do Azul, em Carajás, e de ferro, em Corumbá, MS, ambas da Vale, incluem etapas de britagem e peneiramento e, na usina do Azul, classificação em classificadores espiral. A produção de bióxido de manganês no Azul inclui moagem a seco em um circuito com moinho tipo Raymond.

Os depósitos brasileiros de minérios de níquel incluem minérios sulfetados ou oxidados. Na primeira categoria destaca-se a Mineração Serra da Fortaleza – MSF, implantada pela empresa Rio Tinto e posteriormente adquirida pela Votorantim Metais. Nesse circuito, a configuração SAB foi adotada no início do projeto e, posteriormente, convertida em SABC, incluindo uma etapa de britagem secundária.

A cominuição de minérios oxidados de níquel, geralmente, conta apenas com estágios de britagem. O projeto Níquel do Vermelho, que deverá ser implantado pela Vale, no Pará, inclui operações de britagem em equipamento de rolos dentados, lavagem, classificação em hidrociclones, atrição e peneiramento de alta frequência.

A produção de cassiterita, de origem aluvionar, marcou o início das operações de minas de minério de estanho na região Norte do Brasil. Posteriormente, o estanho contido em minérios primários aumentou sua participação no cenário nacional.

Na mina do Pitinga, localizada no Amazonas, há estágios de britagem e moagem em moinhos de barras, para processar o minério granítico. Na mina do Bom Futuro, localizada em Rondônia, predominam moinhos de martelos em várias operações de pequeno porte.

O Brasil é um grande produtor mundial de cimento e, portanto, processa grandes quantidades de calcário, a principal matéria-prima mineral dessa indústria. Os circuitos de britagem possuem suas peculiaridades em função, principalmente, das características dos calcários brasileiros: abrasividade baixa e resistência de baixa a média à britagem e moagem. A britagem é executada em circuitos de multiestágios que incluem combinações de britadores de mandíbulas ou giratórios em grandes operações, além de britadores cônicos secundários e terciários. Britadores de impacto são largamente empregados na indústria cimenteira, pois oferecem uma combinação favorável às elevadas capacidades e razões de redução. Circuitos configurados com britadores de impacto propiciam alta capacidade e menor número de estágios, se comparados a outros tipos de britadores.

A moagem na indústria cimenteira é efetuada a seco em moinhos multicâmaras ou de rolos de alta pressão. Os primeiros consistem em moinhos tubulares dotados de divisão intermediária formando duas câmaras, a primeira contendo bolas de maior diâmetro, enquanto, na segunda, a carga conta com bolas de menor diâmetro relativo. Os moinhos de rolos verticais são equipamentos adequados à geração de produtos finos e, segundo especialistas, possuem menor consumo energético específico, quando se compara o desempenho destes com moinhos de bolas. Os sistemas de moagem operam em circuito fechado e incluem aeroclassificadores, exaustores e filtros.

A indústria de agregados para a construção civil possui importância relevante no setor mineral, dado o volume elevado de produção, principalmente em regiões metropolitanas das grandes cidades brasileiras. Neste setor predominam britadores de mandíbulas e cônicos em circuitos de britagem com multiestágios até as etapas terciária ou quaternária, dependendo dos produtos finais comercializados.

MOAGEM AG/SAG

Seguindo-se as tendências observadas até o momento, as operações de circuitos de cominuição continuarão com os maiores itens de custo operacional em usinas de tratamento de minérios, quer pelo consumo de energia e/ou revestimentos, quer pelos corpos moedores. Avanços na eficiência de utilização de energia e diminuição do desgaste de revestimentos e corpos moedores são os principais desafios para os grupos dedicados às pesquisas nessa área.

A reconhecida resistência da indústria de mineração e, em particular, dos fabricantes de equipamentos de britagem e moagem a rápidas mudanças tecnológicas é fundamentada nos altíssimos investimentos necessários, cujos retornos previstos dependem de combinações favoráveis de projetos bem planejados que, ao serem implantados, resultem em operação estável e segura. Esses fatores, associados ao longo tempo de maturação, praticamente determinam a defasagem tecnológica entre o que se pratica na indústria e os desenvolvimentos recentes no setor.

O cenário torna-se ainda mais particular ao se considerar que os grandes desenvolvimentos registrados no setor são oriundos da própria indústria ou de pesquisadores a ela diretamente ligados.

Se a descrição é válida para aspectos de progresso e revolução em desenvolvimento de equipamentos, a área de aplicação de métodos e processos possui um panorama bastante diferente. Se, por um lado, as patentes da maioria dos britadores e moinhos em operação datam de muitas décadas, as técnicas empregadas atualmente para projeto de novas instalações, sobretudo na melhoria de desempenho de instalações existentes, são radicalmente diferentes das praticadas há algumas décadas.

As técnicas de simulação com base em modelagem matemática são recursos comprovadamente eficazes, tanto no dimensionamento de equipamentos, como em circuitos integrados de processo. Uma vez configurado e calibrado, um simulador pode assim retratar a operação de um circuito completo de britagem, peneiramento, moagem e classificação, seja para fins de projeto ou ainda de exploração de alternativas para melhoria de desempenho de circuitos existentes, geralmente, via aumento de capacidade.

Os principais modelos matemáticos empregados nos simuladores são de natureza empírica e fenomenológica. Na primeira categoria destacam-se os modelos de hidrociclones, principalmente de Lynch (Nageswararao) e Plitt, ambos originalmente desenvolvidos no final da década de 1970. Modelos fenomenológicos dominaram o início da aplicação do método do balanço populacional a equipamentos de britagem e moagem.

O grande interesse no avanço de desempenho de circuitos industriais motivou o desenvolvimento de modelos que associam mecanismos de fragmentação e transporte que ocorrem em moinhos e britadores a variáveis essencialmente fenomenológicas. Assim, variáveis como taxa de quebra, obtidas inicialmente somente por meio de retrocálculo, são associadas, em modelos mais recentes, a parâmetros que determinam a movimentação da carga na câmara de moagem, como velocidade de rotação e grau de enchimento.

Modelos classificados como fundamentais ganharam importância relativa nos últimos anos. Superada a limitação inicial de longos períodos de processamento em supercomputadores, métodos de elementos discretos são atualmente consolidados para análise, por exemplo, de movimentação da carga em moinhos, em função de perfil de revestimento.

Embora não sejam utilizados em simuladores de processo, integrados, portanto, em circuitos completos de cominuição, a tendência é o aprimoramento de modelos fundamentais que assim deverão ser progressivamente mais empregados nessa área.

Sistemas especialistas deverão proporcionar evolução contínua e progressiva inclusão nos circuitos industriais de moagem.

Os rumos de trabalhos de pesquisa tecnológica devem ser estabelecidos não apenas em função das vocações individuais dos pesquisadores, mas, sobretudo, considerando a capacidade dos grupos de pesquisadores identificados nos centros de pesquisa e universidades. Programas de mestrado devem ser dirigidos, principalmente, a pesquisas aplicadas nas áreas de atuação de engenheiros que optem pelo avanço do conhecimento, nas respectivas áreas de atuação ou a recém-formados que optem pela carreira de pesquisa e ensino.

Núcleos de centros de excelência dedicados à formação de doutores devem ser formados por pesquisadores maduros e engenheiros com reconhecida dedicação às linhas de pesquisa selecionadas. Nesses ambientes, o foco deve ser a inovação tecnológica em áreas definidas como prioritárias para a região em que se encontram ou, alternativamente, em âmbito nacional.

A falta de tradição de fomento da indústria mineral brasileira às instituições de pesquisa merece ser revista. A proposição de alternativas para reversão desse cenário é, portanto, um desafio.

REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS

- BOND, F.C. 1952. The third theory of comminution. Transactions of American Institute of Mining and Metallurgical Engineers, vol.193, p.484-94.
- JONES, S.M. 2006. Autogenous and semi-autogenous mills 2005 update. International autogenous and semiautogenous grinding technology 2006. vol.1, p.398-425.
- CONFERÊNCIAS SAG 2001 e 2006. International autogenous and semiautogenous grinding technology 2001 e 2006, Vacouver, Canada.
- BEARMAN, R.A., 1995. Crushing plant performance a function of blast fragmentation? 4th Nordic Conference on Aggregates Research, Helsinque.

- BEARMAN, R. A.; BRIGGS, C.A.; KOJOVIC, T. 1997. The application of rock mechanics parameters to the prediction of comminution behaviour. *Minerals Engineering*. vol. 10, nº 3, 255-264.
- CHIEREGATI, A.C. *Novo Método de Caracterização Tecnológica para Cominuição de Minérios*. São Paulo, 2001, 148p. Dissertação (Mestrado) – Escola Politécnica de São Paulo. Departamento de Engenharia de Minas e Petróleo.
- LIMA, A.S. *Calibração da célula de carga de impacto e aplicação na investigação da fratura de materiais particulados*. Rio de Janeiro, 2005. Projeto Final de Curso. Universidade Federal do Rio de Janeiro. Departamento de Engenharia Metalúrgica e de Materiais.
- NAPIER-MUNN, T. J. et al. Mineral cominution circuits. Their Operation and Optimisation, Julius Kruttschnitt Mineral Research Centre / University of Queensland, 1999 (JKMRC Monograph Series in Mining and Mineral Processing).
- NEVES, P.B. *Características de fragmentação e microestruturas de rochas e seu comportamento na britagem para produção de agregado*. Rio de Janeiro, 2005. Tese de Mestrado, 150 p. Universidade Federal do Rio de Janeiro. Departamento de Engenharia Metalúrgica e de Materiais.
- TAVARES, L. M. M e LIMA, A. S. Célula de carga de impacto na caracterização de materiais para cominuição. Parte 1: Calibração. *Revista Escola de Minas, Ouro Preto*, p. 671-69, 2006.
- SAMPAIO, J. A.; JUNIOR DELBONI, H. e da SILVA, A. O. Moagem autógena – um estudo em escala piloto. In: Sampaio, J. A.; França, S. C. A. e Braga, P. F. A. (Ed.) *Tratamento de Minérios: Práticas Laboratoriais*. Rio de Janeiro. CETEM/MCT 2007. p.191-217. 557p.
- BARBATO, C. N. e SAMPAIO, J. A. Determinação experimental do índice trabalho, (WI). In: Sampaio, J. A.; França, S. C. A. e Braga, P. F. A. (Ed.) *Tratamento de Minérios: Práticas Laboratoriais*. Rio de Janeiro. CETEM/MCT 2007. p.179-192. 557p.
- JR. ROWLAND, C. Selection of rod mills, ball mill, pebble mill and regrind mills. In: Andrew L. Mular and Gerald V. Jergensen, II (Editores) *Design and installation of comminution circuits*. Society of Mining Engineers. p.393-438. 557p. New York, 1982.

CLASSIFICAÇÃO E PENEIRAMENTO

Julio Cesar G. Correia

Químico Industrial pela UFF, Doutor em
Engenharia Mineral pela USP
Pesquisador Titular do CETEM/MCT

INTRODUÇÃO

Os métodos de tratamento de minérios que envolvem classificação e peneiramento apresentam como objetivo em comum, a separação de um certo material em duas ou mais frações, com partículas de tamanhos distintos.

No caso específico do peneiramento, existe uma separação, levando-se em conta o tamanho geométrico das partículas, enquanto que para o método de classificação, a separação é realizada tomando-se como base o conceito da velocidade em que os grãos atravessam um certo meio fluido. No processamento mineral, o meio fluido mais utilizado é a água. A classificação a úmido é aplicada, normalmente, para partículas com granulometria muito fina, onde o peneiramento não funciona de uma forma eficiente.

FUNDAMENTOS DA CLASSIFICAÇÃO

Quando se tem uma partícula em queda livre no vácuo, ela está sujeita a uma aceleração constante e sua velocidade aumenta indefinidamente, qualquer que seja seu tamanho ou densidade. Se, contudo, a partícula cai em um outro meio que não o vácuo, este oferece uma resistência ao seu movimento, a qual aumenta em razão direta com a velocidade, até atingir um certo valor constante. Quando as duas forças que atuam na partícula (gravitacional e de resistência do fluido) se tornam iguais, a partícula atinge uma velocidade denominada terminal e passa a ter uma queda com velocidade constante.

A natureza da resistência do fluido depende da velocidade de queda. Para baixas velocidades o movimento é suave, pois a camada de fluido em contato com a partícula move-se com ela, enquanto o fluido como um todo permanece estático. Para altas velocidades a principal resistência é atribuída à perturbação do fluido, como um todo, pela partícula, caracterizando um regime denominado de turbulento.

Independentemente do regime que predomine, a aceleração da partícula tende a decrescer rapidamente com o tempo, sob a ação das forças atuantes, e a velocidade terminal é sempre atingida.

Sedimentação em Queda Livre

A sedimentação em queda livre refere-se ao movimento da partícula imersa em um fluido e que tende, sob a ação da gravidade, a percorrer uma distância teoricamente infinita. Ela é verificada quando a percentagem de sólidos for menor que 15% em peso.

No cálculo da velocidade terminal, ou seja, a velocidade constante que uma partícula adquire ao sedimentar em um meio fluido, obtém-se uma equação na qual a soma de todas as forças que atuam sobre ela seja zero.

De acordo com a segunda lei de Newton, tem-se:

$$F = m \cdot a \quad [1]$$

onde:

F = força resultante que atua sobre a partícula (N);

m = massa da partícula (kg);

a = aceleração da partícula (m/s^2).

Neste caso, as forças que atuam sobre a partícula são: a da gravidade (mg), a de empuxo ($m'g$) e a da resistência (R), sendo a força resultante (F) expressa por:

$$F = mg - m'g - R = m \frac{dv}{dt} \quad [2]$$

onde:

m = massa da partícula (kg); g = aceleração da gravidade (m/s^2);

m' = massa do fluido deslocado (kg); R = força de resistência (N).

v = velocidade da partícula (m/s);

O cálculo de massa das partículas, consideradas esféricas, e do fluido deslocado, podem ser obtidos segundo as Equações [3] e [4].

$$m = \frac{4}{3} \pi r^3 d_s \quad [3]$$

$$m' = \frac{m}{d_s} d_f \quad [4]$$

sendo:

d_s = densidade do sólido;

d_f = densidade do fluido;

r = raio da partícula (m).

Quando a velocidade terminal é atingida, $\frac{dv}{dt} = 0$ e a Equação [2] reduz-se a:

$$R = g(m - m') \quad [5]$$

onde:

g = aceleração da gravidade (m/s^2).

A força de resistência na sedimentação em queda livre é calculada com base nas leis de Stokes e Newton, respectivamente para os regimes laminar e turbulento.

Quando as partículas (esféricas) são pequenas ($r < 50 \mu\text{m}$) o regime é considerado laminar e a força de resistência calculada por:

$$R = 6\pi\mu r v_t \quad [6]$$

onde:

μ = viscosidade do fluido (kg/ms);

r = raio da esfera em (m);

v_t = velocidade terminal da partícula (m/s).

Substituindo-se as fórmulas [3] e [4] e a expressão [6] na equação [5] tem-se a seguinte equação para a velocidade terminal (V_T):

$$V_T = \frac{4r^2 g}{18\mu} (d_s - d_f) \quad [7]$$

Para o caso de partículas grossas ($> 5 \text{ mm}$), o regime passa a ser turbulento, e a lei de Newton substitui a de Stokes.

Deste modo a força de resistência é dada pela expressão:

$$R = Q (\pi/2) d_f r^2 v^2 \quad [8]$$

onde:

Q = coeficiente de resistência.

Substituindo-se [8] em [2] tem-se a seguinte expressão para velocidade terminal.

$$V_T = \sqrt{\frac{8gr}{3Q} \left(\frac{d_s - d_f}{d_f} \right)} \quad [9]$$

As leis de Stokes e de Newton, para um fluido em particular, podem ser simplificadas, respectivamente, para:

$$V_T = k_1 r^2 (d_s - d_f) \quad \text{e} \quad [10]$$

$$V_T = k_2 [r(d_s - d_f)]^{1/2} \quad [11]$$

onde:

k_1, k_2 = constantes;

$d_s - d_f$ = densidade efetiva de uma partícula de densidade d_s em um fluido de densidade d_f .

Essas leis mostram que a velocidade terminal da partícula, em um dado fluido, é função apenas do tamanho e da densidade da partícula, concluindo-se portanto que:

- (i) se duas partículas têm a mesma densidade, a partícula com maior tamanho terá maior velocidade terminal;
- (ii) se duas partículas têm o mesmo tamanho, a partícula mais densa terá maior velocidade terminal.

Considere duas partículas minerais de densidades (d_a) e (d_b) e diâmetros (D_a) e (D_b), respectivamente, caindo em um meio fluido de densidade d_f , a uma mesma taxa de sedimentação. Suas velocidades terminais devem ser as mesmas e tem-se pela aplicação direta das leis de Newton e Stokes que:

$$\rho_r = \frac{D_a}{D_b} = \left(\frac{d_b - d_f}{d_a - d_f} \right)^n \quad [12]$$

sendo:

D_a e D_b = diâmetros das partículas a e b respectivamente;

d_a e d_b = densidades das partículas a e b respectivamente;

d_f = densidade do fluido;

$n = 1$ para lei de Newton;

0,5 para lei de Stokes.

Esta expressão é conhecida como razão de sedimentação livre que é a razão de tamanho de partículas necessária para que dois minerais tenham a mesma velocidade terminal de sedimentação.

Substituindo-se as fórmulas [3] e [4] e a expressão [6] na equação [5] tem-se a seguinte equação para a velocidade terminal (V_T).

$$V_T = \frac{4r^2g}{18\mu}(d_s - d_f)$$

Na faixa granulométrica intermediária ($0,05 < r < 5$ mm), onde a classificação a úmido é normalmente realizada, não há nenhuma lei definida. Uma das expressões sugeridas para traduzir a resistência oferecida pelo fluido nesta faixa é dada pela combinação das forças de resistência regidas pelas leis de Stokes e de Newton, obtida por Oseen, e expressa pela seguinte equação:

$$R = 6\pi\mu r V_T \left(1 + \frac{3d_f V_T}{8\mu} \right) \quad [13]$$

Sedimentação em Queda Impedida

A sedimentação em queda impedida (ou queda retardada) é caracterizada pelo movimento de uma partícula em uma polpa. Com o aumento da densidade da polpa, o movimento de sedimentação de cada partícula é influenciado pelo movimento das demais e pelo deslocamento da água através dos espaços entre as partículas, resultando para esta partícula, uma velocidade terminal de sedimentação menor do que a de queda livre.

A velocidade de sedimentação em queda impedida pode ser calculada pela equação [14], sendo esta uma forma modificada da lei de Newton aplicada para queda livre.

$$V = k [D(d_s - d_p)]^{1/2} \quad [14]$$

onde:

k = constante;

D = diâmetro da partícula (m);

d_s = densidade de partícula;

d_p = densidade de polpa.

Similarmente à sedimentação em queda livre, pode-se definir uma razão de sedimentação em queda impedida que será dada por:

$$z = \frac{D_a}{D_b} \left(\frac{d_b - d_p}{d_a - d_p} \right) \quad [15]$$

onde:

D_a e D_b = diâmetros das partículas a e b respectivamente;

d_a e d_b = densidades das partículas a e b respectivamente;

condição : ($d_b > d_a$)

Essa razão de sedimentação é sempre maior do que a em queda livre, e quanto mais densa a polpa, maior será a razão do diâmetro de partículas com velocidades terminais de sedimentação idênticas.

Aplicações de Sedimentação em Queda Livre e Queda Impedida na Classificação

(1) A comparação entre as quedas livre e impedida pode ser feita de maneira mais clara. Supondo-se que se tenha cinco pares de partículas esféricas de quartzo ($d_Q = 2,65$) e galena ($d_G = 7,5$) de 10, 20, 30, 40 e 50 mm de diâmetro e outros cinco pares das mesmas espécies de 0,1; 0,2; 0,3; 0,4 e 0,5 mm de diâmetro em queda livre

na água e depois em queda impedida em uma suspensão de partículas muito finas de quartzo em água com 40% de sólidos e 60% de água (em volume) ou seja, com a seguinte densidade:

$$D_p = (2,65 \times 0,40) + 1,00 \times 0,60 = 1,66$$

Para que as esferas grossas de quartzo e galena tenham a mesma velocidade terminal em quedas livre e retardada, a razão de sedimentação (z) será igual a 3,94 e 5,90, enquanto que para partículas finas esta razão será de 1,98 e 2,43, respectivamente.

Observando a Figura 1, verifica-se que as condições ideais para classificação por tamanho em um fluido são estabelecidas no caso de queda livre de partículas pequenas (3ª coluna). Por outro lado, as melhores condições para a classificação ou separação por diferença de densidade são estabelecidas na queda retardada de partículas grossas (2ª coluna). Neste último caso, por exemplo, se a queda das referidas partículas ocorre num tubo onde se admita uma suspensão com densidade de 1,66 e com velocidade ascendente igual àquela assinalada na 2ª coluna, ocorrerá uma separação completa entre as partículas de quartzo que vão transbordar e as de galena que acabam se sedimentando no fundo do aparelho.

Conclui-se com isso que a sedimentação em queda livre é utilizada quando se dá ênfase, na classificação, ao efeito do tamanho das partículas, enquanto que a em queda impedida será utilizada para aumentar o efeito de densidade sobre a separação.

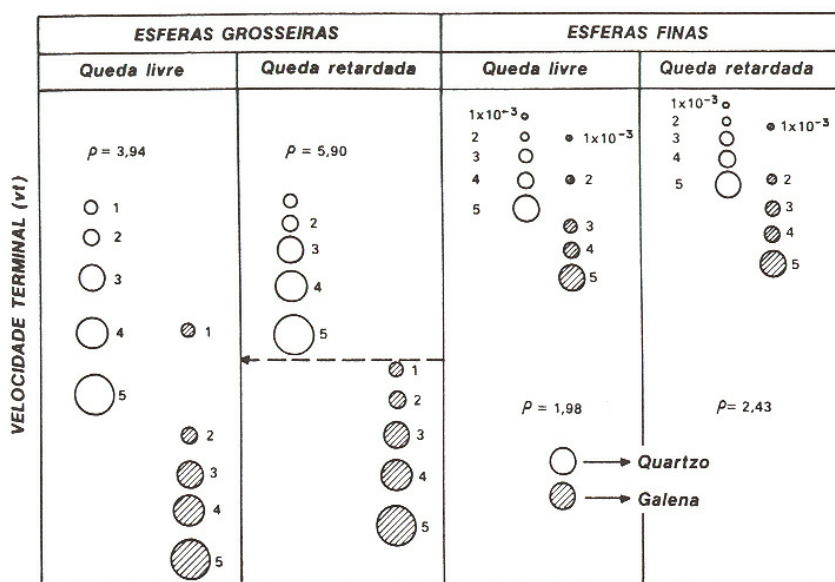


Figura 1 – Exemplo de queda livre e queda retardada de esferas grossas e finas de quartzo e galena.

TIPOS DE CLASSIFICADORES

Os classificadores podem ser divididos em vários grupos dependendo do mecanismo, do fluido utilizado, etc, conforme é apresentado na Quadro 1.

Quadro 1 – Tipos de classificadores em função do mecanismo e do fluido utilizado.

Autor	Tipos de Classificação	
Trajano (1)	-Úmido	Mecânico
	-Ar	Não mecânico
Perry (2)	-Mecânico	Gravidade
	-Não Mecânico	Centrífugo
Wills (3)*	-Hidráulico	Mecânico
	-Horizontais	
	-Verticais	

Os classificadores consistem essencialmente de uma coluna de separação, na qual o fluido, seja líquido ou gasoso, está ascendendo a uma velocidade uniforme (Figura 2). As partículas introduzidas na coluna de separação sobem ou descem dependendo das suas velocidades terminais. Assim, são obtidos dois produtos: um *overflow* consistindo de partículas com velocidade terminal menor que a velocidade do fluido e um *underflow* de partículas com velocidade terminal maior do que a velocidade do fluido.

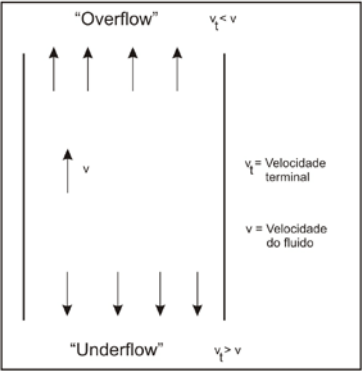


Figura 2 – Representação esquemática para um classificador.

Classificadores Horizontais

Os classificadores horizontais são essencialmente do tipo sedimentação em "queda livre" e têm acentuada utilização quando se pretende uma separação apenas por tamanho. Estes classificadores são divididos em: cones de sedimentação, classificadores mecânicos e classificadores espirais.

Cone de Sedimentação

Este tipo de classificador é o mais simples, sendo utilizado praticamente na separação de sólidos e líquidos, ou seja, como unidades desaguadoras em operações de pequena escala. É usado também na deslamagem de minérios.

Geralmente são construídos em concreto ou aço, tendo um coletor de produtos grossos no fundo e um lavador no topo para que as partículas ultrafinas não sejam arrastadas. O tipo mais comum é o de cone duplo (Figura 3), que consiste de um cone externo fixo e um cone interno concêntrico e regulável. Entre os dois cones existe um espaço por onde a água sobe sob pressão, transbordando pelas canaletas laterais colocadas na periferia do cone externo.

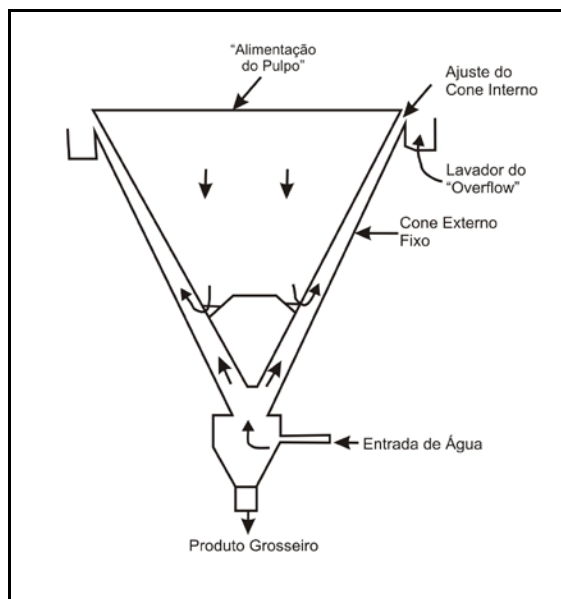


Figura 3 – Representação esquemática de um cone duplo.

Classificadores Mecânicos

Os classificadores mecânicos têm seu uso difundido em operações de circuito fechado de moagem e na classificação de produtos de usinas de lavagem de minérios.

Vários autores^(1,2,3,4) consideram os classificadores espirais como classificadores mecânicos. Devido à sua importância, este equipamento será definido em tópico subsequente. Na classificação mecânica distinguem-se dois tipos de classificadores: de arraste (Figura 4) e o de rastelo (Figura 5). Eles se apresentam em geral na forma de tanques retangulares ou de bacias, tendo idêntico princípio de funcionamento. A diferença entre eles está na maneira do *underflow* ser retirado do classificador, podendo ser por um transportador de arraste ou por uma série de rastelos.

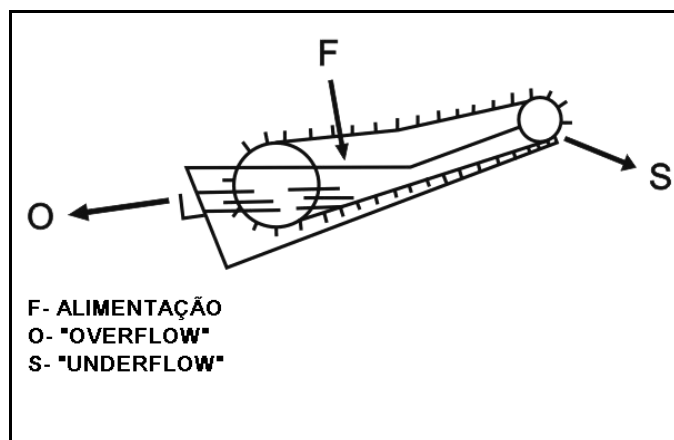


Figura 4 – Representação esquemática do classificador de arraste (ORG).

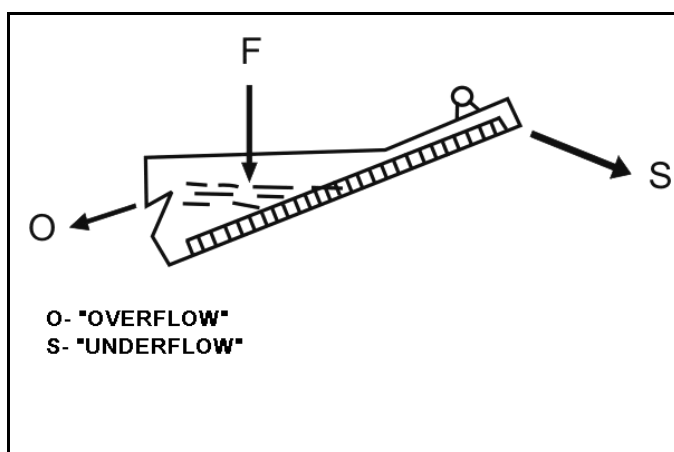


Figura 5 – Representação esquemática do classificador de rastelo (Rake).

A polpa é alimentada dentro de uma calha inclinada e sedimenta no tanque. As partículas com altas velocidades de queda se dirigem para o fundo do tanque (material grosso pesado), enquanto que as partículas mais leves se mantêm na superfície sendo escoadas como um *overflow*.

Uma característica operacional dos classificadores mecânicos é que eles permitem obter uma faixa de separação bem definida, desde que alimentados com uma polpa diluída, o que acarreta um *overflow* com baixa percentagem de sólidos. Será necessária a introdução de uma etapa de espessamento, antes que a concentração se realize. Isso pode vir a constituir uma desvantagem da utilização desse tipo de equipamento.

Classificador Espiral

Os classificadores espirais (Figura 6) são os mais utilizados em instalações de pequena capacidade, estando o seu campo de aplicação restrito a uma faixa granulométrica entre 0,833 a 0,074 mm. Sua utilização em instalações de grande porte perde para os hidrociclones, devido a maior capacidade e versatilidade destes.

Os classificadores espirais consistem de uma calha, ou de dentro dela encontra-se um eixo envolvido por uma ou mais hélices, as quais, girando, mantêm a polpa em suspensão. Estas hélices, têm a função de remover o material sedimentado do fundo da calha. O conjunto como um todo apresenta vários níveis de inclinação, sendo esta uma variável de processo. Apresenta, em relação ao classificador de rastelos, a vantagem de remover o material de maneira mais eficiente, devido ao declive mais íngreme, evitando assim o retorno do material. O classificador em espiral é normalmente caracterizado pelo diâmetro da espiral.

A alimentação é feita abaixo do nível de polpa e o material mais pesado afunda e é transportado pelas hélices ao longo do declive, sendo finalmente descarregado na parte superior através de uma abertura na base da calha, acima do nível de água. O material mais fino transborda pela parte inferior da calha. As condições operacionais são definidas pela:

- (i) velocidade de revolvimento ou arraste;
- (ii) altura da calha e inclinação da calha;
- (iii) diluição da polpa.

Para se obter uma classificação mais fina, a velocidade de revolvimento ou arraste deve ser pequena e a inclinação da calha a menor possível, pois com isso se obtém um tanque de sedimentação com maior volume, o que permite um tempo de sedimentação maior. Para classificação mais grossa, o procedimento é oposto ao acima citado. O parâmetro mais importante é a diluição da polpa. Quando se opera em circuitos fechados com moinhos de bolas, os produtos de moagem dificilmente apresentam menos de 65% em peso de sólidos, enquanto que os classificadores espirais não operam com mais de 50%. Nesse caso a água necessária para diluição da polpa é adicionada no lavador da alimentação. O aumento na diluição reduz a densidade do transbordo aumenta a sedimentação em "queda livre".

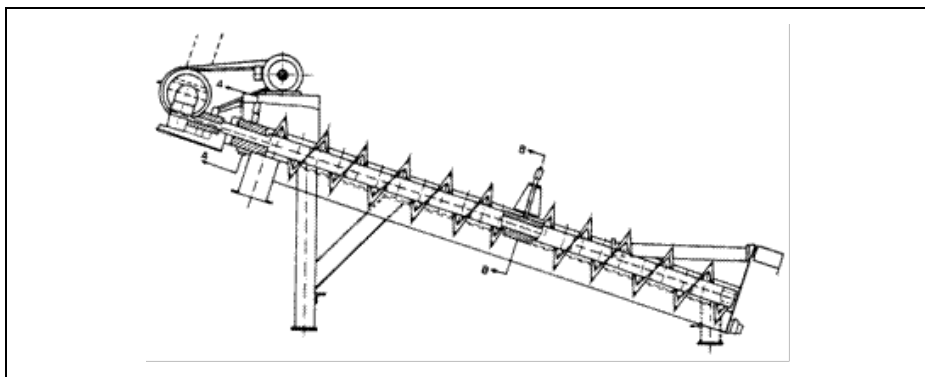


Figura 6 – Representação esquemática do classificador espiral.

Classificadores Verticais

Ao contrário dos horizontais, os classificadores verticais levam em conta o efeito da densidade das partículas e são usualmente utilizados em regime de sedimentação impedida. Atualmente, há uma substituição significativa desse tipo de classificador pelos hidrociclones, na maioria das aplicações.

O princípio de operação do classificador vertical (Figura 7) baseia-se na injeção de água à polpa de alimentação, com o fluxo de água em sentido oposto ao das partículas sedimentadas. Estes equipamentos consistem normalmente de uma série de colunas nas quais partículas em contra-corrente com a água sedimentam-se de acordo com suas densidades. A sedimentação seletiva ocorre devido a um controle da velocidade das correntes ascendentes de água, que decresce da primeira até a última coluna de classificação. As partículas mais grossas e mais densas irão se depositar na primeira coluna e as finas na última coluna, enquanto as lamas são obtidas por transbordo. A geometria do equipamento varia sucessivamente, devido não só à quantidade de água a ser manipulada incluir a água usada para as classificações anteriores, mas também porque é necessário que se reduza a velocidade superficial do fluido que transborda entre as colunas.

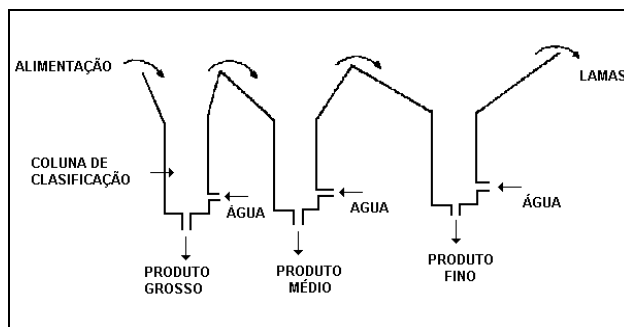


Figura 7 – Representação esquemática de um classificador vertical.

Hidroclones

Os hidroclones, como os classificadores mecânicos, têm a sua maior aplicação em circuitos fechados de moagem, diferindo desses últimos pela maior capacidade. O princípio básico de separação empregado nos hidroclones é a sedimentação centrífuga. O desempenho desses é influenciado por suas dimensões, pelas variáveis operacionais e pelas propriedades físicas dos sólidos e da polpa alimentada.

Na Figura 8 é apresentado um hidroclone convencional, o qual consiste de uma câmara cilíndrico-cônica com entrada tangencial e duas saídas. A polpa é injetada sob pressão no aparelho, através de um duto situado na parte superior da câmara cilíndrica e, como resultado de sua entrada tangencial, é criado no seu interior um redemoinho. As partículas mais grossas e mais densas são arremessadas às paredes e descarregadas na abertura inferior, o *apex*, constituindo o *underflow*. Já as partículas mais finas, menos densas e grande parte da fase líquida são dirigidas para o centro do hidroclone e saem por um cilindro na parte superior do aparelho, denominado *vortex finder*, constituindo o *overflow*.

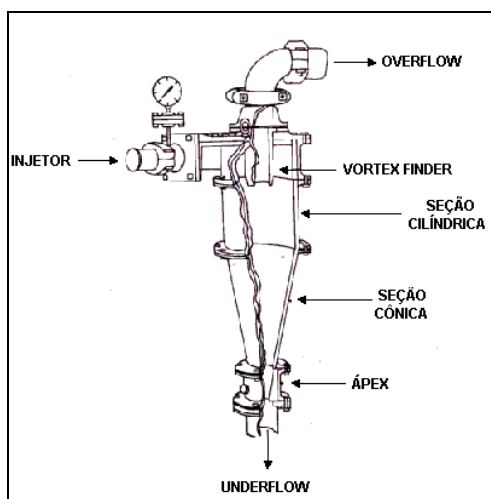


Figura 8 – Representação esquemática de um hidroclone convencional.

Trawinski⁽⁵⁾ listou as principais aplicações para os hidroclones, dentre as quais, são citadas:

espessamento - elimina a maior parte da água de uma polpa;

deslamagem - elimina as partículas mais finas. Isto é normalmente necessário para os processos de separação magnética a úmido, filtração, etc;

classificação - frequentemente utilizado no fechamento de circuito de moagem onde o *underflow* do hidroclone retorna ao moinho;

classificação seletiva - por meio de uma configuração de hidrociclones em série, é possível obter-se um conjunto de produtos com granulometria definida;

pré-concentração - utilizando hidrociclones de fundo chato, pode-se realizar concentração por gravidade onde os minerais mais densos são descartados pelo *underflow*.

As principais vantagens apresentadas pelos hidrociclones são⁽⁶⁾:

- (i) capacidade elevada em relação ao seu volume e à área ocupada;
- (ii) controle operacional relativamente simples;
- (iii) custo de investimento pequeno;
- (iv) devido ao seu baixo preço e pequeno espaço ocupado, é possível manter unidades de reserva.

No entanto apresentam as seguintes desvantagens⁽⁶⁾:

- (i) não possibilitam realizar ajustes para minimizar os efeitos causados pelas oscilações na alimentação;
- (ii) para se ter um controle efetivo no processo, geralmente são necessárias instalações sofisticadas;
- (iii) se o minério for abrasivo, o custo de manutenção das bombas e dos hidrociclones poderá ser relativamente elevado.

Beraldo⁽⁶⁾, Luckie e Klimpel⁽⁷⁾, descrevem a influência da geometria do hidrociclone bem como as condições operacionais no desempenho do equipamento.

Diâmetro do Hidrociclone

Define a capacidade e o diâmetro de corte dos hidrociclones. Aumentando o diâmetro, aumentam a capacidade do hidrociclone e o diâmetro de corte.

Diâmetro do Vortex finder

A variação de seu diâmetro possibilita regular a capacidade e o diâmetro de corte. O diâmetro máximo é limitado pela possibilidade do material ir diretamente para o *overflow*. A altura deve ser suficiente para ultrapassar o ponto inferior da abertura de entrada.

Área da Abertura de Entrada

Aumentando a área da abertura de entrada, aumentam a capacidade do hidrociclone e o diâmetro de corte.

Altura da seção cilíndrica

Aumentando a altura, diminui o diâmetro de corte.

Diâmetro do Ápex

Dependendo do tipo de descarga do ápex, pode-se avaliar as condições de operação do hidrociclone. Na Figura 9 são mostrados três tipos de descarga.

descarga em cordão: o diâmetro do ápex é insuficiente. Com isso, partículas grossas dirigem-se para o *overflow*. Pode ser usado intencionalmente quando se deseja adensar e não classificar;

descarga em cone: operação normal;

descarga em pulverizador (*spray*): o diâmetro do ápex é maior que o recomendável. As partículas finas dirigem-se para o *underflow*.

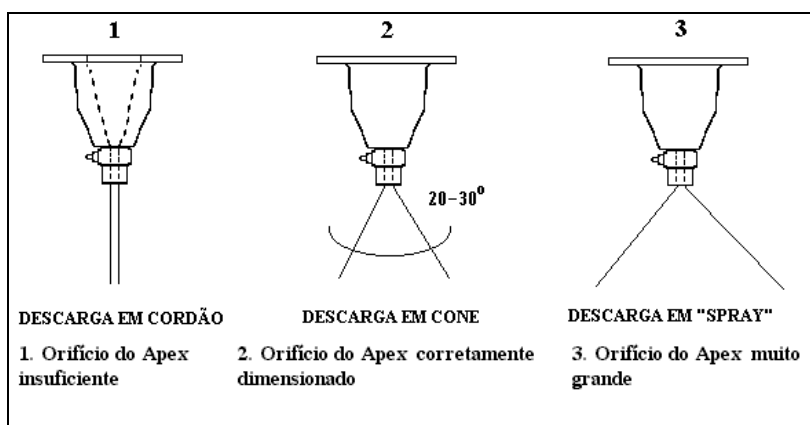


Figura 9 – Representação esquemática dos tipos de descarga do ápex.

Ângulo da Parte Cônica

Aumentando o ângulo do cone, aumenta o diâmetro de corte. Há um tipo de hidrociclone de fundo chato, cujas paredes apresentam inclinações entre 120° e 150°. Devido a esta característica é formado um leito com diferentes velocidades angulares que diminuem no sentido do topo à base. Estas diferenças de velocidades criam fortes correntes de convecção que nas paredes têm o sentido de cima para baixo e no centro, o sentido inverso. Nas paredes concentram-se as partículas mais grossas e mais densas, por outro lado, as correntes de convecção na base do hidrociclone, correntes radiais, levam o material mais grosso para o *apex*. Isso faz com que seja possível efetuar cortes em granulometrias grossas sem a necessidade de utilização de percentagem de sólidos elevadas e com maior eficiência do que nos hidrociclones convencionais. Permite, também, que se faça uma classificação grossa sem que sejam requeridas altas percentagens de sólidos no *overflow*.

Pressão

Aumentando a pressão, diminui o diâmetro de corte.

Percentagem de Sólidos

Aumentando a percentagem de sólidos na polpa, o diâmetro de corte aumenta até um determinado limite e depois, diminui.

Na avaliação da eficiência de separação dos classificadores, entre eles o hidrociclone, é empregada a curva de partição. Se um material possui uma densidade uniforme, então a separação se baseia inteiramente nos tamanhos das partículas. Uma curva de classificação ou partição típica é mostrada na Figura 10.

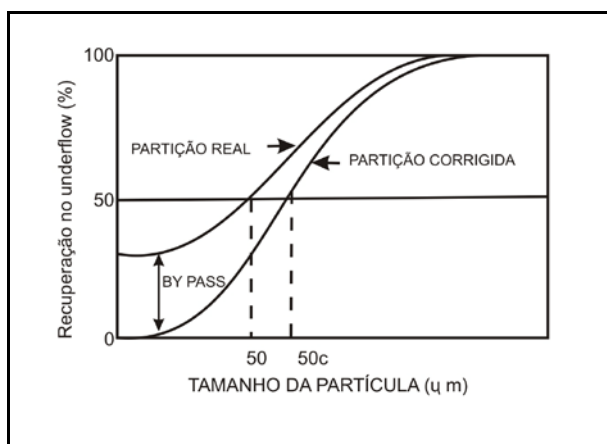


Figura 10 – Curvas de partição típicas de hidrociclone.

Na abcissa tem-se a classe de tamanho das partículas e na ordenada, a percentagem de material da alimentação que sai no *underflow*. Estes pontos definem a curva de partição real onde o d_{50} é o tamanho correspondente a uma recuperação de 50% do material alimentado no hidrociclone.

No processo de classificação é verificado que parte das partículas que saem no *underflow* são arrastadas pela água. Uma forma de correção, sugerida por Kelsall⁽⁸⁾, é que se R_f corresponde à fração de água da alimentação que se dirige ao *underflow* por meio de um desvio (*bypass*), R_f por cento de todos os tamanhos de partículas são arrastados para o *underflow*. Com isto, torna-se possível determinar a curva de partição e o seu d_{50c} .

Cada ponto da curva é calculado por:

$$Y_{(i)} = \frac{W_u M_u}{W_f M_f} \quad [16]$$

onde:

i = classes de granulometria;

W_u, W_f = fração em peso de cada classe de granulometria no *underflow* e na alimentação, respectivamente;

M_u, M_f = vazão em peso do material seco no *underflow* e na alimentação, respectivamente.

O cálculo dos pontos corrigidos é dado por:

$$Y_{(i)c} = \frac{Y_{(i)} R_f}{100 R_f} \cdot 100 \quad [17]$$

sendo,

$$R_f = \frac{\frac{S}{1+S} - R_s \frac{\phi}{100}}{1 - \frac{\phi}{100}} \quad [18]$$

onde:

S = razão entre as vazões volumétricas de polpa do *underflow* e do *overflow*;

ϕ = percentagem de sólidos em volume ($\frac{\text{vol. sólido}}{\text{vol. sólido} + \text{vol. água}}$),

$$R_s = \frac{M_u}{M_f}$$

Outro tipo de curva de partição é a denominada curva padrão de partição proposta por Lynch e Rao⁽⁹⁾, que por meio de inúmeras investigações mostraram que esta curva para um dado material, independe do tamanho do hidrociclone, do *vortex finder*, do *apex* e das condições operacionais. Com isto, é possível determinar uma curva padrão de partição de um material em um hidrociclone de pequenas dimensões (laboratório) e prever resultados em escala industrial.

A equação que define essa curva é dada por:

$$Y_{(i)} = \frac{\exp(\alpha x_i) - 1}{\exp(\alpha x_i) + \exp(\alpha) - 2} \quad [19]$$

onde:

$i = d_i / d_{50c}$;

α = inclinação da curva de partição.

Na Figura 11, é mostrado a influência do aumento de (α) na curva de partição reduzida.

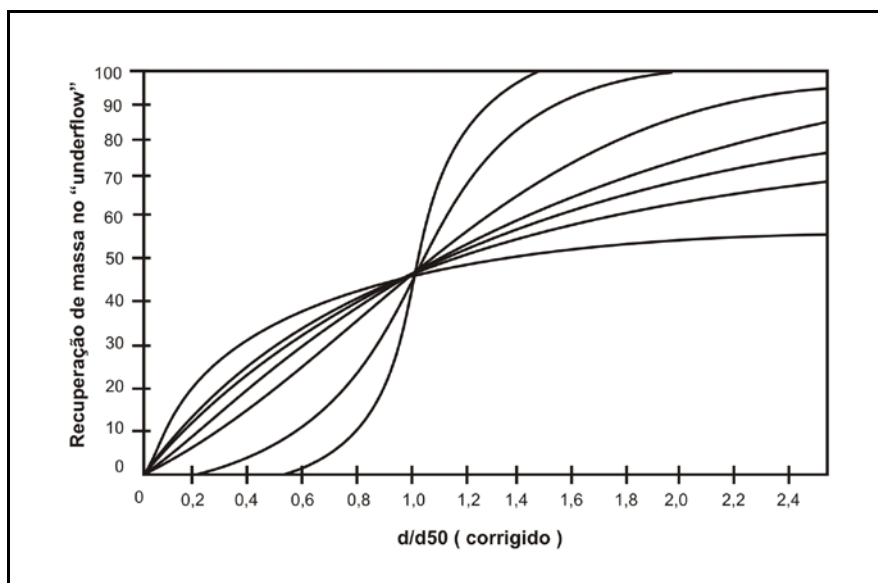


Figura 11 – Influência do aumento de α na curva padrão de partição.

Quanto maior o valor de (α) , mais eficiente é a separação. O valor mais comum para (α) é em torno de 4 (6).

Na Figura 12 é mostrada uma classificação ideal, onde todas as partículas com tamanhos superiores e inferiores a (d_{50c}) dirigem-se, respectivamente, para o *underflow* e o *overflow*, entretanto isso não ocorre na prática. Devido à imperfeição no processo de classificação do hidrociclone, a curva fica inclinada, formando áreas denominadas material deslocado, constituídas por partículas finas que se dirigem ao *underflow* e partículas grossas ao *overflow*. Essa imperfeição é medida com auxílio da seguinte relação:

$$I = \frac{d_{75} - d_{25}}{2d_{50c}} \quad [20]$$

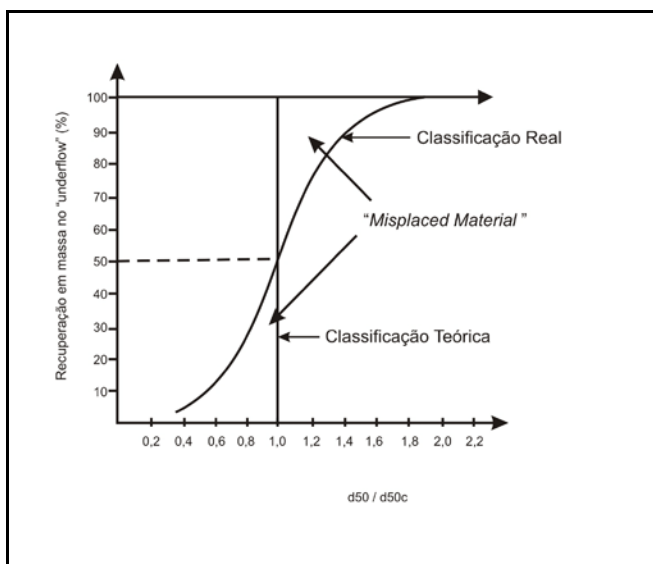


Figura 12 – Classificação teórica, classificação real e material deslocado no hidrociclone.

A exemplo de Lynch e Rao⁽⁹⁾, Plitt⁽¹⁰⁾ realizou também inúmeros ensaios em hidrociclones que o levou a formular a seguinte equação para definir a curva de partição.

$$Y_{(i)} = 1 - \exp[-0,693(d_i / d_{50c})^m] \quad [21]$$

onde:

m = fator que indica a eficiência de classificação.

Plitt⁽¹¹⁾ verificou que o valor de m está relacionado com o parâmetro (α) de Lynch e Rao⁽⁹⁾ por meio da equação:

$$m = \left(\frac{\alpha + 0,45}{1,45} \right) \quad [22]$$

Plitt desenvolveu também diversas equações relacionando variáveis operacionais e dimensões do hidrociclone:

a) Determinação do d_{50c}

$$d_{50c} = \frac{39,7 D_c^{0,46} D_i^{0,6} D_o^{1,21} u^{0,5} \exp(0,063\phi)}{D_u^{0,71} h^{0,38} Q^{0,45} \left[\frac{(\rho_s - \rho_l)}{1,6} \right]^k} \quad [23]$$

onde:

D_c = diâmetro do hidrociclone (m);

D_i = diâmetro ou diâmetro equivalente do duto de entrada (m);

D_o = diâmetro de *vortex finder* (m);

D_u = diâmetro do *apex* (m);

ϕ = percentagem de sólidos (volume) na alimentação;

h = altura livre; distância interna entre o *vortex finder* e o *apex* (m);

Q = vazão volumétrica da polpa na alimentação (l/seg);

ρ_s, ρ_l = peso específico dos sólidos e da água (kg/m^3);

m = viscosidade do fluido $\left(\frac{\text{kg}}{\text{m.s}}\right)$;

$k = 0,5$ para condições de regime laminar e $1,0$ para condições de regime turbulento.

b) Determinação de m

$$m = 1,94 \exp(-1,58 \frac{S}{1+S}) \left(\frac{(D_c)^2 h}{Q} \right)^{0,15} \quad [24]$$

onde:

$$S = \frac{\text{vazão volumétrica polpa underflow (l/seg.)}}{\text{vazão volumétrica polpa overflow (l/seg.)}}$$

c) Determinação da vazão volumétrica Q

$$Q = 0,7 D_c^{0,21} D_i^{0,53} (D_o^2 + D_u^2)^{0,49} h^{0,16} \exp(-0,0055\phi) P^{0,56} \quad [25]$$

onde:

P = pressão (KPa).

Essas equações são largamente empregadas em modelos de simulação para operação e dimensionamento de hidrociclones.

PENEIRAMENTO

Entende-se por peneiramento, a separação de um material em duas ou mais classes, estando estas limitadas uma superior e outra inferiormente.

No peneiramento a úmido adiciona-se água ao material a ser peneirado com o propósito de facilitar a passagem dos finos através da tela de peneiramento.

O material retido na tela da peneira é denominado *oversize* e o passante, *undersize*.

Os peneiramentos industriais a seco são realizados, normalmente, em frações granulométricas de até 6 mm. Entretanto, é possível peneirar a seco com eficiência razoável em frações de até 1,7 mm⁽¹²⁾.

A úmido, o peneiramento industrial é normalmente aplicado para até 0,4 mm, mas recentemente tem sido possível peneirar partículas mais finas, da ordem de 50 µm⁽¹²⁾.

Escalas Granulométricas

A determinação das faixas de tamanho das partículas é feita por meio de uma série de aberturas de peneiras que mantém entre si uma relação constante.

A primeira escala granulométrica foi proposta por Rittinger, Alemanha, e obedeceu à seguinte equação:

$$a_n = a_0 r^n \quad [26]$$

onde:

a_n = abertura de ordem n ;

a_0 = abertura de referência ($a_0 = 1$ mm);

r = razão de escala ($r = \sqrt{2} = 1,414$).

Posteriormente, a U.S. Tyler Company alterou a escala de Rittinger, tomando como abertura de referência (a_0) 75 µm. Esta escala tornou-se de uso geral em todo o mundo.

Uma segunda escala foi sugerida por Richards, Estados Unidos, que seguiu a mesma equação de Rittinger, sendo que adotou como razão de escala $r = \sqrt[4]{2} = 1,19$. Esta escala foi tomada como padrão pelo Governo Americano.

As aberturas das peneiras para as duas escalas (Tyler e Richards) foram relacionadas ao número de malhas (*mesh*) que representa o número de aberturas de uma mesma dimensão contido num comprimento de 25,4 mm.

A escala ISO (International Standard Opening) adotou como abertura de referência (a_0) 1 mm, que corresponde a 18 malhas (*mesh*), e como razão de escala (r) $\sqrt{2} = 1,414$.

Na Tabela 1 são apresentadas as escalas Tyler, Richards e ISO e suas associações com o número de malhas (*mesh*).

Tabela 1 – Escalas granulométricas

Escala Tyler $r = \sqrt{2} = 1,414$ $a_0 = 74 \mu\text{m}$		Escala Richards $r = \sqrt[4]{2} = 1,19 \ a_0 = 1,0 \text{ mm} = 18$ malhas			Escala ISO
Malhas	mm	Malhas	mm	polegadas	Malhas
3	6,680	3	6,35	0,250	3 ½
4	4,699	3 ½	5,66	0,223	
		4	4,77	0,187	
6	3,327	5	4,00	0,157	5
		6	3,36	0,132	
8	2,362	7	2,83	0,111	7
		8	2,38	0,0937	
10	1,651	10	2,00	0,0787	10
		12	1,68	0,0661	
14	1,168	14	1,41	0,0555	14
		16	1,19	0,0469	
20	0,833	18	1,00	0,0394	18 (Base)
		20	0,841	0,0331	25
28	0,589	25	0,707	0,0278	
		30	0,595	0,0234	35
35	0,417	35	0,500	0,0197	
		40	0,420	0,0165	45
48	0,295	45	0,354	0,0139	
		50	0,297	0,0117	60
65	0,208	60	0,250	0,0098	
		70	0,210	0,0083	80
100	0,147	80	0,177	0,0070	
		100	0,149	0,0059	120
150	0,104	120	0,125	0,0049	
		140	0,105	0,0041	170
200 (Base) 0,074		170	0,088	0,0035	
270	0,053	200	0,074	0,0029	230
		230	0,063	0,0025	
400	0,038	270	0,053	0,0021	325
		325	0,044	0,0017	
		400	0,037	0,0015	

Tipos de Equipamentos

Os equipamentos utilizados no peneiramento podem ser divididos em três tipos:

grelhas - constituídas por barras metálicas dispostas paralelamente, mantendo um espaçamento regular entre si;

crivos - formados por chapas metálicas planas ou curvas, perfuradas por um sistema de furos de várias formas e dimensão determinada;

telas - constituídas por fios metálicos trançados geralmente em duas direções ortogonais, de forma a deixarem entre si "malhas" ou "aberturas" de dimensões determinadas, podendo estas serem quadradas ou retangulares.

Esses equipamentos podem ser classificados de acordo com o seu movimento, em duas categorias:

b) fixas - a única força atuante é a força de gravidade e por isso esses equipamentos possuem superfície inclinada. Como exemplo temos grelhas fixas e peneiras DSM.

grelhas fixas - estas consistem de um conjunto de barras paralelas espaçadas por um valor pré-determinado, e inclinadas na direção do fluxo da ordem de 35° a 45° ⁽¹²⁾ (Figura 13). São empregadas basicamente em circuitos de britagem para separação de blocos de 7,5 a 0,2 cm, em geral, sendo utilizados invariavelmente a seco. Sua eficiência é normalmente baixa (60%), porque não havendo movimento da superfície não ocorre a estratificação, que facilita a separação.

Um valor aproximado para a capacidade das grades é de 100 a 150 t^(t) de material por pé quadrado de área em 24 h, quando as barras estão distantes entre si de 2,54 cm.

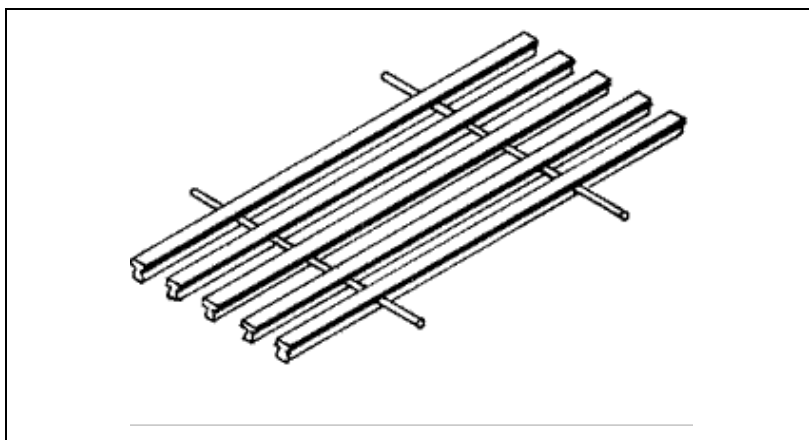


Figura 13 – Representação esquemática de uma grelha fixa.

peneiras fixas - as peneiras fixas DSM (Figura 14) introduzidas pela Dutch State Mines, são utilizadas para desaguamento de suspensões e para uma separação precisa de suspensões de partículas finas. Recentemente, vêm sendo empregadas em circuito fechado de moagem quando a granulometria do produto é grossa e no peneiramento a úmido de materiais finos até 50 μm . Esta compreende uma base curva formada por fios paralelos entre si, formando um ângulo de 90° com a alimentação. A alimentação é feita por bombeamento na parte superior da peneira sendo distribuída ao longo de toda a extensão da peneira. Partículas com tamanho de aproximadamente a metade da distância do espaço entre fios passam pela superfície da peneira. O diâmetro de corte depende da percentagem de sólido da polpa, o que faz com que esse parâmetro tenha que ser bem controlado para que se possa obter um rendimento adequado da peneira. O peneiramento tende a concentrar nos finos os minerais mais densos, ao contrário do que ocorre com outros classificadores.

Possuem uma elevada capacidade de produção, podendo-se utilizar como um valor médio para pré-dimensionamento, 100 m⁽³⁾/h por metro de largura de leito para abertura de 1,0 a 1,5 mm.

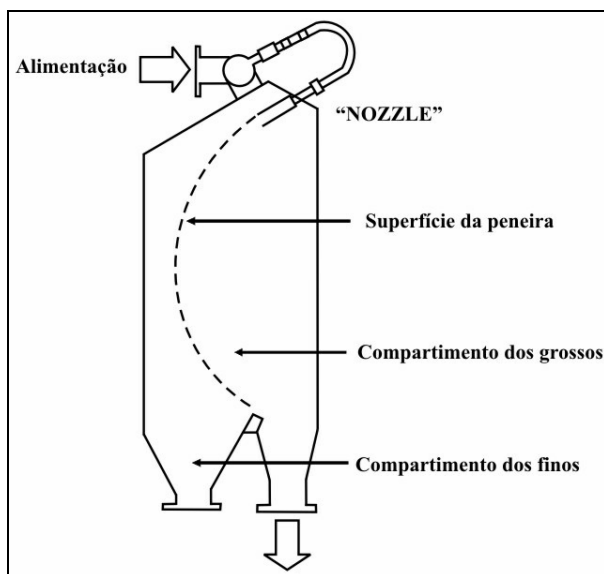


Figura 14 – Representação esquemática de uma peneira DSM.

b) Móveis - grelhas rotativas, peneiras rotativas, peneiras reciprocativas e peneiras vibratórias.

grelhas vibratórias - são semelhantes às grelhas fixas, mas sua superfície está sujeita a vibração. São utilizadas antes da britagem primária (Figura 15).

peneiras rotativas (*trommel*) - estas peneiras possuem a superfície de peneiramento cilíndrica ou ligeiramente cônica, que gira em torno do eixo longitudinal. O eixo possui uma inclinação que varia entre 4° e 10° , dependendo da aplicação e do material nele utilizado. Podem ser operadas a úmido ou a seco. A velocidade de rotação fica entre 35-40% da sua velocidade crítica (velocidade mínima na qual as partículas ficam presas a superfície cilíndrica). Nessas condições, a superfície efetiva utilizada no peneiramento está em torno de 30% da área total.

As principais vantagens dos *trommels* são sua simplicidade de construção e de operação, seu baixo custo de aquisição e durabilidade.

Atualmente, são substituídos, parcialmente, por peneiras vibratórias que têm maior capacidade e eficiência, mas ainda são muito utilizados em lavagem e classificação de cascalhos e areias (Figura 16).

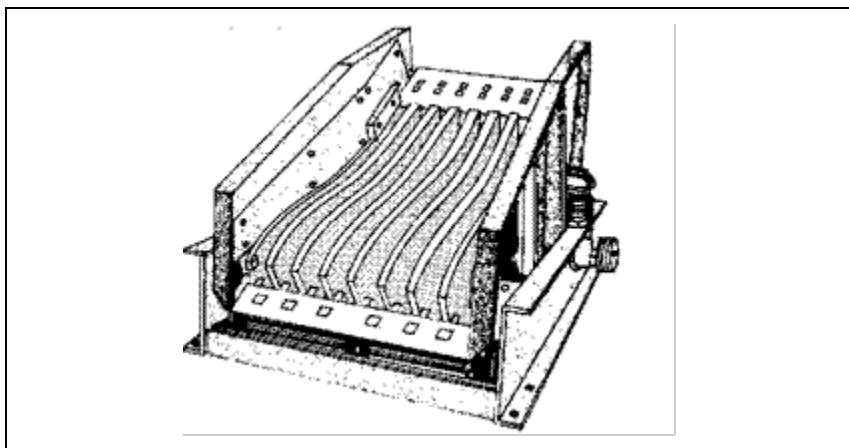


Figura 15 – Grelha vibratória.

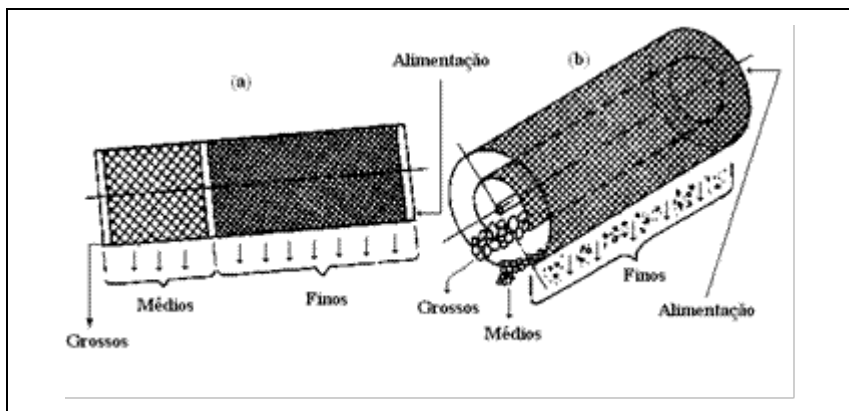


Figura 16 – Representação esquemática de um *Trommel*.

peneiras reciprocativas - estas realizam um movimento alternado praticamente no mesmo plano da tela, tendo como resultante uma força positiva que faz com que as partículas movam-se para frente. Devido a esse movimento natural, as peneiras reciprocativas trabalham com uma pequena inclinação, entre 10° e 15° . A amplitude de seu movimento varia entre 2 e 25 cm com uma frequência de 800 a 60 movimentos por minuto, respectivamente.

São empregadas na classificação de carvões e de outros materiais friáveis, porque reduzem a fragmentação eventual das partículas. De um modo geral, as peneiras reciprocativas (Figura 17) têm um campo de aplicação restrito, diante das maiores vantagens apresentadas pelas peneiras vibratórias.

peneiras vibratórias - o movimento vibratório é caracterizado por impulsos rápidos, normais à superfície, de pequena amplitude (1,5 a 25 mm) e de alta frequência (600 a 3.600 movimentos por minuto), sendo produzidos por mecanismos mecânicos ou elétricos.

As peneiras vibratórias podem ser divididas em duas categorias: aquelas em que o movimento vibratório é praticamente retilíneo, num plano normal à superfície de peneiramento (peneiras vibratórias horizontais); e aquelas em que o movimento é circular ou elíptico neste mesmo plano (peneiras vibratórias inclinadas).

Estas peneiras são as de uso mais frequente em mineração, sendo muito empregadas nos circuitos de britagem e de preparação de minério para os processos de concentração. A sua capacidade varia entre 50 a 200 $t/m^2/mm$ de abertura/24 h (Figura 18).

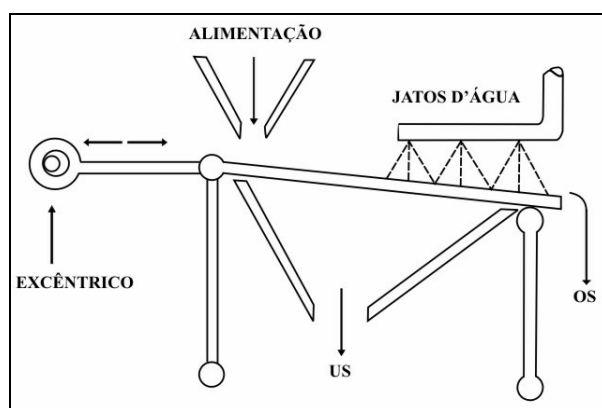


Figura 17 – Representação esquemática de uma peneira reciprocativa Ferrari.

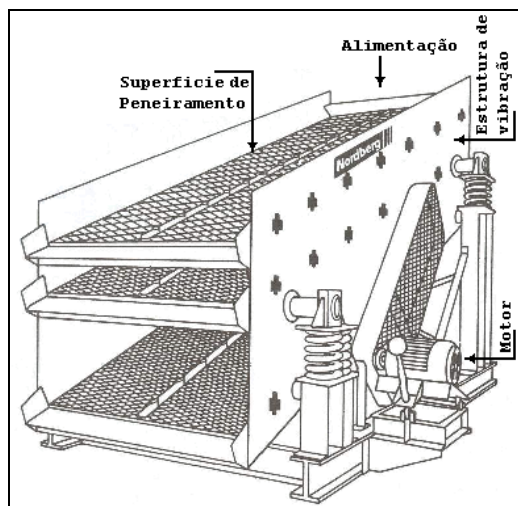


Figura 18 – Representação esquemática de uma peneira vibratória.

Eficiência de Peneiramento

Em peneiramento industrial a palavra eficiência é empregada para expressar a avaliação do desempenho da operação de peneiramento, em relação a separação granulométrica ideal desejada, ou seja, a eficiência de peneiramento é definida como a relação entre a quantidade de partículas mais finas que a abertura da tela de peneiramento e que passam por ela e a quantidade delas presente na alimentação⁽¹²⁾.

$$E = \frac{P}{aA} \times 100 \quad [27]$$

onde:

E = eficiência; P = passante (t/h); A = alimentação (t/h);
a = percentagem de material menor que a malha da alimentação.

Industrialmente, a eficiência de peneiramento⁽¹²⁾, situa-se entre 80 e 90%, atingindo em alguns casos 95%. As partículas com diâmetros (d) superiores a uma vez e meia⁽¹⁵⁾ a abertura da tela (a) não influenciam no resultado do peneiramento, bem como àquelas inferiores à metade (0,5) da abertura da tela. As partículas compreendidas entre esta faixa é que constituem a classe crítica de peneiramento e influem fortemente na eficiência e na capacidade das peneiras.

Essa classe pode ser dividida em duas:

0,5 a < d < a - que em termos probabilísticos têm menor chance de passar que as demais partículas menores que a malha; e

a < d < 1,5 a - que embora não passantes, são as que mais entopem as telas das peneiras.

Dimensionamento dos Equipamentos

As peneiras são peças vitais e críticas em qualquer usina de beneficiamento. Assim sendo, todo cuidado deve ser tomado na seleção de peneiras para que sejam de tamanho e tipo adequado.

Um equipamento de peneiramento é definido inicialmente pelas suas dimensões e pelo tipo de abertura (quadrada, retangular, circular, elíptica ou alongada). É preciso ressaltar que existe uma relação entre o tamanho máximo de partícula que pode passar numa determinada abertura e as dimensões do fragmento passante.

Para uma grelha, onde se tem apenas o afastamento livre entre as barras, este determina o tamanho máximo da menor dimensão da partícula que atravessa as barras paralelas.

Para aberturas quadradas ou retangulares é definida a largura máxima. O fato de ser quadrada ou retangular tem pouca influência, visto que a malha retangular é colocada apenas para compensar a perda de área real de passagem pela inclinação dos equipamentos de peneiramento, embora também algumas vezes seja para atender à forma lamelar do material.

As dimensões máximas mencionadas anteriormente não são as reais, pois uma partícula de tamanho “ a ” pode não passar através de uma abertura “ a ”. Assim, em uma abertura “ a ” só irão passar partículas K_a , sendo K um fator de redução⁽¹⁴⁾. Para $0 < K < 0,5$ as partículas passam livremente; $0,5 < K < 0,85$ as partículas passam com dificuldade, sendo esta a fração crítica de separação; $0,85 < K < 1,00$ o material praticamente não passa pela abertura.

Os dados necessários para seleção e dimensionamento de equipamentos são⁽¹⁵⁾:

a) características do material a ser peneirado, tais como:

densidade e umidade;	forma das partículas;
tamanho máximo da alimentação;	presença de materiais argilosos;
distribuição granulométrica;	densidade e umidade;
temperatura, entre outros	

b) capacidade;

c) faixas de separação do produto;

d) eficiência desejada;

e) tipo de serviço;

lavagem classificação final, classificação intermediária, etc.

f) limitação ou não de espaço e peso;

g) grau de conhecimento do material e do produto desejado.

A seleção das peneiras deve ser feita em função das características do material e do tipo de serviço a que ela irá se prestar.

Dimensionar os equipamentos significa calcular as dimensões das suas superfícies em função da capacidade requerida, ou seja, da quantidade de material com características e condições determinadas que deve passar pelo equipamento por um tempo determinado (hora). No caso das peneiras, duas condições independentes devem ser atendidas; área da tela e espessura do leito.

Um dos métodos aceitos para selecionar a peneira a ser utilizada é baseado na quantidade de material que passa através da malha 0,0929 m² de uma peneira com abertura específica⁽¹⁶⁾, e que será aqui apresentado. Destaca-se porém, que este é apenas um dentre os muitos métodos existentes e que cada um deles pode levar a resultados diferentes.

Área Total

A área total "A" pode ser definida por:

$$A = \frac{S}{CdF_M} \quad [28]$$

onde:

S = quantidade de material passante na alimentação que atravessa a peneira por hora (t/h);

C = capacidade básica de peneiramento (t/h x 0,0929m⁽²⁾);

$d = \frac{\text{peso específico aparente do material alimentado}}{1602}$;

F_M = fatores modificadores.

a) Capacidade básica (C)

A Figura 19 apresenta a curva que fornece os valores de C para as várias aberturas, baseadas num material com densidade aparente de 1602 kg/m⁽³⁾, servindo apenas para minérios metálicos.

Desde que os minérios metálicos tenham características de peneiramento similares, o valor de C pode ser determinado por uma razão simples de densidades⁽¹⁶⁾.

Contudo, nem todos os materiais têm as mesmas propriedades ou as mesmas características de peneiramento, possuindo estes suas curvas de capacidade específica próprias.

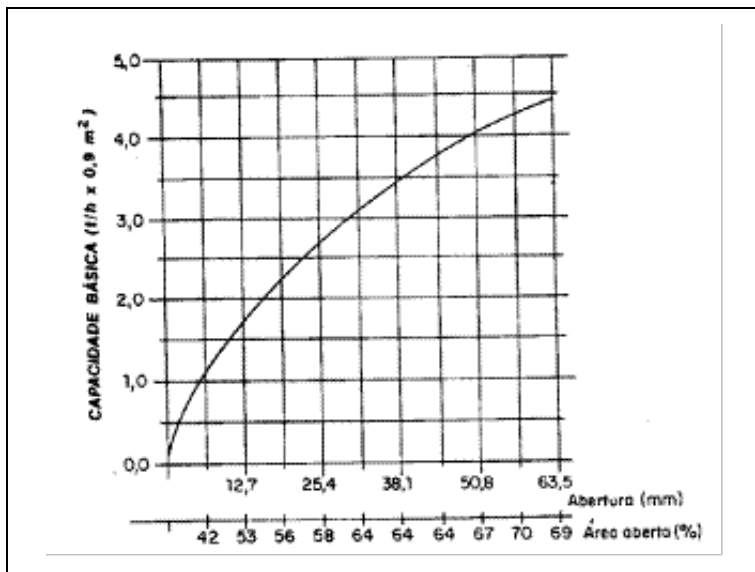


Figura 19 – Capacidade básica de peneiramento para material com densidade aparente de 1.602 kg/m^3 .

b) Fatores modificadores

Existem muitas variáveis e inter-relações entre essas variáveis que afetam o peneiramento de um dado material, mas aqui só serão avaliadas aquelas que afetam de maneira significativa o cálculo do tamanho de peneiras para minérios⁽¹⁵⁾.

Fator de Finos (F)

O fator de finos depende da quantidade de material, na alimentação, que é menor do que a metade do tamanho da abertura no deque.

Os valores de F para as várias eficiências de peneiramento são apresentados na Tabela 2.

É importante lembrar que para um determinado deque, o fator de finos sempre será calculado em relação à alimentação desse deque.

Fator de eficiência (E)

$$E = \frac{P}{aA} \times 100$$

[29]

onde:

E = eficiência; P = passante (t/h); A = alimentação (t/h);

a = percentagem de material na alimentação menor que a abertura considerada.

A eficiência de separação é expressa como uma razão entre a quantidade de material que passa por uma abertura e a quantidade na alimentação que deveria passar.

Um peneiramento é considerado comercialmente perfeito, quando a eficiência é de 95%. Assim, para este valor, o fator de eficiência é considerado igual a 1,00.

Na Tabela 2 são apresentados outros fatores de eficiência.

Tabela 2 – Fatores de finos e de eficiência de peneiramento.

Eficiência de Peneiramento (%)	Fator	
	Finos (F)	Eficiência (E)
0	0,44	-
10	0,55	-
20	0,70	-
30	0,80	-
40	1,00	-
50	1,20	-
60	1,40	-
70	1,80	2,25
80	2,20	1,75
85	2,50	1,50
90	3,00	1,25
95	3,75	1,00

Fator de abertura (B)

Fator que compensa a tendência das partículas ficarem retidas na superfície de peneiramento devido ao tipo de abertura da superfície. Estes valores são apresentados na Tabela 3.

Tabela 3 – Fatores de Abertura

Tipos de Abertura	Razão (r) Comprimento/largura	Fator B
Quadradas e retangulares	$r < 2$	1,0
Retangulares	$2 < r < 4$	1,2
Retangulares	$4 < r < 25$	1,2
Barras paralelas	$r > 25$	1,4*
* paralelo ao fluxo ** perpendicular ao fluxo		

Fator de Deque (D)

Esse fator leva em consideração a estratificação que ocorre nos deques reduzindo assim a área de peneiramento.

Na Tabela 4 são apresentados os fatores para peneiras de até três deques.

Tabela 4 – Fatores de Deque

Deque	Fator
1°	1,00
2°	0,90
3°	0,80

Fator de Área (O)

A curva de capacidade básica mostrada na Figura 19 é baseada em aberturas quadradas cuja área de superfície aberta é indicada imediatamente abaixo dos tamanhos das aberturas.

Quando se tem uma área de superfície aberta diferente daquele padrão apresentado no gráfico, deve-se inserir um fator de correção que é obtido pela razão da área da superfície aberta usada em relação à padrão.

Como exemplo, se for usado para uma separação em 2,54 cm, um *deck*, com 36% de superfície aberta, o fator será 0,62 (36/58) e se ao contrário for usado para mesma abertura, um deque com superfície aberta de 72% o fator será 1,24 (72/58).

Fator peneiramento via úmida (W)

Este fator é aplicado quando o peneiramento é realizado com auxílio de água, na forma pulverizada, sobre o material que está sendo peneirado. A vantagem obtida por essa pulverização varia com a abertura da superfície de peneiramento e só pode ser alcançada se a quantidade correta de água for utilizada.

Segundo Mular⁽¹⁵⁾, o volume de água recomendado é de 18,92 a 31,53 m³/s para 0,765 m³ de material alimentado. A Tabela 5 apresenta os valores dos fatores de acordo com as aberturas.

Tabela 5 – Fatores de peneiramento via úmida

Abertura Quadrada	W
1/32" ou menor	1,25
1/16"	3,00
1/8" a 3/16"	3,50
5/16"	3,00
3/8"	2,50
1/2"	1,75
3/4"	1,35
1"	1,25
+ 2"	1,00

Exemplos

Para ilustrar o procedimento de determinação destes fatores de dimensionamento de peneiras, são apresentados os seguintes exemplos⁽¹⁶⁾.

a) Circuito aberto (Figura 20)

Dados de alimentação:

vazão: 300t/h de minério de ferro; densidade aparente: 2082kg/m³; midade: 8%;

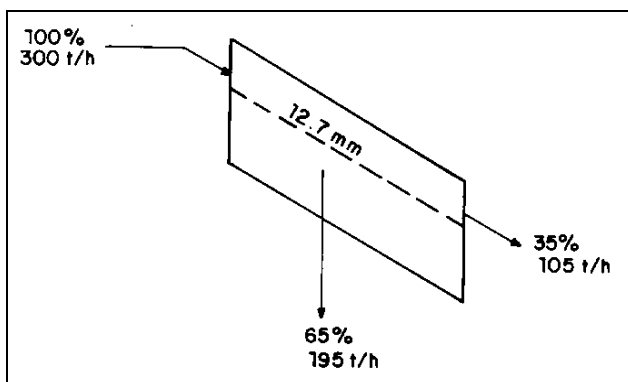


Figura 20 – Esquema de um circuito aberto de peneiramento.

Análise granulométrica:

Tamanho(mm)	Passante (%)
38	100,00
25	98,00
19	92,00
12,5	65,00
6,3	33,00

Separação requerida: 12,7 mm, com peneiramento a seco.

Solução:

$$A = \frac{195}{C.d.F.E.D.B}$$

onde:

$$C = 1,7 \text{ t/h} \times 0,9 \text{ m}^{(2)} \text{ (Figura 19);}$$

$$d = \frac{2082}{1602} = 1,30;$$

$$F = 0,86 \text{ (33%);}$$

$$E = 1,00 \text{ (95%);}$$

$$D = 1,00;$$

$$B = 1,2.$$

$$A = \frac{195}{1,7 \times 1,3 \times 0,86 \times 1,00 \times 1,00 \times 1,2} = 85,5 \text{ ft}^2 = 7,95 \text{ m}^2$$

O valor calculado de $7,95 \text{ m}^{(2)}$ representa a área efetiva da peneira. Deve-se acrescentar a este valor, um fator de 10% a fim de compensar a perda de área devido aos suportes que sustentam a tela à peneira.

$$\text{Neste caso, } 7,95 + 0,79 = 8,74 \text{ m}^{(2)}.$$

O próximo passo será selecionar uma peneira padrão com uma área de $8,74 \text{ m}^{(2)}$, mantendo-se uma razão comprimento/largura de 2:1 para que haja um peneiramento eficaz. Assim, por tentativa tem-se uma peneira de 1,83 m x 4,87 m com uma área total de $8,91 \text{ m}^{(2)}$.

Um outro ponto importante é a espessura do leito de material que passa no deque. Este deve ser controlado para se ter certeza de que está dentro dos limites aceitáveis. A recomendação para um peneiramento efetivo é a de que o leito no final do deque não seja mais do que 4 vezes o tamanho da abertura no deque. Isto significa que para uma abertura de 12,7 mm, a espessura do leito não deve ser superior a 50,8 mm.

Para determinar a espessura do leito, utiliza-se a Figura 21 que fornece a vazão de minério para cada centímetro de altura do leito em função da largura da peneira e do peso específico do minério para um ângulo de inclinação de 18° .

No caso do exemplo, tem-se que para uma largura de peneira de 1,83 m, a quantidade de material para cada centímetro de altura do leito é de 46 t/h. Para uma

vazão de 105 t/h que atravessa o deque, a espessura do leito é de 22,8 mm $\left(\frac{105}{46}\right)$, valor esse que está abaixo do máximo recomendado que é de 50,8 mm.

Para outros ângulos de inclinação da peneira, a vazão de minério (kg/s) para cada centímetro de altura de leito é obtida com a multiplicação do valor encontrado para a inclinação de 18° (Figura 21) pelo fator mostrado na Tabela 6.

Tabela 6 – Fatores multiplicativos em função do ângulo de inclinação da peneira.

Ângulo	Fator
18°	1,00
20°	1,33
22°	1,67
25°	2,00

Quando se estiver trabalhando com mais de um deque, será importante lembrar que cada deque deve ser tratado individualmente.

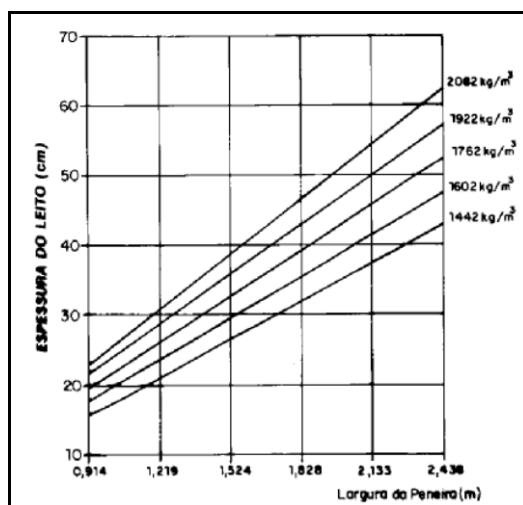


Figura 21 – Espessura do leito para uma velocidade de fluxo de 18,29 m/min.

b) Circuito fechado: (Figura 22)

Quando se tem um circuito fechado de classificação, é necessário levar em consideração não só as características da alimentação inicial do circuito mas também as da carga circulante.

A carga circulante pode ser determinada de várias maneiras mas o método que se segue é direto e lógico⁽¹⁶⁾.

Cálculo da carga circulante

Dados de alimentação:

vazão: 200 t/h,

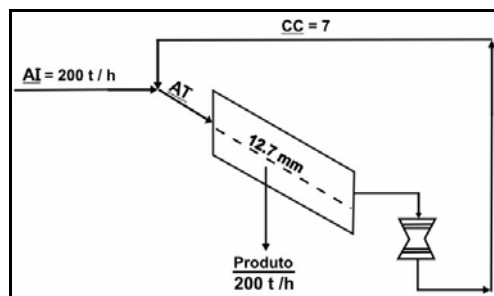


Figura 22 – Esquema de um circuito fechado de peneiramento

- análise granulométrica (da alimentação nova):

Tamanho (mm)	Passante(%)
38,0	100,00
25,0	98,00
19,0	92,00
12,7	65,00
6,3	33,00

Solução:

O primeiro passo é assumir uma eficiência de peneiramento. Uma eficiência mais alta implica em uma peneira maior, mas numa carga circulante menor. Isso pode ser uma vantagem, pois o custo de um britador é sempre bem superior ao de uma peneira, mesmo quando comparados os seus respectivos tamanhos. Assim, será assumido uma eficiência de 95%.

Baseado nesta eficiência, a alimentação da peneira deverá conter $210,5 \text{ t/h} \left(\frac{200}{0,95} \right)$ de material abaixo de 12,7 mm para que a vazão de passante seja de 200 t/h.

Da análise granulométrica sabe-se que a alimentação inicial (AI) contém 130 t/h ($0,65 \times 200$) de material abaixo de 12,7 mm. Sendo assim, o britador deverá produzir então 80,5 t/h.

Se for usado um britador giratório para 12,7 mm que produz 75% de material abaixo de 12,7 mm na descarga⁽¹⁵⁾, então sua alimentação terá que ser de 107,3 t/h $\left(\frac{80,5}{0,75} \right)$ para produzir 80,5 t/h de material menos 12,7 mm.

Assim, a carga circulante (c.c.) de 107,3 t/h mais a alimentação inicial de 200 t/h fornece a alimentação total que é então de 307,3 t/h.

Calculada a carga circulante, o próximo passo será selecionar a área da peneira a ser usada através do método mencionado anteriormente, tomando como base 307,3 t/h de material alimentado e uma análise granulométrica obtida pela combinação proporcional da alimentação inicial e da análise da descarga do britador.

Novos Equipamentos

Existem atualmente no mercado alguns novos equipamentos que são utilizados para separação por classificação, apresentaremos alguns exemplos, a seguir.

Hydro Clean

O *Hydro-clean* (Figura 23) é um sistema de limpeza e de separação que utiliza alta pressão, para partículas que variam de tamanho entre 0 a 70 mm, esse equipamento é adequado especialmente, para ser utilizado na indústria de areia e cascalho, indústria de pedras naturais e de reciclagem, que tenham capacidade de produção entre 50 e 160 toneladas/hora de material de saída.

A taxa de alimentação de material neste equipamento é ajustável de acordo com o nível de contaminação do material a ser classificado. Um consumo de 0,12 a 0,2 m³ de água se faz necessário para que possa haver uma “limpeza” de uma tonelada de terra ou argila contaminada no processo, com um gasto de energia entre 0,3 a 0,5 kWh.

O *design* do equipamento é modular o que possibilita uma adaptação flexível às configurações encontradas em uma planta de beneficiamento, e conseqüentemente uma rápida instalação. O sistema pode ser acoplado a uma linha de beneficiamento já existente, funciona apenas com uma única unidade ou pode ser produzido como um sistema completo que inclua equipamentos de peneiramento, peneiras de desaguamento e um circuito hidráulico, a serem posicionados subseqüentemente.

A folga variável entre o rotor de lavagem e o leito do material permite o perfeito ajuste ao estado de entrada do material.

A água, com os resíduos retirados, sai da área de lavagem pelas partes inferiores, ajustáveis às peneiras, que são anexadas à camisa externa do vaso de lavagem.

Os sensores localizados na área de entrada do material fornecem dados exatos à unidade de controle de modo que o fluxo de material da unidade seja controlado, assegurando assim a constância na qualidade do produto. Quaisquer contaminantes que permaneçam no material, após passarem no processo, podem ser desaguados por uma unidade subseqüente de lavagem.

Pelo fato da ferramenta “jato de água” operar sem desgaste, praticamente não há o desgaste verificado nos sistemas convencionais. A configuração de fácil manutenção do *Hydro-clean* permite a rápida substituição das peças padrão sujeitas a um eventual desgaste.

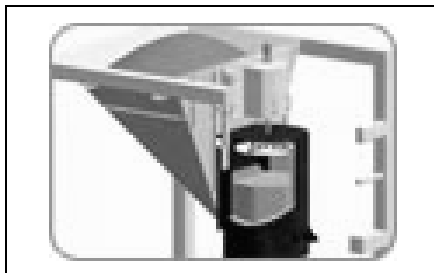


Figura 23 –Vista geral do equipamento de classificação *Hydro-clean*.

Pratos pelotizadores

Os **pratos pelotizadores** (Figura 24) são muito utilizados para gerar *pellets* de minérios nos mais diversos tipos de processo, especialmente na pelotização.

O princípio de funcionamento deste equipamento consiste na alimentação contínua do material em pó, processando esse material para grânulos de tamanho uniforme.

Além de um projeto de *design* mais robusto, confiável e que exige pouca manutenção, o diferencial deste tipo de equipamento é seu sistema de inclinação motorizado, que aumenta a performance da pelotização possibilitando granulometria e dimensões uniformes e uma melhor qualidade no produto final.

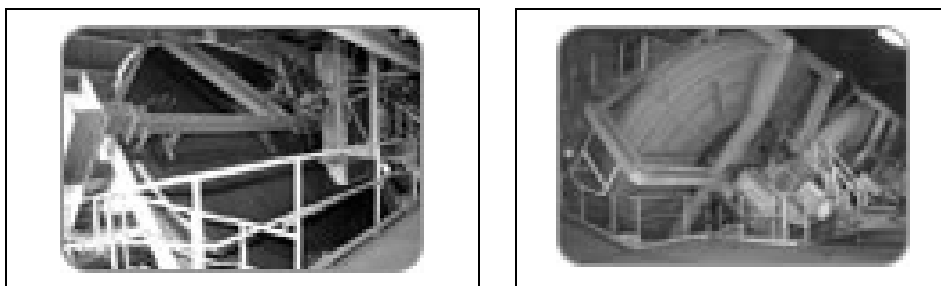


Figura 24 – Vistas dos pratos pelotizantes.

Log Washer

O equipamento denominado *Log Washer* (Figuras 25 e 26) é geralmente indicado para processo que envolva materiais que apresentem dificuldade de escrubagem, tais como argilas insolúveis, rochas macias e certos tipos de agregados. Este equipamento é indicado para ser utilizado em processos que envolvam lavagens sucessivas. Este equipamento é indicado principalmente para processos que envolvam minério de ferro, cascalho, material reciclado.

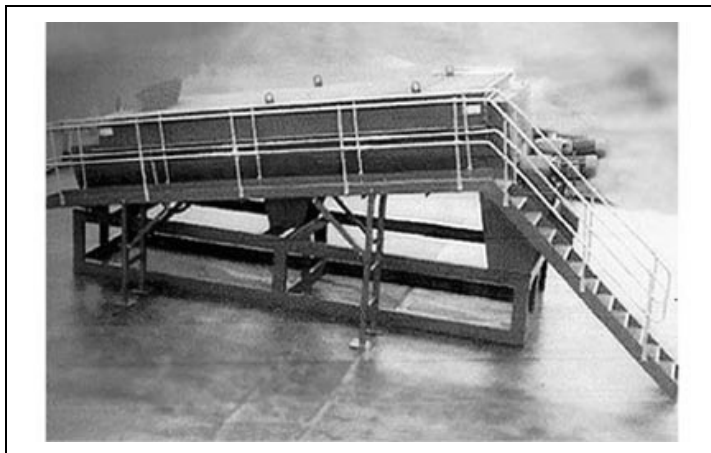


Figura 25 – Vista geral do equipamento *Log Washer*.



Figura 26 – Vista interna do equipamento *Log Washer*.

Drum Scrubber

O equipamento *Drum Scrubber* (Figura 27) é construído em aço inoxidável com estrutura de aço fabricados a partir de tambor rotativo com placas IS 2062. Geralmente são utilizados no beneficiamento de minério de ferro para remoção de impurezas tais como alumina e sílica a partir da superfície do minério.

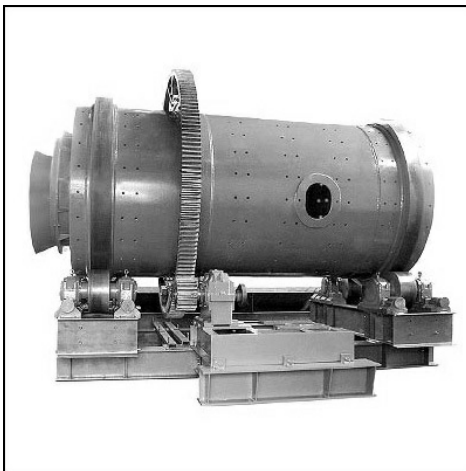


Figura 27 – Vista geral do equipamento *Drum Scrubber*.

As especificações principais relativas ao equipamento estão descritas na Tabela 7.

Tabela 7 – Especificações principais do equipamento *Drum Scrubber*.

Especificações	Capacidade do equipamento	
	100 t/h	250 t/h
Tamanho do cilindro	2750 mm de comprimento x 1750 mm de diâmetro	4500 mm de comprimento x 2150 mm de diâmetro
Movimentação	75 HP no anel deslizante de 1500 RPM	100 HP no anel deslizante de 1500 RPM
RPM do cilindro	Padrão 25 RPM através da única caixa de engrenagens do estágio da relação 6.3:1.	Padrão 25 RPM através da única caixa de engrenagens do estágio da relação 6.3:1.
Projeto de tanque	O cilindro é confeccionado com forros de borracha. O cilindro gira em torno de 4 rolos. A alimentação do minério é feita através de um cone da alimentação com água em uma relação de 1:2.	

REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS

- 1) TRAJANO, R. Princípios de tratamento de minérios (1ª parte). (s.n.t.)
- 2) PERRY, R.H. CHILTON, C. Chemical engineers handbook. 5. ed. Califórnia; MacGraw-Hill, 1973.
- 3) WILLS, B.A. Mineral processing technology, 4. ed. (s.l.): Pergamon Press, 1988, cap. 9, p. 335-375.
- 4) JAIN, S.K. Ore processing. (s.l.:s.n.), 1987.
- 5) TRAWINSKI, H. Teoria, aplicações e emprego prático dos hidrociclones - AKW do Brasil Equipamentos para Mineração Ltda. (s.n.t.)
- 6) BERALDO, J.L. Moagem de minérios em moinhos tubulares. (s.l.): Edgard Blucker, 1987.
- 7) LUCKIE, P.T., KLIMPEL, R.R. Classification and its interaction with other mineral processing unit operations. In: SOMASUNDARAN, P. (ed). Advance in mineral processing - a half century of progress in application of theory to practice - arbiter symposium. (s.l.): SME, 1986.
- 8) KELSALL, D.F. A further study of hidraulic cyclone. Chemical Engineering Science., vol. 2, p. 254-273, 1953.
- 9) LYNCH, A.J., RAO, T.C. Dygital computer simulation of comminution systems - Comm. Min. Metall. Cong., 8 Austrália, N.Z., Proceedings. 1965. vol.6.
- 10) PLITT, L.R. A mathematical model of the hydrocyclone classifier, CIM Bulletin, 1976, 66 (776), p. 114-123.
- 11) PLITT, L.R., FLINTOFF, B.C. The SPOC Manual. Unit Models (Part B) SP85 -1/5.1E - CANMET. cap: 5.1.
- 12) Fundação Instituto Tecnológico do Estado de Pernambuco - IFEP Recife, 1980 - Paulo Abib Andery.
- 13) BROWN et al. Unit operations. New York: John Wiley, 1956. Cap. 3, p. 9-24; Cap. 8, p. 84-98.
- 14) SILVA, A.T. da Curso de tratamento de minérios. Belo Horizonte: Universidade Federal de Minas Gerais, 1973. vol.1.

- 15) MANUAL DE BRITAGEM, 4 ed. São Paulo: Fábrica de Aço Paulista. 1985. p. 5.02-5.043.
- 16) MULAR, A.L., BHAPPU, R.B. Mineral processing plant design, 2nd: Society of Mining Engineers, American Institute of Mining, Ed. New York, 190. p. 340-36.
- 17) <http://www.haverbrasil.com.br/pt/equipamentos/index.php?sec=hydro>
- 18) <http://www.durgametals.com/log-washer.html>

CONCENTRAÇÃO GRAVÍTICA

Fernando Antonio Freitas Lins

Engenheiro Metalúrgico pela PUC-Rio, Doutor em
Engenharia Metalúrgica e de Materiais pela COPPE-UFRJ
Pesquisador Titular do CETEM/MCT; atualmente
Diretor de Transformação e Tecnologia Mineral da SGM/MME

PRINCÍPIOS DE CONCENTRAÇÃO GRAVÍTICA

A concentração gravítica pode ser definida como um processo no qual partículas de diferentes densidades, tamanhos e formas são separadas uma das outras por ação da força de gravidade ou por forças centrífugas. É uma das mais antigas formas de processamento mineral e, apesar de tantos séculos de utilização, seus mecanismos ainda não são perfeitamente compreendidos.

Os principais mecanismos atuantes no processo de concentração gravítica⁽¹⁻⁶⁾ são os seguintes (Figura 1):

- (i) aceleração diferencial;
- (ii) sedimentação retardada;
- (iii) velocidade diferencial em escoamento laminar;
- (iv) consolidação intersticial;
- (v) ação de forças cisalhantes.

Aceleração Diferencial

Na maioria dos concentradores gravíticos, uma partícula sofre a interferência das paredes do concentrador ou de outras partículas e, portanto, pode mover-se apenas por tempo e distância curtos antes que pare ou seja desviada por uma superfície ou por outra partícula. Assim, as partículas estão sujeitas a seguidas acelerações (e desacelerações) e, em algumas condições, esses períodos de aceleração podem ocupar uma proporção significativa do período de movimento das partículas.

A equação de movimento de uma partícula sedimentada em um fluido viscoso de densidade ρ é:

$$ma = m \frac{dv}{dt} = mg - m'g - R \quad [1]$$

onde:

- m é massa do mineral;
- a é a aceleração;
- R é a resistência do fluido ao movimento da partícula.
- g aceleração gravidade;
- m' é a massa do fluido deslocado;

A aceleração inicial ocorre quando $v = 0$; assim, a resistência R , que também depende de v , pode ser desconsiderada. Desde que a partícula e o fluido deslocado tenham o mesmo volume, tem-se:

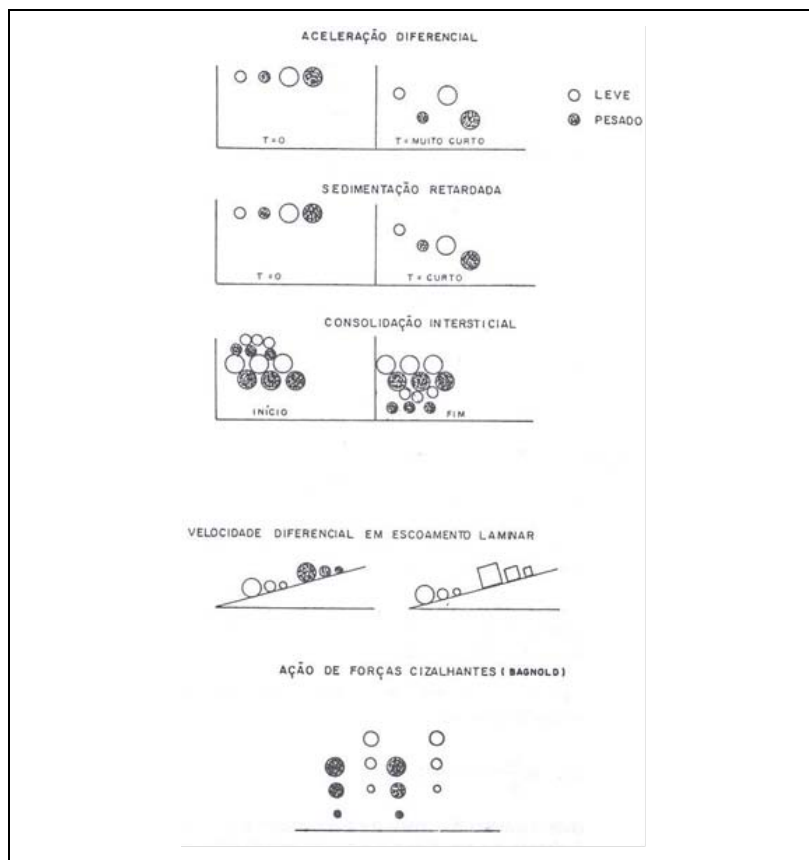


Figura 1 – Efeito dos mecanismos de concentração gravítica.

$$\frac{dv}{dt} = \left(1 - \frac{\rho}{\Delta}\right) g \quad [2]$$

onde Δ é a densidade da partícula. Portanto, a aceleração inicial dos minerais é independente do tamanho e depende apenas das densidades do sólido e do fluido (ou polpa). Teoricamente, se a duração da queda é bastante curta e frequente, a distância total percorrida pelas partículas será mais afetada pela aceleração diferencial inicial (e pela densidade) do que pela velocidade terminal (e pelo tamanho).

Sedimentação Retardada

Uma partícula em queda livre em um fluido (água por exemplo) é acelerada por um certo tempo pela ação da força de gravidade, aumentando sua velocidade até alcançar um valor máximo, a velocidade terminal, que então permanece constante.

A **razão de sedimentação livre** em água ($\rho = 1$) de duas partículas esféricas de diâmetros d_1 , d_2 e densidades Δ_1 e Δ_2 , é expressa pela relação:

$$\frac{d_1}{d_2} = \left(\frac{\Delta_2 - 1}{\Delta_1 - 1} \right)^m \quad [3]$$

O expoente m varia de 0,5 para partículas pequenas ($< 0,1$ mm) obedecendo à lei de Stokes, a 1, para partículas grossas (> 2 mm) obedecendo à lei de Newton.

A relação [3] dá a razão de tamanho requerida para duas partículas apresentarem a mesma velocidade terminal. Verifica-se que, para um dado par de minerais, a relação será maior nas condições de Newton ($m = 1$). Em outras palavras, a diferença de densidade entre partículas minerais tem um efeito mais pronunciado nas faixas grossas, ou ainda, do outro lado, nas faixas granulométricas mais finas, a separação por este mecanismo é menos efetiva. Por exemplo, uma pepita esférica de ouro de 2 mm de diâmetro apresenta a mesma velocidade terminal, em queda livre, que uma partícula de quartzo de 20 mm. Já a velocidade terminal de uma partícula de ouro de 20 μm se iguala à de uma partícula de quartzo apenas três vezes maior, de 60 μm de diâmetro.

Na prática, equivale a dizer que, para um determinado par de minerais, a separação destes, em granulometria grossa (regime de Newton), pode ser alcançada em intervalos de tamanhos relativamente mais largos. Já em granulometria fina (regime de Stokes), é necessário um maior estreitamento do intervalo de tamanho para uma separação mais eficiente por este mecanismo.

Se ao invés de água houver a sedimentação em uma polpa (água e minerais), o sistema se comporta como um líquido pesado, e a densidade da polpa é mais importante que a da água. A condição de **sedimentação retardada**, ou com interferência, agora prevalece.

Considerando as partículas esféricas, a relação de sedimentação retardada é semelhante à relação anterior, substituindo-se a densidade da água pela densidade da polpa. É fácil verificar que esta relação é sempre maior que na situação de sedimentação livre. Se a densidade da polpa fosse 2, por exemplo, os diâmetros do quartzo e ouro seriam 48/2 mm e 100/20 μm , respectivamente, para comparação como o exemplo acima, ou seja, os diâmetros em que as partículas de quartzo e ouro apresentariam a mesma velocidade terminal nos dois regimes.

Consolidação Intersticial

Este mecanismo ocorre devido à formação de interstícios entre partículas grossas de um ou mais minerais, proporcionando liberdade de movimentação das partículas finas nos vazios formados. Por exemplo, no final do impulso em um jig, o leito começa a se compactar e as partículas pequenas podem então descer através dos interstícios sob a influência da gravidade e do fluxo de água descendente, este provocado pela sucção que se inicia.

Velocidade Diferencial em Escoamento Laminar

O princípio em que se baseia a concentração em escoamento laminar é o fato que quando uma película de água flui sobre uma superfície inclinada e lisa, em condições de fluxo laminar ($Re < 500$), a distribuição de velocidade é parabólica, nula na superfície e alcança seu máximo na interface do fluido com o ar. Este princípio se aplica à concentração em lâmina de água de pequena espessura, até aproximadamente dez vezes o diâmetro da partícula.

Quando partículas são transportadas em uma lâmina de água, elas se arranjam na seguinte sequência, de cima para baixo em um plano inclinado: finas pesadas, grossas pesadas e finas leves, e grossas leves. A forma influencia este arranjo, com as partículas achatadas se posicionando acima das esféricas. Note-se que este arranjo é o inverso do que ocorre na sedimentação retardada, sugerindo que uma classificação hidráulica (que se vale do mecanismo de sedimentação) do minério a ser concentrado por velocidade diferencial é mais adequada que um peneiramento.

Ação de Forças de Cisalhamento

Se uma suspensão de partículas é submetida a um cisalhamento contínuo, há uma tendência ao desenvolvimento de pressões através do plano de cisalhamento e perpendicular a este plano, podendo resultar na segregação das partículas. Este fenômeno foi primeiramente determinado por Bagnold⁽⁴⁾ em 1954. O esforço de cisalhamento pode surgir de uma polpa fluindo sobre uma superfície inclinada, ou ser produzido por um movimento da superfície sob a polpa, ou ainda da combinação dos dois. O efeito resultante desses esforços de cisalhamento sobre uma partícula é diretamente proporcional ao quadrado do diâmetro da partícula e decresce com o aumento da densidade. Deste modo, as forças de Bagnold provocam uma estratificação vertical: partículas grossas e leves em cima, seguindo-se finas leves e grossas pesadas, com as finas pesadas próximas à superfície do plano. Note-se que este mecanismo de separação produz uma estratificação oposta à resultante da sedimentação retardada ou classificação hidráulica.

Quando o cisalhamento é promovido apenas pelo fluxo de polpa, a vazão tem que ser substancial para criar esforços de cisalhamento suficientes para uma separação, requerendo-se normalmente maiores inclinações da superfície. Onde o cisalhamento é, principalmente, devido ao movimento da superfície, podem ser usadas baixas vazões e menores ângulos de inclinação da superfície.

CRITÉRIO E EFICIÊNCIA DE CONCENTRAÇÃO GRAVÍTICA

O critério de concentração (CC) é usado em uma primeira aproximação e fornece uma idéia da facilidade de se obter uma separação entre minerais por meio de processos gravíticos, desconsiderando o fator de forma das partículas minerais. O critério de concentração — originalmente sugerido por Taggart⁽³⁾, com base na experiência industrial — aplicado à separação de dois minerais em água é definido como segue:

$$CC = (\rho_p - 1) / (\rho_\ell - 1) \quad [4]$$

onde:

ρ_p e ρ_ℓ são as densidades dos minerais pesado e leve, respectivamente, considerando a densidade da água igual a 1,0.

Para o par wolframita/quartzo, por exemplo, a relação acima assume os valores:

$$CC = (7,5 - 1) / (2,65 - 1) = 3,94.$$

A Tabela 1 mostra a relação entre o critério de concentração e a facilidade de se fazer uma separação gravítica⁽³⁾.

Tabela 1 – Significado do critério de concentração (CC).

CC	Significado
> 2,5	Separação eficiente até 74 μm
2,5 — 1,75	Separação eficiente até 147 μm
1,75 — 1,50	Separação possível até 1,4 mm, porém difícil
1,70 — 1,20	Separação possível até 6 mm, porém difícil

Segundo Burt⁽²⁾, para incluir o efeito das formas das partículas a serem separadas, o critério de concentração deve ser multiplicado por um fator de razão de forma (FRF). Este fator é o quociente entre os fatores de sedimentação (FS) dos minerais pesados (p) e leves (ℓ). O fator de sedimentação para um mineral é definido como a razão das velocidades terminais (v) de duas partículas do mesmo mineral, de mesmo tamanho, mas de formas diferentes; a primeira partícula sendo aquela para a qual se deseja calcular o fator de sedimentação (FS), e a segunda partícula uma esfera. De acordo com Burt, o critério de concentração (CC) pode ser muito útil se a forma das partículas for considerada; caso contrário, surpresas desagradáveis quanto à eficiência do processo podem se verificar na prática. As equações abaixo redefinem o critério de concentração, segundo a sugestão de Burt⁽²⁾.

$$CC = [(\rho_p - 1) / (\rho_\ell - 1)] FRF \quad [5]$$

$$FRF = FS_p / FS_\ell \quad [6]$$

$$FS_p = v_p / v_{p(esf.)}, FS_\ell = v_\ell / v_{\ell(esf.)} \quad [7]$$

De qualquer modo, os dados da Tabela 1 indicam a dificuldade de se alcançar uma separação eficiente quando tratando frações abaixo de 74 μm . Aquele critério de concentração, no entanto, foi sugerido com base em equipamentos que operam sob a ação da gravidade; a introdução da força centrífuga amplia a possibilidade de uma separação mais eficiente com materiais finos e superfinos.

EQUIPAMENTOS GRAVÍTICOS

Calha Simples^(3,8)

O uso de calha concentradora (*sluice box*) para o tratamento de cascalhos auríferos já era disseminado desde o século XVI, conforme atestou Agrícola, descrevendo vários modelos de calhas em seu trabalho "De Re Metálica" publicado em 1556. As calhas são aplicadas até hoje, em várias partes do mundo, à concentração de aluviões auríferos. No Sudeste Asiático as calhas presentes nas instalações de concentração de cassiterita aluvionar são referidas como **palongs**, diferenciando-se das calhas comuns, à primeira vista, pelo longo comprimento, variando de 50 a 300 m.

Uma calha (Figura 2) consiste essencialmente de uma canaleta inclinada, feita normalmente de madeira e de seção transversal retangular. Inicialmente, no fundo da calha são instalados vários septos ou obstáculos (*riffles*), arranjados de modo a prover alguma turbulência e possibilitar a deposição das partículas pesadas, enquanto as leves e grossas passam para o rejeito. Atualmente, os obstáculos foram substituídos por carpete que são mais eficientes para aprisionar as partículas de ouro. O minério alimenta a calha na forma de polpa diluída. O pré-concentrado é removido manualmente da calha após interrupção ou desvio da alimentação, em alguns casos, requerendo um tratamento adicional de limpeza em outro equipamento de menor capacidade.

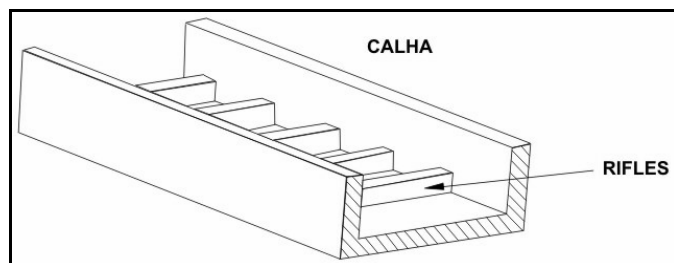


Figura 2 – Seção transversal de uma calha simples e esquema de *riffles* húngaro (normalmente empregado).

As calhas simples são usadas para o beneficiamento de minério com faixa granulométrica muito ampla e onde o mineral valioso é de tamanho médio e grosso. A quantidade de água e a inclinação são reguladas para que os seixos passem, por rolamento, sobre os *riffles*. O cascalho grosso é transportado ao longo das calhas por deslizamento e rolamento por sobre os *riffles*, enquanto o cascalho fino move-se em curtos saltos logo acima dos *riffles*. As areias sedimentam nos espaços entre os *riffles*.

O que ocorre acima dos *riffles* é essencialmente uma classificação por tamanho, embora possa ser também encarado como uma concentração, à medida que as partículas valiosas sejam finas. As areias são mantidas em um estado de **sedimentação retardada** e **consolidação intersticial** pelo turbilhonamento da água e, em menor extensão, pela vibração causada pelos seixos rolando por cima dos *riffles*. As partículas pesadas sedimentam através do leito até o fundo da calha, enquanto as leves são gradualmente deslocadas em direção fluxo de polpa. O requisito principal para a recuperação de ouro mais fino, por exemplo, é a manutenção de um leito de areia frouxo, não compactado, entre os *riffles*.

Como se depreende, os *riffles* são de grande importância no processo, e devem atender a três objetivos:

- (i) retardar o mineral valioso, mais denso, que sedimenta na parte inferior do fluxo;
- (ii) formar uma cavidade para retê-lo;
- (iii) proporcionar certo turbilhonamento da água para que haja separação mais eficiente entre os minerais com diferentes densidades.

No caso de concentração de ouro fino, para recuperação mais eficiente, é recomendável um fluxo menor, implicando em calhas mais largas. Versões em miniatura dos *riffles* húngaros podem ser usadas, embora seja mais comum a utilização de revestimento de carpete, borracha natural ou tecido grosso, coberto por uma tela metálica expandida com a função dos *riffles*.

As principais variáveis das calhas são largura, profundidade, inclinação, comprimento (quanto maior este, maior tende a ser a recuperação) e a quantidade de água (maior quantidade para minérios finos).

No Brasil, as calhas não são muito utilizadas nas instalações de empresas de mineração, embora algumas façam uso da calha para o tratamento dos rejeitos gravíticos, possibilitando alguma recuperação adicional de ouro. Nos empreendimentos de garimpeiros, no entanto, sua aplicação (em diversas versões) é mais difundida. Nas barças e dragas que operam na Amazônia é comum o emprego de um tipo de calha denominada de "Cobra Fumando". Como seu comprimento é pequeno (<3 m) é previsível que seja eficiente apenas na recuperação de ouro grosso^(8,9).

Calha Estrangulada

As calhas estranguladas (*pinched sluice*) diferem da calha com *riffles* em dois aspectos: na calha estrangulada o fundo é regular (desprovido de *riffles*) e a remoção do concentrado é contínua. Sua aplicação esporádica em algumas instalações aconteceu nas primeiras décadas do século XX. Seu maior desenvolvimento foi na Austrália, nos anos de 1950, associado à concentração de minerais pesados de praias⁽²⁾.

Uma calha estrangulada típica (Figura 3a) consiste de um canal inclinado que decresce em largura ("se estrangula") no sentido do fluxo. A polpa, com alta percentagem de sólidos, é alimentada na parte mais larga da calha em um fluxo relativamente laminar, ocorrendo uma variação de velocidade de modo que as partículas finas e pesadas se concentram na parte inferior do fluxo, por meio de uma combinação de **sedimentação retardada** e **consolidação intersticial**. Na calha estrangulada normal, a diminuição da largura resulta em um aumento da espessura do leito da polpa e naturalmente facilita a separação entre os minerais leves e pesados. No final da calha, a camada inferior do fluxo, de movimento mais lento e enriquecida com minerais pesados, é separada das camadas superiores por um cortador ajustado adequadamente (Figura 3a).

A calha estrangulada é um equipamento relativamente ineficiente, pois, apesar de boa recuperação, a razão de enriquecimento em uma passagem é pequena, requerendo-se, portanto, múltiplas passagens para a obtenção de um concentrado com teor alto.

Algumas calhas estranguladas foram ou são comercializadas: Cannon Circular Concentrador, Carpco Fanning Concentrador e Lamflo Separador (com redução da largura da calha com auxílio de paredes laterais curvas), nos EUA; York Sluice, Belmond Multiple Sluice, Cudgen Multi-Variable, Diltray, Xatal Multi-Product e Wright Impact Plate Concentrator, na Austrália. Esses equipamentos foram consagrados no beneficiamento de minerais pesados de praias e aluviões. Geralmente não são empregados na concentração de minérios auríferos.

Concentrador Reichert^(2,7)

Ernst Reichert, trabalhando para a Mineral Deposits Ltd., Australia, concluiu que uma grande deficiência nas calhas estranguladas era o efeito da parede lateral, concebendo, então, um equipamento sem paredes, ou um cone invertido. Desenvolvido no início dos anos 60 com um ou dois cones operando em série, já nos anos de 1970 a unidade padrão de um concentrador Reichert era composta de multi-estágios, com até oito cones duplos e simples; sua aplicação também foi além dos minerais pesados de areias de praia, incluindo minérios de ferro, estanho e ouro, entre outros.

O concentrador Reichert consiste de uma série de cones invertidos sobrepostos por distribuidores cônicos, arranjados verticalmente e empregando várias combinações de cones simples. A Figura 3b ilustra um cone duplo seguido de um cone simples. A alimentação é feita homogeneamente sobre a superfície do distribuidor cônico; nenhuma concentração ocorre nesta etapa. Quando a polpa flui no cone concentrador em direção ao centro, a espessura do leito cresce devido à menor seção transversal. No ponto de remoção do concentrado, por uma abertura anular regulável, a espessura do leito é cerca de quatro vezes àquela da periferia do cone. Os minerais mais densos tendem a permanecer próximos à superfície, formando uma camada estratificada. As partículas leves passam por sobre a abertura anular e são conduzidas a uma tubulação central que alimenta outro estágio de cones.

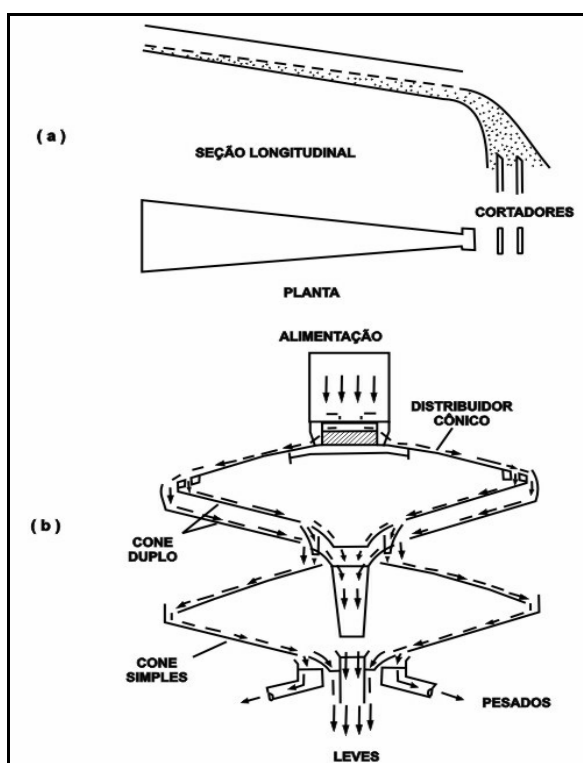


Figura 3 – (a) Calha estrangulada; (b) Cone Reichert.

Os cones são fabricados com material leve (poliuretano, fibra de vidro). O concentrador é montado em estrutura metálica, circular, com altura variável, dependendo do número de estágios. O diâmetro típico do cone é de 2 m, estando em desenvolvimento unidades com 3 a 3,5 m, este último apresentando capacidade três vezes maior que o cone de 2 m. Os cones apresentam um ângulo de inclinação fixo de 17°.

Até o tamanho máximo de partícula de 2 mm não há interferência no regime do fluxo, entretanto, o máximo tamanho a ser efetivamente concentrado é 0,5 mm. O limite inferior é cerca de 50 μm , embora em certas condições este limite possa ser menor.

Os mecanismos de separação das calhas e cones fazem com que os pesados finos sejam preferencialmente recuperados em relação aos pesados grossos. Por isso, são mais apropriados aos minérios aluvionares e areias de praia, uma vez que os minerais valiosos são significativamente mais finos que os minerais leves.

Para minérios submetidos à moagem é recomendável uma classificação prévia. A presença de lama coloidal aumenta a viscosidade da polpa e deve ser mantida a menos de 5% para uma operação eficiente.

A percentagem de sólidos da polpa é um fator crítico, devendo ser controlada em $\pm 2\%$ do valor ótimo, que se situa normalmente entre 55% e 65% de sólidos em peso. Os valores baixos são indicados quando a distribuição granulométrica dos pesados é similar à dos leves. Para percentagem de sólidos elevada, a viscosidade da polpa aumenta, dificultando a separação dos pesados mais finos.

A taxa de alimentação também deve ser bem controlada. Para uma determinada abertura anular do cone, a quantidade de concentrado recuperado é praticamente invariável, dentro de certos limites de alimentação. Assim, um aumento na alimentação implicará em menor recuperação dos minerais pesados, enquanto uma diminuição na taxa acarretará um menor teor de concentrado. A capacidade típica de uma unidade concentradora é de 60 a 90 t/h.

A aplicação do concentrador Reichert é verificada atualmente em outras áreas além daquelas de minerais pesados de areia. É utilizado por algumas minerações de ouro aluvionar na Austrália, para recuperar ouro fino. Sua aplicação em aluviões auríferos é recomendada em usinas de grande porte e com bom controle operacional. Devida à grande capacidade, há uma tendência à sua utilização nos circuitos de moagem de sulfetos para recuperação de ouro (ex.: Boliden AB, na Suécia). Similarmente, sua aplicação a minérios de ouro livre e minérios complexos é promissora. Outro emprego promissor do concentrador Reichert seria na recuperação de partículas mistas de ouro de rejeitos de flotação.

Apesar desse equipamento (uma variação da calha estrangulada) apresentar uma recuperação próxima à da mesa oscilatória, além de uma alta capacidade, as razões de concentração e enriquecimento – tipicamente 3 a 5 – são inferiores às obtidas em jigues e mesas. São necessárias normalmente várias etapas de concentração.

Mesa Plana^(2,10)

A mesa plana (*plane table*) também denominada de mesa fixa ou mesa estática, foi concebida e primeiramente empregada em 1949 na empresa Rand Lease Gold Mine, na África do Sul, para recuperar partículas de ouro.

Este equipamento consiste de uma mesa inclinada coberta com tapete de borracha com sulcos longitudinais, em forma de "V", paralelos aos lados da mesa e na direção do fluxo de polpa. No final de cada mesa – normalmente há três seções em sequência – existe uma abertura regulável e transversal ao fluxo de polpa. Os minerais mais densos e o ouro movimentam-se próximos à superfície, percorrendo os sulcos longitudinais, e são recolhidos continuamente naquela abertura. A parte majoritária da polpa passa para a mesa plana seguinte, havendo oportunidade de se recuperar mais partículas de ouro.

A função dos sulcos no tapete de borracha é proteger as partículas pequenas e pesadas já sedimentadas, que percorrem estes sulcos, dos grãos maiores e leves que se movimentam com maior velocidade na parte mais superior do fluxo de polpa. A Figura 4 mostra o esquema de uma mesa plana.

A mesa plana é às vezes classificada como uma calha estrangulada, embora rigorosamente não o seja. No entanto, como o concentrado flui nas camadas inferiores do leito de polpa e é separado continuamente das camadas superiores, justifica-se sua inclusão nesta categoria. Além disso, o mecanismo de ação dos sulcos longitudinais em "V" guarda uma certa semelhança com o estrangulamento de uma calha típica, uma vez que também há uma redução na largura efetiva da camada inferior do leito e, conseqüentemente, aumento da sua profundidade, com a vantagem de manter a mesma largura na superfície do leito, resultando em maior capacidade unitária que uma calha típica.

O comprimento total da mesa, dado pelo número de seções, é função da recuperação desejada. A largura usual é em torno de 1,0 m, sendo frequente considerar que a mesa plana apresenta uma capacidade de 60 t/h por metro de largura. A distância vertical entre cada seção é de aproximadamente 8 cm, enquanto o afastamento entre as mesmas, regulável, é cerca de 2,5 cm. Valores típicos para as dimensões dos sulcos em "V" são: 3,2 mm de largura máxima, 3,0 mm de profundidade e 3,2 mm de distância entre os sulcos.

Definidas as dimensões da mesa, as variáveis inclinação e percentagem de sólidos da polpa são as mais importantes. A inclinação oscila normalmente entre 8 e 10°. A percentagem de sólidos em peso geralmente está entre 60 e 70% e corresponde à percentagem de sólidos da descarga de um moinho, que é o material que de modo geral é a alimentação da mesa plana.

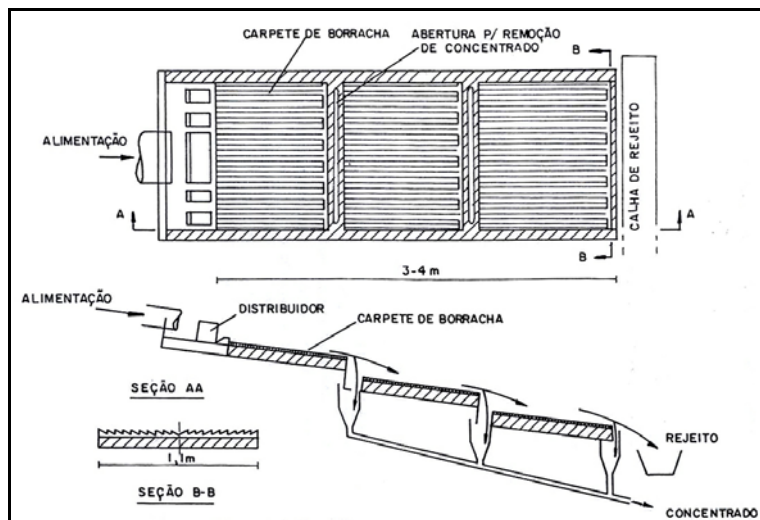


Figura 4 – Esquema de uma mesa plana

A utilização da mesa plana em diversas usinas da África do Sul dá-se na descarga do moinho secundário. O concentrado da mesa plana é submetido a etapas de limpeza em mesa oscilatória ou concentrador de correia. Os rejeitos retornam ao circuito de moagem. A cianetação ou a flotação geralmente complementa o circuito, tratando o *overflow* dos ciclones. No Brasil⁽⁸⁾, as únicas aplicações conhecidas ocorreram nas unidades industriais da Mineração Morro Velho em Jacobina, BA e em Nova Lima, MG (Projeto Cuiabá/Raposos) e na São Bento Mineração - MG. Em Jacobina, a mesa plana era alimentada pela descarga do moinho semi-autógeno e o concentrado da mesa plana passava por limpeza em mesa oscilatória, cujo concentrado apresentava cerca de 20% de ouro, com recuperação em torno de 50% do ouro alimentado na usina. O concentrado seguia direto para a etapa de fusão.

As características deste equipamento, como alta razão de concentração, alta capacidade, baixo custo de investimento (normalmente é construído na própria usina), e baixos custos operacionais e de manutenção, faziam com que a mesa plana tivesse grande potencial de aplicação no Brasil para minérios auríferos⁽⁸⁾; no entanto, tal potencial não se concretizou.

Jigüe

O processo de jigagem é provavelmente o método gravítico de concentração mais complexo, por causa de suas contínuas variações hidrodinâmicas. Nesse processo, a separação dos minerais de densidades diferentes é realizada em um leito dilatado por uma corrente pulsante de água, produzindo a estratificação dos minerais (Figura 5).

Existem duas abordagens para a teoria de jigagem, a clássica, hidrodinâmica – a qual iremos nos ater aqui^(1,2) – e a teoria do centro de gravidade⁽⁴⁾. O conceito clássico considera o movimento das partículas, cuja descrição típica foi feita por Gaudin⁽¹⁾, que sugeriu três mecanismos: **sedimentação retardada**, **aceleração diferencial** e **consolidação intersticial**.

Grande parte da estratificação supostamente ocorre durante o período em que o leito está aberto, dilatado, e resulta da **sedimentação retardada**, acentuada pela **aceleração diferencial**. Estes mecanismos colocam os grãos finos/leves em cima e os grossos/pesados no fundo do leito. **A consolidação intersticial**, durante a sucção, põe as partículas finas/pesadas no fundo e as grossas/leves no topo do leito. Os efeitos de impulsão e sucção, se ajustados adequadamente, devem resultar em uma estratificação quase perfeita, segundo a densidade dos minerais.

Os jigues são classificados de acordo com a maneira pela qual se efetua a dilatação do leito. Nos jigues de tela móvel, já obsoletos, a caixa do jigue move-se em tanque estacionário de água (ex.: jigue Hancock). Os jigues de tela (ou crivo) fixa, nos quais é a água que é submetida ao movimento, são subclassificadas segundo o mecanismo de impulsão da água. Nesses, a tela, na maioria dos casos, é aberta, quer dizer, o concentrado passa através da mesma.

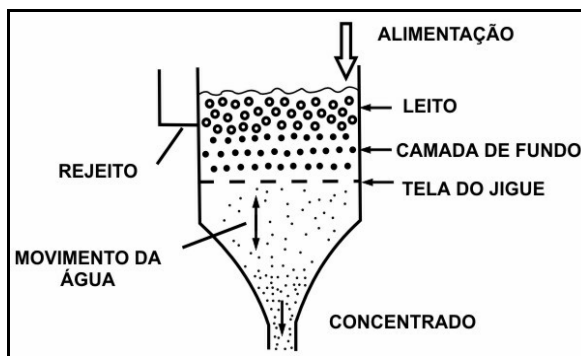


Figura 5 – Esquema simplificado de um jigue.

O jigue de diafragma tipo Denver é o representante mais conhecido dessa subclasse. O impulso da água é causado pelo movimento recíproco de um êmbolo com borda selada por uma membrana flexível que permite o movimento vertical sem que haja passagem da água pelos flancos do mesmo. Este movimento se faz em um compartimento adjacente à câmara de trabalho do jigue e resulta da ação de um eixo excêntrico. No jigue Denver original há uma válvula rotativa comandada pelo excêntrico que só dá passagem à entrada de água na câmara durante o movimento de ascensão do diafragma, ou seja, atenua o período de sucção do leito, melhorando as condições para que haja a sedimentação retardada das partículas através de um leito menos compactado. No entanto, em casos de minérios com finos valiosos, a recuperação

dependerá de um período de sucção (**consolidação intersticial**) acentuado. As chances de se obter um concentrado mais impuro, no entanto, aumentam, uma vez que as partículas finas e leves passam a ter maior oportunidade de um movimento descendente intersticial.

O jigue tipo Denver é geralmente utilizado no Brasil na jigagem terciária de minérios aluvionares auríferos e de cassiterita ou na etapa de apuração, que seria a etapa final de concentração⁽⁹⁾. Os jigues tipo Denver fabricados no Brasil não possuem válvula rotativa para admissão de água, sendo portanto mais apropriados à recuperação dos finos pesados.

Nos jigues tipo Yuba, o diafragma se movimenta na parede da câmara. No jigue Pan-American, o diafragma se situa diretamente embaixo da câmara, movimentando-se verticalmente. Esses jigues são bastante empregados na concentração primária e secundária de aluviões, no Brasil e na América do Norte, em instalações fixas ou móveis, ou em dragas. Na África do Sul, o jigue Yuba é empregado em algumas instalações no circuito de moagem, para recuperar a pirita já liberada e partículas de ouro; os concentrados dos jigues contêm de 20 a 40% da pirita do minério, com teor de 38% deste mineral e 25 a 35% do ouro livre.

Pode-se citar ainda o jigue que tem a secção de trabalho trapezoidal, ao invés de retangular, como é comum nos jigues mencionados anteriormente. O jigue trapezoidal é utilizado frequentemente na concentração secundária de aluviões auríferas e de cassiterita. Há alguns anos, foi desenvolvido o jigue circular (IHC) que consiste no arranjo de vários jigues trapezoidais, formando um círculo, com a alimentação distribuída centralmente. Como o fluxo tem a sua componente horizontal de velocidade diminuída, estes jigues são particularmente apropriados para a recuperação de minerais finos pesados, como a cassiterita e o ouro de aluviões; apresentam ainda a vantagem de consumir menos água e ocupar menor espaço que os jigues retangulares, para uma mesma capacidade⁽¹²⁾.

Na, então União Soviética, a participação dos *placers* na produção de ouro era muito significativa, sendo os jigues bastante utilizados nas dragas, comumente tratando o rejeito das calhas.

A abertura da tela do jigue deve ser entre duas e três vezes o tamanho máximo das partículas do minério. Como dimensão média das partículas da camada de fundo (*ragging*), natural ou artificial, deve-se tomar aquela igual ao dobro da abertura da tela, e com variações nessas dimensões, não sendo recomendável uma camada de fundo de um só tamanho. As condições do ciclo de jigagem devem ser ajustadas para cada caso, citando-se apenas como diretriz que ciclos curtos e rápidos são apropriados a materiais finos, o contrário para os grossos.

Uma variável importante é a água de processo, que é introduzida na arca do jigue, sob a tela. Não deve haver alteração no fluxo dessa água, pois perturba as condições de concentração no leito do jigue. É recomendável que as tubulações de água de processo para cada jigue, ou mesmo para cada câmara do jigue, sejam alimentadas separadamente a partir de um reservatório de água, por gravidade. É comum, no entanto, que as instalações gravíticas no Brasil não dispensam a devida atenção a esse aspecto.

Mesa Oscilatória^(2,11)

A mesa oscilatória típica consiste de um deque de madeira revestido com material com alto coeficiente de fricção (borracha ou plástico), parcialmente coberto com ressalto, inclinado e sujeito a um movimento assimétrico na direção dos ressalto, por meio de um mecanismo que provoca um aumento da velocidade no sentido da descarga do concentrado e uma reversão súbita no sentido contrário, diminuindo suavemente a velocidade no final do curso.

Os mecanismos de separação atuantes na mesa oscilatória podem ser melhor compreendidos se considerarmos separadamente a região da mesa com *riffles* e a região lisa. Naquela, as partículas minerais, alimentadas transversalmente aos *riffles*, sofrem o efeito do **movimento assimétrico** da mesa, resultando em um deslocamento das partículas para frente; as pequenas e pesadas deslocando-se mais que as grossas e leves. Nos espaços entre os *riffles*, as partículas estratificam-se devido à dilatação causada pelo movimento assimétrico da mesa e pela turbulência da polpa através dos *riffles*, comportando-se este leito entre os *riffles* como se fosse um jigue em miniatura – com **sedimentação retardada** e **consolidação intersticial** (improvável a aceleração diferencial) – fazendo com que os minerais pesados e pequenos fiquem mais próximos à superfície que os grandes e leves (Figuras 6a e 6b).

As camadas superiores são arrastadas por sobre os *riffles* pela nova alimentação e pelo fluxo de água de lavagem transversal. Os *riffles*, ao longo do comprimento, diminuem de altura de modo que, progressivamente, as partículas finas e pesadas são postas em contato com o filme de água de lavagem que passa sobre os *riffles*. A concentração final tem lugar na região lisa da mesa, onde a camada de material apresenta-se mais fina (algumas partículas de espessura). A resultante do **movimento assimétrico** na direção dos *riffles* e da **velocidade diferencial em escoamento laminar**, perpendicularmente, é o espalhamento dos minerais segundo o esquema mostrado na Figura 6c. É provável também que haja a ação das **forças de Bagnold** oriundas do movimento da mesa e do fluxo de polpa sobre esta.

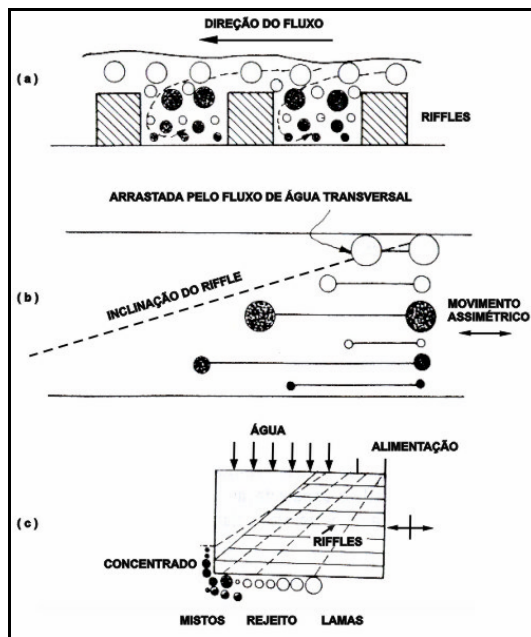


Figura 6 – Mesa oscilatória: (a) estratificação vertical entre os *riffles*, (b) arranjo das partículas ao longo dos *riffles*, (c) distribuição na mesa.

A mesa oscilatória é empregada há várias décadas, sendo um equipamento disseminado por todo o mundo para a concentração gravítica de minérios e carvão. É considerada de modo geral o equipamento mais eficiente para o tratamento de materiais com granulometria fina. Sua limitação é a baixa capacidade de processamento (< 2 t/h), fazendo com que seu uso, particularmente com minérios de aluviões, se restrinja às etapas de limpeza. É um equipamento muito usado na limpeza de concentrado primário ou secundário de minérios de ouro livre e minérios aluvionares.

Quando tratando minérios de granulometria muito fina, a mesa oscilatória opera com menor capacidade (< 500 kg/h), sendo comum a colocação, após uma série de 6 a 10 *riffles*, com altura um pouco maior e mais larga para criar melhores condições de sedimentação; é a chamada mesa de lamas.

Espiral^(2,13,14)

O concentrador espiral é construído na forma de um canal helicoidal de seção transversal semicircular (Figura 7). Muito embora sejam comercializadas espirais com características diferentes – diâmetro e passo da espiral, perfil do canal e modo de remoção do concentrado – conforme o fabricante e o fim a que se destina, os mecanismos de separação atuantes são similares.

Quando a espiral é alimentada, a velocidade da polpa varia de zero na superfície do canal até um valor máximo na interface com o ar, devido ao escoamento laminar. Ocorre também uma estratificação no plano vertical, usualmente creditada à combinação de **sedimentação retardada** e **consolidação intersticial**, sendo também provável que haja a ação de **esforços cisalhantes**. O resultado final é que no plano vertical, os minerais pesados estratificam-se na superfície do canal, com baixa velocidade, e os minerais leves tendem a estratificar-se na parte superior do fluxo, nas regiões de maiores velocidades. A trajetória helicoidal causa também um gradiente radial de velocidade no plano horizontal, que tem um efeito menor na trajetória dos minerais pesados e substancial na dos minerais leves. Estes, devido à **força centrífuga**, tendem a uma trajetória mais externa.

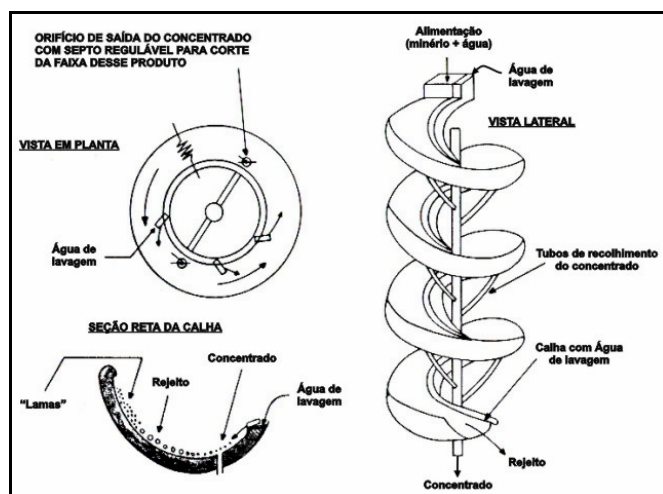


Figura 7 – Esquema de uma espiral (Humphreys).

A resultante desses mecanismos é a possibilidade de se remover os minerais pesados por meio de algumas aberturas reguláveis existentes na parte interna do canal – como é o caso da maioria das espirais, inclusive a tradicional espiral de Humphreys – ou por meio de cortadores no final do canal, caso da Mark 7. Uma característica comum a muitas espirais tradicionais é a introdução de água de lavagem após cada abertura de remoção do pesado, com o fim de limpar a película de minerais pesados dos minerais leves finos e também manter a diluição da polpa. Neste contexto, a Mineral Deposits, Austrália, colocou no mercado, recentemente, a espiral com água de lavagem (*Wash-Water Spiral*), cujo sistema de lavagem é mais eficiente do que aquele utilizado na tradicional espiral de Humphrey. A água de lavagem é alimentada, sob pressão, na parte central da espiral, através de uma mangueira, com furos entre as aberturas que coletam os minerais pesados. Essa água, ao sair sob pressão, centrifuga os minerais leves para a parte periférica da espiral, favorecendo o processo de separação. Essa espiral, com água de lavagem, tem sido usada na etapa de purificação de concentrados.

Para aplicação a minérios de ouro, tem havido referências sobre a espiral Mark 7, desenvolvida há quinze anos mais recentemente na Austrália. As diferenças principais quando comparada com a espiral de Humphreys são: separação do concentrado no final da última espira, ausência de água de lavagem, passo variável, além de diferente perfil. Tal como é a tendência atual, a Mark 7 é construída de fibra de vidro e plástico, com revestimento de borracha, e comercializada também com duas ou três espirais superpostas na mesma coluna.

O emprego da Mark 7 na concentração de minérios de ouro livre e de aluviões mostrou um bom desempenho com recuperação variando de 75 a 90 % e razão de enriquecimento de 10 a 80, com recuperação significativa de ouro fino.

Na Suécia, foi introduzido na usina da Boliden um sistema de concentração gravítica (cone Reichert, espiral Mark 7 e mesa oscilatória) para tratar o produto da moagem primária de um minério de sulfetos de Cu, Pb, Zn e ouro; mais de 50% do ouro passou a ser recuperado por gravidade e enviado diretamente para fusão, ao mesmo tempo em que melhorou a recuperação global de ouro na usina, antes limitada à flotação.

A capacidade de uma espiral simples é normalmente de 2 t/h, semelhante à mesa oscilatória, mas ocupando uma área muito menor.

Hidrociclone^(2,15,16)

O hidrociclone usado para concentração gravítica é projetado para minimizar o efeito de classificação e maximizar a influência da densidade das partículas. Quando comparado com o ciclone classificador, apresenta maior diâmetro e comprimento do *vortex finder* e com ângulo do ápex bem superior (Figura 8). Quando a polpa é alimentada tangencialmente, sob pressão, um *vortex* é gerado em torno do eixo longitudinal. A **força centrífuga**, inversamente proporcional ao raio, é bastante grande perto do *vortex* e causa a estratificação radial das partículas de diferentes densidades e tamanhos (por **aceleração diferencial**). As partículas pesadas, sendo mais sujeitas a uma ação da força centrífuga, dirigem-se para a parte superior da parede cônica, com a formação de um leito por **sedimentação retardada**, no qual as partículas leves e grossas situam-se mais para o centro do cone e as finas, por **consolidação intersticial**, preenchem os espaços entre os minerais pesados e grossos. As partículas grossas e leves, primeiro, e as mistas ou de densidade intermediária, depois, são arrastadas para o *overflow* pelo fluxo aquoso ascendente, enquanto o leito estratificado se aproxima do ápex. Próximo ao ápex, as partículas finas e leves são também carregadas para o *overflow* pela corrente ascendente e as pesadas, finas e grossas, são descarregadas no ápex (ver Figura 8a).

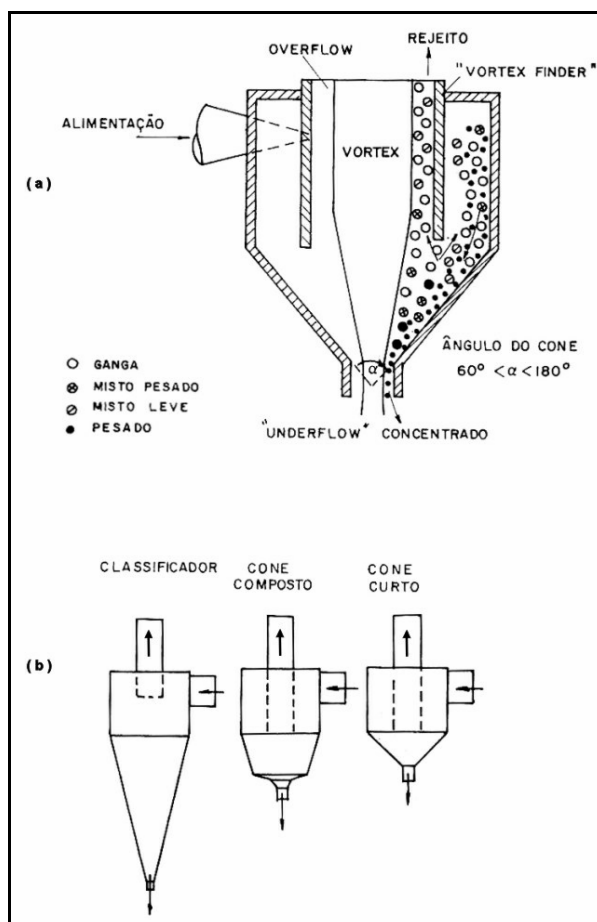


Figura 8 –Hidrociclone: (a) esquema de um hidrociclone; (b) tipos.

Os hidrociclones (ou ciclones concentradores) recebem na língua inglesa os nomes de *short-cone*, *wide-angle cyclone*, *water-only cyclone* e *hydrocyclone*. Há também um tipo de ciclone cuja parte cônica é composta de três seções com ângulos diferentes; em inglês são referidos como *compound water cyclone*, *tricone* ou *multicone*. Todos eles se assemelham, quanto aos princípios de separação descritos anteriormente. Na Figura 8b estão esquematizados um ciclone classificador e dois tipos de ciclone concentradores.

Os hidrociclones têm no diâmetro da parte cilíndrica sua dimensão característica, relacionada com a sua capacidade. O ângulo do cone, o diâmetro e a altura do *vortex finder*, e a pressão de alimentação, entre outros, são os parâmetros mais estudados no hidrociclone. Por ser um equipamento compacto, de baixo custo e de fácil instalação, tem sido objeto de muitas experiências e aplicações industriais em muitos países, inclusive no Brasil, na indústria carbonífera.

Os ciclones do tipo *water only cyclone*, também chamado de ciclone autógeno (para marcar a diferença do ciclone de meio denso), e do tipo *tricone* são geralmente indicados para a preconcentração de finos de carvão abaixo de 0,6 mm, onde a fração leve resultante é em seguida tratada por flotação. Este tipo de circuito é muito usado nos casos de dessulfuração de carvões em que o enxofre está associado à pirita.

A aplicação do hidrociclone foi estudada com minérios auríferos da África do Sul, como alternativa aos ciclones classificadores, objetivando enriquecer a alimentação para o circuito gravítico e diminuir a massa de material a ser concentrada, ao mesmo tempo em que reduz o teor de ouro do *overflow* a ser cianetado. Em um único estágio foi alcançada uma razão de concentração de até 5, com recuperação de ouro de 62%.

(2,8,17,18,19,20,21)

Concentrador Centrífugo

Estes equipamentos de concentração apresentam a vantagem de contarem com a ação de **força centrífuga** muito grande. Na Ex-União Soviética e na China foram testados alguns desses equipamentos; pelo menos algumas unidades estiveram em operação. Um equipamento de duas décadas que se disseminou para o tratamento de metais preciosos de granulometria fina é o concentrador centrífugo Knelson. Outros fabricantes também desenvolveram e comercializam concentradores centrífugos com princípios de operação similares ao Knelson. Posteriormente foi desenvolvido o concentrador Falcon, (também no Canadá), com força centrífuga até cinco vezes maior que a presente nos concentradores Knelson.

O jigge centrífugo e o *muti – gravity separator* (MGS) são outros equipamentos que utilizam a força centrífuga para melhorar a eficiência de recuperação de minerais finos, e que também foram desenvolvidos nos últimos 20-30 anos.

Nos concentradores tipo Knelson, a força centrífuga empregada é cerca de cinquenta vezes a força de gravidade, ampliando a diferença entre a densidade dos vários minerais. Esta força centrífuga enclausura as partículas mais pesadas em uma série de anéis localizados na parte interna do equipamento, enquanto o material leve é gradualmente deslocado para fora dos anéis, saindo na parte superior do concentrador (ver Figura 9). A colocação do cone numa camisa d'água e a injeção de água sob pressão dentro deste através de perfurações graduadas nos anéis evitam que o material se compacte em seu interior.

A operação desse concentrador centrífugo é contínua por um período, tipicamente, de 8 a 10 h para minérios auríferos, até que os anéis estejam ocupados predominantemente por minerais pesados. Quanto maior a proporção de minerais pesados na alimentação, menor será o período de operação do concentrador. Portanto, esta variável deve ser otimizada de acordo com as características de cada minério a ser tratado. Após a paralisação do equipamento, faz-se a drenagem do material retido em seu interior, operação esta realizada em 10-15 min.

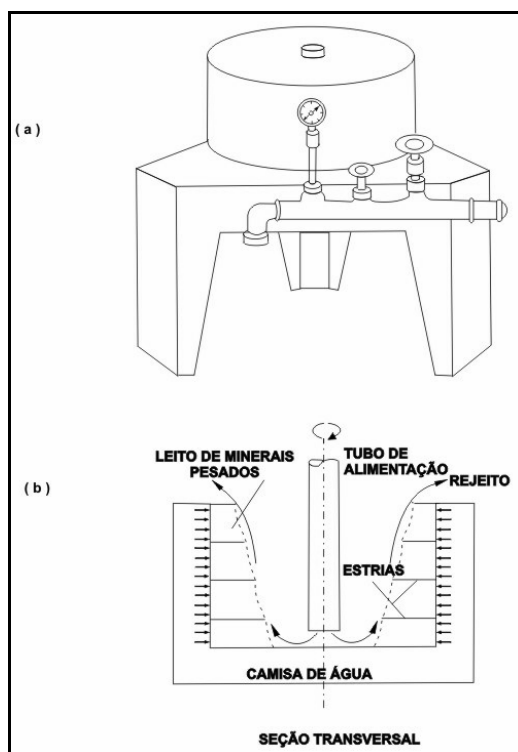


Figura 9 – Concentrador centrífugo (a) visão externa, (b) seção transversal.

Do ponto de vista de eficiência de recuperação, uma das variáveis mais importantes é a água de contrapressão. Se a pressão da água for muito alta, haverá uma fluidificação excessiva no interior dos anéis que poderá fazer com que as partículas finas ou superfinas pesadas saiam no rejeito. Ao contrário, no caso de pressão muito baixa, haverá pouca fluidificação, dificultando a penetração das partículas pesadas nos espaços intersticiais do leito semicompactado nos anéis, implicando também em perdas. A regulação da água é feita, com frequência, no caso de minérios auríferos, pelo tratamento do rejeito com bateia; varia-se a pressão até não se detectar partículas do mineral pesado de interesse no concentrado da bateia. Percebe-se que esse método de controle fica limitado à eficiência de recuperação do ouro pela bateia, a qual se sabe não ser satisfatória para as partículas superfinas.

A prática de concentração de minérios aluvionares auríferos tem indicado que pressões entre 8 e 12 psi (55 e 83 kPa) são suficientes para fluidificar o leito e permitir boa recuperação. Há as seguintes sugestões: 5 psi para material fino, 10 psi para areias e 16 psi para material grosso. Contudo, a pressão adequada (assim como o período de operação) é dependente das características de cada minério.

O concentrador Knelson foi concebido para a concentração de minérios aluvionares, podendo ser usado com minérios de ouro livre, após a moagem, e no tratamento de rejeitos de instalações gravíticas. Segundo o fabricante, em uma única passagem, o equipamento pode alcançar um enriquecimento de 1.000 vezes ou mais.

Foram realizadas experiências na Austrália com concentrado de sulfeto de níquel, obtido por flotação. A recuperação do ouro contido neste concentrado variou entre 64 e 71%, indicativo da recuperação de ouro superfino, uma vez que 50 a 80% da alimentação estava abaixo de 75 μm . Estes resultados incentivaram a instalação do concentrador Knelson no circuito de moagem.

Muitas unidades desse equipamento, ou similares, foram comercializadas na América do Norte e na Austrália. No Brasil também já há muitas em uso, em instalações garimpeiras ou de empresas, para recuperação de ouro.

Mais recentemente, cogita-se o emprego do concentrador centrífugo para o retratamento de rejeitos gravíticos de minerais pesados contidos nas frações finas, assim como na limpeza de carvões. Alguns dos fabricantes dedicam-se ao aperfeiçoamento de equipamentos com descarga contínua do concentrado (Falcon) ou descarga semi-contínua (Knelson). Registra-se a aplicação da concentração centrífuga a vários tipos de minérios, para recuperação de finos de cassiterita, scheelita, separação de pirita fina de carvões, etc.

RECUPERAÇÃO DE FINOS

Os equipamentos de concentração gravítica de finos baseiam-se em vários mecanismos⁽²²⁾. Um deles é a **velocidade diferencial em escoamento laminar**. Sua limitação é que se aplica apenas a películas com algumas partículas de espessura, implicando que quanto menor a granulometria dos minerais, maior deve ser a área do deque. Como consequência, os equipamentos usando apenas este princípio apresentam capacidade muito baixa.

Os equipamentos que se utilizam da **força centrífuga** são talvez mais promissores na separação de finos; com a vantagem de apresentarem capacidades muito superiores àqueles que se baseiam nas forças de cisalhamento⁽¹⁷⁾.

Para ilustrar o desempenho de vários equipamentos gravíticos, serão considerados a cassiterita e o ouro. A recuperação de finos de cassiterita em vários equipamentos é mais conhecida que a recuperação de ouro. Para efeito de comparação foram montadas na Figura 10 as curvas de recuperação *versus* granulometria para a cassiterita e o ouro, para granulometria abaixo de 100 μm . As curvas de cassiterita foram extraídas do livro de Burt⁽²⁾ e para o ouro fez-se uso de outras referências. Verifica-se que a cassiterita, apesar de ter densidade bem menor que o ouro, é melhor recuperada por gravidade na faixa fina e superfina. A explicação para isso é que as

partículas do ouro apresentam uma certa hidrofobicidade (aversão à água) que em tamanhos muito pequenos, e principalmente quando as partículas são achatadas, faz com que o ouro tenda a ficar na superfície do fluxo aquoso, saindo nos rejeitos.

É interessante também citar a influência do pH da polpa na eficiência de concentração de superfinos em lâminas d'água de algumas partículas de espessura. Foi verificado que os fenômenos eletrocinéticos atuam significativamente na separação de uma fração superfina de minério de cassiterita. Usando-se o concentrador Bartles-Mozley em pH neutro foi obtida a melhor recuperação. A viscosidade da polpa também afetou a eficiência de concentração⁽²³⁾.

A recuperação de finos é menos preocupante quando os rejeitos são tratados por outro processo, como flotação ou cianetação (para o caso do ouro). No entanto, quando são descartados e há ainda substancial quantidade de finos valiosos, configura-se um problema. A questão é geralmente um desafio para o tratamentista de minérios.

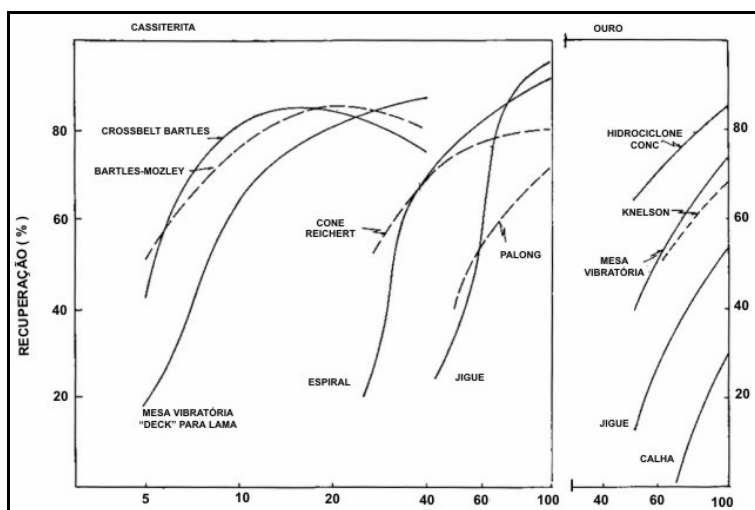


Figura 10 – Curvas de recuperação x granulometria (μm) para cassiterita e ouro $< 100\mu\text{m}$.

CONSIDERAÇÕES FINAIS

Eficiência dos Equipamentos

Depende de uma variedade de fatores como taxa de alimentação, faixa granulométrica, percentagem de sólidos entre outros. O desempenho de qualquer concentrador gravítico está relacionado com a adequada escolha e controle dos fatores acima, dentro de resultados aceitáveis de recuperação e enriquecimento.

Preparação da Alimentação

Em circuitos de concentração gravítica, em geral, o peneiramento grosso é principalmente usado em circuitos de britagem e na rejeição de grossos estéreis e materiais estranhos nas operações com minérios aluvionares. Usa-se para este fim a peneira vibratória e o *trommel*.

Quando, no caso de minérios aluvionares, há grande quantidade de argilas, difíceis de serem desagregadas, mesmo com a pressão dos monitores – no caso de lavra hidráulica –, pode haver perda de ouro no *oversize* do peneiramento, carregado pelos blocos de argila. Jatos de água sob pressão durante o peneiramento podem ajudar na desagregação. Pode-se também empregar um atricionador cilíndrico acoplado a um *trommel*, com defletores radiais para possibilitar quedas mais vigorosas no interior do escrubador. Os seixos do minério também contribuem para a desagregação. Experiências recentes foram relatadas e dão conta da eficiência do concentrador centrífugo na desagregação de aglomerados de argila.

Uma operação de deslamagem, ou remoção de ultrafinos, é geralmente realizada com o objetivo de manter baixa a viscosidade da polpa a ser concentrada, pois seu aumento é nocivo ao processo. Isto é feito, em pequenas usinas, com auxílio de tanques deslamadores, onde ocorre a sedimentação dos sólidos enquanto a lama sai pelo *overflow*. São também usados para desaguamento. Em usinas com bom controle operacional, o ciclone é usado para estas funções. A deslamagem deve evitar a perda de finos valiosos passíveis de recuperação numa etapa seguinte de concentração. Uma deslamagem também ocorre nas etapas de concentração, de modo que o concentrado secundário ou terciário se apresenta com menos lama e finos do que a alimentação da primeira etapa de concentração.

A classificação do minério em duas ou três faixas granulométricas para concentração gravítica é recomendável para melhorar a eficiência do processo. Os classificadores hidráulicos são usados para este fim, normalmente precedidos de uma etapa de deslamagem e/ou desaguamento.

Nos empreendimentos de pequeno porte, tratando aluviões auríferas, a tendência, pelo menos no Brasil, é alimentar os equipamentos de concentração sem classificação prévia. Para aumentar a recuperação é necessário reconcentrar os rejeitos de alguns equipamentos em outros mais eficientes para finos, após eliminação dos grossos e intermediários estéreis (por peneiramento e/ou ciclonagem).

REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS

- 1) GAUDIN, A.M. Principles of Mineral Dressing. New Delhi: Tata McGraw-Hill, 1971.
- 2) BURT, R.O. Gravity Concentration Technology. Amsterdam: Elsevier, 1984.
- 3) TAGGART, A.F. Handbook of Mineral Dressing. New York: John Wiley, 1945.
- 4) KELLY, E.G. & SPOTTISWOOD. Introduction to Mineral Processing. New York: John Wiley, 1982.
- 5) TRATAMENTO de Minérios e Hidrometalurgia, In Memorial Professor Paulo Abib Andery. Recife: ITEP, 1980.
- 6) BERALDO, J.L.; MASINI, E.A. Beneficiamento de minério aluvionar. Curso organizado pelo IBRAM. Rio de Janeiro: IBRAM, set., 1984.
- 7) SIVAMOHAN, R.; FORSSBERG, E. Principles of sluicing. *International Journal of Mineral Processing*, vol. 15: p.157-171, 1985.
- 8) LINS, F.A.F.; COTTA, J.C.; LUZ, A.B.; VEIGA, M.M.; FARID, L.H.; GONÇALVES, M.M.; SANTOS, R.L.C.; BARRETO, M.L.; PORTELA, I.C.M.H.M. Aspectos diversos da garimpagem de ouro. Rio de Janeiro: CETEM, 1992. cap 4. Série Tecnologia Mineral, 54.
- 9) LINS, F.A.F.; SILVA, L.A. Aspectos do beneficiamento de ouro aluvionar. Rio de Janeiro: CETEM, 1987. Série Tecnologia Mineral, 41.
- 10) ZADKIN, T. The Rand Leases plane table. In: J. Chem. Metall. Min. Soc. of S. Africa, p. 292-297, Feb. 1954.
- 11) SIVAMOHAN, R.; FORSSBERG, E. Principles of tabling. *International Journal of Mineral Processing*, vol. 15, p.281-295, 1985.
- 12) RICHARDSON, J. The evolution and current applications of the MK II Cleveland circular jig to alluvial gold recovery. In: *Symposium on Precious Metals Recovery*, I. Reno, USA, June 1984.
- 13) SIVAMOHAN, R.; FORSSBERG, E. Principles os spiral concentration. *International Journal of Mineral Processing*, vol.15, p.173-181, 1985.
- 14) RUBALOWSKI, E.; RAJAGOPAL, K. Espiral concentradora: uma revisão do estado da arte. In: E.N.T.M.H., XI, Natal (RN), Out. 1985.
- 15) ANON. Hydrociclones improve gold recovery on dredge plants. *World Mining*, p. 49-50, July 1981.

- 16) RAO, P. D. et al. Beneficiation of gold and scheelite using a compound water cyclone. In: *International Mineral Processing Congress*, 15. Cannes, France, 1985, p. 231-243.
- 17) LINS, F.F.; COSTA, L.S.N.; DELGADO, O.C. e GUTIERREZ, J.M. Concentrador centrífugo: revisão e aplicações potenciais. Rio de Janeiro: CETEM, 1992. Série Tecnologia Mineral, 55.
- 18) HARRIS, D. The Knelson concentrator - applications in Australia. In: *Gold, mining, metallurgy and geology*. Proc. Regional Conf. Australia. Inst. Min. Metall., Oct. 1984.
- 19) VEIGA, M.M.; LINS, F.F. Recuperação de ouro fino com um novo concentrador centrífugo (Falcon). In: E.N.T.M.H., XV, São Lourenço (MG).
- 20) LINS, F.F., VEIGA, M.M. et al. Performance of a new centrifuge (Falcon) in concentrating a gold ore from Texada Island, B.C., Canada. *Minerals Engineering*, vol.5, p. 1113-1121, 1992.
- 21) SAMPAIO, C.H. e TAVARES, L.M.M, Beneficiamento gravimétrico; Cap.10: Concentração centrífuga, 2004 (no prelo).
- 22) SIVAMOHAN, R. & FORSSBERG, E. Recovery of heavy minerals from slimes. *International Journal of Mineral Processing*, vol. 15, p. 297-314, 1985.
- 23) BURT, R. O. A study of the effect of deck surface and pulp pH on the performance of a fine gravity concentrator. *International Journal of Mineral Processing*, vol. 5, p. 39-44, 1978.

SEPARAÇÃO EM MEIO DENSO

Antônio Rodrigues de Campos

Engenheiro Metalurgista pela UFOP, Doutor em
Engenharia Mineral pela USP
Pesquisador Titular do CETEM/MCT

Adão Benvindo da Luz

Engenheiro de Minas pela UFPE, Doutor em
Engenharia Mineral pela USP
Pesquisador Titular do CETEM/MCT

Paulo Fernando A. Braga

Engenheiro Químico pela UFRRJ, Mestre em
Engenharia Mineral pela USP
Tecnologista Sênior do CETEM/MCT

INTRODUÇÃO^(1,2,22)

A grande maioria dos processos de concentração gravítica emprega água ou ar como meio de separação. Tendo em vista que todos os materiais de interesse são mais densos que o ar, e a maior parte deles mais densos que a água, para efetuar a separação de materiais de diferentes densidades, torna-se necessário controlar a velocidade de escoamento do fluido que está sendo utilizado, o que faz com que esses processos sejam intrinsecamente dinâmicos⁽²²⁾.

A separação em meio denso oferece uma alternativa mais direta e precisa, pois ela usa, como meio de separação, um fluido com densidade intermediária às dos constituintes que se deseja separar. Neste caso, para que aconteça a separação, vai depender apenas das partículas desses constituintes serem mais leves ou mais densas que o meio utilizado.

A separação em meio denso é um dos métodos importantes de concentração gravítica aplicado na separação de minerais. Neste tipo de separação, o meio denso a ser utilizado pode ser constituído de líquidos orgânicos, soluções de sais inorgânicos ou, ainda, de uma suspensão de sólidos insolúveis dispersos em água⁽¹⁾. A suspensão, no caso da separação em meio denso, é um sistema heterogêneo, que deve se comportar com as características de um líquido. Apesar de haver equipamentos de laboratório e de usina piloto que funcionam à base de suspensões, estas são mais usadas em processos industriais, onde os sólidos insolúveis mais utilizados são finos de magnetita ou finos de ferro silício, sendo que a magnetita é utilizada na separação de carvões, e o ferro silício é utilizado na separação de minerais mais densos, como os minerais metálicos e não metálicos (fluorita).

O processo de separação em meio denso foi originalmente desenvolvido para o beneficiamento de carvões de difícil lavabilidade, para os quais o método de jigagem se mostrava ineficiente. Atualmente, é aplicado no beneficiamento de diferentes tipos de carvão, de diversos tipos de minérios e de materiais secundários, seja na geração de um pré-concentrado para uma etapa posterior de beneficiamento, geração de um produto final vendável, de um rejeito final para descarte, bem como na recuperação de metais ou ligas metálicas, em usinas de reciclagem.

Em termos de granulometria, a separação em meio denso é mais aplicada para partículas relativamente grossas⁽²⁾, acima de 28 malhas (0,6 mm).

Os processos de separação em meio denso oferecem algumas vantagens sobre os outros processos de concentração gravítica. Neles, há possibilidade de realizar separações precisas em uma determinada densidade, com elevada eficiência de separação, mesmo com a presença de minerais de densidades próximas à do meio.

A densidade de separação pode ser rigorosamente controlada dentro de uma determinada faixa, e pode ser variada, com relativa rapidez, durante a operação, caso seja necessário. Estas vantagens são muito importantes nas operações industriais.

A despeito das vantagens anteriormente apontadas, esse processo torna-se, em princípio, um pouco dispendioso, pela necessidade de instalações complementares de recuperação e limpeza do meio denso utilizado, e a sua recirculação no processo. No entanto, estes custos podem ser atenuados ou, até mesmo, compensados com outras vantagens econômicas oferecidas pelo processo, como, por exemplo, a sua alta capacidade de processamento e a possibilidade de tratar partículas grossas, às vezes acima de 6 polegadas, além da possibilidade de automação do circuito.

HISTÓRICO^(1,3,4)

As primeiras tentativas de utilização de meio denso datam de 1858, quando Bessemer patenteou a utilização de soluções de cloretos de ferro, bário, manganês ou cálcio, como meios de separação. Nessa época foi implantada uma usina na Alemanha, utilizando o cloreto de cálcio como meio denso, visando à separação de carvões. Devido ao efeito de viscosidade do meio, comprovou-se a impossibilidade de fazer separações para densidade acima de 1,35. Por outro lado, a recuperação do meio mostrou-se, também, proibitiva⁽³⁾.

Nesse mesmo período em que se davam essas tentativas para utilização de cloretos como meio denso, engenheiros americanos descobriram que uma suspensão de água e areia, movida por um fluxo ascendente, podia gerar um meio com densidade de até 1,7. Este processo, denominado de *Chance Sand*, chegou a ser usado em algumas usinas industriais de beneficiamento de carvão. Em 1911, a Du Pont patenteou um processo de separação, utilizando hidrocarbonetos clorados para obter meios densos de maior densidade⁽⁴⁾. Com prosseguimento das pesquisas, em 1917 veio a primeira aplicação comercial, quando foi patentado o processo *Chance*. A rigor não se tratava de uma separação em meio denso e sim de um leito de areia hidraulicamente dilatado.

As densidades obtidas, até então, com os meios densos, eram relativamente baixas e só permitiam a separação de materiais de baixa densidade, como o carvão. Como a maioria desses meios densos eram constituídos de cloretos, a sua utilização ficava prejudicada pelos problemas de corrosão e altos custos de sua recuperação. Isto levou os pesquisadores a pensarem em alternativas. Iniciou-se então a substituição desses líquidos por suspensões constituídas de finos de alguns minerais (argilas e barita, gesso e pirita) em água. Em 1932, Vooy utilizou uma mistura de argila e barita, para lavagem de carvão. A utilização desses minerais resolveu os problemas de corrosão, no entanto permitia a obtenção de suspensões com densidade de no máximo 1,6. Como essas suspensões eram inadequadas para separação de minerais de maior densidade,

por exemplo minerais metálicos e não metálicos, foi estudada a possibilidade de utilização da galena como meio denso. A American Zinc Lead and Smelting Company, em Mascot, Tennessee-USA, foi pioneira (1939) ao utilizar a galena como meio denso, na concentração de minerais de chumbo e zinco⁽¹⁾.

Em virtude do excesso de finos gerados na moagem da galena e das dificuldades encontradas para a sua recuperação por flotação, foi desenvolvido o uso de finos de magnetita e de ferro-silício na preparação dos meios densos, com a vantagem de serem facilmente recuperados por separação magnética.

Houve uma tentativa no sentido de reintroduzir a utilização de líquidos densos (hidrocarbonetos halogenados), de maior densidade do que as soluções de sais inorgânicos, na separação de minerais. No entanto, os problemas de toxidez e alto custo inviabilizaram a utilização dos mesmos em escala comercial.

Comprovado que suspensões à base de ferro-silício ou magnetita moídos eram mais eficazes na separação em meio denso, devido às propriedades magnéticas desses materiais, que facilitam as suas recuperações, as investigações que se seguiram, se ativeram ao desenvolvimento de equipamentos, inclusive equipamentos com apropriação de forças mais elevadas que a gravitacional. Nesta linha, foram desenvolvidos os separadores de meio denso que utilizam a força centrífuga, tais como o ciclone de meio denso, Dynawhirpool, Tri-Flo etc.

TIPOS DE MEIO DENSO⁽⁵⁾

Na separação de minerais, podem ser utilizados os seguintes tipos de meio denso:

Líquidos Orgânicos^(6,7)

Atualmente, os líquidos orgânicos (Tabela 1) são utilizados apenas em laboratório, na caracterização tecnológica de matérias-primas minerais ou carbonosas e outros materiais.

Tabela 1 – Características dos líquidos orgânicos utilizados na separação de minerais, carvões e outros materiais, em laboratório.

Líquidos	Fórmula Química	(C1) ⁽¹⁾	(C2)	(C3)	(C4)	(C5)	(C6)
Tetrabromoetano	CHBr ₂ CHBr ₂	2,964	12,0	0,065	<1,0	0,1	151 ⁽²⁾
Bromofórmio	CHBr ₃	2,890	1,89 ⁽⁵⁾	0,319	5,0	6-7	149,5
Iodeto de Metileno	CH ₂ I ₂	3,325	2,6	1,42	1,3 ⁽⁵⁾	5,6	180 ⁽³⁾
Solução de Clerici	CH ₂ (COOTI) ₂ HCOOTI	4,280	31,0 ⁽⁵⁾	1,40	-	-	-
Tricloro-etano	CCl ₃ CH ₃	1,330	-	2,00 ⁽⁴⁾	-	32,5	74,1 ⁽⁶⁾
Triclorobromo metano	CCl ₃ Br	2,001	-	0,0	-	-	-
Brometo de metileno	CH ₂ Br ₂	2,484	-	-	-	-52,7	97
Tribromo-fluor-metano	CBr ₃ F	2,748	-	11,7 ⁽⁷⁾	-	-	-
(1) – Em relação à água a 4°C. (2) – Em relação a 54 mm de Hg. (3) – Com decomposição. (4) – Média a 20°C (5) – Média a 25°C (6) – Média a 760 mm de Hg (7) – Média a 15°C		(C1) – Densidade (g/ml a 20°C) (C2) – Viscosidade (cPa 20°C) (C3) – Solubilidade em água (g/100 ml) (C4) – Pressão de vapor (mmHg a 20°C) (C5) – Temperatura (°C) de solidificação (C6) – Temperatura (°C) de ebulição.					

As densidades intermediárias às dos líquidos densos listados na Tabela 1, poderão ser obtidas mediante a adição de diluentes ou solventes, tais como: álcool etílico (d = 0,89), tetracloreto de carbono (d = 1,59), NN-dimetil formamida (d = 0,93) e xilol (d = 0,85) e percloroetileno (d = 1,62).

Para determinação da densidade de um meio obtido a partir da mistura de dois líquido densos ou de um líquido denso e um diluente é usualmente utilizada a seguinte equação⁽²⁵⁾:

$$V2 = V1 \cdot (d1 - d)/(d - d2)$$

onde:

V2 = volume do líquido diluente (mL)

V1 = volume do líquido denso (mL)

d1 = densidade do líquido denso (g/cm³)

d2 = densidade do líquido diluente (g/cm³)

d = densidade da mistura desejada (g/cm³)

Os líquidos densos mais utilizados nas pesquisas de laboratório são bromofórmio, iodeto de metileno e solução de clerici, e os diluentes mais utilizados são tetracloreto de carbono, xilol, nafta e percloroetileno.

Uma propriedade importante que deve ter os líquidos densos e diluentes na preparação de meio denso, é a sua pressão de vapor. Quanto menor for a pressão de vapor dos mesmos, bem como a diferença das pressões de vapor entre os líquidos misturados (líquido denso e diluente), mais estável será a mistura.

Em virtude do alto custo dos líquidos densos, é prática comum fazer a sua reutilização ou recuperação. Os métodos utilizados dependem da natureza do líquido denso e do diluente utilizados na mistura. Quando o diluente utilizado é solúvel em água (álcool), a lavagem em contracorrente com água pode ser utilizada.

Em relação às suspensões de sólidos, os líquidos orgânicos apresentam as seguintes vantagens: baixa viscosidade, alta estabilidade e baixa ação corrosiva.

Soluções Aquosas de Sais Inorgânicos

Soluções de cloreto de cálcio (CaCl_2) com densidade 1,4 foram as primeiras soluções de sais inorgânicos a serem utilizadas na separação industrial de carvões, por meio dos processos Lessing e Bertrand. Apesar desses processos terem permitido a obtenção de produtos adequados ao mercado, os custos de operação inviabilizaram o seu uso. Soluções de cloreto de zinco (ZnCl_2) com densidade de até 1,8, são usadas até hoje, para estudos de lavabilidade de carvões, em laboratório.

Suspensões de Sólidos em Água

Para a obtenção de uma suspensão ideal de sólido em água, é necessário que o sólido a ser utilizado apresente as seguintes características:

dureza elevada - para evitar a degradação das partículas, que geram finos durante a operação e, conseqüentemente, aumentam a viscosidade da polpa.

estabilidade química - apresentar resistência à corrosão e não reagir com os minerais em estudo.

densidade elevada - para que possa atingir a densidade que permita a separação dos minerais, tendo o meio denso viscosidade aceitável do ponto de vista operacional.

recuperação fácil - o material sólido utilizado na suspensão água/sólido deve apresentar propriedades que permitam a recuperação do sólido e sua reutilização.

estabilidade de suspensão - o material sólido deve formar uma polpa estável.

granulometria - o material sólido a ser utilizado deve ser de granulometria fina, porém apresentar uma distribuição granulométrica, de tal forma que as frações ultrafinas não eleve a viscosidade do meio a níveis impraticáveis, do ponto de vista operacional. A participação de material (sólido) de granulometria excessivamente fina contribui para aumentar a viscosidade, além de dificultar a sua recuperação.

grãos arredondados - é aconselhável a utilização de materiais com grãos arredondados, visto que os grãos angulosos diminuem a fluidez do meio e se degradam com mais facilidade.

Os materiais ferro-silício e a magnetita atendem, praticamente, a todas essas características, notadamente a facilidade de recuperação dos mesmos, devido às suas propriedades magnéticas. Por isto, o ferro-silício e a magnetita são os materiais mais usados na formação das suspensões.

Características do Ferro – Silício Utilizado nas Suspensões

O ferro-silício é uma liga composta, principalmente, de silício (~15%) e ferro (~85%), com densidade de 6,9 g/cm³. Com essa alta densidade, torna-se possível a obtenção de polpa com densidade máxima de 3,4, cobrindo, portanto, um intervalo de densidade capaz de separar a maioria dos minerais metálicos de suas gangas. Isto é um fator que faz com que o Fe/Si seja o material mais utilizado, industrialmente, na preparação de meio denso, na concentração de minerais metálicos e outros minerais especiais. Com dificuldade, pode-se atingir até a densidade 3,6, que é a máxima atingível com os materiais citados, mas raramente é utilizada. O teor de silício na liga não deve ser inferior a 15% e nem superior a 22%. A seguir, as características dos tipos de ferro-silício utilizados na preparação de meios densos.

Ferro-silício atomizado: É obtido mediante a atomização com vapor do material fundido, seguido de resfriamento brusco em água, resultando na obtenção de partículas arredondadas. Na Tabela 2, estão apresentadas as características granulométricas de quatro tipos de Fe/Si.

Tabela 2 – Características granulométricas do ferro-silício atomizado (catálogo Hoechst).

Granulometria (mm)	Tipo e % Peso Acumulada			
	Grosso	Fino	Ciclone 60	Ciclone 40
+0,210	3	1	--	--
+0,149	11	8	0	--
+0,105	28	18	2	0
+0,074	40	33	7	2
+0,044	62	55	27	10
-0,044	38	45	73	90
-0,037	--	--	65	85

Ferro-silício moído: é obtido por meio de britagem e moagem. Na Tabela 3 estão apresentadas as características granulométricas de seis diferentes tipos de ferro-silício moído.

Tabela 3 – Distribuição granulométrica de seis diferentes tipos de Fe/Si moído (catálogo Hoechst).

Granulometria (mm)	Tipo e % em peso acumulada					
	48D	65D	100D	150D	270D	N(*)
+0,210	5	0,5	0	0	0	0
+0,149	15	3,0	0,2	0	0	0-0,5
+0,105	30	8,0	1,2	0,5	0	0-5
+0,074	50	20,0	5,0	2,0	0,2	5-10
+0,044	75	55	35	25	10	20-30
-0,044	25	45	65	75	90	70
(*) Nacional						

São apresentadas, a seguir (Tabela 4), as características químicas e físicas de um ferro-silício, com 15% Si, quer seja moído ou atomizado.

Tabela 4 – Características químicas e físicas de um ferro-silício.

Elementos(*)/Propriedades	Peso (%)	Elementos(*)/Propriedades	Peso (%)
Si	14-16	Al	0,8
C	1,0	Mn	0,5
S	0,05	Cu	0,8
P	0,1	Cr	0,5
material magnético			99%
densidade picnométrica			6,7-7,0
Densidade aparente			3,5-4,2
(*) Exceto o Si, os outros valores são o máximo permitido			

Características da Magnetita Utilizada nas Suspensões.

A magnetita é utilizada, normalmente, na preparação de meio denso na forma moída. Com densidade de 5,0 a 5,2 g/cm³, permite, na prática, a obtenção de polpa com densidade de 1,9 a 2,0 g/cm³. Por isto, só é possível a utilização da magnetita para a separação de minerais de baixa densidade, como grafita, gipsita e outros, e principalmente carvões minerais.

Fluidos Paramagnéticos^(8, 22)

Em 1986, a Intermagnetics General Corporation-IGC patenteou, nos Estados Unidos, um equipamento denominado *Magstream*, destinado à separação de minerais ou partículas sólidas, baseado na diferença de suas densidades. Essa separação pode ser feita em batelada (300 g de amostra) ou escala comercial de 250 kg/h, cobrindo um intervalo de densidade de 1,5 a 21,0.

Os minerais a serem separados são misturados com um fluido magnético e alimentados no *Magstream*, através de um tubo rotativo anular. Uma força magnética externa exerce uma atração sobre o fluido que, combinada com a força centrífuga, promove um gradiente de densidade radial que aumenta do centro para a periferia,

permitindo a separação das partículas leves e pesadas dentro do aparelho. À medida que as partículas se aproximam da descarga, desviadores separam as correntes dos produtos leve e denso (pesado)⁽²¹⁾.

O fluido paramagnético é uma suspensão coloidal, à base de água, não tóxico, contendo partículas de ferrita micronizada abaixo de 100 Å e dispersas com lignosulfonato. Esse fluido funciona com uma densidade variável na presença de um campo magnético. A densidade do fluido magnético pode ser controlada, variando-se a intensidade do campo, a velocidade de rotação do tubo rotativo ou a concentração do fluido. Excetuando-se o campo magnético, a operação no aparelho *Magstream* se assemelha à separação em ciclone de meio denso ou em Dynawhirpool (DWP).

DENSIDADE DE UMA SUSPENSÃO⁽⁹⁾

A densidade de uma suspensão é função da densidade do sólido utilizado e da quantidade de sólido adicionado ao meio. Essa densidade pode ser calculada, segundo a expressão⁽⁹⁾:

onde:

$$D_p = \frac{100}{\frac{C}{D_s} + (100 - C)}$$

D_p - densidade da suspensão; D_s - densidade do sólido;

C - concentração (% peso) do sólido na suspensão.

À medida que aumenta a concentração de sólidos, aumenta a densidade da suspensão. No entanto existe um limite, do ponto de vista prático, porque se a viscosidade da suspensão atingir determinados limites, a fluidez do meio fica comprometida, inviabilizando a separação dos minerais do ponto de vista prático. O limite da concentração de sólidos das suspensões encontra-se entre 70 e 86%, em peso.

Existem, normalmente, três classes de suspensão cobrindo um intervalo de densidades de 1,3 a 3,6 g/cm³, densidades estas, relacionadas com os minerais de interesse que se quer separar:

- (i) densidades relativas de 1,3 a 1,9, restritas praticamente ao beneficiamento de carvão;
- (ii) densidades de 2,7 a 2,9 muito comum na pré-concentração de minerais metálicos e não metálicos;
- (iii) densidades de 2,9 a 3,6, utilizadas para minérios especiais e mais particularmente na recuperação de diamantes.

Essas faixas de densidade podem ser obtidas, utilizando magnetita pura, mistura de magnetita e ferro-silício e ferro silício puro, com água. A classe 1, por exemplo, pode ser preparada, usando magnetita pura; a classe 2, usando mistura de magnetita e ferro silício; e a classe 3, usando ferro silício puro.

REOLOGIA DO MEIO DENSO^(4,10,11,12,13)

A reologia estuda as propriedades físicas resultantes do escoamento de materiais, particularmente fluxo plástico de sólidos e de líquidos não Newtonianos⁽¹¹⁾.

Propriedades Reológicas de uma Suspensão

Como regra geral, as propriedades reológicas de uma suspensão são influenciadas pelos seguintes fatores: a viscosidade do meio fluido, a concentração de sólidos, tamanho e forma das partículas e forças de interação entre as partículas⁽¹²⁾.

As características físicas e mineralógicas do meio têm um efeito muito significativo sobre a operação do meio denso. A densidade, forma e distribuição granulométrica dos sólidos utilizados na suspensão têm grande influência na reologia do meio denso. Propriedades físicas e químicas, tais como energia superficial, coercividade, permeabilidade e grau de oxidação, também influenciam na reologia do meio e na sua recuperação⁽⁴⁾.

Dessa forma, o bom desempenho de uma separação em meio denso está relacionado com:

- (i) a remoção de partículas finas (lama) da alimentação - estas partículas finas aumentam a viscosidade do meio, causando alterações nos resultados da separação das espécies minerais presentes.
- (ii) as propriedades hidrodinâmicas do material a ser separado, em condições operacionais;
- (iii) as propriedades reológicas da suspensão sob condições operacionais;
- (iv) a granulometria do material a ser separado e a densidade do meio de separação;
- (v) a viscosidade e o limite de escoamento da suspensão que, idealmente, devem ser o mais baixo possível. Para que isto aconteça, uma medida a ser tomada, é evitar que o sólido que forma essa suspensão não seja de granulometria muito fina;
- (vi) a estabilidade da suspensão que deve ser a mais alta possível.

Entende-se por estabilidade, como o inverso da taxa de sedimentação da suspensão. Quanto mais estável for a suspensão, menor será a agitação requerida pela mesma durante a operação de separação. Por outro lado, uma menor turbulência do meio denso, resulta em menor formação de finos, decorrente da degradação do material sólido que constitui a suspensão, evitando as perdas deste no circuito de recuperação do meio denso. Entretanto, é possível que, para formar essa suspensão mais estável, seja atingido o limite de escoamento desta, aumentando a viscosidade para valores impraticáveis. Em vista disto, deve-se buscar um ponto de equilíbrio entre a estabilidade da suspensão e o aumento da viscosidade.

Qualidade da Suspensão Fe/Si

Klassen et al.⁽¹⁰⁾ estudaram a melhoria das propriedades físicas e mecânicas de uma suspensão de Fe/Si, com a adição de reagentes orgânicos e inorgânicos. Os seus estudos mostraram que a adição de hexametáfosfato de sódio (0,5 -1,0 g/L) à suspensão reduziu a sua viscosidade de 17,0 para 12,5 cP e tensão de cisalhamento de 30 para 0,8 N/cm².

O pH da suspensão exerce também uma influência muito grande na redução da viscosidade e tensão de cisalhamento da suspensão, estando os melhores valores para pH entre 7,8 e 8,5.

O ferro-silício moído é bastante susceptível à oxidação na fase de moagem, estocagem e principalmente quando da sua utilização na separação em meio denso, prejudicando as propriedades reológicas da suspensão. A decomposição do ferro-silício ainda não está suficientemente entendida, mas alguns fatores são apontados como responsáveis pela corrosão na superfície das partículas de Fe/Si^(10,13), quais sejam:

- (i) não uniformidade estrutural da liga de ferro-silício, variando de 15 a 25% Si;
- (ii) composição não uniforme de camada interfacial nas diferentes seções das superfícies das partículas de ferro-silício, quando em contato com a fase fluida;
- (iii) formação não homogênea e aparecimento de uma voltagem interna nas partículas de ferro-silício resultante da cominuição.

A utilização de um agente inibidor do tipo nitrato de sódio (NaNO₃) ou fosfato de sódio (Na₃PO₄) resulta na formação de um filme sobre a superfície das partículas de Fe/Si. Esse filme cobre as seções de anodo e catodo, tendo como resultado uma redução na cinética da reação eletroquímica de superfície. Com isso, o processo de corrosão do Fe/Si é bastante reduzido^(10; 13).

Estudos realizados na África do Sul usando as técnicas de caracterização por microscopia eletrônica de varredura- (MEV) e Mössbauer, avaliaram as mudanças nas características físico-químicas do Fe/Si, no período de estocagem e nas plantas industriais de meio denso de minério de ferro. Foram testadas, em laboratório, diferentes condições de estocagem (contendo solução de CaO) e realizados ensaios de laboratório em circuito fechado, usando suspensão de Fe/Si a 10% sólidos (densidade de $1,1 \text{ g/cm}^3$), para avaliar as perdas por abrasão. Nas condições testadas, a estocagem do Fe/Si não resultou em mudanças nas suas características, no entanto foi constatada uma perda por abrasão, da ordem de 100g/t de minério de ferro processado⁽²⁰⁾.

PRINCÍPIO DA SEPARAÇÃO EM MEIO DENSO^(2,5,9)

O processo de separação em meio denso consiste em separar partículas em função de suas densidades, usando como meio de separação, um fluido de densidade intermediária, que é a densidade de separação (d_s). Assim, na separação de minerais ou carvões, aquelas partículas de densidade inferior à densidade de separação, flutuam, e vão constituir o produto chamado flutuado; as de densidade superior à densidade de separação (d_s), afundam, e vão constituir o produto chamado afundado, como mostra a Figura 1, a seguir:

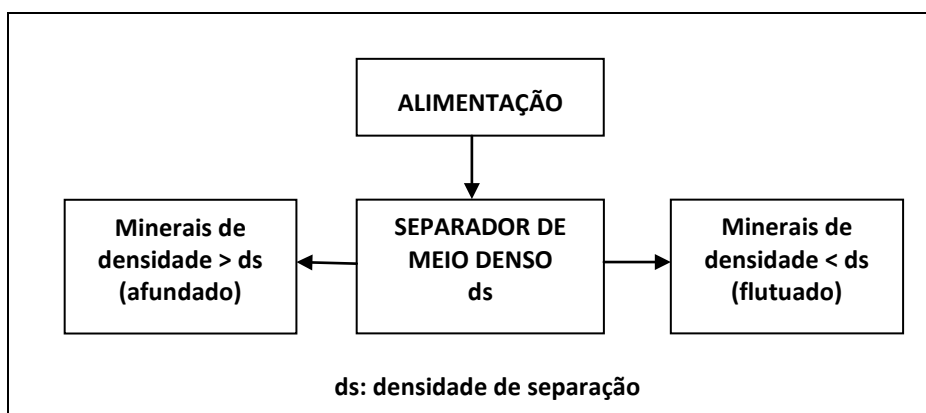


Figura 1 – Princípio da separação em meio denso.

Tal como mencionado, o meio fluido a ser usado na separação pode ser constituído de: líquidos orgânicos, soluções de sais inorgânicos em água e suspensões de sólidos de granulometria fina, em água.

Processos Estático e Dinâmico

Os processos de separação em meio denso podem ser classificados, de acordo com a força externa dominante, em estático e dinâmico. Enquanto no primeiro, a força dominante é a gravitacional, no segundo a força centrífuga predomina na separação. Exemplos de processos estático e dinâmico são as separações realizadas em tambor de meio denso e ciclone de meio denso, respectivamente.

Processo Estático

A separação por processo estático é feita em suspensões onde atuam somente forças gravitacionais, o que não implica que os equipamentos usados não possuam partes móveis, o necessário para prover a estabilidade do meio denso.

Teoricamente, qualquer tamanho de partícula pode ser tratada por meio denso. Na prática da separação estática industrial, as partículas a serem separadas devem ter tamanhos acima de 3 mm, sendo que o mais comum é 6 mm. O limite superior de tamanho, na prática, é de 150 mm, podendo ser ainda maior no caso de alguns carvões. Este limite máximo é determinado, normalmente, em função dos equipamentos de separação e tamanhos dos mesmos, a serem usados no projeto, bem como das facilidades de manuseio de material na usina.

Em meio "estático", a separação dos minerais baseia-se na equação, a seguir:

$$F_g = M_p \cdot g - M_f \cdot g = (M_p - M_f) \cdot g,$$

onde:

F_g = força gravitacional;	M_f = massa do fluido deslocado;
M_p = massa da partícula;	g = aceleração da gravidade.

A força gravitacional (F_g) poderá ser positiva ou negativa. Esta será positiva quando o peso da partícula ($M_p \cdot g$) for maior que o peso do fluido ($M_f \cdot g$) deslocado pela própria partícula, ou seja, a força do empuxo. Neste caso, a partícula afundará. Quando a força gravitacional for negativa, ou seja, o peso da partícula ($M_p \cdot g$) for menor que o peso do fluido deslocado ($M_f \cdot g$), a partícula flutuará.

O processo de separação em meio estático é mais aplicado quando os minerais a separar se apresentam em granulometrias grossas, pois, como se sabe, a eficiência de separação decresce com a diminuição de tamanho das partículas, devido à baixa velocidade de sedimentação destas.

Processo Dinâmico

A separação por processo dinâmico é caracterizada pelo uso de separadores que empregam forças centrífugas, cerca de 20 vezes, ou mais, que a força da gravidade atuante na separação por processo estático. Exemplos são o ciclone de meio denso e o “dynawhirpool, que são separadores que utilizam a força centrífuga na separação dos materiais. Na separação dinâmica, o tamanho máximo da partícula varia de 12 a 50 mm e o mínimo de 1,0 a 0,5 mm. Excepcionalmente, pode ser tratado material abaixo de 0,5 mm. Estes tamanhos são condicionados pelas eficiências de separação dos próprios equipamentos.

Em meio dinâmico (p. ex. ciclone de meio denso), a aceleração da gravidade é substituída pela aceleração centrífuga. Portanto, tem-se a seguinte equação para a separação dinâmica.

$$F_c = (M_p - M_f) \cdot \frac{v^2}{r}$$

onde:

F_c = força centrífuga;

M_f = massa do fluido deslocado;

M_p = massa da partícula;

r = raio do ciclone.

v = velocidade tangencial de entrada da alimentação;

A grande superioridade de $\frac{v^2}{r}$ em relação à “g”, ou seja, da força centrífuga em relação à gravitacional, permite maior capacidade de separação aos separadores dinâmicos, quais sejam: ciclones de meio denso, *dynawhirpool* e outros, bem como a separação de partículas a uma granulometria mais fina.

APLICAÇÕES DA SEPARAÇÃO EM MEIO DENSO EM LABORATÓRIO E NA INDÚSTRIA^(2, 24)

A separação em meio denso abrange, principalmente, três campos de aplicação⁽²⁾: estudos de laboratório (ensaios de afunda flutua), obtenção de produtos finais (caso do beneficiamento de carvões) e na obtenção pré-concentrados, na indústria, como nos casos das concentrações de diamantes, fluorita, sulfetos e óxidos metálicos.

Separação em Meio Denso em Laboratório

Para os estudos de separação em meio denso em laboratório, com minerais ou carvões, os meios densos mais usados são: líquidos orgânicos, soluções de sais inorgânicos e, mais raramente, as suspensões. Estes estudos ou ensaios de laboratórios são realizados, com os seguintes objetivos:

- (i) estudo do grau de liberação das espécies minerais presentes em uma amostra;
- (ii) investigar a viabilidade técnica de utilização de métodos de concentração gravítica em desenvolvimento de processos;
- (iii) controle de ensaios de concentração gravítica;
- (iv) avaliação quantitativa e qualitativa de produtos da concentração gravítica;
- (v) caracterização de carvões, visando o beneficiamento (curvas de lavabilidade);
- (vi) avaliação de desempenho de equipamentos de separação gravítica (curva de Tromp).

Dentre os itens acima, uma aplicação muito importante que deve ser ressaltada, na separação em meio denso em laboratório, é o estudo de lavabilidade de carvões minerais, que é a caracterização de carvões visando o seu beneficiamento. Os resultados deste estudo mostram o comportamento de um determinado carvão quando este for submetido a métodos de concentração gravítica.

Os estudos de lavabilidade são conduzidos em laboratório, misturando líquidos densos (bromofórmio e outros) com um solvente, ou soluções de sais inorgânicos (cloreto de zinco e água) na preparação das diferentes densidades que se deseja utilizar. A preparação dessas diferentes densidades visa determinar as melhores condições de separabilidade de diferentes tipos carvões ou minerais em uma determinada amostra. Nos estudos de lavabilidade usam-se várias densidades de separação.

Estes estudos são realizados com uma amostra representativa, que é pesada e classificada em diferentes faixas granulométricas. Cada uma das faixas granulométricas é previamente pesada e submetida a ensaios de afunda – flutua, conduzidos em recipientes contendo, cada um deles, um líquido denso ou uma solução de sal inorgânico (normalmente solução de cloreto de zinco), de densidade conhecida. Estes ensaios são também chamados de ensaios densimétricos. Dependendo da constituição da amostra a ser estudada, a sequência de densidades pode ser crescente ou decrescente. A Figura 2, a seguir, mostra o procedimento usado no laboratório, no caso de se utilizar cinco densidades, entre 1,3 e 2,4 (densidades crescentes, no caso), também chamadas densidades de corte.

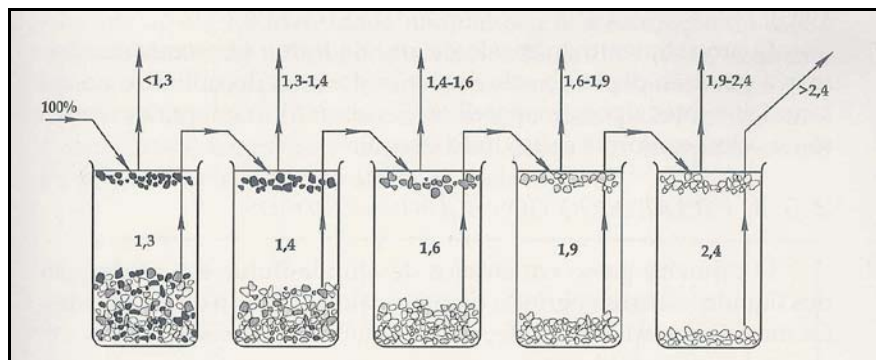


Figura 2 – Procedimento sequencial de ensaios densimétricos⁽²¹⁾.

No exemplo mostrado na figura, são obtidos 6 (seis) produtos ou frações densimétricas, quais sejam: flutuado na densidade 1,3 (<1,3); flutuado na densidade 1,4 (1,3 – 1,4); flutuado na densidade 1,6 (1,4 – 1,6); flutuado na densidade 1,9 (1,6 – 1,9); flutuado na densidade 2,4 (1,9 – 2,4); e afundado na densidade 2,4 (>2,4). Estas seis frações densimétricas são devidamente preparadas e pesadas. Em todas estas frações são determinados os teores de cinzas e/ou enxofre. Levando todos esses dados: densidades utilizadas, pesos das frações recuperadas em cada uma das densidades e os teores de cinzas e/ou enxofre de cada uma destas frações, em um gráfico (curva de lavabilidade), pode-se escolher a melhor ou as melhores densidades de corte, conforme o produto ou produtos que se deseja obter.

No caso dos carvões, estes estudos foram muito bem desenvolvidos, principalmente em termos da interpretação de resultados por meio de gráficos (curvas de lavabilidade), os quais permitem prever as quantidades e as qualidades dos diferentes tipos de carvão, em termos de teores de cinzas e enxofre, e de rejeitos, que se pode obter, a partir de uma amostra ensaiada. Se os ensaios densimétricos forem bem conduzidos em laboratório, os resultados obtidos nesses ensaios, se aproximarão bastante dos resultados a serem obtidos na indústria.

Ensaio de Afunda – Flutua, em laboratório, com uso de suspensões

Ensaio de separação em meio denso (afunda – flutua), em laboratório, com a utilização de suspensões (finos de ferro – silício ou de magnetita), também podem ser realizados , com o uso de equipamentos do tipo “Afunda-flutua” (Figura 3), da *Denver Laboratory Company*. Os ensaios são realizados com amostras de granulometria, normalmente, acima de 0,6 mm.

O equipamento consiste de dois compartimentos cilindro-cônicos que se comunicam por meio de uma calha (Figura 3). Nas partes cilíndricas dos dois compartimentos são colocados cestos cilíndricos confeccionados com tela de 1 mm, para permitirem a circulação do meio denso (suspensão). Este meio denso circula, por meio de uma bomba, no sentido do compartimento superior maior (onde se faz a alimentação) para o menor, que recebe o material flutuado.

Este tipo de ensaio é realizado em bateladas, com 1 ou 2 kg de amostra previamente preparada, e servem para determinar a possibilidade de aplicação ou não, do processo de separação em meio denso em operações de larga escala. A operação do equipamento consiste em encher o sistema (Figura 3) com um meio denso (finos de ferro-silício ou magnetita) e fazê-lo circular, por meio de uma bomba localizada próxima das bases dos dois compartimentos. A amostra a ser ensaiada é alimentada na cesta localizada dentro do compartimento cilíndrico maior. Neste compartimento, a ganga, normalmente mais leve que os minerais valiosos, flutua e transborda, por meio de uma calha para o compartimento cilíndrico inferior e menor, ficando retida no cesto que foi colocado neste compartimento, constituindo o material flutuado. A fração mineral pesada, mais densa, permanece afundada no cesto, ficando retida na cesta superior, constituindo o material afundado, procedendo, assim, a separação. O fluxo do meio denso é feito por transbordamento do compartimento superior para o compartimento inferior, com auxílio da bomba de circulação. A corrente superior é baixa o suficiente para contrabalançar a tendência do meio denso, de se manter em regime. Com a retirada dos dois cestos removíveis dos seus respectivos compartimentos, no final da operação, obtém-se os dois produtos do ensaio: o material flutuado e o material afundado. A Figura 3, a seguir, do Catálogo da Denver Laboratory Equipment ⁽²²⁾, mostra o referido equipamento.



Figura 3 – Equipamento Afunda- Flutua que usa suspensões na separação.

Normalmente, realizam-se ensaios nesse tipo de equipamento, quando se deseja separar minerais pesados (metálicos e não metálicos) da ganga existente na amostra; verificar a eficiência de corte em uma densidade levantada em ensaios densimétricos; ou para preparar uma certa quantidade de produto para ensaios posteriores de aplicação industrial, utilizando material com granulometria grossa. Principalmente neste último caso, a preparação deste material seria mais onerosa e mais complicada se fosse feita com o uso de líquidos densos, tipo bromofórmio e outros.

A Figura 4, a seguir, apresenta um desenho ilustrativo do ensaio de afunda – flutua (“Sink and Float”) que é realizado em laboratório, mostrando o equipamento e a sequência de operações, até a obtenção dos produtos do ensaio, começando com a preparação do meio denso (Fe/Si + Água), a amostra a ser ensaiada (minério) e a separação da amostra em dois produtos: o flutuado, que é a fração mais leve, e o afundado, que é a fração mais densa, todas ainda dentro dos respectivos cestos removíveis, no equipamento.

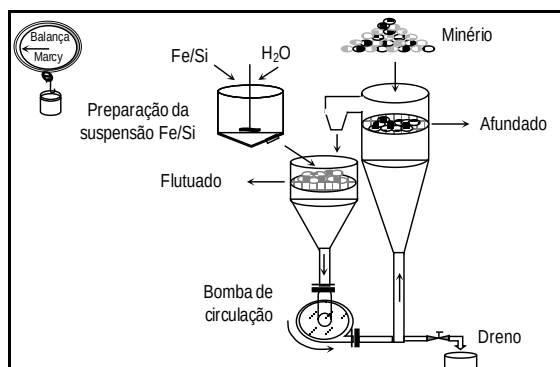


Figura 4 – Desenho ilustrativo do Ensaio *Sink and Float* em laboratório⁽²⁵⁾.

Principais Aplicações da Separação em Meio Denso na Indústria

O uso da separação em meio denso no setor mineral, como já foi dito anteriormente, foi desenvolvido há mais de cinco décadas, no beneficiamento de carvões minerais, na obtenção de produtos finais. Nas últimas décadas, a separação em meio denso tem sido também aplicada no beneficiamento de minerais metálicos e não metálicos, principalmente como uma fase de pré-concentração onde se descarta uma boa parte da ganga, antes mesmo que seja alcançada a liberação total das partículas valiosas do minério.

Nessa etapa de pré-concentração, normalmente retira-se, o quanto antes do circuito de concentração, gangas como quartzo, quartzito, xisto etc. Com isso, já se obtém produtos bastante enriquecidos, com massas reduzidas, para as etapas seguintes do processamento, devido ao descarte de grande parte da ganga já liberada, existente no minério ou carvão.

Exemplos em que a separação em meio denso pode ser usada na fase de pré-concentração, são os casos em que o mineral pesado, de interesse, está associado a rochas matrizes leves, ou então, quando esse mineral de interesse ocorre com outros minerais de ganga também pesados, porém encaixados em rochas matrizes e encaixantes leves, como acontece, às vezes, em veios de cassiterita, onde ocorrem também gangas constituídas por sulfetos de ferro, óxidos de ferro e outros, associados à gangas silicosas leves. Em ambos os casos, a pré-concentração propicia um descarte razoável de massa de minerais de ganga, possibilitando, assim, redução nos custos globais de beneficiamento do minério.

No caso da indústria, então, há duas grandes áreas de aplicação da separação em meio denso: obtenção de um produto final para o mercado, como no caso do beneficiamento de carvões; e na obtenção de um pré-concentrado, com nos casos das concentrações de diamantes, fluorita, sulfetos e óxidos metálicos.

PRINCIPAIS EQUIPAMENTOS DE SEPARAÇÃO EM MEIO DENSO USADOS NAS INDÚSTRIAS^(2,4,5)

Os equipamentos de separação em meio denso, tanto os de separação estática como os de separação dinâmica, são muito usados na indústria carbonífera e, em alguns casos, em usinas de tratamento de minérios. Neste último caso, a separação em meio denso é usada mais como etapa de pré - concentração. Os principais equipamentos utilizados e as formas de remoção dos materiais pesados (afundado) e dos materiais leves (flutuado) que compõem o carvão bruto ou minério, serão descritos a seguir.

Os equipamentos de separação "estática" possuem, normalmente, recipientes de diversas formas, dentro dos quais são introduzidos a alimentação e o meio denso. O produto flutuado é removido simplesmente por transbordo ou com a ajuda de pás. A remoção do produto afundado já é um pouco mais difícil e exige criatividade no projeto do separador. Um dos cuidados que se deve ter na remoção do produto afundado é evitar que haja grande carreamento do meio denso, ocasionando assim distúrbios provocados por correntes descendentes dentro do recipiente de separação.

A remoção do produto afundado pode ser feita por meios pneumáticos, bombeamento, elevadores de caçambas de chapas perfuradas, sistemas de arraste, etc. Os separadores estáticos trabalham com maior volume de meio denso que os dinâmicos, propiciando, assim, um tempo de residência na separação, consideravelmente maior nos primeiros. Em muitos separadores, todo o meio denso é alimentado perto do topo do tanque, ou no topo da suspensão; em alguns, parte do meio denso é alimentado no fundo do tanque para permitir correntes ascendentes; há ainda casos em que o meio denso é alimentado em vários níveis, para formar correntes horizontais, ou para manter a homogeneidade deste em todo o tanque.

Considerando a ampla aplicação da separação em meio denso, especialmente no beneficiamento de carvões com granulometria grossa, não é de se surpreender a existência de um grande número de tipos e de fabricantes de equipamentos para esse fim, em uso comercial. Não menos do que 74 tipos desses equipamentos são ou já foram usados, pela indústria mineral ou carbonífera. Os separadores tipo cone foram os primeiros usados com sucesso comercial na separação em meio denso (Cone Chance, em 1917). Estes foram também os primeiros a usar galena e magnetita como meios de separação. Os separadores de cone são os mais indicados para o tratamento de carvões grossos, na faixa de 100 a 3 mm, especialmente nos Estados Unidos, onde os carvões possuem grande proporção de material leve. São menos indicados para alimentações com maior proporção de material pesado. Separadores de tambor e de calhas, por outro lado, são indicados para alimentações com grande quantidade de pesados, fato que os tornam populares no campo de tratamento de minérios, onde a proporção de pesados chega alcançar 80%, ou no beneficiamento de carvões, onde muitas vezes a proporção de pesados na alimentação chega a ser superior a 50%, como nos carvões europeus e brasileiros.

Os separadores dinâmicos, com um dimensionamento adequado dos orifícios de entrada da alimentação e saída dos produtos, podem tratar alimentações com uma proporção variável de leves para pesados.

Os fatores que influenciam na seleção do tipo de equipamento são: capital disponível, espaço requerido para a instalação, tamanho máximo da partícula a ser tratada, capacidade de alimentação, densidade de separação. A alimentação deve ser molhada antes da entrada no separador, para uma melhor eficiência de separação.

Serão descritos, a seguir, alguns dos principais equipamentos de "separação estática" e dinâmica mais empregados na indústria mineral e carbonífera.

Equipamentos Industriais de Separação Estática

Separador de cone WEMCO (Figura 5)

É um tipo de separador de cone que consiste, essencialmente, de um tanque cônico, de até 6 m de diâmetro, podendo tratar partícula de até 10 cm de diâmetro com capacidade de até 500 t/h⁽²⁾. Neste tipo de separador existe um mecanismo interno de agitação lenta, o bastante para manter o meio em suspensão uniforme e auxiliar o movimento do produto flutuado em direção à periferia do separador, onde é descarregado por transbordo, com uma certa porção do meio, que é recuperado no circuito. O produto afundado é removido do cone por meio de bomba ou de fluxo ascendente externo (Figura 5a) ou interno (Figura 5b) com ar comprimido (*air lift*). Em ambos, parte do meio denso que sai com o afundado é drenado, e volta diretamente para dentro do cone.

Os separadores de cone foram desenvolvidos, originalmente, para beneficiamento de minérios, com alta eficiência metalúrgica, também no tratamento de partículas finas. Foram, também, os primeiros tipos de equipamentos usados nos Estados Unidos para beneficiar carvão, usando a magnetita na preparação do meio denso.

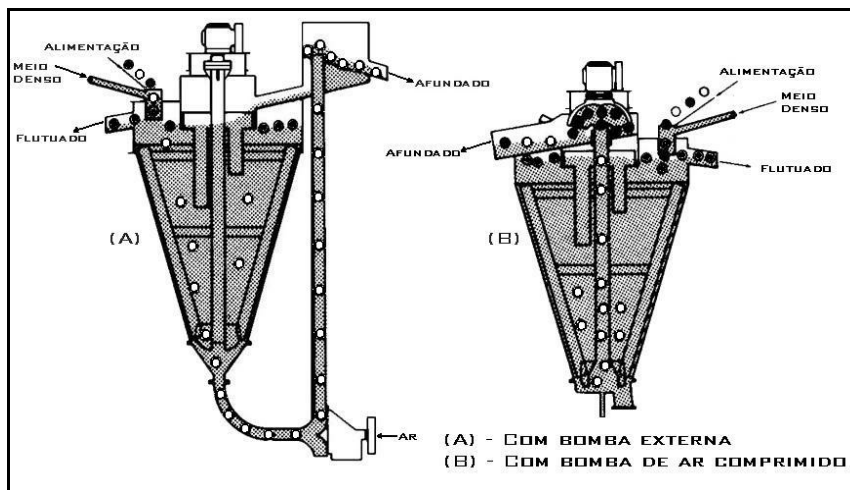


Figura 5 – Separador de cone Wemco⁽²⁾.

Separadores de Tambor WEMCO

Os separadores de tambor convencionais são usados amplamente no beneficiamento de minérios metálicos e não metálicos, com granulometria de alimentação variando de 5 a 300 mm. Consistem de um tambor cilíndrico rotativo, provido de elevadores (ressaltos) que são fixados na parede interna do tambor e que se destinam a remover, continuamente do circuito, o produto afundado durante a separação. O produto flutuado sai por transbordo em um vertedouro localizado na extremidade oposta à alimentação.

O separador de tambor pode ser usado para obtenção de dois ou três produtos de separação. Para dois produtos de separação (flutuado e afundado), este é constituído de um só compartimento de separação (Figura 6); enquanto que aqueles com três produtos de separação (mais um produto misto), o mesmo é constituído de dois compartimentos de separação (Figura 7), operando independentemente um do outro.

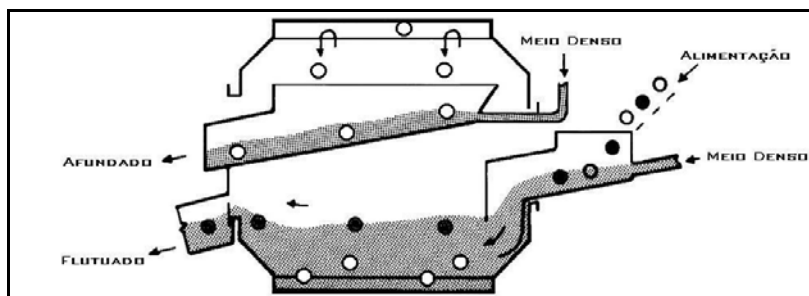


Figura 6 – Separador de tambor de um compartimento⁽²⁾.

Esses separadores são construídos de vários tamanhos, até 4,3 m de diâmetro por 6 m de comprimento, com capacidade máxima de 450 t/h. Longitudinalmente, existem placas divisórias internas, que separam a superfície do flutuado da descarga do afundado. A pequena profundidade do meio denso nesses equipamentos, em comparação com os separadores de cone, minimiza a sedimentação das partículas do meio denso, dando uma maior uniformidade na densidade em toda a extensão do tambor. A agitação provocada pelos elevadores também contribui para uma melhor homogeneização do meio denso.

No separador de três produtos, ou de dois compartimentos, o produto afundado em uma densidade menor, no primeiro compartimento, alimenta o segundo compartimento onde a densidade de separação é mais alta. Do primeiro compartimento sai o produto leve (flutuado) e do segundo compartimento saem os produtos pesado (afundado) e misto.

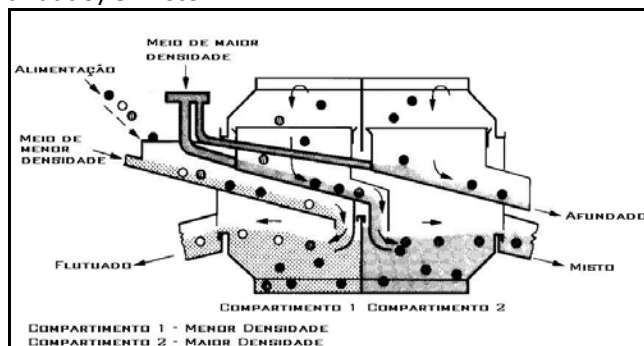


Figura 7 – Separador de tambor de dois compartimentos⁽²⁾.

Separador Teska

Foi desenvolvido na Alemanha Ocidental em 1959, e hoje é produzido pela Humboldt Wedag, essencialmente para a indústria carbonífera. Consiste de um tambor com caçambas internas (Figura 8) de chapas perfuradas, para transporte do material afundado e drenagem do meio denso. O tambor gira lentamente dentro de um tanque aberto que contém o meio denso. O produto flutuado é descarregado na extremidade

oposta à da alimentação, por transbordo ou por auxílio de pás, em uma calha. Esse produto é descarregado em peneiras primárias para a drenagem do meio denso, que retorna diretamente ao tanque do separador. O produto afundado no tanque do meio denso é elevado pelas caçambas do tambor e descarregado em uma outra calha.

Uma característica do separador Teska é o controle da corrente descendente de meio denso que sai das caçambas de chapas perfuradas e é descarregado no tanque através de orifícios ajustáveis. Isto é importante para evitar alguma tendência de formação de gradiente de densidade dentro do tanque do separador.

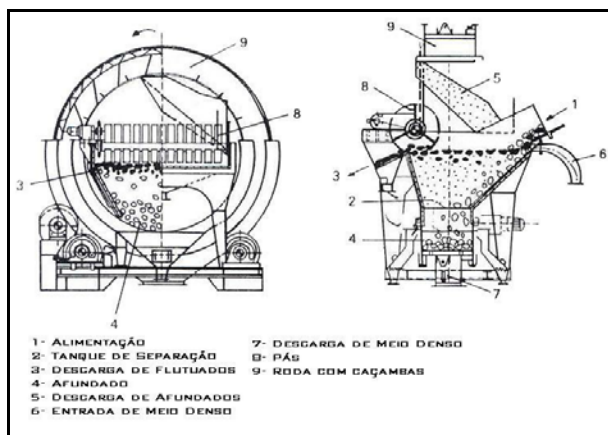


Figura 8 – Separador Teska⁽⁴⁾.

Separador Drewboy

Este separador (Figura 9) pode ser considerado como uma modificação do Separador Teska, onde o tambor, com características diferentes, opera na posição inclinada, e não na vertical. Foi desenvolvido na França, sendo muito usado na Europa e especialmente na Grã Bretanha e Alemanha, no beneficiamento de carvões, porém pouco usado nos Estados Unidos, devido à sua relativa baixa capacidade para flutuados. O Drewboy faz a separação em dois produtos; se um terceiro produto é desejado, será necessária a instalação de dois desses equipamentos, em série. A instalação de dois separadores em série é muito comum, tanto no caso dos separadores Drewboys, como para os separadores Teska, no beneficiamento de carvões. No separador Drewboy, a alimentação entra em uma das extremidades do tanque e os produtos leves (flutuados) são descarregados na extremidade oposta; enquanto os produtos pesados (afundados) são removidos do fundo do tanque por uma roda, constituída de compartimentos radiais, montada em um eixo inclinado. Este eixo é suportado por mancais localizados fora do compartimento do meio denso, como mostra a Figura 9. A alimentação do meio denso pode ser feita pelo fundo do tanque ou por cima, próxima da alimentação do minério ou carvão. A proporção do meio denso que entra por esses dois pontos é controlada por válvulas.

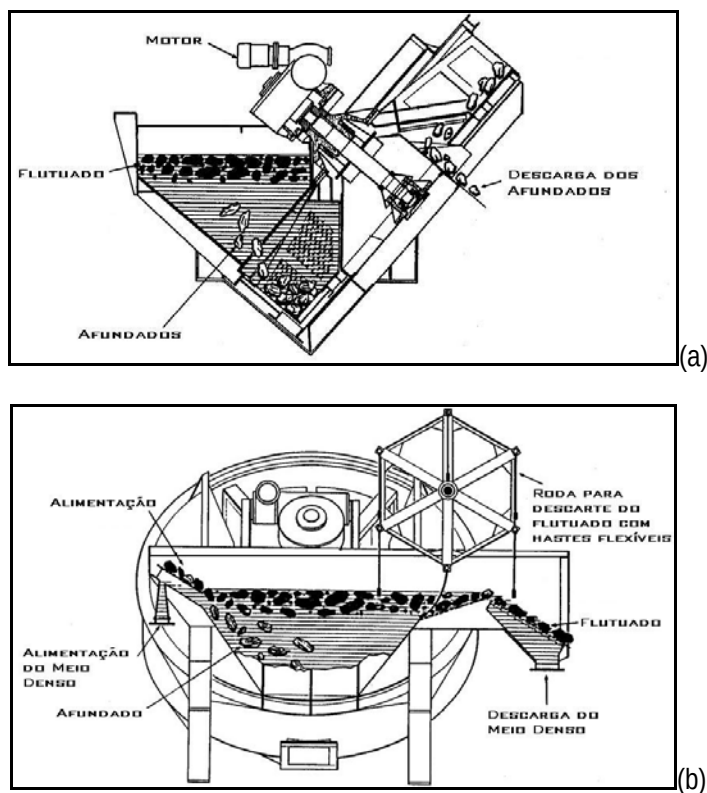


Figura 9 – Separador Drewboy (a) vista lateral e (b) vista superior⁽¹⁹⁾.

Separador Norwalt

Este equipamento foi desenvolvido na África do Sul, onde existem muitas instalações desse equipamento nas usinas de beneficiamento de carvões. O Norwalt (Figura 10) consiste de um tanque anular, com uma parte interna cônica, que protege o mecanismo de acionamento do sistema de remoção do produto afundado. A alimentação é introduzida no separador, mais para o centro do equipamento, dentro de uma cortina anular que imerge um pouco no tanque de meio denso. A cortina força a alimentação a imergir no meio denso, evitando a saída de produtos pesados com os produtos leves (carvão lavado). Os produtos leves são descarregados, por transbordo, nos vertedouros laterais do separador, enquanto que os produtos pesados são removidos continuamente do fundo do separador por um sistema de arraste, que gira em torno de um eixo central e conduz todo o material à uma descarga única conectada a um elevador de caçambas ou a um sistema similar ao Drewboy (tambor inclinado). O sistema de remoção dos pesados evita, também, a decantação das partículas que compõem o meio denso, matendo-as em suspensão.

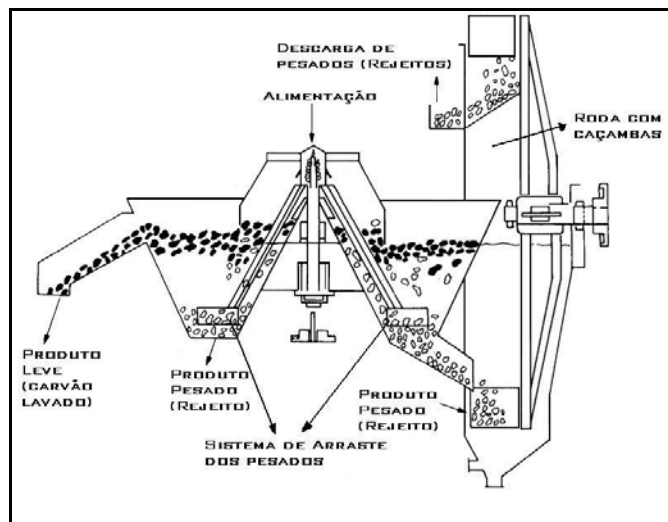


Figura 10 – Separador Norwalt⁽²⁾.

Equipamentos Industriais de Separação Dinâmica^(2,15)

Ciclone de Meio Denso

Os ciclones de meio denso são muito usados no beneficiamento de minérios e, principalmente no processamento de carvões. A alta força centrífuga envolvida, possibilita a separação, com sucesso, de partículas a granulometrias mais finas do que por outros métodos gravíticos. A alimentação dos ciclones de meio denso não deve conter partículas abaixo de 0,5 mm, para evitar a contaminação do meio denso, com esta fração fina, minimizando, assim, as perdas do meio denso no processo. A atuação de forças de cisalhamento dentro dos ciclones permite a utilização de partículas mais finas de ferro-silício ou magnetita na constituição do meio denso, o que é essencial para a estabilidade da suspensão durante o processo de separação. O princípio de operação é bastante similar ao do ciclone convencional de classificação. A alimentação e o meio denso são introduzidos, tangencialmente e sob pressão no ciclone, o qual idealmente é instalado em posição inclinada, tal como mostra a Figura 11, possibilitando que a alimentação seja feita por gravidade, de uma determinada altura manométrica. No caso dos ciclones DSM (*Dutch State Mines*), esta altura situa-se em torno de nove vezes o diâmetro do ciclone, no caso de beneficiamento de carvões e diamantes⁽²⁾.

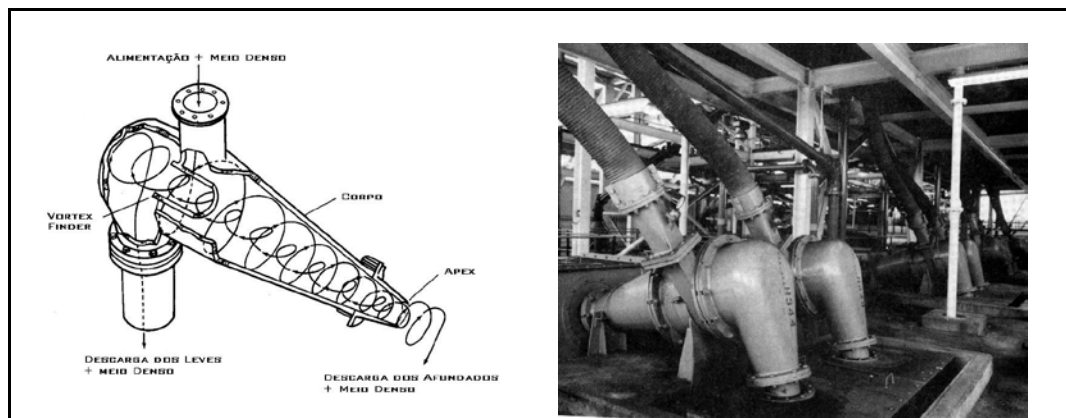


Figura 11 – Ciclone de meio denso típico⁽¹⁹⁾.

A alimentação por gravidade é sempre desejada, pois reduz a degradação da alimentação, que normalmente ocorre quando se usa bombeamento.

Os produtos pesados *underflow*, movem-se ao longo da parede do ciclone e são descarregados no ápex, enquanto que os leves, *overflow*, se descarregam no *vortex finder*. O meio denso forma um gradiente de densidade dentro do ciclone, que aumenta no sentido do centro para a parede interna do ciclone.

Separador Dynawhirlpool (DWP)

O separador DWP foi originalmente desenvolvido em 1960, para tratamento de finos de carvão, nos Estados Unidos, mas agora é bastante usado para tratar carvões e minérios, principalmente na faixa de 15 a 0,5 mm. O DWP consiste de um cilindro de comprimento e diâmetro definidos (Figura 12), com aberturas nas extremidades sob forma de tubos, por onde são feitas a alimentação do minério e a descarga do flutuado. Existem ainda dois tubos laterais localizados nas partes inferior e superior do cilindro, que permitem a entrada tangencial do meio denso e a descarga do afundado, respectivamente. A maior parte do meio denso (aproximadamente 90%) é alimentada, por bombeamento, na parte lateral e inferior do cilindro; o restante entra junto com a alimentação, para auxiliar a entrada da mesma no equipamento. Esse cilindro opera inclinado, em relação a horizontal, de 25° para minérios e 15° para carvão.

No Brasil, esse equipamento é utilizado no beneficiamento de minérios de diamante e fluorita. Foi utilizado intensamente na ICOMI, com finos de minério de manganês, na Cia. Mineira de Metais, com minério oxidado de zinco e na Mineração Santa Lucrécia, com bauxita refratária.

A forma tangencial de entrada do meio denso na parte inferior e lateral do aparelho propicia a formação de um *vortex* ascendente ao longo de todo o comprimento do aparelho, cuja descarga pela abertura tangencial lateral superior, contém o produto pesado (afundado) da separação.

O tubo de entrada da alimentação é acoplado a um funil alimentador, por onde entra o material a ser tratado, com parte do meio denso. As partículas leves da alimentação não chegam a penetrar no *vortex* ascendente de meio denso, percorrendo, assim, a sua face interna e sendo descarregadas com o meio denso na extremidade inferior do DWP, reduzindo muito a degradação das partículas leves. As partículas pesadas da alimentação penetram no *vortex* ascendente em direção à parede interna do cilindro e são logo descarregadas na abertura lateral superior através de uma mangueira de descarga, com parte do meio denso. Como a descarga das partículas pesadas está localizada próxima à alimentação, os pesados são removidos da unidade quase que de imediato após entrarem, reduzindo, consideravelmente, a degradação das partículas pesadas. Somente as partículas de densidades próximas à do meio denso é que entram em contato com as paredes internas do cilindro por um tempo mais prolongado. A descarga tangencial dos pesados é conectada à uma mangueira flexível; a altura desta mangueira pode ser usada para ajustar a pressão de topo e, desta forma, auxiliar no controle da densidade de corte.

A capacidade do DWP é de até 100 t/h. Este equipamento apresenta algumas vantagens sobre outros tipos de separadores centrífugos de meio denso. Além de propiciar uma menor degradação dos produtos da separação, menor desgaste operacional do equipamento, e ter bom desempenho de separação, apresenta custos operacionais mais baixos, em razão de somente o meio denso ser alimentado por bombeamento.

A separação no DWP baseia-se na criação e controle de um *vortex* ascendente, onde sua forma e estabilidade são afetadas pelos seguintes grupos de variáveis:

Geométricas:

comprimento do cilindro;

diâmetro do cilindro;

diâmetro e comprimento, dentro do cilindro, dos tubos de alimentação e de saída do flutuado;

diâmetro de entrada do meio denso e de saída do afundado.

Operacionais:

pressão de alimentação do meio denso;

pressão de descarga do afundado;

inclinação do DWP.

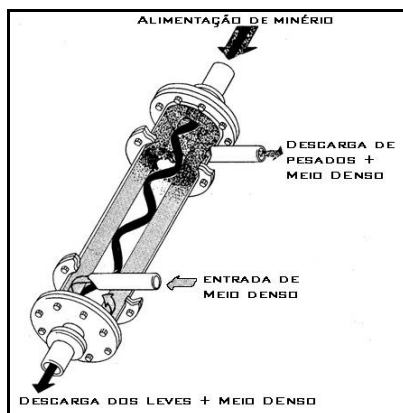


Figura 12 – Dynawhirpool⁽²⁾.

Separador Tri-Flo

Este separador consiste em dois DWPs acoplados (Figura 13), e é utilizado nas operações de beneficiamento de carvão, minerais metálicos e não metálicos. A entrada de meio denso e a saída da fração pesada são em forma de voluta. Esta forma de entrada de alimentação produz menos turbulência do que a tangencial usada no DWP. Este separador opera em dois estágios. O produto flutuado que sai do primeiro estágio é retratado no segundo, com a mesma densidade do meio ou em densidade diferente.

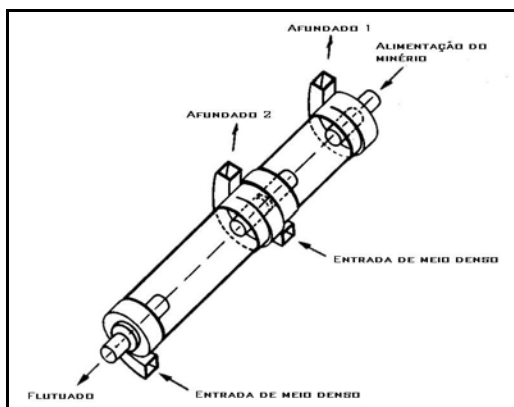


Figura 13 – Tri-Flo⁽²⁾.

Por ser um separador de dois estágios, a separação resulta em três produtos, podendo ser usada para obtenção de concentrado (produto valioso), misto e rejeito. O misto obtido, dependendo da situação, pode ser cominuído, deslamado e retornar ao mesmo circuito, ou ser tratado em um circuito separado. No caso de tratamento de minerais metálicos, o segundo estágio de separação funciona como estágio *scavenger*, aumentando assim a recuperação global no circuito. O segundo produto (concentrado

scavenger) pode ser, ainda, rebitado e, após deslamagem, retornar também ao circuito. Quando o separador é usado no tratamento de carvões, o segundo estágio purifica o flutuado do primeiro estágio, produzindo um carvão de alta pureza *cleaner*. Esses dois estágios de separação aumentam a eficiência da operação. Esses separadores são normalmente fabricados em quatro tamanhos, variando de 250 a 500 mm de diâmetro, com capacidade de 15 a 90 t/h, respectivamente.

CIRCUITO TÍPICO DE SEPARAÇÃO EM MEIO DENSO ^(2,16)

A preparação do minério para alimentação de um circuito de meio denso é de fundamental importância para o sucesso da separação. A alimentação, além de estar na granulometria adequada, deve estar livre de finos, evitando-se, assim, um aumento da viscosidade do meio, que afetaria a eficiência de separação, bem como conduziria a um maior consumo do meio utilizado.

O que mais onera as operações de separação em meio denso é o sistema de recuperação do meio denso, para o seu reaproveitamento no circuito. O meio denso utilizado na separação sai do separador junto com os produtos da separação, ou seja, os leves e os pesados.

Um circuito típico de separação em meio denso é mostrado na Figura 14, no qual o separador usado é um *dynawhirpool* (DWP). O circuito seria similar se, no lugar deste, outro tipo de separador de meio denso fosse utilizado (ciclone de meio denso, separador de tambor etc.).

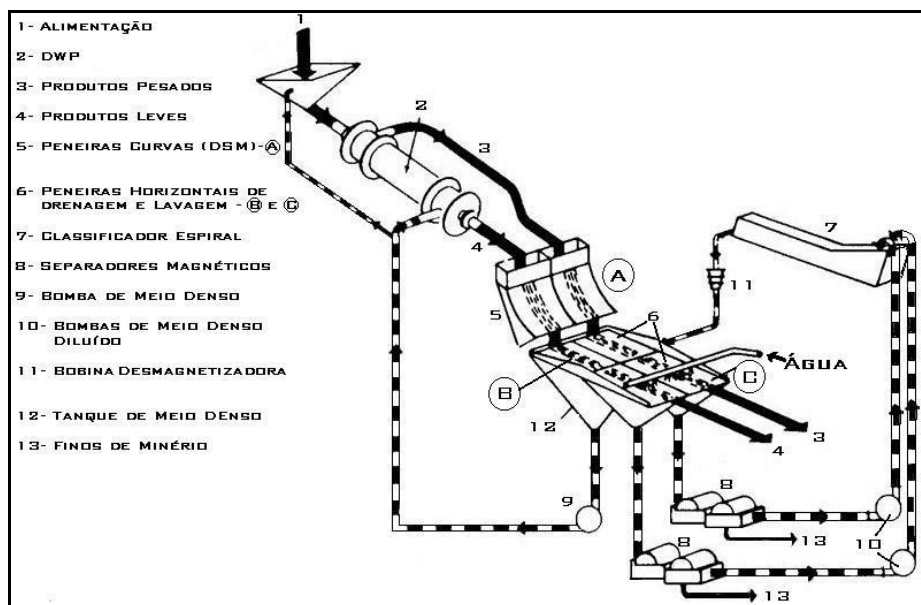


Figura 14 – Circuito típico de separação em meio denso⁽²⁾.

Os produtos leves e pesados que deixam o equipamento de separação, passam, separadamente, por peneiras curvas DSM (A) de drenagem do meio denso e peneiras horizontais divididas em duas partes, onde a primeira (B) é ainda para drenagem do meio denso. Cerca de 90% do meio denso é recuperado nessas duas partes (A e B) e bombeado de volta ao circuito. Na segunda parte da peneira horizontal (C) é onde se processa a lavagem dos produtos, que é feita com água sob pressão (*spray*), para a retirada de partículas finas de meio denso e de minério que ficam aderidas nos produtos de separação.

Os finos das peneiras de lavagem dos produtos (C), constituem uma polpa muito diluída, contendo o meio denso e finos do minério. Esta polpa diluída é tratada em separadores magnéticos, para recuperação do material que constitui o meio denso (magnetita ou ferro-silício). Em seguida, a polpa contendo o meio denso recuperado passa por um classificador espiral para desaguamento, visando ajustar à densidade requerida na operação de separação. Na etapa seguinte, este material desaguado (*underflow* do classificador) é desmagnetizado em bobinas desmagnetizadoras, para assegurar a não floculação das partículas, e retorna ao circuito do meio denso no processo.

Em lugar do classificador espiral, outro sistema de adensamento de polpa, também, pode ser usado. Atualmente, o controle da densidade do meio é feito automaticamente por meio de instrumentação.

A seguir é mostrado, com exemplo, um circuito industrial de separação em meio denso, usando tambor de meio denso, na concentração de minério de ferro.

CIRCUITO INDUSTRIAL DE SEPARAÇÃO EM MEIO DENSO, USANDO TAMBOR DE MEIO DENSO, PARA CONCENTRAÇÃO DE MINÉRIO DE FERRO^(24, 25)

Um circuito industrial para concentração de minério de ferro, utilizando-se a separação em tambor de meio denso é mostrado na Figura 15. O processo de enriquecimento propriamente dito, inicia-se com a lavagem e peneiramento do minério de ferro granulado (-7+32 mm) em tambor lavador rotativo para retirada dos finos (<7 mm) que podem alterar a densidade do meio denso. A seguir, o minério de ferro lavado e isento de finos alimenta o tambor separador com uma suspensão de FeSi com densidade entre 2,9 e 3,1. No interior do tambor, o material pesado afunda na suspensão de FeSi e o material leve flutua, promovendo, assim, o enriquecimento do minério de ferro. As frações leve e pesada são coletadas na saída do tambor, separadamente em duas linhas, uma de afundados (concentrado) e outra de flutuados (rejeito). Após a separação, o concentrado do minério de ferro e os rejeitos são lavados em peneira vibratória, para recuperação e recirculação do meio denso (suspensão de Fe/Si)⁽²⁵⁾.

CONTROLE E AVALIAÇÃO DAS OPERAÇÕES DE SEPARAÇÃO EM MEIO DENSO^(12,17,18)

Para um bom desempenho das operações de separação em meio denso são necessários, principalmente: uma boa preparação da alimentação; vazão de alimentação adequada ao equipamento; controle da densidade de corte; controle granulométrico do material usado no meio denso (ferrosilício ou magnetita, os mais usados); controle da pressão de entrada da alimentação (caso, por exemplo, dos ciclones de meio denso); controle da pressão de entrada do meio denso e pressão de saída dos pesados (caso da separação em DWP).

Existem diversos métodos para avaliar o desempenho das operações de separação em meio denso na indústria, principalmente no caso do beneficiamento de carvões. Estes métodos estão distribuídos nos chamados critérios dependentes e critérios independentes.

Os critérios dependentes mais usados, são apresentados a seguir.

Eficiência orgânica: existem diversas formas de definir a eficiência de separação de um equipamento ou de uma usina de beneficiamento; uma muito usada na separação de carvões é a eficiência de recuperação ou eficiência orgânica, proposta por Fraser e Yancey:

$$E(\%) = \frac{\text{Recuperação de carvão lavado}}{\text{Recuperação teórica}} \times 100$$

Aqui, a recuperação teórica é a percentagem de carvão contido na alimentação com o mesmo teor de cinzas do carvão lavado. Este dado pode ser tirado da curva de lavabilidade do carvão em questão.

Material deslocado total: define-se como material deslocado total, a quantidade de material de rejeito presente no concentrado, somado à quantidade de material de concentrado presente no rejeito, guardando-se as devidas proporções entre concentrado e rejeito. Essas quantidades são medidas em termos percentuais. Quanto menores as proporções de material deslocado, melhor o desempenho do equipamento. As medidas são feitas com base na densidade de corte do equipamento e em testes densimétricos realizados em laboratório, com os produtos da separação (concentrado e rejeito).

Eficiência de separação metalúrgica: Esta forma de eficiência de separação, muito usada em beneficiamento de minérios, é calculada pela expressão:

$$E(s) = \frac{rv - rg}{rv} \times 100$$

onde:

$E(s)$ = eficiência da separação;

rv = recuperação metalúrgica do mineral útil;

rg = recuperação metalúrgica da ganga.

Os critérios independentes são derivados da curva de partição do equipamento, também conhecida como curva de Tromp. Com a construção dessa curva, pode-se medir a eficiência de separação do equipamento. Para construir a curva de Tromp, é necessário conhecer a recuperação em massa do produto pesado, obtido na operação industrial e as curvas de lavabilidade do concentrado e do rejeito. Com base nestes dados, pode-se calcular a alimentação reconstituída ou calculada e os coeficientes de partição, os quais fornecem a percentagem de cada fração densimétrica, ou densidade média do material que se dirige para os produtos pesados.

Plotando os coeficientes de partição, de 0 a 100, no eixo das ordenadas e as densidades médias das faixas densimétricas no eixo das abscissas, pode-se traçar a curva de Tromp, como é ilustrado na Figura 16.

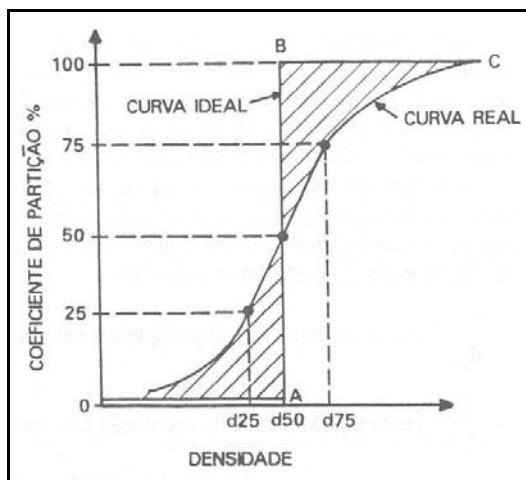


Figura 16 – Curva de Tromp.

A curva OABC da Figura 16 representa a curva ideal, onde todas as partículas de densidades menores que a densidade de corte iriam para o flutuado, enquanto as partículas de densidades maiores, iriam para o afundado. Entretanto, na prática isto não acontece, pois partículas de densidades próximas à densidade de corte podem dirigir-se à fração flutuada ou à afundada. Para estes casos tem-se a curva real, também mostrada na Figura 16, construída com base em probabilidades associadas às diferentes classes de partículas, que se dirigirem ao afundado. A área hachurada entre as curvas ideal e real corresponde a quantidade de material deslocado, também conhecido como "misplaced material". A densidade d_{50} , referente ao coeficiente de partição de 50%, é

chamada de densidade efetiva de separação ou simplesmente de densidade de partição (d_p). O segmento, na curva real, correspondente aos coeficientes de partição de 25% e 75% é, na grande maioria dos casos, um segmento de reta; quando não o é, se aproxima bastante deste, podendo ser considerado na prática, como tal. A inclinação desse segmento em relação à vertical, já dá uma idéia da eficiência de separação, ou seja, quanto mais próximo ele estiver da vertical, mais eficiente será a separação. Esta eficiência de separação pode ser medida pelo chamado "erro provável de separação" ou "*ecart probable*" (E_p), que é definido pela metade da diferença entre as densidades correspondentes aos coeficientes de partição de 75% e 25%, ou seja:

$$E_p = \frac{d_{75} - d_{25}}{2}$$

Para uma separação ideal $E_p = 0$. Portanto, quanto menor E_p , mais a curva se aproxima da vertical, e mais eficiente será o processo de separação. Na prática, E_p usualmente situa-se na faixa de 0,01 - 0,08.

Outro índice que pode ser usado para medir a eficiência de separação de um equipamento é a chamada imperfeição (I). (E_p) é mais usado para caracterizar os equipamentos de separação em meio denso, enquanto que (I) é mais usado para caracterização dos equipamentos de separação, cujo meio é a água ou o ar (caso dos jigues, mesas, espirais, ciclones pneumáticos, etc.) As relações entre I e E_p são as seguintes:

$$I = \frac{E_p}{d_p} \text{ (para equipamentos de separação em meio denso)}$$

$$I = \frac{E_p}{d_p - 1} \text{ (para equipamentos de separação cujo meio é a água)}$$

De acordo com alguns autores, os valores de (I) variam de 0,07 para ciclones de meio denso a 0,175 para jigues.

REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS

- 1) HEAVY-MEDIA Separation process fine ore concentration. Ore Dressing Notes, New York, nº 12, Aug. 1943.
- 2) WILLS, B. A. Heavy medium separation. In: Mineral Processing Technology. New York: Pergamon Press, 4 ed., Cap. 11, p. 420-456, 1988.
- 3) SYMONDS, D. F. Selection and sizing of heavy media equipment. In: Design and Instalation of Concentration and Dewatering Circuits. (s.l.): SME/AIME, Cap. 6, p. 250-267, 1986.
- 4) BURT, R. O. The theory of heavy medium separation. In: Gravity concentration technology. New York: Elsevier, Cap. 5, p. 53-79, 1984.
- 5) AQUINO, J. A. Concentração em meio denso. Rio de janeiro: CETEM, (CI-11/81), 1981.
- 6) BENJAMIN, R. E. et al. Recovery of heavy liquids from dilute solutions. *American Mineralogists*. Vol. 56, p. 613-619, Mar./Apr. 1971.
- 7) MULLER, L. D.; BURTON, C. J. The heavy liquid density gradient and its applications in ore dressing mineralogy. In: *Common Wealth Mining and Metallurgical Congress*, 8, Austrália and Newzeland, 1965.
- 8) I.G.C. MAGSTREAM NEWS, vol. 1, nº 1-4, 1988.
- 9) JUNIOR, A. V.; MAGALHÃES, G.; CAMPOS, J A. F.; ASSUMPÇÃO, L. F. G.; FURTADO, M. A. T.; FIUZA, M. R.; ANDRADE, V. L. L. Métodos físicos de concentração de minérios. In: Tratamento de Minérios e Hidrometalurgia *in memorian* Prof. Paulo Abib Andery. Recife: ITEP, p. 117-131, 1989.
- 10) KLASSEN, V. I. et al. Improvements of phisical and mechanical properties of ferrosilicon suspensions with help of reagents. Moscow: Institute of Mining (s.d.) pt-2- Gravity and dense media separation.
- 11) TRUSH, P. W. (ed.) A dictionary of mining, mineral and related terms. (Washington): Bereau of Mines, 1968.
- 12) VAN OLPHEN, H. An introduction to clay colloid chemistry. 2 ed. New York, John Willey, Cap. 9, p. 136, 1977.
- 13) WILLIAMS, R. A.; KELSALL, G. H. Degradation of ferrosilicon media in dense medium separation circuits. In: *Minerals Engineering*, vol. 5, nº 1, p. 57-77, 1992.
- 14) MITCHELL, D. R.; LEONARD, J. W. Coal Preparation. 3 ed. New York: AIME, 1968.
- 15) BURT, R. O. Heavy medium separation. Gravity Concentration Technology. Cap. 9, p. 139-185. New York: Elsevier, 1984.

- 16) FIGUEIRA, H. V.; AQUINO, J. A. Dynawhirpool (DWP) e sua aplicação na indústria mineral. Rio de Janeiro: CETEM/DNPM/CPRM, (Série de Tecnologia Mineral, 20), 1981.
- 17) RUBIO, J. Caracterização do desempenho de equipamentos e processos de beneficiamento de carvão. In: Carvão Mineral - Caracterização e Beneficiamento. (s.n.t.), vol. 1, cap. 1, p. 53-64
- 18) KAHN, H. Notas de aula da disciplina: Caracterização tecnológica de minérios e matérias primas minerais – USP, 1992.
- 19) D.G. Osborne. Coal Preparation Technology. Vol. 1.p.250-267. 1988.
- 20) WAANDERS, F. B. and MANS, A. Ferrosilicon: DMS medium characterisation and degradation during use. In: *Proceeding of the XXII International Mineral Processing Congress*, p. 396-401, Cape Town, South Africa, 2003.
- 21) CHAVES, A. P; CASSOLA, M. S. Notas de aula da disciplina : Processos densitários – USP, 1994.
- 22) SAMPAIO, C. H; TAVARES, L. M. M. Beneficiamento Gravimétrico : Uma introdução aos processos de concentração mineral e reciclagem de materiais por densidade. Editora da UFRGS, Porto Alegre. 2005.
- 23) CATÁLOGO da Denver Laboratory Equipment.
- 24) AQUINO, J. A., OLIVEIRA, M. L. M. e BRAGA, P. F. A., Ensaios em meio denso. In.: Tratamento de Minérios: Práticas Laboratoriais, Sampaio, J. A., França, S. C. A. e Braga, P. F. A (editores), Rio de Janeiro: CETEM/MCT, 2007. p. 295-318;
- 25) BRAGA, P. F. A., EMIL, R. K., XAVIER, R., A. Beneficiamento de Minério de Ferro de Corumbá por Meio Denso. In: *XXIII Encontro Nacional de Tratamento de Minérios e Metalurgia Extrativa*, Gramado - RS, Set./Out. 2009.

SEPARAÇÃO MAGNÉTICA E ELETROSTÁTICA

João Alves Sampaio

Engenheiro de Minas pela UFPE, Doutor em
Engenharia Metalúrgica e de Materiais pela COPPE-UFRJ
Tecnologista Sênior do CETEM/MCT

Adão Benvindo da Luz

Engenheiro de Minas pela UFPE, Doutor em
Engenharia Mineral pela USP
Pesquisador Titular do CETEM/MCT

Silvia Cristina A. França

Engenheira Química pela UFS, Doutora em
Engenharia Química pela PEQ-COPPE-UFRJ
Tecnologista Sênior do CETEM/MCT

SEPARAÇÃO MAGNÉTICA

Introdução

Materiais magnéticos do tipo magnetita, que atuam como magnetos e são capazes de remover minerais de ferro, são conhecidos desde os primórdios da civilização. No entanto, o significado prático da separação magnética só foi reconhecido no século XIX ⁽¹⁾.

Hoje, a separação magnética é um método consagrado na área de processamento de minérios para concentração e/ou purificação de muitas substâncias minerais. Pode ser empregada, dependendo das diferentes respostas ao campo magnético associadas às espécies mineralógicas individualmente, no beneficiamento de minério e na remoção de sucata.

A propriedade de um mineral que determina sua resposta a um campo magnético é chamada de susceptibilidade magnética. Com base nessa propriedade, os materiais ou minerais são classificados em duas categorias: aqueles que são atraídos pelo campo magnético e os que são repelidos por ele. No primeiro caso incluem-se os minerais ferromagnéticos, os quais são atraídos fortemente pelo campo, e os paramagnéticos, que são atraídos fracamente. Aqueles que são repelidos pelo campo denominam-se de diamagnéticos.

A separação magnética é uma técnica amigável ambientalmente e pode ser usada tanto a seco como a úmido, viabilizando o seu uso em regiões áridas ou onde há disponibilidade de água. O método a seco é usado, em geral, para granulometria grossa e o a úmido para aquelas mais finas. Na história da separação magnética verifica-se avanços em ambos os métodos, sem contar a utilização da tecnologia dos supercondutores, que abriu um novo horizonte na área de processamento de minérios. São conhecidos separadores magnéticos que operam industrialmente com um campo que varia de 5 a 6 T, sendo, 1 tesla (T) = 10^4 Gauss, que corresponde a $1 \text{ N A}^{-1} \text{ m}^{-1 (1,2,3,4)}$.

O campo de aplicação da separação magnética é muito amplo. É usada na concentração de vários minerais ferrosos e não ferrosos, na remoção de impurezas magnéticas contidas nos minerais industriais, na purificação de águas residuais, na reciclagem de metais contidos em resíduos industriais, etc. ⁽¹⁾

O desenvolvimento da separação magnética evoluiu para uma tecnologia que permite separar, desde materiais fortemente magnéticos a fracamente magnéticos, mesmo que sob a forma de partículas finamente dispersas. Isso resultou no desenvolvimento da separação magnética de alta intensidade (*high intensity magnetic separation* - HIMS) e da separação magnética de alto gradiente (*high gradient magnetic separation* – HGMS), que usa eletromagnetos resistentes (baixa condutividade) ou supercondutores ou magnetos permanentes. O desenvolvimento dos materiais

magnéticos, em particular os de terras-raras, resultando na melhoria de suas propriedades magnéticas, contribuiu para inovar na área da tecnologia de separação magnética. Outro desenvolvimento que contribuiu também para inovação tecnológica foi a introdução de matrizes (placas com ranhuras ou metal expandido, malhas, bolas etc), denominados de matriz, no campo magnético do separador. Essas matrizes, quando magnetizadas, geram um gradiente magnético local, resultando em maior força magnética que atua sobre a partícula ⁽¹⁾.

Fundamentos Teóricos

Relação entre Grandezas Magnéticas Utilizadas na Separação Magnética

Minerais ferromagnéticos compreendem aqueles que são fortemente atraídos pelo ímã comum. O exemplo mais conhecido é a magnetita. Os paramagnéticos são fracamente atraídos e o exemplo clássico é a hematita. Os minerais diamagnéticos possuem susceptibilidade magnética negativa e, portanto, são repelidos quando submetidos a um campo magnético. Entre outros se destacam: quartzo, cerussita, magnesita, calcita, barita, fluorita, esfalerita etc.

Quando se descreve um campo magnético, é comum referir-se a duas grandezas: densidade de fluxo magnético ($\vec{B}$) e intensidade de campo ($\vec{H}$), ambas medidas em Tesla (T). A primeira, $\vec{B}$, refere-se ao número de linhas de indução que passam através da partícula do mineral. A segunda, $\vec{H}$, é a força de magnetização que proporciona a passagem das linhas de indução através da partícula. Tais grandezas são vetoriais e, portanto, possuem módulo, direção e estão relacionadas pela Equação [1].

$$\vec{B} = \mu \vec{H} \quad [1]$$

μ = permeabilidade magnética do meio.

No vácuo, μ pode ser igual a μ_0 para fins práticos. Nas situações em que $\vec{B}$ e $\vec{H}$ diferem somente pelo fator de proporcionalidade μ , indistintamente podem ser chamadas de campo magnético.

A experiência mostra que, quando se coloca uma partícula mineral fracamente magnética em determinado campo $\vec{H}$ de uma dada região do espaço, o fluxo magnético $\vec{B}$ é acrescido do valor $\vec{\Psi}$ tal que:

$$\vec{B} = \vec{H} + \vec{\Psi} \quad [2]$$

$\vec{\Psi}$ = indução magnética do material.

O seu valor no ar é muito pequeno e, dessa forma, pode-se tomar o valor de $\vec{B}$ igual a $\vec{H}$. É muito comum referir-se apenas à magnetização $\vec{J}$ de um material, que é a ação de criar linhas de indução magnética ou um campo magnético em uma substância ou em uma região determinada do espaço. A relação entre a indução magnética e a magnetização é expressa por:

$$\vec{\Psi} = 4\pi \vec{J} \quad [3]$$

Conclui-se que a Equação [2] pode ser escrita da forma:

$$\vec{B} = \vec{H} + 4\pi \vec{J} \quad [4]$$

A razão adimensional entre $\vec{J}$, magnetização, e $\vec{H}$, intensidade de campo, é chamada de susceptibilidade magnética k , ou seja:

$$k = \vec{J} / \vec{H} \quad [5]$$

Para materiais paramagnéticos, k é uma constante positiva e de baixo valor, não ultrapassando normalmente ao valor de 10^{-3} . Para os materiais diamagnéticos, k é uma constante negativa, usualmente menor (em módulo) que 10^{-5} . A susceptibilidade magnética de um material ferromagnético é variável e depende do campo de magnetização, da natureza e do manuseio da amostra.

Os materiais ferromagnéticos são, na sua maioria, referenciados em termos da permeabilidade magnética μ e, de acordo com a Equação [1], tem-se:

$$\mu = \vec{B} / \vec{H} \quad [6]$$

Das relações [4], [5] e [6] conclui-se que:

$$\mu = 1 + 4\pi k \quad [7]$$

Partículas Minerais Submetidas à Ação de Campo Magnético

As grandezas magnéticas mais importantes que determinam a força magnética que atua em um sólido podem ser ilustradas revendo-se uma experiência de magnetismo e analisando-se o comportamento de algumas partículas de minerais submetidas à ação do campo.

Seja o campo magnético, H_z , produzido por um solenoide de laboratório, conforme Figura 1. No gráfico da direita está representada a variação do campo ao longo do eixo do solenoide, quando esse é alimentado com uma potência de 400 kW. A intensidade de campo é de 3 T no centro da espira e de 0,18 nas extremidades. Se a

corrente através do solenoide é reduzida 10 vezes, o campo magnético em todos os pontos será proporcionalmente reduzido de 10 vezes, e o consumo de energia será reduzido 100 vezes. Quando se coloca amostras de quartzo, hematita e magnetita em um determinado ponto ao longo do eixo do solenoide, observa-se que, ao variar a corrente elétrica, o campo magnético também varia e, como consequência, o peso aparente da partícula também varia. Para facilitar, tomou-se a variação aparente do peso em grama (g) igual à unidade magnética em unidades de grama-força. Verifica-se que a força magnética é mais intensa nas extremidades da espira e não no centro, onde existe maior intensidade de campo magnético. Na verdade, no centro do solenoide a força é praticamente zero. De tal forma, observa-se que a força é maior onde há maior gradiente de campo e, no centro do solenoide, são nulos o gradiente e a força magnética⁽³⁾.

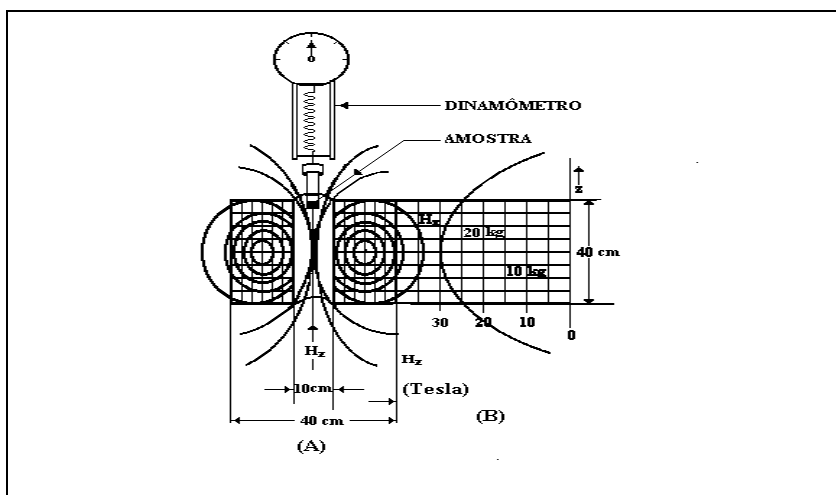


Figura 1 – Campo magnético no interior de um solenoide e a representação gráfica do mesmo⁽³⁾.

Quando a amostra está na parte superior do solenoide, os pesos aparentes da hematita e magnetita aumentam com o aumento do campo, mas o peso aparente do quartzo diminui. Se a amostra estiver situada na parte inferior do solenoide, os pesos aparentes da hematita e magnetita diminuem e o do quartzo aumenta. Conclui-se que a força magnética que atua na hematita e na magnetita é dirigida para o centro do solenoide, onde existe um campo magnético mais elevado. No caso do quartzo, a força magnética é dirigida para a extremidade na qual o campo é mais fraco.

Na Tabela 1 constam as diversas ações da força magnética equivalente ao peso de 1,0 g da amostra localizada na borda da espira. O sinal positivo indica a orientação no sentido de maior intensidade de campo. A unidade grama (g) foi utilizada para facilitar a comparação com o peso da amostra. Nota-se que a força sobre a hematita e o quartzo

aumenta com o quadrado do campo ou do gradiente, embora a força sobre a magnetita aumente na mesma proporção do aumento de campo magnético. Para o quartzo, mineral tipicamente diamagnético, a força atuante é muitas vezes menor que o seu peso. Na hematita, mineral paramagnético, a força é desprezível em comparação ao seu peso, sob ação de campo de 0,18 T. Apenas com o aumento do campo para a intensidade de 1,8 T, o valor da força magnética situa-se na ordem de grandeza da força gravitacional. A magnetita, mineral ferromagnético, detém força magnética muitas vezes maior do que o seu peso, mesmo sob ação de um campo com baixa intensidade.

Em anexo, encontra-se uma relação dos principais minerais, indicando a faixa de campo magnético nas quais os mesmos podem ser separados pelo processo de separação magnética.

Tabela 1 – Medidas da força magnética sobre amostras de 1 g de quartzo, hematita e magnetita suspensas no eixo de um solenoide.

ENSAIO 1		ENSAIO 2
H_z	$1,8 \times 10^{-1} \text{ T}$	1,8 T
$\partial H_z / \partial z$	$1,7 \times 10^{-2} \text{ T/cm}$	$1,7 \times 10^{-2} \text{ T/cm}$
Quartzo	$-1,54 \times 10^{-4}$	$-1,54 \times 10^{-2}$
Hematita	$6,43 \times 10^{-4}$	$6,43 \times 10^{-1}$
Magnetita	15,8	158

O fenômeno que governa a separação magnética está relacionado a duas questões básicas: o comportamento das partículas de minerais diferentes quando expostas a um mesmo campo magnético e, a segunda questão, às forças magnéticas que atuam sobre elas⁽⁴⁾.

Na situação inicial, tem-se a análise das respostas das diferentes partículas minerais ao campo a elas aplicado. Isso resulta na já conhecida atração ou repulsão das mesmas pelo campo. Na Figura 2, registra-se a indução magnética para diferentes espécies mineralógicas, em função da intensidade de campo aplicado. Observa-se que os minerais ferromagnéticos (curva a) caracterizam-se pela resposta rápida da indução magnética com o campo. Na curva b, a indução magnética é menos acentuada, é o caso dos minerais paramagnéticos. No caso da curva c, a situação é inversa, ou seja, a indução magnética possui valor negativo. Isso é observado com os minerais diamagnéticos.

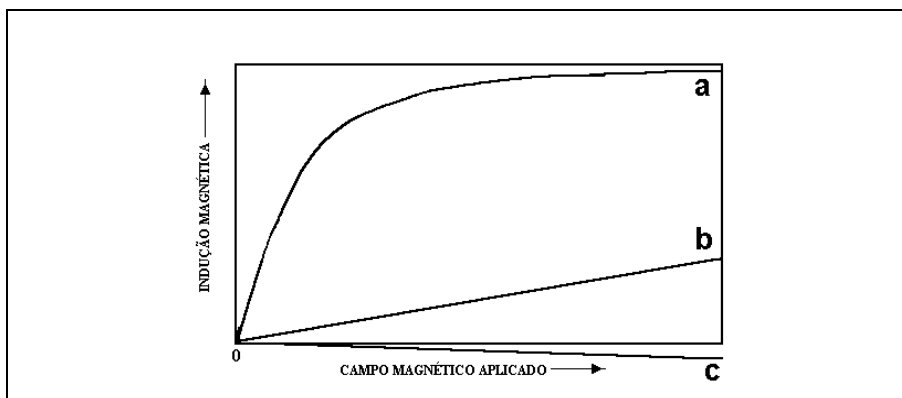


Figura 2 – Indução magnética para diferentes espécies mineralógicas: (a) ferromagnéticas, (b) paramagnéticas e (c) diamagnéticas.

Em segundo lugar, procura-se analisar como as forças magnéticas atuam sobre partículas submetidas a um campo. Para efeito didático, é útil imaginar que uma partícula magnetizada comporta-se, temporariamente, como uma barra magnética, em cujas extremidades estão os polos norte e sul. Nos materiais ferromagnéticos, o alinhamento dos dipolos é permanente. Nos materiais paramagnéticos, tal alinhamento não é permanente, sendo apenas induzido enquanto o campo é aplicado, tornando-se totalmente aleatório na ausência do campo.

Quando um campo magnético uniforme é aplicado a uma partícula, as forças que atuam sobre os dois polos da mesma são iguais e opostas, portanto a resultante dessas forças é nula. Se o campo aplicado nas duas extremidades difere em intensidade, resultará numa força que age sobre a partícula. Tal fato mostra que o campo aplicado possui variação especial que é função das dimensões do material magnetizado. Essa variação de campo, também chamada de gradiente, resulta numa força atuante sobre o material, provocando a atração ou repulsão do mesmo.

Nos equipamentos modernos, tanto o campo quanto o gradiente são os responsáveis de primeira ordem pelo processo de separação. Relembrando que a intensidade de campo refere-se ao número de linhas de fluxo que passa por uma determinada área, enquanto o gradiente de campo descreve a convergência ou divergência das linhas de fluxo. A Figura 3 ilustra muito bem esse fato: em **A** tem-se um campo uniforme e, em **B**, um campo convergente. A força resultante é nula sobre a partícula. Em **B** tem-se um campo convergente, o fluxo de linhas mostra um gradiente de campo. Há, no caso, uma força resultante atuando sobre a partícula.

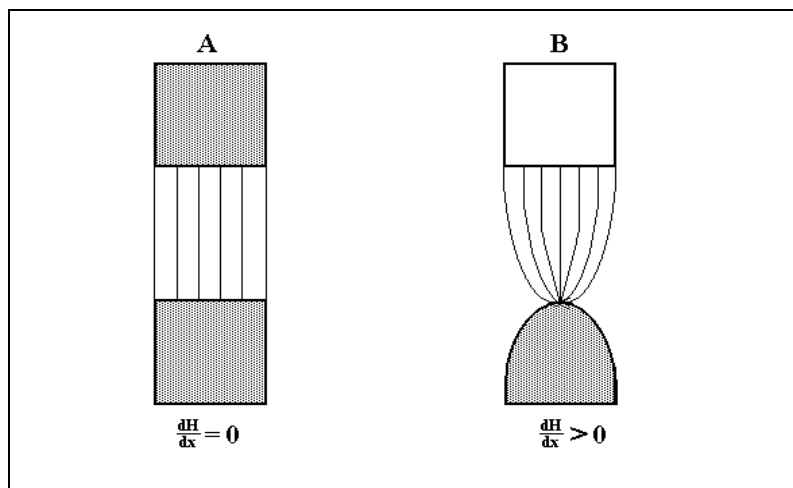


Figura 3 – Campo magnético uniforme (A) e convergente (B), apresentando o gradiente de campo.

Descrição dos Equipamentos

Há uma variedade de separadores magnéticos que podem ser classificados, de acordo com o uso, em dois grupos: separadores a seco e a úmido. Eles podem ser subdivididos de acordo com as características do campo de indução. Logo, são encontrados os separadores de baixa e alta intensidades, tanto para a operação a seco, quanto a úmido. A forma dos elementos que executam o trabalho de separação no equipamento exerce influência significativa sobre a classificação dos separadores. Assim, são denominados separadores de tambor, de rolos induzidos, de correias cruzadas, de carrossel, etc. No Diagrama apresentado na Figura 4, ilustra-se a classificação, as características e aplicações dos separadores, englobando os critérios de classificação já discutidos.

Matrizes Ferromagnéticas

Há duas formas de se produzir um gradiente. A primeira, e mais simples, consiste na construção de um polo de eletroímã com a área bem menor que a do polo oposto, (Figura 3 B). A segunda consiste na utilização de matrizes entre os polos do eletroímã. A finalidade dessas matrizes é aumentar o gradiente, produzindo sítios dentro das mesmas com campo de alta intensidade. Vários modelos foram propostos e/ou utilizados, dentre os quais se destacam: esferas, hastes, placas sulcadas, grades, lã de aço, etc. A matriz deve ser escolhida de modo a se ajustar às características do minério, inclusive contribuir ao melhor desempenho da separação. No processo de seleção da matriz devem ser feitas, entre outras, as seguintes considerações:

- (i) gradiente máximo de campo;
- (ii) área superficial de captação por unidade de volume da zona da matriz;
- (iii) capacidade de limpeza da matriz (remoção das partículas magnéticas) com rapidez para manter o sistema de fluxo contínuo;
- (iv) porosidade da matriz para permitir a vazão da polpa; caso ela tenha um valor muito baixo, é necessária maior pressão para obter a vazão ideal sem obstrução;
- (v) o material usado na fabricação das matrizes deve reter o mínimo de magnetização quando as mesmas são removidas do campo; no caso de a matriz reter quantidade significativa de magnetização, torna-se impossível a remoção das partículas magnetizadas.

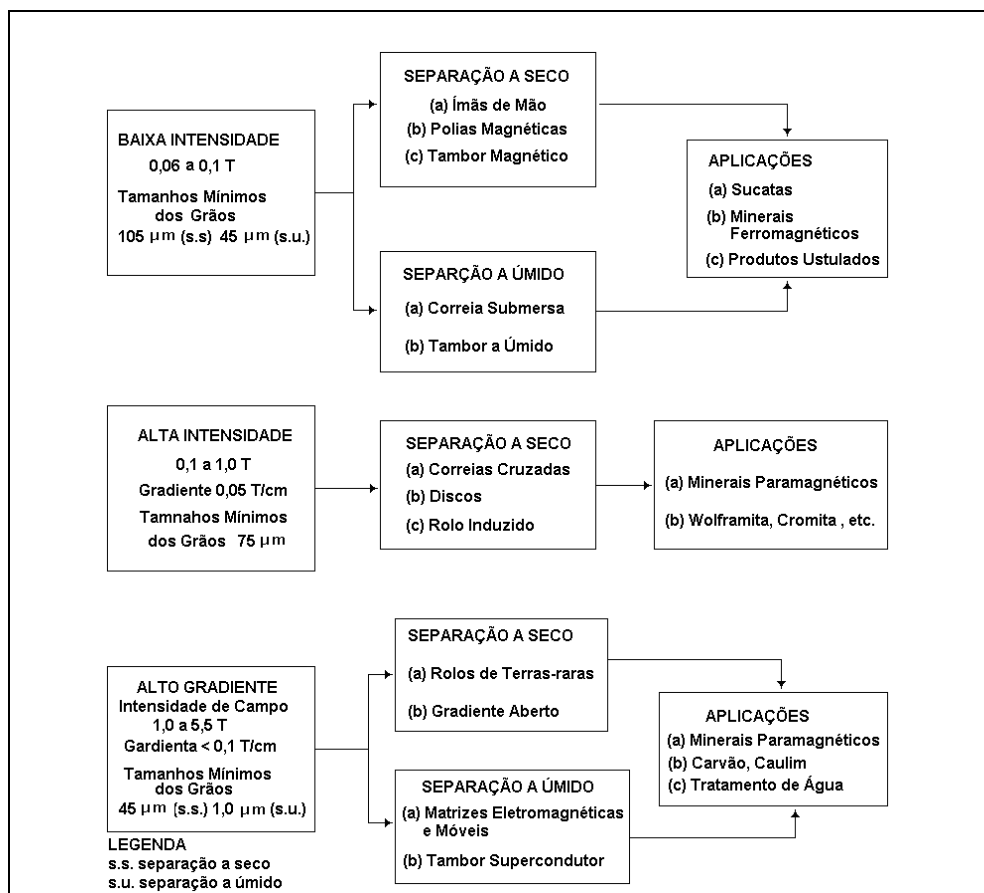


Figura 4 – Diagrama contendo as características, classificação e aplicações dos separadores magnéticos.

Separador Magnético a Úmido de Alta Intensidade para Laboratório

O desenvolvimento da separação magnética tomou grandes dimensões com o advento das matrizes ferromagnéticas e, como consequência, a fabricação do separador Jones. Por conseguinte, o sistema de matrizes e a grande eficiência da separação nas faixas granulométricas finas, proporcionou vantagens significativas comparados aos demais. A sua aplicação, devido à operação sempre com alta intensidade, restringe-se, em geral, aos minerais paramagnéticos^(4,7,8).

Quando se trata de minerais ferromagnéticos, o método encontra sérias limitações. A remoção das partículas magnéticas captadas pela matriz tornou-se um obstáculo em virtude da alta susceptibilidade magnética dos minerais, mesmo utilizando pressões de 40 a 50 psi na água de lavagem.

Na Tabela 2 ilustra-se uma lista de cinco grupos de minerais classificados como ferromagnéticos: moderadamente magnéticos, fracamente magnéticos, debilmente magnéticos, não magnéticos e diamagnéticos. Também são indicadas as faixas de intensidade de campo magnético para esses minerais. Na Tabela 3, consta a atratividade relativa dos minerais.

Na Figura 5(a) ilustra-se, de forma esquemática, um separador magnético tipo Jones, usado em operação de laboratório. Um elevado campo magnético é aplicado nas matrizes situadas na caixa 12. As matrizes são sulcadas, a fim de que as forças magnéticas sejam máximas no interior das mesmas. A alimentação é mantida constante por meio da válvula, durante um intervalo de 2,0 s, enquanto as não magnéticas atravessam tal região e são descarregadas em um recipiente coletor.

Na segunda fase da operação, as partículas captadas na matriz são lavadas por um fluxo de água com baixa pressão, segundo o percurso 9 e 3. Durante a operação, os dois pistões hidráulicos⁽⁵⁾ são acionados, um após o outro. O procedimento permite regular a pressão da água de lavagem, que é uma variável a ser controlada e está ligada a outros fatores, como a susceptibilidade magnética dos minerais. O tempo de lavagem na operação é estimado em 1,5 s. Nele são coletadas as partículas paramagnéticas.

Na terceira e última fase da operação, o campo magnético é desligado, iniciando-se a lavagem do concentrado com o fluxo de água, segundo 6 e 3. A faixa de pressão utilizada é de 40 a 50 psi, permitindo a coleta do concentrado magnético.

Separador Magnético Tipo Carrossel

Na Figura 5(b), ilustram-se as características essenciais do separador magnético a úmido de alta intensidade, para circuito contínuo. O equipamento consta de um anel rotativo, às vezes chamado de carrossel, que atravessa um campo magnético, no qual são instaladas as matrizes. A alimentação é feita, de modo que a polpa atravesse uma região com campo de alta intensidade. A fração magnética é captada pela matriz, ou

pelo menos, é retardada o suficiente para ser carregada pelo movimento do anel rotativo a uma região de campo com baixa intensidade. Nesta região, as partículas magnéticas remanescentes na matriz são descarregadas por meio de um jato d'água e, assim, torna-se possível a coleta da fração magnética num determinado ponto da calha coletora. A separação é obtida com seletividade, visto que facilmente se controlam as variáveis operacionais como: intensidade de campo, elemento de conversão de fluxo, taxa de alimentação, percentagem de sólidos na polpa, velocidade do anel rotativo ou rotor e descarga das partículas magnéticas.

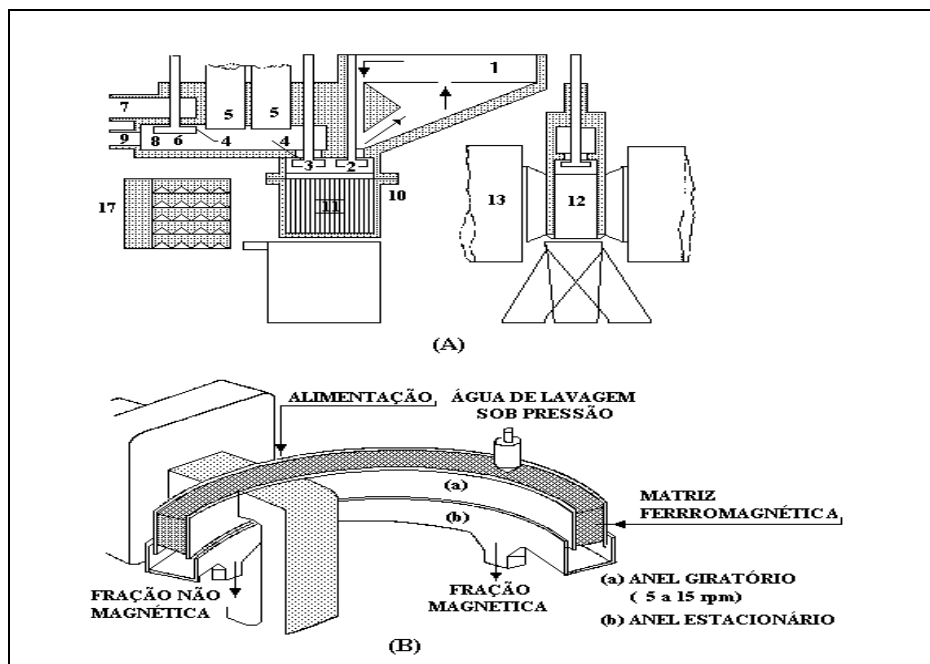


Figura 5 – Diagrama representativo dos separadores a úmido de alta intensidade para laboratório (A) e de carrossel (B) para circuito contínuo.

Separador de Correias Cruzadas

O separador, conforme ilustrado na Figura 6, consiste essencialmente de um transportador de correia plana (correia principal), que passa entre os polos paralelos de dois eletroímãs, e outro transportador de correia plana perpendicular à principal (correia secundária). A correia secundária passa sobre a superfície do polo superior, com a área menor em relação a do polo inferior, proporcionando a convergência do campo. Entre as duas superfícies existe um "vão" ou *gap* separando as duas correias por uma distância da ordem de 10 mm, na região de maior intensidade de campo, por onde passa o material. O equipamento, que opera a seco com intensidade de campo até 1,0 T, possui um índice elevado de seletividade e sua faixa granulométrica de aplicação está compreendida entre 1,65 mm e 104 μm ⁽⁷⁾.

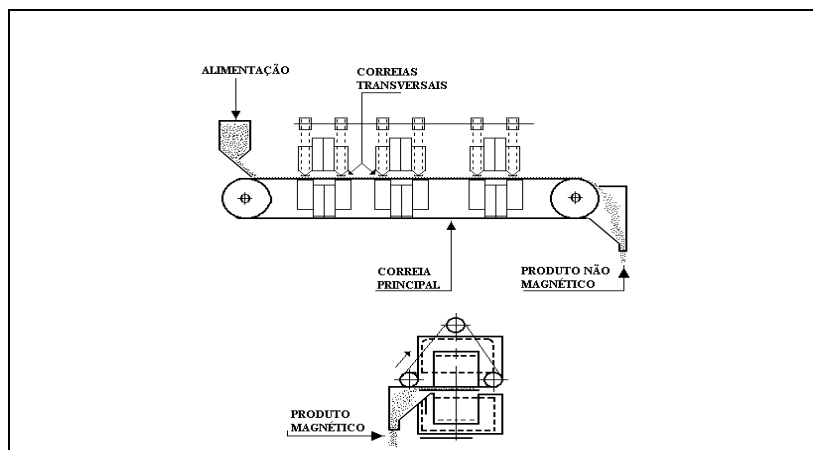


Figura 6 – Diagrama esquemático de um separador magnético de correias cruzadas.

Os minerais a serem separados são introduzidos sob a forma de uma camada fina sobre a correia principal. Os magnéticos são suspensos e retidos na correia secundária, que se desloca transversalmente à principal, transportando-os para uma região ausente de campo, seguida da deposição nas caixas coletoras. O material não magnético permanece na correia principal, sendo depositado na caixa coletora situada na extremidade da correia, conforme ilustrado na Figura 6.

É comum, nos modelos industriais, a existência de dois ou mais pares de polos em série, entre os quais passa a correia principal de uma extremidade a outra do separador⁽⁸⁾. Tais equipamentos permitem a operação com diferentes intensidades de campo ao longo da correia principal. O valor de intensidade cresce desde a alimentação até o terminal da correia. Como consequência permite-se a separação seletiva de materiais, com diferentes susceptibilidades, em um mesmo separador. Os principais parâmetros operacionais do separador são:

- (i) velocidade das correias, o "vão" entre os polos e a taxa de alimentação;
- (ii) o fluxo magnético, que aumenta no sentido da alimentação à extremidade oposta do separador.

Separador de Rolo Induzido

Em tal separador, a fração magnética é separada durante a passagem do minério através de campos magnéticos com intensidades de até 1,8 T, produzidos por rotores localizados entre os polos de eletroímãs. O "vão" entre o polo e o rotor pode ser ajustado para qualquer posição, sendo usual trabalhar com abertura bem menor, comparada com as de outros separadores. Como o fluxo magnético é uma função inversa do quadrado do "vão", as forças de campo mais intensas são obtidas com o

"vão" menor, e, conseqüentemente, uma alimentação com granulometria mais fina. A convergência de campo é reforçada, em alguns modelos, pela utilização de rotores dotados de sulco na superfície.

As partículas são alimentadas sobre o rotor e penetram imediatamente na região de campo entre o polo e o rotor. As partículas magnéticas permanecem inalteradas. Tal fato confere às partículas magnéticas e não magnéticas trajetórias diferentes, sendo coletadas separadamente, conforme se observa na Figura 7.

Os separadores de rolo induzido são usados na remoção das impurezas ferruginosas contidas nos concentrados de sílica (areia), feldspato, barita, entre outras. Como etapas de concentração, são usados nos circuitos de beneficiamento de minerais paramagnéticos, tais como: monazita, cromita, granada, wolframita, etc.

Os equipamentos são fabricados desde o modelo mais simples, com um rolo, até os modelos mais sofisticados, com rolos em série. A capacidade de alimentação varia de caso a caso. No entanto, a faixa de operação situa-se entre 17.700 a 35.400 kg/h.m de largura do rolo⁽⁹⁾.

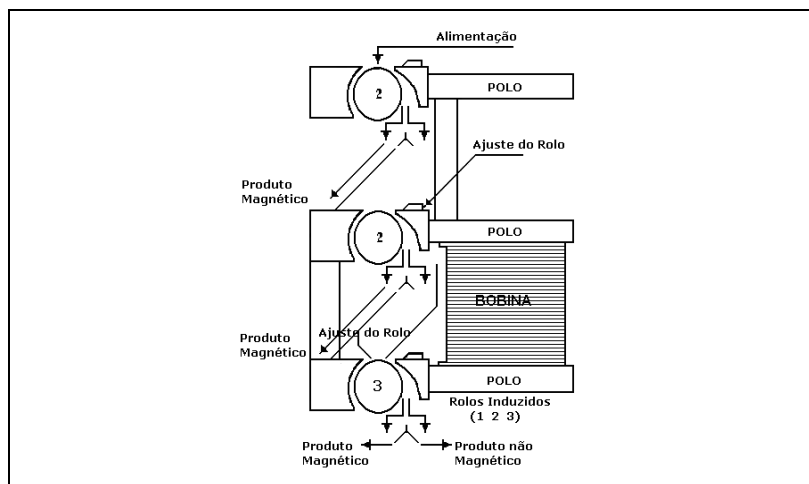


Figura 7 – Diagrama esquemático de um separador magnético de rolo induzido.

Considerações Finais

A elaboração detalhada das variáveis operacionais para o processo de separação magnética não é trivial, uma vez que as mesmas estão ligadas ao tipo de separador ou ao próprio método de separação. De um modo geral, não existe um conjunto genérico de variáveis que permita o controle operacional da separação magnética. Por exemplo, as variáveis empregadas no controle da separação magnética a úmido de alta intensidade não são as mesmas que controlam a separação magnética a seco de alta intensidade. Por essas e outras razões, estas informações limitam-se a comentar algumas variáveis que afetam a otimização do processo de separação.

Intensidade de Campo Magnético

A natureza do campo magnético tem marcada influência na separação dos diferentes tipos de minerais. A história da separação magnética revela que sua aplicação, em escala contínua, só foi possível quando se produziu um campo magnético convergente, para o qual fluem as partículas com maior susceptibilidade magnética. Por outro lado, o controle da intensidade de campo permite a separação seletiva das partículas com diferentes valores na susceptibilidade magnética. Com baixa intensidade de campo, separam-se minerais com elevadas susceptibilidade e, com alta intensidade, separam-se aqueles com valores mais baixos da susceptibilidade. Em geral, o controle da intensidade de campo é feito com o emprego de eletroímãs, variando a corrente elétrica. Para alguns separadores, pode-se variar o campo mediante ajuste prévio da distância entre os polos. Os equipamentos com ímãs permanentes não dispõem de mecanismos que flexibilizem a variação da intensidade de campo, comparados àqueles equipados com eletroímãs.

Alimentação

O controle da velocidade de passagem das partículas minerais através do campo magnético constitui uma das formas de se melhorar a seletividade da separação. No caso da separação a seco, é conveniente que o leito das partículas que atravessa o campo não seja espesso, pois em tais condições somente as partículas situadas na superfície do leito serão atraídas pelo campo. De outro modo, partículas magnéticas situadas na camada inferior do leito arrastarão aquelas não magnéticas, situadas na camada superior, contaminando o concentrado. A alimentação ideal, para os separadores de correias cruzadas, seria aquela cujo leito fosse constituído por uma única camada, o que nem sempre se verifica na prática. Tal procedimento diminui substancialmente a produção, contudo aumenta a seletividade.

O excesso de alimentação acarreta a formação de oclusões de minerais não magnéticos dentro dos flocos magnéticos, prejudicando a separação a seco, principalmente, quando se trabalha com material fino e de elevada susceptibilidade. Tal contaminação deve-se não só à formação de flocos como também à formação de cadeias instantâneas de partículas magnetizadas que arrastam as não magnéticas. Nos separadores a úmido, não há grande velocidade das partículas na direção da maior intensidade de campo devido à resistência oferecida pela água. Além de controle da alimentação, em alguns casos, é usado o recurso da reversão na polaridade para minimizar o efeito de adesão.

Aplicações Práticas

Na área de concentração de minérios, a principal aplicação prática da separação magnética a úmido de alta intensidade é feita pela Vale, em Itabira – MG, onde são usados separadores de carrossel, tipo Jones-Humbolt, na concentração de hematita.

A utilização desse tipo de separador, no início da década de 70, permitiu à Vale viabilizar o aproveitamento de itabiritos, até então não considerados como minério de ferro ⁽¹¹⁾.

Outra grande aplicação da separação magnética a úmido de alta intensidade é no beneficiamento de caulim, com finalidade de remover minerais de ferro e titânio, prejudiciais à alvura do produto. Isto ocorre na Caulim da Amazônia S.A. – CADAM, onde são utilizados separadores magnéticos criogênicos, tipo Carpcó, gerando campo magnético da ordem de 5,0 T ⁽¹²⁾. Outras utilizações são a seguir enumeradas:

- (i) remoção de impurezas magnéticas de concentrados de cassiterita, scheelita, cromita, areia quartzosa e do feldspato;
- (ii) remoção da magnetita do amianto e dos minérios fosfatados;
- (iii) purificação do talco, na recuperação de wolframita e minerais sulfetados de molibdênio, contidos em rejeitos de beneficiamento;
- (iv) no beneficiamento de minérios de urânio e de minerais pesados (ilmenita, rutilo).

A remoção, por separação magnética, da pirita contida no carvão é uma área de aplicação potencial desse processo. Outra aplicação, também em potencial, que pode utilizar técnicas de separação magnética de alta intensidade é a purificação da água. Por meio do uso de separadores com supercondutores, pode-se remover as impurezas magnéticas, em alguns casos cancerígenas, como também certos vírus e/ou bactérias que podem associar-se ao material magnético. Tal área de aplicação é, sem dúvida, o maior potencial que se conhece, no presente, para o uso da separação magnética. Com o advento dos supercondutores, tal expectativa pode tornar-se uma realidade bem próxima ^(1,12).

Avanços na Separação Magnética

O uso da tecnologia de supercondutores combinada ao princípio da separação magnética em tambor resultou num avanço significativo no processamento de materiais paramagnéticos. Dessa forma, a combinação resultou na obtenção de um campo magnético com intensidade elevada, para promover a polarização do material, como também num gradiente elevado de campo, que proporciona forças magnéticas de alta intensidade sobre o material submetido à separação. Tal tipo de separação, adequado ao tratamento de minerais com baixas susceptibilidades magnéticas, mesmo em granulometrias finas, possui, entre outras, as seguintes vantagens ⁽¹³⁾:

- (i) o emprego de campo magnético acima de 4,0 T, sem que haja a saturação magnética do ferro, que constitui o separador na zona de separação;
- (ii) elevada taxa de produção tanto para material fino quanto grosso, devido à flexibilidade do sistema em operar com uma camada espessa do material sobre o tambor;
- (iii) não há aprisionamento do material grosso ou fortemente magnético dentro da área de maior densidade de fluxo magnético, portanto, não há necessidade da pré-concentração para remoção do material ferromagnético;
- (iv) pode-se operar um mesmo sistema tanto a seco quanto a úmido, modificando apenas a posição do tambor.

Embora os separadores com supercondutores inserem razões que justificam sua utilização, ainda são encontradas dificuldades na sua aplicação em alta escala⁽²⁾. A economia real de energia não é tão elevada, pois as operações de resfriamento das bobinas possuem alto consumo de energia. O uso do hélio líquido, apesar de confiável, é oneroso, pois a temperatura de resfriamento é da ordem de 4K (-269 °C). Mesmo com tais dificuldades, o processo de separação é utilizado no beneficiamento de caulim, como etapa auxiliar de purificação, no tratamento do carvão, na purificação de produtos químicos, cerâmicos, entre outros.

O elevado custo da energia elétrica constitui um dos obstáculos à utilização do processo de separação magnética. Um avanço foi dado na construção de ímãs permanentes usando ligas de samário-cobalto (Sm-Co) e de neodímio-ferro-boro (Nd-Fe-B), possibilitando a obtenção de um ímã permanente capaz de induzir um campo com intensidade de 1,8 T e também gradiente elevado^(14,15). As características tanto de campo quanto de gradiente são similares às aquelas obtidas com separadores que utilizam eletroímãs. O novo tipo de equipamento proporciona, entre outras, as seguintes vantagens⁽¹⁶⁾.

- (i) ausência do *gap*, que assegura maior densidade de fluxo magnético, mesmo para o caso de alimentação com granulometria grossa (até 4,0 mm);
- (ii) custos operacional e de capital baixos para instalação de capacidade média, viabilizando, em particular, sua aplicação às purificações de refratários, materiais cerâmicos e minerais industriais;
- (iii) possibilidade de operação com materiais contaminados com substâncias ferromagnéticas e ausência de aquecimento, comum aos eletroímãs;
- (iv) flexibilidade operacional que permite variar o campo magnético mediante o deslocamento do tambor.

Espera-se, no entanto, o desenvolvimento de novos materiais para construção de ímãs permanentes, em decorrência dos elevados custos de obtenção dos elementos de terras-raras.⁽¹⁶⁾ Sabe-se que a área de aplicação para esse novo tipo de equipamento está assegurada. Existe, todavia, a expectativa de desenvolvimento de equipamentos com maior desempenho, visando o aumento da capacidade e a redução do custo por unidade instalada. Trata-se da falta de aperfeiçoamento adicional dos separadores que utilizam bobinas eletromagnéticas, com exceção para aqueles que utilizam supercondutores.

SEPARAÇÃO ELETROSTÁTICA

Introdução

A separação eletrostática é um processo de concentração de minérios que se baseia nas diferenças de algumas das propriedades dos minérios, tais como: condutibilidade elétrica, susceptibilidade em adquirir cargas elétricas superficiais, forma geométrica, densidade, entre outras. Para promover a separação, é necessária a existência de dois fatores elétricos⁽¹⁶⁾:

- (i) carga elétrica superficial das partículas ou polarização induzida, que lhes permitam sofrer a influência do campo elétrico;
- (ii) um campo elétrico de intensidade suficiente para desviar uma partícula eletricamente carregada, quando em movimento na região do campo.

O termo eletrostático é empregado com frequência, porque os primeiros separadores eram de natureza puramente eletrostática, sem o chamado fluxo iônico. Atualmente são usados equipamentos, nos quais a energia elétrica é aplicada em forma de fluxo iônico e denominada de eletrodinâmica.

Os primeiros equipamentos a serem utilizados em escala industrial datam de 1800 e foram empregados na separação de ouro e sulfetos metálicos da ganga silicosa com baixa condutividade⁽¹⁷⁾. No período de 1920-1940, com o advento da flotação, houve pouca utilização do processo. Somente a partir de 1940, com o progresso obtido no uso de fontes de alta tensão e os aperfeiçoamentos obtidos nas áreas de eletricidade e eletrônica, tornou-se a separação eletrostática competitiva, se comparada com outros processos na área do processamento de minérios.

A separação eletrostática está condicionada, entre outros fatores, ao mecanismo do sistema que produz as cargas superficiais nos diversos minerais a serem separados e à granulometria de liberação, que deve proporcionar uma partícula com massa suficiente para que haja uma atração efetiva por parte do campo elétrico aplicado. Para os equipamentos, ditos modernos, tal granulometria mínima situa-se em torno de $20 \mu\text{m}$ ⁽¹⁶⁾.

Neste trabalho há uma descrição da eletrização das partículas dos minerais, dos tipos de separadores utilizados, dos condicionantes ambientais do processo, da granulometria da alimentação e de implicações industriais.

Eletrização de Partículas Minerais

O sucesso da separação eletrostática dos minerais está relacionado à eficiência do mecanismo de eletrização dos mesmos. As espécies mineralógicas devem responder, de forma diferente, tanto ao carregamento superficial de cargas como ao campo elétrico aplicado a elas, e, ainda, à sua natureza, composição química, etc.

Para que ocorra a separação dos minerais, os mesmos devem estar individualizados, o que favorece a sua eletrização seletiva. Outro fator a ser considerado é o limite inferior da granulometria de liberação que deve ser da ordem de 20 μm . Em tais condições deve haver uma quantidade mínima de massa, suficiente para que haja uma atração efetiva por parte da força elétrica aplicada.

Dentre os processos de eletrização, três deles destacam-se no âmbito dos métodos de concentração. Assim, são usadas eletrizações por contato ou atrito, por indução e por bombardeamento iônico. Cada processo proporciona certo aumento na carga superficial das partículas; no entanto, as operações práticas são levadas a efeito por dois ou mais mecanismos, conjuntamente.

Eletrização por Contato ou Atrito

Quando minerais com naturezas diferentes são postos em contato e separados posteriormente, pode ocorrer, dependendo das condições, o aparecimento de cargas elétricas com sinais opostos nas superfícies dos mesmos. O fenômeno é conhecido desde a antiguidade, pois Thales de Mileto (500 a. C.) observou que o âmbar atritado tinha o poder de atrair pequenas partículas de minerais⁽¹⁹⁾.

Tal processo de eletrização está ligado à natureza e à forma das partículas associadas ao processo. Bons resultados são obtidos com operações repetidas, que são necessárias por causa da pequena área de contato entre as partículas. Por isso, cuidados especiais devem ser tomados com as superfícies das mesmas, que devem estar limpas e secas. Para materiais com baixa condutividade elétrica, pode-se atingir uma densidade elevada de carga superficial, o que favorece a separação.

Dois aspectos devem ser observados no processo de eletrização por contato. Em primeiro lugar, está a transferência de cargas através da interface nos pontos de contato entre os materiais que, sob condições rígidas de controle, permitem prever a polaridade da eletrização. Em segundo lugar está a carga residual de cada material depois de interrompido o contato entre eles, fenômeno ainda sem explicação⁽¹⁸⁾. Na verdade, pouco se sabe sobre como controlar ou quantificar a carga elétrica que pode permanecer após cessar o contato entre os materiais.

As aplicações industriais com esse tipo de eletrização são baseadas em resultados experimentais, consistindo em elevado número de ensaios, os quais levam em consideração as influências devidas ao ambiente operacional: umidade, temperatura, campo elétrico, dentre outras.

Eletrização por Indução

Quando as partículas minerais, em contato com uma superfície condutora e aterrada, são submetidas a um campo elétrico, observa-se a indução de uma carga superficial nas mesmas. Tal carga depende da intensidade de campo e da natureza das partículas, lembrando que não existem condutores e dielétricos perfeitos. Por meio da indução, tanto o material condutor quanto o dielétrico adquirem cargas elétricas; no entanto os primeiros possuem uma superfície equipotencial quando em contato com a superfície aterrada. As partículas dielétricas submetidas à indução tornam-se polarizadas devido à transferência de cargas. As partículas condutoras deixam fluir suas cargas por meio da superfície aterrada. Ficam então, com carga de mesmo sinal ao da superfície aterrada e são repelidas por ela. Já as não condutoras sofrem apenas polarização, conforme mostrado na Figura 8. Essas ficam então aderidas à superfície como consequência da atração eletrostática.

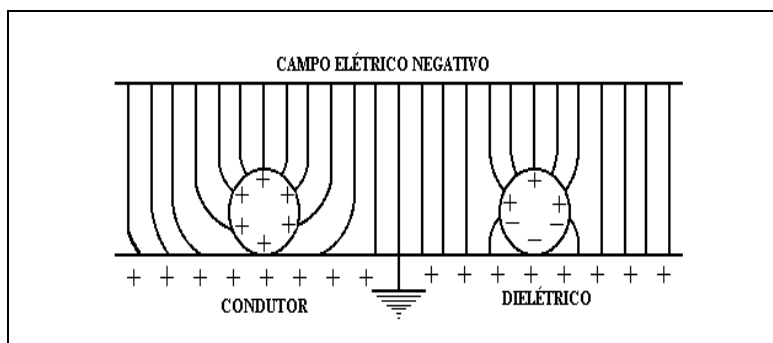


Figura 8 – Diagrama representativo de duas partículas após o carregamento por indução.

As diferentes respostas dadas pelas partículas minerais ao processo de indução de cargas são utilizadas na separação das mesmas pelo método eletrostático.

Eletrização por Bombardeamento Iônico

Os gases, nas CNTP, não conduzem a corrente elétrica, comportando-se como dielétricos. Por outro lado, se submetidos a um potencial elevado, ocorre uma descarga iônica e, conseqüentemente, a condução da corrente elétrica.

A intensidade da descarga depende da forma dos eletrodos, que estabelecem o potencial. Na realidade, o que ocorre é um fluxo iônico entre os eletrodos de pequenas dimensões. Na prática, os melhores resultados são obtidos usando-se eletrodo

fabricado com fio de tungstênio e diâmetro da ordem de $0,25 \text{ mm}^{(5)}$. Denomina-se efeito corona, o fluxo iônico obtido com tais eletrodos, quando submetidos a potenciais elevados. O efeito corona é utilizado na eletrização de partículas de minerais durante a separação eletrostática, e constitui-se num dos mecanismos mais eficientes de carregamento. Todas as partículas de formas e dimensões diferentes, condutoras e não condutoras, adquirem cargas com a mesma polaridade do eletrodo. Tal mecanismo é usado no processamento de minérios, quase que exclusivamente para separar os materiais condutores dos dielétricos. Trata-se de um processo que requer equipamento de alta tensão e, na prática, os melhores resultados são obtidos quando o mecanismo está associado a outro, como, por exemplo, a eletrização por contato e com repetidas etapas de limpeza^(20,21).

O procedimento prático consiste em fazer passar, através da região do espaço em que está situado o fluxo iônico, as partículas a serem carregadas. Todas aquelas situadas sobre a superfície aterrada recebem um bombardeamento intenso: as condutoras transferem suas cargas à superfície, enquanto as dielétricas as retêm, permanecendo coladas à mesma. A força que mantém as não condutoras coladas à superfície é chamada de "força de imagem"⁽⁸⁾.

Tipos de Separadores

Os equipamentos utilizados na prática têm em comum alguns componentes básicos: sistemas de alimentação e coleta dos produtos, campo elétrico externo, mecanismos de carregamento e dispositivos de adesivos na trajetória das partículas dielétricas.

O potencial e/ou campo elétrico variam de acordo com o tipo de separador. Usualmente opera-se com potenciais entre 10 a 100 kV, enquanto o campo elétrico está compreendido na faixa de 4×10^4 até $3 \times 10^6 \text{ V/m}^{(5)}$.

A forma de um separador está essencialmente relacionada ao tipo de mecanismo utilizado no carregamento das diferentes espécies mineralógicas contidas no minério. Com efeito, existem dois tipos básicos de equipamentos; os eletrodinâmicos e os eletrostáticos. Nos primeiros emprega-se o fluxo iônico com transferência de cargas, enquanto nos últimos não há fluxo iônico. Na prática são encontrados os separadores eletrodinâmicos, comumente chamados "de alta tensão", e os separadores eletrostáticos de placas condutoras.

Separadores Eletrodinâmicos

Eles possuem a configuração esquematizada na Figura 9, na qual se observa o tambor rotativo (T) e aterrado, os eletrodos, a escova de limpeza e as várias trajetórias das partículas. A mistura, constituída de minerais com diferentes susceptibilidades à eletrização superficial, é alimentada em A, sobre a superfície do tambor que recebe o bombardeamento iônico (trecho BC) por meio do eletrodo de ionização. No eletrodo é

utilizada corrente contínua, potencial da ordem de 50 kV e geralmente polarização negativa. Os minerais sob intenso efeito corona carregam-se negativamente, permanecendo aderidos à superfície até penetrarem na região de ação do eletrodo estático (trecho CD). O eletrodo estático tem a função de reverter, por indução, as cargas das partículas condutoras, provocando o deslocamento lateral das partículas em relação à superfície do tambor, alterando a sua trajetória e coletando-as como material condutor. O material dielétrico permanece com carga negativa e, portanto, colado à superfície do tambor até ser removido com auxílio da escova e do eletrodo de corrente alternada. O dispositivo tem a função adicional de tornar mais eficiente o processo de limpeza com a escova.

As dimensões dos separadores são avaliadas em relação ao diâmetro e comprimento do tambor. Assim, são fabricados equipamentos com diâmetros que variam na faixa de 150 a 240 mm e comprimento de até 3 m. A capacidade é calculada em função da alimentação que atravessa o tambor nas unidades de tempo e de comprimento do mesmo (kg/h.m), podendo variar até 2.500 kg/h.m, para o caso de minério de ferro, e 1.000 kg/h.m, no caso de areia monazítica⁽⁵⁾.

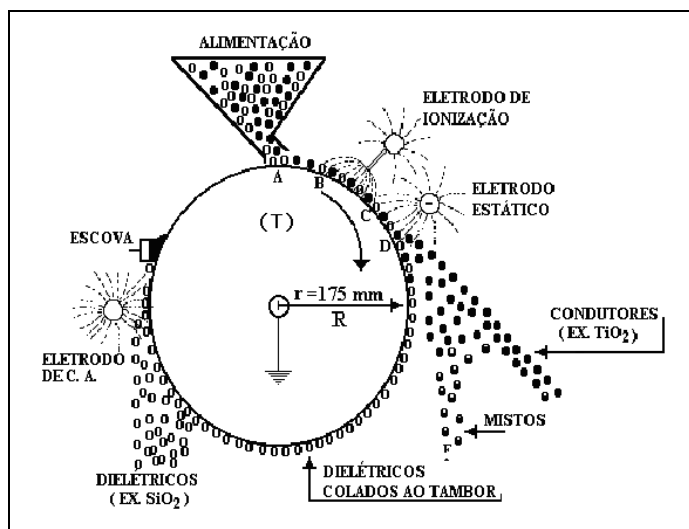


Figura 9 – Diagrama esquemático do separador eletrodinâmico ou de alta tensão.

Separadores de Placas Condutoras

Os primeiros separadores eletrostáticos utilizados na prática foram aqueles compostos de duas placas, uma carregada negativamente e outra positivamente, com elevado gradiente de campo entre elas. Os equipamentos eram usados na separação de silvita-halita, feldspato-quartzo e fosfato-quartzo. Atualmente são obsoletos, devido à maior eficiência, capacidade e versatilidade dos separadores eletrodinâmicos, como também, à utilização do processo de flotação⁽⁸⁾.

O equipamento, conforme diagrama ilustrado na Figura 10, possui duas placas, uma condutora e outra constituída de um eletrodo gigante. Em alguns modelos, a placa condutora é constituída de uma tela. A operação das duas modalidades possui diferença apenas na coleta do material condutor. A alimentação é feita entre as placas e os minerais fluem livremente por gravidade. O carregamento por indução ocorre sobre a placa condutora pela ação do campo elétrico, devido ao eletrodo. Acontece, com isso, uma transferência de elétrons dos minerais condutores através da placa, tornando-os positivos. O procedimento resulta na atração das partículas condutoras pelo eletrodo, mudando a sua trajetória.

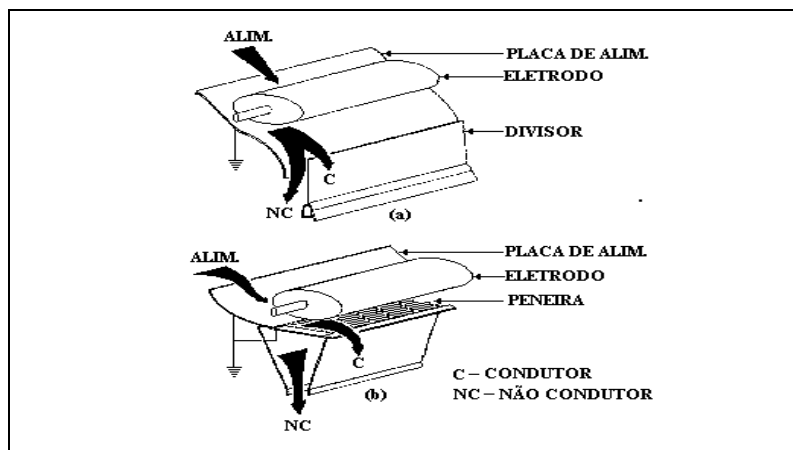


Figura 10 – Diagrama ilustrativo dos separadores de placas condutoras.

As forças eletrostáticas que atuam nos separadores de placas condutoras são de baixa intensidade, limitando a aplicação dos mesmos à separação de minerais com granulometria mais grossa. Tal limitação é um fator coadjuvante que justifica o baixo uso dos equipamentos nas operações primárias de separação, e, ainda, faz com que sejam raramente usados nas etapas de limpeza, como no caso das areias monazíticas. Espera-se que com o aperfeiçoamento dos separadores eletrodinâmicos, os de placas condutoras tenham apenas valor histórico.

Influência do Ambiente Operacional

Toda e qualquer operação com energia sob a forma eletrostática está relacionada ao estado e à natureza das superfícies comprometidas com o processo e às condições do ambiente de operação. Assim, para se obter a eletrização superficial das partículas submetidas à separação eletrostática, as partículas devem possuir superfícies livres de contaminações e/ou sujeiras (matéria orgânica), e a área operacional deve estar isenta de poeira e umidade. Por tais razões, são introduzidas nas instalações industriais etapas de lavagem, atrição e secagem do material, antes da alimentação.

É comum a remoção da camada fina e superficial de lama da hematita antes da separação, o que proporciona uma variação na sua resistividade de 5×10^{-8} a $2 \times 10^{-2} \Omega\text{m}^{(8)}$. Outro fator indesejável ao processo é a poeira ou fração ultrafina do minério, que deve ser eliminada, conduzindo-se a operação em ambiente sob vácuo para minimizar seus efeitos⁽⁵⁾.

A etapa de secagem é usada como alternativa para eliminar a umidade do material. O procedimento não constitui uma dificuldade prática ao processo, porém a manutenção do material em ambiente ausente de umidade tem sido um agravante oneroso. As operações com temperaturas elevadas, da ordem de 60°C , na separação eletrostática de rutilo, são usadas para diminuir as dificuldades causadas pela umidade. É conhecido⁽⁸⁾ que tal fator tem maior influência nos separadores eletrostáticos convencionais comparados aos de alta tensão. É importante salientar que cada minério tem suas características próprias e, igualmente, cada ambiente operacional tem sua influência especial. As razões justificam a construção de separadores com sistemas de bobinas, o que permite o aquecimento do material antes da alimentação, como também a utilização de um conjunto de luzes na região do campo elétrico.

Influência da Granulometria

Como na maioria dos processos na área de beneficiamento de minérios, as faixas granulométricas muito amplas não são adequadas à separação eletrostática. A dimensão e forma das partículas têm influência na ação do separador. Aquelas com granulometria grossa possuem carga superficial pequena devido à baixa superfície específica. Como consequência, a força eletrostática sobre as mesmas é menor que o peso individual de cada partícula. Tal fato justifica a existência de material grosso e condutor na fração não condutora, diminuindo a eficiência do processo. De outro modo, partículas muito finas e condutoras tendem a permanecer com as não condutoras nos leitos inferiores das mesmas sobre a superfície do rolo, diminuindo também o desempenho da operação.

Em virtude disso, é normal a prática operacional que utiliza múltiplos estágios de limpeza com a coleta adicional de uma fração mista, o que proporciona a obtenção de concentrados mais puros. Um bom procedimento consiste na otimização da faixa granulométrica mais adequada, sem perdas na eficiência do processo. Tal procedimento é feito com repetidos ensaios em escala de laboratório e/ou piloto para cada tipo de minério a ser tratado. É comum usar a faixa de 50 a $100 \mu\text{m}$ para o tratamento da areia monazítica.

Principais Aplicações

Há limites para aplicação do processo de separação eletrostática, todavia o método de separação é usado, tanto no processamento de minérios como em outras áreas, podendo ser citadas:

- (i) concentração de minérios de ilmenita, rutilo, zircão, apatita, amianto, hematita e outros;
- (ii) purificação de alimentos, como remoção de certas impurezas contidas nos cereais;
- (iii) remoção do cobre em resíduos industriais reaproveitáveis;
- (iv) purificação dos gases em chaminés industriais, por meio de precipitação eletrostática.

A maior aplicação prática da separação eletrostática se verifica no processamento de areias monazíticas e depósitos aluvionários contendo minerais de titânio. No primeiro caso, poucas são as operações que não utilizam o processo. Na Flórida (EUA), registram-se elevadas produções de concentrado de minerais pesados combinando as operações magnética e eletrostática⁽⁸⁾. Em alguns casos, é empregada a separação gravítica na remoção da sílica, como etapa inicial do processo, seguida da separação magnética e, por último, a eletrostática. Tal procedimento pode ser observado em vários circuitos de processamento das areias monazíticas, conforme o diagrama de blocos da Figura 11.

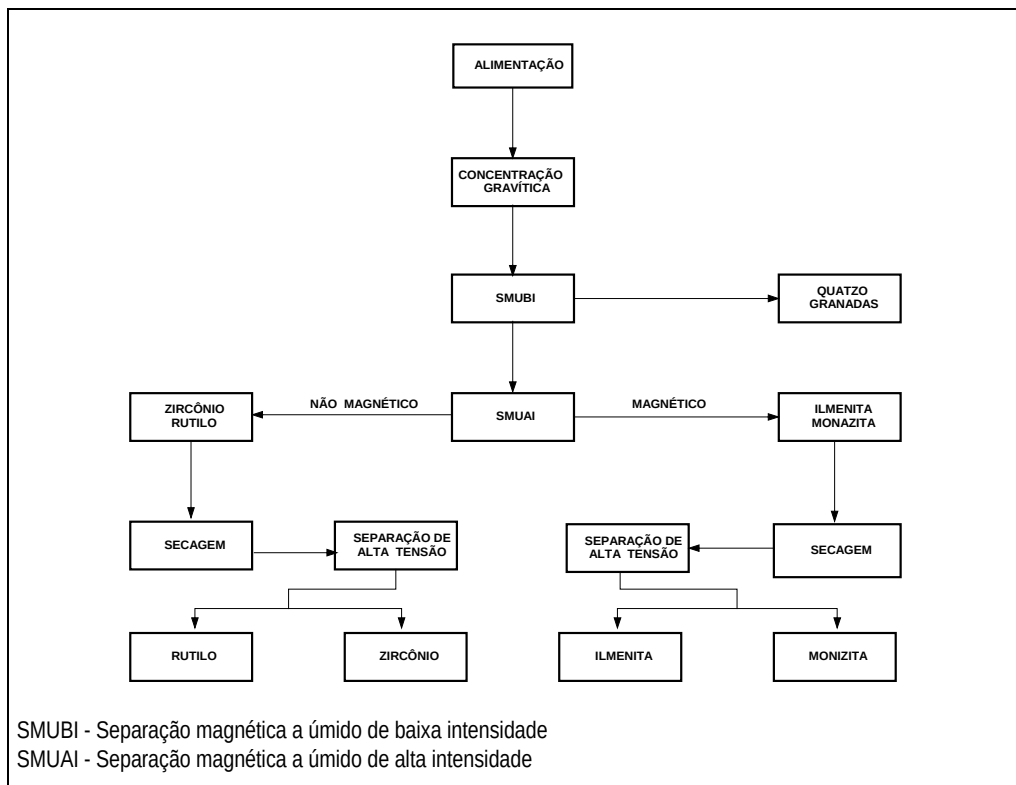


Figura 11 – Diagrama de blocos simplificado, típico para o processamento de areia monazítica⁽⁷⁾.

AVANÇOS NA SEPARAÇÃO ELETROSTÁTICA

Na área de separação eletrostática, observa-se algum esforço de pesquisa no sentido de desenvolver separadores para partículas finas. Na concepção desse separador, tem-se uma superfície móvel sobre a qual o fluxo de material fino é distribuído, formando uma camada espessa por meio de um alimentador vibratório. Nesse equipamento, a separação ocorre por um processo de remoção contínua das partículas carregadas com polaridade oposta à do eletrodo. É aplicada uma vibração adequada na superfície carreadora sob a ação de um campo eletrostático, enquanto as partículas condutoras são suspensas e removidas. A concepção desse separador atingiu a etapa protótipo e os seus idealizadores o recomendam para a separação de partículas sólidas finas, provenientes de misturas heterogêneas, apropriando-se das diferentes propriedades elétricas induzidas ou naturais⁽²²⁾.

Outro tipo de separador eletrostático, caracterizado por um determinado número de eletrodos de coleta constituídos por tubos ocos, com eletrodos de alta tensão, ao longo do eixo do tubo, está sendo proposto por Mesenyashin⁽²⁴⁾. Esse novo separador compreende vários tubos, com diâmetros variando de 80 a 200 mm. Comparando com o separador eletrostático convencional tipo tambor, a vantagem do equipamento consiste em aumentar a superfície de eletrodos de coleta e, como consequência, a capacidade por unidade de volume.

O tratamento químico dos minerais é utilizado na separação eletrostática. A ativação de substâncias minerais contendo feldspato e quartzo tem permitido a obtenção de concentrados com 82% de feldspato, com base em uma alimentação com 32%⁽²⁴⁾ de feldspato.

REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS

- 1) SVOBODA, J; FUJITA, T. Innovation in magnetic techniques of material treatment: technology at a crossroad. Proceeding of the 22th International Mineral Processing Congress (IMPC), p. 261-269, Cape Town, South Africa, 2003.
- 2) NORRGRAN, D. A. Advances in mineral separation of fine high-purity products. Ceramic bulletin, vol. 69, 1990.
- 3) LAWVER, J. E; HOPSTOCK, D. M. Wet magnetic separation of fine weakly magnetic minerals. Minerals Science Engineering. vol.6, n^o 3, p. 154-172, Jul. 1974.
- 4) MIHALK, P. Magnetic separation theory equipment and application. Word Mining, p. 105-106, set. 1979.
- 5) MATHIEU, G. I.; SEROIS, L. L. Advances in technology of magnetic separation. In FORSSBERG, (ed.) International Mineral Processing Congress, 11 Science Publishers B. V. Amsterdam: Elsevier, p. 937-950, 1988.
- 6) LAWVER, E. J.; HOPSTOK, D. M. Eletrostatic and magnetic separation. In: WEISS. N. L. (ed) SME mineral processing handbook. Society of Mining Engineers, p. 6.1-6.48, 1985.
- 7) JAIN, S. K. Ore processing. A. A. Balkema: Indian Edition Series 15. 518p. p. 338-364, 1987.
- 8) WILLS, B. A. Mineral processing technology. New York: Pergaman Press. 525p. p. 389-421, 1980.
- 9) KELLEY, E. G.; SPOTTISWOOD, D. J. Introduction to mineral processing. New York: John Wiley and Sons. 491p. p. 274-300, 1982.
- 10) BRONCALA, W. J. Magnetic separation. In: MULAR A. L.; BHAPPU, R. B. (ed). Mineral processing plant desing. (s.d.): Society of Mining Engineers, 946p. p. 467-478, 1980.
- 11) LUZ, A. B. e ALMEIDA, S.L.M. Manual de Usinas de Beneficiamento, Rio de Janeiro/CETEM/CNPq/DNPM/FINEP, 1989, 88p.
- 12) SAMPAIO, J.A.; LUZ, A.B. e LINS, F.F. Usinas de Beneficiamento de Minérios do Brasil, 16 e 17p, CETEM/MCT, 2001, 398p.
- 13) MURRAY, H. H. Magnetic as a separation technique. In: SOMASUNDARAM, P. (ed). Advances in mineral processing. Settleton: Society of Mining Engineers, 756p. p. 335-544, 1986.

- 14) WASMUTH, H. D. ; UNKELBAC, K. H. Recent developments in magnetic separation of feebly magnetic minerals. *Minerals Engineering*, Oxford, vol. 8, n° 7-11. p. 825-837. Feb. 1991.
- 15) SVOBODA, J. Magnetic methods for the treatment of minerals. In: FUERSTENAU, D, W. (ed.) *Developments in mineral processing*. Amsterdam:Elsevier, 692p. p. 1-235, 1978.
- 16) ARVIDSON, B. R.; BARNEA, E. Recent advances in dry high-intensity permanent-magnet. *International Mineral Processing Congress*, 14, Toronto 1982, Proceedings.
- 17) MATHIEU, G. I. and SEROIS, L. L. Advances in technology of magnetic separation. *XIV International Mineral Processing*. Amsterdam: Elsevier Science Publishing Company Inc. 2v. vol. 1. p. 937-950, 1988.
- 18) DASTMANN, C. H. and UNKELBERG K. H. Optimization of superconducting magnetic system for a commercial scale high field drum separator. *XIV International Mineral Processing Congress*. 1988 Amsterdam: Elsevier Science Publishing Company Inc. 2v. vol.1. p. 905-915.
- 19) BLAZY, P. *La valorisation des minerais*. Paris. Presses Universitaires de France. 416p. p. 166-175, 1970.
- 20) TRATAMENTO DE MINÉRIOS E HIDROMETALURGIA In Memoriam Professor Paulo Abbi Andery. Fundação Instituto Tecnológico de Pernambuco. 399p. p. 188-204, 1980.
- 21) INCULET, I. I. *Electrostatic mineral separation*. New York: Research Studies Press Ltd. 1984. 153p.
- 22) DYRENFORTH, W. P. Electrostatic separation. In: MULAR, A, L. and BHAPPU. R. B. (ed). *Mineral processing plant design*. Society of Mining Engineers. 946p. p. 479-489, 1980.
- 23) R. CICCUI; M. GHIANI; R. PERETI; A. SERCI; A. ZUCCA. A New electrostatic separator for fine particles. In: *XXI International Mineral Processing Congress*, Rome, Italy, July, 23-27, A7.42p. – A7.50p, 2000.
- 24) MESENYASHIN, A.I. Novel tubular electrostatic Separators. In: *XXI International Mineral Processing Congress*, Rome, Italy, July 23-27, A7.89p.-A7.94p, 2000.
- 25) DORFNER, S.; TRONDLE, H.; JAKOBS, U. Electrostatic Feldspar/Quartz Separation without hydrofluoric acid reduces pollution. In: *XXI International Mineral Processing Congress*, Rome, Italy, July 23-27, C7.30p.-C7.33p, 2000.

ANEXO

Tabela 2 – Relação dos principais minerais com propriedades magnéticas, indicando a faixa de campo magnético em que os mesmos podem ser separados por processo de separação magnética.

Grupo 1 - Ferromagnéticos - Faixa de Campo de 0,05 a 0,5 T		
Ferro	Magnetita	
Grupo 2 - Magnéticos - Faixa de Campo de 0,5 a 1 T		
Ilmenita	Pirrotita	Franklenita
Grupo 3 - Fracamente Magnéticos - Faixa de Campo de 1 a 1,8 T		
Hematita	Mica	Calcopirita
Siderita	Molibdenita	Molibdenita
Rodonita	Cerargirita	Talco
Limonita	Huebnerita	Titanita
Braunita	Wolframita	Calcocita
Corindon	Bornita	Cinábrio
Pirolusita	Apatita	Gesso
Manganita	Tetrahedrita	Zincita
Calamina	Willemita	Ortoclásio
Esfarelita	Cerussita	Epidoto
Siderita	Dolomita	Fluorita
Rodocrosita	Psilomelana	Augita
Granada	Arsenopirita	Hornblenda
Serpentinita		
Grupo 4 - Muito Fracamente Magnéticos - Faixa de Campo acima de 1,8 T		
Pirita	Serpentinita	Cobalita
Smithsonita	Nicolita	Safira
Esfalerita	Diopsídio	Cassiterita
Estibinita	Turmalina	Ortoclásio
Criolita	Cuprita	Dolomita
Enargita	Galena	Spinélio
Berílio	Whiterita	Rubi
Magnesita	Crisocola	Covelita
Azurita	Rutilo	Feldspato
Gesso	Mica	Zircão
Malaquita		
Grupo 5 - Não Magnéticos e Diamagnéticos		
Barita	Corindon	Apatita
Bismuto	Topázio	Aragonita
Calcita	Galena	Grafita
Fluorita	Antimônio	

Fonte: Catálogada: Catálogo Eriez Magnetics.

Tabela 3 – Atratividade Relativa de Minerais.

MINERAL	ORIGEM DA AMOSTRA	RA*	MINERAL	ORIGEM DA AMOSTRA	RA*
Grupo 1 – Ferromagnéticos (aproximadamente requerem 500 a 5000 gauss para separação)					
Ferro		100.00	Magnetita	Port Henry, N.Y.	14.862
Magnetita	Desconhecido	48.000	Franklinita	Franklin Furnace, N.J.	13.089
Grupo 2 – Moderadamente magnéticos (aproximadamente 5000 a 10000 gauss para separação)					
Ilmenita	Edge Hill, Pa.	9.139	Franklinita	Franklin Furnace, N.J.	1.480
Pirrotita	Sudbury, Ontario	2.490			
Grupo 3 – Fracamente magnéticos (aproximadamente 10000 – 18000 gauss por separação)					
Hematita	Lake Superior District	0.769	Bornita	New South Wales, Australia	0.086
Siderita	Roxbury, Conn.	0.743	Apatita	Eganville, Ontario	0.083
Rodonita	Franklin Furnace, N.J	0.560	Tetrahedrita	Peru	0.080
Limonita	Nova Escócia	0.314	Willemita	Franklin Furnace, N.J.	0.076
Braunita	Itália	0.300	Bornita	Union Bridge, Maryland	0.067
Corindon	Gaston County, N.C.	0.264	Esfarelita	Lowa	0.057
Hematita	Inglaterra	0.257	Cerussita	Austrália	0.057
Pirolusita	Bartow County, Ga.	0.248	Dolomita	Sing Sing, N.Y	0.057
Manganita	Nova Escócia	0.194	Psilomelana	North Mt.Mine, Arkansas	0.056
Calamina	Friedensville, Pa.	0.187	Arsenopirita	Action, York Co., Maine	0.054
Esfarelita	Frieburg, Alemanha	0.182	Sphene (Titanite)	Murchison Township, ontario	0.054
Siderita	Desconhecido	0.160	Calcoprita	Austrália	0.051
Rodocrosita	Argentina	0.152	Molibdenita	New South Wales, Australia	0.048
Granada	Desconhecido	0.149	Talco	Swain Co., N.C	0.042
Serpentinita	Desconhecido	0.140	Celestita	Strontium Island	0.038
Molibdenita	Frankford, Pa.	0.118	Calcocita	Butte, Montana	0.038
Mica	Bengal, India	0.115	Cinábrio	New Almaden, California	0.038
Corindon	Lehigh Co., Pa.	0.111	Gesso	Derbyshire, England	0.038
Cerargyrita	Novo México-USA	0.105	Zinco	Franklin Furnace, N.J.	0.038
Huebnerita	Henderson, N.C.	0.105	Ortoclássio	Elam, Pa.	0.035
Wolframita	Chochiwon, Kenya	0.105	Epidoto	Desconhecido	0.033
Wolframita	Clima, Colorado	0.100	Hornblenda	Desconhecido	0.025
Grupo 4 – Debilmente magnéticos (acima de 18000 gauss para separação)					
Pirita	Rio Tinto, Espanha	0.022	Chisocola	Miami, Arizona	0.0063
Smithsonita	Kelly, N.M.	0.022	Rutilo	Desconhecido	0.0034
Esfalerita	Joplin, Mo.	0.022	Mica, rubi	Bengal, India	0.0032
Estibinita	Alemanha	0.022	Ortoclássio	Alexandria, N.Y.	0.0032
Criolita	Greenland	0.019	Calcário	Desconhecido	0.0024
Enargita	Butte, Montana	0.019	Cobalita	Desconhecido	0.0023
Senarmonita	Desconhecido	0.019	Safira	Desconhecido	0.0023
Magnesita	Lancaster Country, Texas	0.019	Pirita	Desconhecido	0.002
Azurita	Chessy, França	0.018	Cassiterita	Cornwall, Inglaterra	0.0019
Gipsita	Grand Rapids, Michigan	0.016	Turmalina	Desconhecido	0.0012
Malaquita	Katanga, Africa	0.016	Dolomita	Desconhecido	0.0011

Tabela 3 – Atratividade Relativa de Minerais (Continuação).

MINERAL	ORIGEM DA AMOSTRA	RA*	MINERAL	ORIGEM DA AMOSTRA	RA*
Grupo 4 – Debilmente magnéticos (acima de 18000 gauss para separação)					
Nicolita	Bebra Hesse, Alemanha	0.016	Spinélio	Desconhecido	0.0010
Serpentinita, vermelha	Desconhecido	0.016	Berilo	Desconhecido	0.0008
Stibnita	Juab County, Utah	0.013	Rubi	Desconhecido	0.0008
Dioptaso	Desconhecido	0.012	Covelita	Butte, Montana	0.0007
Turmalina	Desconhecido	0.0012	Feldspato	Desconhecido	0.0006
Cuprita	Cornwall, Inglaterra	0.0096	Esfalerita	Jefferson City, Tenn.	0.0005
Galena	Galena, Ill	0.0096	Zircão	Desconhecido	0.0002
Grupo 5 – Não magnéticos e Diamagnéticos					
Barita	Bartow County, Ga.	0.0	Corindon	Desconhecido	- 0.0006
Adularia	Desconhecido	- 0.0004	Topazio	Desconhecido	- 0.0006
Calcita	Desconhecido	- 0.0004	Galena	Desconhecido	- 0.0011
Fluorita	Desconhecido	- 0.0004	Antimonio, nativo	Desconhecido	- 0.0023
Sphalerita	Desconhecido	- 0.0004	Apatita	Desconhecido	- 0.0034
Celestita	Desconhecido	- 0.0005	Argonita	Desconhecido	- 0.0048
Quartzo	Desconhecido	- 0.0005	Grafita	Ceylon	- 0.032
(*)Nota:	A atratividade relativa variará segundo a origem da amostra As atratividade foram calculadas usando o volume de susceptibilidade de 250.000×10^{-8} como igual a 100				

Fonte Catálogada: Eriez Magnetic.

QUÍMICA DE SUPERFÍCIE NA FLOTAÇÃO

Marisa Bezerra de M. Monte

Engenheira Química pela UFRJ, Doutora
pela PEMM-COPPE-UFRJ
Tecnologista Sênior do CETEM/MCT

Antônio Eduardo C. Peres

Engenheiro Metalúrgico pela UFMG, Doutor pela
University of British Columbia - Canadá
Professor Titular da UFMG

INTRODUÇÃO

A química de interfaces e de sistemas coloidais desempenha um papel importante na tecnologia mineral. A flotação em espuma é um exemplo de química de superfície aplicada, pelo qual minerais podem ser separados de outros minerais, dispersos em uma solução aquosa, contendo, entre outros, agentes tensoativos que controlam suas propriedades de superfície para uma separação efetiva. Na prática, isto é levado a efeito por meio da adição de surfatantes a uma polpa de minério cominuído. Na etapa seguinte, por dispersão de uma fase gasosa na célula de flotação, as partículas de certo(s) mineral(ais) prendem-se às bolhas de ar e são conduzidas por elas à camada de espuma, onde são recolhidas sob a forma de uma espuma rica em determinado(s) mineral(ais).

O principal objetivo da adição de surfatantes é o recobrimento da superfície mineral, tornando-a hidrofóbica. Os minerais hidrofobizados apresentam uma fraca afinidade pela água e conseqüentemente podem ser ligados às bolhas de ar e separados dos demais.

A separação por flotação é caracterizada pelo envolvimento das fases sólida, líquida e gasosa. Desse modo, para a compreensão desse processo, é necessário estudar as propriedades físico-químicas de superfície, estabelecendo a natureza e a ligação entre as interfaces sólido-líquido, sólido-gás e gás-líquido. Neste particular, a aplicação dos princípios da termodinâmica de interfaces tem contribuído para o entendimento dos mecanismos envolvidos no processo.

O conceito de energia livre superficial fornece uma base satisfatória para explicar a maioria dos fenômenos que são pertinentes ao processo de flotação. Evidências experimentais dentro dos princípios da fragmentação indicam que sólidos duros geralmente apresentam energia superficial mais elevada do que os friáveis, requerendo uma maior quantidade de energia para romper as forças de ligação existentes antes da formação das superfícies. A energia livre superficial dos sólidos deve ser considerada, pois o cálculo da mesma permite ainda avaliar a hidrofobicidade bem como outros parâmetros de molhabilidade.

As partículas finas produzidas durante o processo de fragmentação aderem umas às outras, por meio de forças eletrostáticas e de van der Waals. Dessa forma, são poucas as etapas do processo de beneficiamento realizadas a seco, a água é o meio de dispersão mais econômico. Conseqüentemente é importante avaliar a reatividade da superfície dessas partículas, gerada pela quebra da periodicidade regular da rede cristalina dos sólidos, com as moléculas de água, ou seja, a natureza da interface mineral-água.

Em comparação com o interior do cristal, aqueles da camada mais externa apresentam forte tendência de interação com outras espécies químicas normalmente presentes na polpa. Esta interação é a causa principal dos fenômenos de adsorção que ocorrem na interface mineral-água. Estes fenômenos podem ser de natureza química, ocasionando a formação de novos compostos na superfície do mineral. Em outras situações, forças de origem física, eletrostáticas, por exemplo, são predominantes. As propriedades elétricas das interfaces são estudadas com auxílio do modelo da dupla camada elétrica-DCE.

As diversas ferramentas disponíveis nessa área de estudo podem explicar a ação de surfatantes em alguns sistemas minerais bem como projetar reagentes capazes de fornecer maior efetividade ao aproveitamento de minerais valiosos. A estreita colaboração entre os estudiosos dos fundamentos e os que se dedicam a resolver os problemas na indústria mineral mais imediato, gerados pela prioridade econômica, pode ajudar a vencer com maior rapidez os desafios tecnológicos impostos aos pesquisadores.

TIPO DE LIGAÇÃO QUÍMICA E ESTRUTURA CRISTALINA

As propriedades dos minerais influenciam e determinam as características das interfaces sólido-líquido e sólido-gás. As ligações químicas entre as interfaces são uma consequência direta das ligações existentes dentro de cada fase e da estrutura eletrônica dos átomos que participam dessas interações. Nesta seção são apresentados somente alguns aspectos relevantes sobre a estrutura cristalina dos sólidos e do tipo de ligação química que os mantêm unidos para a interpretação dos fenômenos de superfície que serão mencionados neste capítulo.

A estrutura cristalina e a reatividade dos sólidos dependem da geometria do arranjo dos átomos constituintes, que por sua vez depende do tamanho dos mesmos e da natureza de ligação que os mantêm unidos. Há três tipos principais de ligação interatômica:

covalente - entre átomos onde os elétrons são compartilhados entre os núcleos (ligação forte e orientada);

iônica - entre átomos os quais um aceita elétron e outro doa elétron (ligação forte e não-orientada);

metálica - entre átomos doadores de elétrons (ligação forte, não-orientada).

Além disso, existe uma ligação fraca, que mantém as moléculas unidas, mesmo quando as suas ligações primárias entre os átomos (mencionadas acima) estão completamente saturadas, denominada ligação residual (forças de van der Waals). Ela manifesta-se na coesão das moléculas presentes nos líquidos ou em cristais. As características das ligações mencionadas foram descritas por Gaudin *et al.*, (1957).

Entre todas as forças que desempenham algum papel no estado molecular, as de van der Waals são, sem dúvida, as mais fracas, embora provavelmente sejam as mais universais. Diferentemente da ligação covalente, que está associada a uma troca de elétrons e, conseqüentemente, envolve altas energias (da ordem de 100 kcal/mol), a ligação de van der Waals pode operar a distâncias onde existe pequeno ou mesmo nenhum recobrimento ou troca de elétrons e, em geral, é associada a energias menores (da ordem de 1 a 10 kcal/mol). Existem, pelo menos, quatro tipos de forças que contribuem para a ligação de van der Waals (Companion, 1932).

A primeira força, do tipo atrativa, leva ao que se chama energia de orientação e está presente em arranjos moleculares cujas partículas constituintes possuem um momento de dipolo elétrico permanente como, por exemplo, as moléculas de HCl, NH₃, H₂O, sendo a contribuição para a energia total de van der Waals relativamente pequena (*Keeson*).

O segundo tipo de força atrativa é aquela entre um dipolo permanente e um dipolo induzido conhecida por energia de indução, também uma contribuição relativamente pequena (*Debye*).

O terceiro tipo de força atrativa, que leva à energia de dispersão, explica o comportamento dos gases nobres e, ao mesmo tempo, vem a ser a maior contribuição à atração de van der Waals (dipolo instantâneo que pode induzir um outro dipolo instantâneo que flutua em fase com o primeiro, à medida que os elétrons se movem ao redor do núcleo) (*London*).

A quarta força, necessariamente grande e repulsiva, torna-se efetiva quando duas nuvens eletrônicas de cada átomo ou molécula, que estão interagindo, começam a se interpenetrar, sendo a mesma força que, nos cristais iônicos, contrabalança a atração eletrostática na distância interiônica de equilíbrio (*Born*).

A Tabela 1 apresenta as ordens de grandeza relativas das contribuições de orientação, indução e dispersão de London à atração total de van der Waals. Verifica-se que as energias de orientação, como era de se esperar, aumentam à proporção que o momento de dipolo elétrico da molécula aumenta. Em todos os casos, as energias de dispersão de London predominam e para moléculas semelhantes (e somente para elas) aumentam com o número de elétrons (Companion, 1932).

A ligação química em muitas substâncias cristalinas representa uma combinação de dois ou mais tipos mencionados acima, ou um tipo de ligação predominante em certos planos do cristal. Não se pode deixar de mencionar, também, a ligação de hidrogênio orientada em determinados cristais. A ligação fraca peculiar que mantém um átomo ávido por elétrons de uma segunda molécula, i.e., a ponte de hidrogênio, não se encaixa facilmente nas categorias de iônica, covalente, ou de van der Waals. Embora as pontes de hidrogênio caiam na mesma faixa de energia que as interações de van der

Waals (menos que 10 kcal/mol) elas parecem se formar em direções preferenciais, contrastando com o caráter não-orientado das ligações de van der Waals.

Tabela 1 – Contribuições para a energia de atração de van der Waals no vácuo para vários pares de moléculas a 293K (Israelachvili,1991).

Molécula	μ dipolo permanente (D*)	Coeficiente de energia (10^{-79} J.m^6)		
		Energia de orientação	Energia de indução	Energia de dispersão de London
Ne-Ne	0	0	0	4
CH ₄ -CH ₄	0	0	0	102
HCl-HCl	1,08	11	6	106
HBr-HBr	0,78	3	4	182
HI-HI	0,38	0,2	2	370
NH ₃ -NH ₃	1,47	38	10	63
H ₂ O-H ₂ O	1,84	96	10	33

* 1D = $3,336 \times 10^{-39}$ C.m.

Para encontrar uma relação entre a hidrofobicidade e o tipo de ligação, Gaudin *et al.*, (1957) classificaram os sólidos cristalinos de acordo com a sua ligação dominante. Eles propuseram que a ausência de flotabilidade natural de um sólido é decorrente da formação de fraturas ou superfícies de clivagem formadas com base no rompimento das ligações primárias interatômicas. Quando, em um sólido, as ligações residuais são dominantes, a quebra desta partícula gera uma superfície não-iônica, praticamente indiferente ao contato com água. Isto é, os átomos nos planos com ligações residuais dominantes (ex: cristais moleculares de parafina) não reagem com a água e são completamente apolares.

A estrutura cúbica da pirita assemelha-se à do NaCl, considerando-se que íon Cl^- é substituído pelo grupo S-S. Neste caso, as ligações químicas são predominantemente covalentes. É atribuído a estas ligações, o caráter hidrofóbico da superfície da pirita em comparação com os minerais unidos por ligações não covalentes, tais como a halita (NaCl) e silvita (KCl) (Liu e Somasundaram, 1994). Além disso, um sólido unido por este tipo de ligação (dominante), mesmo após sua quebra, poderia ser menos polarizável que um sólido iônico. No entanto, como as ligações covalentes na pirita não são simétricas - como é caso de moléculas de hidrocarbonetos - a mesma poderia ser mais hidrofílica que, por exemplo, o carvão.

As substâncias salinas interagem fortemente com a água, mediante as forças polares além das forças de dispersão, o que lhes confere um caráter hidrofílico. Segundo Gaudin *et al.* (1957) somente os compostos iônicos são definitivamente hidrofílicos. Por isto, existe um grupo de compostos onde não se vê uma relação direta entre o tipo de ligação e o caráter hidrofílico/hidrofóbico, o que pode ser estendido aos metais e sulfetos. Isto também poderia ser dito para a estrutura cristalina. Por exemplo,

AgCl é hidrofóbico e forma um cristal parecido com a esfalerita que, por si mesma, é hidrofílica. Outro exemplo, NaCl é hidrofílico e AgCl é hidrofóbico, embora ambos apresentem a mesma estrutura cristalina. Pode-se depreender, com base no mencionado acima, que a polaridade e a capacidade de ionização, não a estrutura cristalina, são os parâmetros principais para a previsão da hidrofobicidade de sólidos. A polaridade, por exemplo, pode ser inerente ao sólido, como também, talvez, o resultado da reação das espécies presentes na superfície do sólido com a água e outros constituintes do ar. Dessa forma, reatividades diferentes são previstas para óxidos, sulfetos e metais. Discussões mais detalhadas sobre as características hidrofílicas/hidrofóbicas devido às modificações nas estruturas de minerais são apresentadas por Leja, (1982) e Forslind e Jacobsson, (1975).

A reação química entre as moléculas de água e a superfície do sólido leva à formação dos grupamentos hidroxila (OH^-) e óxido (O^{2-}), dependendo da natureza da superfície. A adsorção química da água na superfície do sólido é função do tempo e, para alguns sistemas especialmente óxidos, a cinética é bem conhecida. Por conseguinte, a hidrofobicidade de sólidos, quando influenciada pela adsorção da água, é também função do tempo. A reação entre as superfícies dos sólidos e o oxigênio é uma razão de ausência de hidrofobicidade da mesma, pois o radical O^{2-} pode reagir com as moléculas da água formando o grupamento monovalente OH^- .

TERMODINÂMICA DE INTERFACES, DEFINIÇÕES E CONCEITOS

Os potenciais termodinâmicos (que são funções de estado) mais frequentemente desenvolvidos para sistemas *bulk* (no interior de uma única fase) são deduzidos a partir da energia interna, U , (Smith e van Ness, 1995) e das variáveis seguintes:

$$U = F + TS \quad [1]$$

$$dU = TdS - pdV \quad [2]$$

Como a Equação [1] é uma equação de estado, é possível definir outras funções de estado para a fase *bulk*, combinando-se a variável de estado U com outras variáveis de estado. Usualmente essas funções incluem a entalpia H :

$$H = U + PV \quad [3]$$

$$dH = TdS + Vdp \quad [4]$$

a energia livre de Helmholtz:

$$F = U - TS \quad [5]$$

$$dF = -SdT - pdV \quad [6]$$

e a energia livre de Gibbs (entalpia livre) :

$$G = F + PV = U - TS = PV \quad [7]$$

$$dG = -SdT + Vdp \quad [8]$$

Onde: T é a temperatura absoluta, P é a pressão, S é a entropia e V é o volume. Os parâmetros T e P são variáveis intensivas (independem das quantidades do sistema) enquanto S, V e U são variáveis extensivas que dependem da quantidade de material envolvida, isto é, do tamanho do sistema considerado.

As funções termodinâmicas, que são normalmente desenvolvidas para sistemas *bulk*, omitem variáveis, as quais estão especificamente associadas aos campos gravitacionais, magnéticos, elétricos e às interfaces. Todo o sistema de mais de uma fase requer parâmetros adicionais para definição das condições da região de separação das mesmas.

Os parâmetros de superfície e os efeitos associados às cargas elétricas e ao potencial químico das espécies não podem ser desprezados. Assim, quando o sistema exigir outras variáveis que definam seu estado, além das coordenadas P, V, T, S, as expressões anteriores modificam-se (Macedo e Luiz, 1975) e a forma diferencial de U será, conforme a seguir:

$$dU = TdS - PdV + \sum_i k_i dK_i \quad [9]$$

onde k_i e K_i constituem pares de coordenadas intensivas e extensivas. Por exemplo, se K_i for uma carga elétrica, k_i será um potencial elétrico. Caso importante é aquele em K_i é o número de moles da espécie i e k_i o potencial químico da espécie i. Neste caso, fazendo $K_i = n_i$,

$$a_i = \left[\frac{\partial U}{\partial n_i} \right]_{S,V,n_j} = \mu_i \quad [10]$$

onde μ_i é chamado potencial químico da espécie química i.

Então, com a substituição direta da Equação [10] na expressão [9], tem-se que:

$$dU = TdS - PdV + \sum_i \mu_i dn_i \quad [11]$$

Evidentemente, as propriedades das moléculas no interior de cada fase (fase *bulk*) são diferentes das propriedades das moléculas nas interfaces. Por exemplo, uma molécula no interior do líquido está rodeada de outras moléculas com as quais exerce forças atrativas. O transporte de moléculas do interior do líquido até a fase gasosa (vaporização) necessita de energia para vencer as forças coesivas no interior do líquido.

Dessa forma, parte destas ligações devem ser rompidas para levar uma molécula à superfície. Esta situação determina a existência de uma força atrativa direcionada ao interior da fase líquida e perpendicular à superfície. Esta força é chamada de tensão superficial. Conforme mencionado, é necessário fornecer energia ao sistema para aumentar a área interfacial.

A tensão superficial ou interfacial γ é definida termodinamicamente como o trabalho reversível necessário para criar uma unidade de área da superfície entre duas fases. A tensão γ , é medida em unidades de força por comprimento ($\text{N} \times \text{m}^{-1}$, dinas $\times \text{cm}^{-1}$).

Para um aumento infinitesimal na área interfacial, dA^s , o trabalho W associado é igual a:

$$dW_{\text{rev}}^s = \gamma dA^s \quad [12]$$

onde o sobrescrito denota a interface

Para sistemas envolvendo interfaces, os dois parâmetros adicionais devem ser considerados ao formular as equações termodinâmicas e para definir o estado do sistema: a área superficial A^s , uma variável extensiva e a tensão superficial γ , uma variável intensiva. Por esta razão, na Equação [11] pode ser incluído o trabalho correspondente à variação da área interfacial da Equação [12]. Assim tem-se:

$$dU = TdS - PdV + \gamma dA^s + \sum_i \mu_i dn_i \quad [13]$$

A combinação da Equação [13] com as funções de energia representadas nas Equações [4], [6] e [8] permite redefinir γ , de acordo com as expressões abaixo:

$$\gamma = \left(\frac{\partial U}{\partial A^s} \right)_{S,V,n_i} = \left(\frac{\partial H}{\partial A^s} \right)_{S,p,n_i} = \left(\frac{\partial F}{\partial A^s} \right)_{T,V,n_i} = \left(\frac{\partial G}{\partial A^s} \right)_{T,p,n_i} \quad [14]$$

Devido à faixa finita de ação das forças intermoleculares, uma interface poderia ser considerada como uma região de espessura finita por meio da qual a energia, densidade e outras propriedades termodinâmicas modificam-se gradualmente (Figura 1.a) (Koopal, 1992). Assim, a composição do sistema físico real seria apresentada por um determinado perfil, conforme exemplificado na Figura 1.b. No entanto, este perfil é simplificado no modelo, introduzindo um plano de superfície imaginário entre as duas fases *bulk*, sendo que, para reconhecer a presença da região interfacial, definiu-se uma quantidade denominada “excesso superficial”.

Para a superfície divisória, também chamada de plano de Gibbs, assume-se que há uma descontinuidade na densidade, massa, energia, entropia, força e composição molecular.

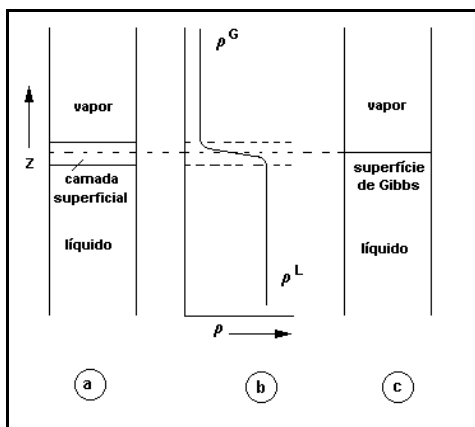


Figura 1 – a) Representação esquemática da superfície de um líquido puro; b) variação da densidade de adsorção na região interfacial; c) modelo de Gibbs da interface (Koopal, 1992).

Neste plano de Gibbs, definem-se dois volumes, V^α da fase α e V^β da fase β , de modo que:

$$V = V^\alpha + V^\beta \quad [15]$$

V^α e V^β estendem-se até o plano de Gibbs, assumindo que a região interfacial não tem volume, isto é, $V^s = 0$, numa região onde terminam as propriedades que caracterizam cada fase α e β . As outras propriedades extensivas, no entanto, são apresentadas pela soma de seus respectivos valores em cada parte do sistema. As variáveis intensivas, T , P , μ_i , são uniformes em cada uma das fases e na interface. Usando-se esses conceitos, qualquer variação da energia interna do sistema pode ser subdividida em uma variação da fase α :

$$dU^\alpha = TdS^\alpha - PdV^\alpha + \gamma dA^s + \sum_i \mu_i dn_i^\alpha \quad [16]$$

da fase β :

$$dU^\beta = TdS^\beta - PdV^\beta + \gamma dA^s + \sum_i \mu_i dn_i^\beta \quad [17]$$

da energia de superfície (“excesso superficial”)

$$dU^s = TdS^s - PdV^s + \gamma dA^s + \sum_i \mu_i dn_i^s \quad [18]$$

A Equação [18] é obtida subtraindo as Equações [16] e [17] da Equação [13]. A condição de equilíbrio interno $dU=0$ assegura que $T^\alpha = T^\beta = T^s = T$; $\mu_i^\alpha = \mu_i^\beta = \mu_i^s = \mu_i$ e $p^\alpha = p^\beta = p^s = p$. Esta última relação implica em uma interface plana. A partir da integração da Equação [18], considerando-se as variáveis intensivas constantes, obtém-se a função característica para a energia de superfície:

$$U^s = TS^s + \gamma A + \sum_i \mu_i n_i^s \quad [19]$$

Da mesma forma que para a *fase bulk*, outras funções de estado podem ser obtidas para a superfície. A entalpia de superfície é obtida substituindo o termo pV por γA^s :

$$H^s = U^s - \gamma A = TS^s + \sum_i \mu_i n_i^s \quad [20]$$

A energia de superfície de Helmholtz é definida pelo modo convencional:

$$F^s = U^s - TS^s = \gamma A + \sum_i \mu_i n_i^s \quad [21]$$

A energia de superfície de Gibbs pode se definida como:

$$G^s = U^s - TS^s - \gamma A = F^s - \gamma A = \sum_i \mu_i n_i^s \quad [22]$$

Pela Equação [21], γ pode ser identificada como:

$$\gamma = \frac{F^s - \sum_i \mu_i n_i^s}{A} = f^s - \sum_i \mu_i \Gamma_i \quad [23]$$

onde $\Gamma_i = \frac{n_i^s}{A^s}$ e representa a densidade de adsorção das espécies i na interface.

Para líquidos puros:

$$\gamma = f^s = \frac{F^s}{A^s} \quad [24]$$

mas sempre que houver outro componente presente no sistema, isto é, soluto em solução, dois gases na fase gasosa, etc., $\gamma \neq f^s$.

Termodinâmica de Adsorção

A equação de adsorção de Gibbs representa quantitativamente a variação da tensão superficial devido à adsorção de um ou de vários componentes, isto é, relaciona a tensão superficial entre duas fases à temperatura T do sistema, ao potencial eletroquímico das várias espécies em solução, $\mu_1, \mu_2, \mu_3, \dots, \mu_i$, e à adsorção das várias espécies na interface $\Gamma_1, \Gamma_2, \Gamma_3, \dots, \Gamma_i$, a pressão constante (Fuerstenau, 1982a).

$$d\gamma = -S_s dT - \sum_i \Gamma_i d\mu_i \quad [25]$$

A Equação [25] é equivalente à equação de Gibbs-Duhem (Koopal, 1992). Por definição, considera-se a adsorção do solvente (componente 1) igual a zero (Fuerstenau, 1982a). Na equação a seguir, Γ_i^1 refere-se à adsorção relativa à espécie i na interface, de modo que $\Gamma_1=0$. Dessa forma a Equação [25] pode ser modificada para:

$$d\gamma = -S_s dT - \sum_{i=2} \Gamma_i^{(1)} d\mu_i \quad [26]$$

A temperatura constante, a Equação [26] passa a ser:

$$d\gamma = -\sum_{i=2} \Gamma_i^{(1)} d\mu_i \quad [27]$$

ou

$$\left(\frac{\partial \gamma}{\partial \mu_i} \right)_{T, \mu_j} = -\Gamma_i^{(1)} \quad [28]$$

A densidade de adsorção é independente da escolha do plano de Gibbs. Isto foi demonstrado reescrevendo a Equação [26] para T e μ_i^0 constantes (Equação 28). Se a

razão $\left(\frac{\partial \gamma}{\partial \mu_i} \right)_{T, \mu_j}$ é independente da escolha do plano divisório, logo $\Gamma_i^{(1)}$ deve ser

também independente. Uma prática comum (que já foi aplicada na Equação 25) é fixar a posição do plano para $\Gamma_1 = 0$. No entanto, quando outra escolha de localização para o plano de Gibbs for mais conveniente, isto poderá ser feito. A equação de adsorção de Gibbs pode ser aplicada para todos os tipos de interfaces.

Termodinâmica de Adsorção na Interface Ar-Líquido

A equação de Gibbs é importante para o processo de flotação pela sua aplicação no entendimento dos fenômenos que envolvem, por exemplo, surfatantes, coletores e espumantes em solução, pois a mesma expressa quantitativamente a variação da tensão superficial ou energia livre superficial devido à adsorção dos vários componentes na interface gás-líquido.

Para um surfatante representado pela espécie i, o potencial químico, μ_i , na solução é dado por (Leja, 1982):

$$\mu_i = \mu_i^0 + RT \ln a_i \quad [29]$$

onde:

μ_i^0 = potencial químico padrão;

a_i = atividade da espécie i na solução;

Tem-se que $d\mu_i = RT \ln a_i$, e portanto a Equação [27] transforma-se em :

$$\Gamma_i^{(1)} = -\frac{1}{RT} \left(\frac{\partial \gamma}{\partial \ln a_i} \right)_{T, \mu_j, i \neq j} \quad [30]$$

A densidade de adsorção $\Gamma_i^{(1)}$ será positiva se:

$$\left(\frac{\partial \gamma}{\partial \ln a_i} \right)_{T, \mu_j, i \neq j} < 0 \quad [31]$$

Evidentemente, medidas experimentais de tensão superficial para diferentes concentrações de soluto permitirão calcular a adsorção deste soluto na interface ar-solução. A densidade de adsorção pode ser determinada por meio da derivada em cada ponto da curva que representa a variação da tensão superficial com o logaritmo da atividade ou concentração.

A tensão superficial de uma solução é, geralmente, afetada pela concentração do soluto. Os eletrólitos (KCl, NaCl, MgSO_4), em geral, provocam um aumento da tensão superficial da água com o aumento de sua concentração. A maioria dos surfatantes (álcoois, carboxilatos, aminas, sulfatos, sulfonatos, sais quaternários de amônio, etc.), ao contrário, acarretam uma diminuição da tensão superficial, de acordo com a Figura 2.

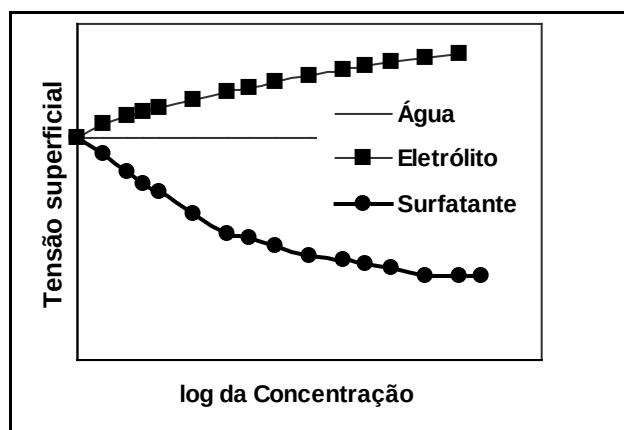


Figura 2 – Efeito do tipo e concentração do soluto na variação da tensão superficial.

HIDROFOBICIDADE E SUA RELAÇÃO COM A FLOTAÇÃO

A Figura 3 ilustra a linha de contato entre as três fases: sólido, líquido e vapor. A hidrofobicidade de um sólido pode ser avaliada diretamente pelo ângulo de contato θ entre as fases sólida, líquida e gasosa. Quando este ângulo, medido por convenção na fase líquida, é estabelecido, admite-se que o equilíbrio foi atingido entre as interfaces sólido-líquido, sólido-gás e gás-líquido, estando as mesmas mutuamente saturadas. Se o ângulo θ apresentar valores elevados, as bolhas espalham-se sobre a superfície e, portanto, o sólido que não foi molhado pelo líquido (meio aquoso) é considerado hidrofóbico.

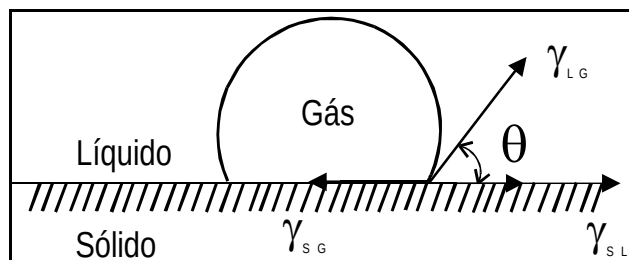


Figura 3 – Representação esquemática do ângulo de contato entre as fases líquida, sólida e gasosa em equilíbrio.

A equação de Young estabelece a condição termodinâmica de equilíbrio entre as interfaces envolvidas, onde o ângulo de contato θ depende da tensão superficial ou energia livre superficial, γ , das três interfaces (Finch e Smith, 1979):

$$\gamma_{SG} - \gamma_{SL} = \gamma_{LG} \cos\theta \quad [32]$$

onde:

γ_{SG} tensão superficial na interface sólido-gás;

γ_{SL} tensão superficial na interface sólido-líquido;

γ_{LG} tensão superficial na interface líquido-gás.

A equação de Young é válida para um sistema ideal, onde todos os efeitos gravitacionais estão ausentes e as três fases em equilíbrio. A designação γ_{SG} é para lembrar que a superfície do sólido, de energia livre superficial γ_s deve estar em equilíbrio com a pressão de vapor (p) do líquido puro adsorvido nessa interface; por conseguinte, a partir da adsorção das moléculas do líquido forma-se um filme de pressão superficial Π (Ralston e Newcombe, 1992; Adamson, 1990; Drzymala, 1994). Levando-se em consideração a presença das moléculas do líquido (água) na superfície do sólido, a equação de Young assume a seguinte forma:

$$\gamma_s - \Pi - \gamma_{SL} = \gamma_{LG} \cos\theta \quad [33]$$

A água pode adsorver-se química ou fisicamente na superfície do sólido. Se a adsorção é física, as moléculas de água são ligadas à superfície por meio de forças dispersivas (London-van der Waals) e permanecem como moléculas. A adsorção física das moléculas de água reduz a tensão superficial do sólido e a variação da energia livre superficial é dada pela equação de Bangham-Rozouk (Adamson, 1990):

$$\Pi = \gamma_S - \gamma_{SG} = \frac{RT}{\Sigma} \int_0^p n d(\ln p) \quad [34]$$

onde:

n é o número de moles adsorvidos por massa;

Σ é a superfície específica do mineral (área por massa);

p é a pressão de equilíbrio do vapor de água;

R é a constante universal dos gases;

T é a temperatura absoluta;

Quando a pressão de vapor atinge a pressão de saturação P_o , a pressão do filme de água formado na superfície do sólido é dada por:

$$\Pi_e = \gamma_S - \gamma_{SG} = \frac{RT}{\Sigma} \int_0^{P_o} n d(\ln p) \quad [35]$$

Resultados de experimentos de adsorção do vapor de água ilevados nas Equações [34] e [35] fornecem os valores de pressão superficial do filme de água, Π_e , adsorvido fisicamente na superfície dos sólidos (Adamson, 1990). Para líquidos que não formam ângulos de contato com o sólidos, foi demonstrado por Harkins (Adamson, 1990) que:

$$\Pi_e = \gamma_S - (\gamma_L - \gamma_{SL}) \quad [36]$$

onde o subscrito L representa o líquido e SL a interface sólido-líquido.

Quando a adsorção da água é química, tanto a composição da superfície como a energia livre superficial do sólido γ_s variam. No entanto, as Equações [33]-[35] ainda são válidas, pois a adsorção física da água ocorre na superfície do sólido modificada inicialmente pela adsorção química (Drzymala, 1994).

A variação da energia livre de adesão entre partículas hidrofóbicas e bolhas de ar é obtida pela equação de Dupré (Fuerstenau e Chander, 1986):

$$\Delta G = \gamma_{SG} - (\gamma_{SL} + \gamma_{LG}) \quad [37]$$

A equação de Dupré expressa o decréscimo máximo possível da energia livre do sistema, que resulta no contato partícula-bolha, sem levar em consideração, no entanto, o trabalho requerido para deformar a bolha antes da ligação com o sólido bem como a geometria do sistema.

Combinando a equação de Young com a forma apropriada da equação de Dupré [37], obtém-se a equação de Young-Dupré, a qual fornece o critério termodinâmico para a flotação:

$$\Delta G = \gamma_{LG} (\cos \theta - 1) \quad [38]$$

que significa que a ligação partícula-bolha e a subsequente flotação é possível se a variação da energia livre da ligação é negativa, isto é, quanto mais negativo o valor de ΔG maior é a probabilidade da flotação da partícula.

Dessa forma ΔG é negativo quando o ângulo de contato está entre 0 e 180°, isto é, quando a superfície é hidrofóbica. A melhor prova do critério termodinâmico de flotabilidade, segundo Laskowski (1986), foi apresentada por Yarar e Kaoma (1984), quando demonstraram que a flotabilidade das partículas de enxofre, teflon e molibdenita, em soluções de metanol, somente era possível para $\theta > 0^\circ$.

Além da condição termodinâmica, as equações de Young [32] e de Young-Dupré [38] introduzem o conceito que a flotabilidade de um sólido é controlada pela energia superficial. Dessa forma, o processo de flotação pode ser visto como a arte e a ciência de converter os sólidos de energia superficial alta em sólidos hidrofóbicos (isto é, de baixa energia). Assim, as moléculas do surfatante interagem com o sólido, além das interações com as outras interfaces disponíveis, causando uma diminuição da energia superficial do sólido, γ_S , sendo que esses valores devem ser bem menores que os obtidos na interface líquido-gás, γ_{LG} .

É provável que, em alguns casos, a flotação das partículas não ocorra, mesmo quando os critérios termodinâmicos são favoráveis. Este fato está ligado a outros critérios que, por sua vez, correlacionam-se à cinética e à hidrodinâmica do sistema de flotação, que também devem ser satisfeitos [Laskowski, 1986]:

- (i) as partículas devem colidir com as bolhas;
- (ii) filme de separação na interface partícula-bolha (camada de hidratação residual que decresce com a hidrofobicidade da partícula) deve ser o mais fino possível e romper durante o tempo de colisão;
- (iii) agregado partícula-bolha deve ser resistente o suficiente para permanecer intacto na célula de flotação, até a retirada da espuma.

Esses critérios podem ser expressos em termos de um produto de três probabilidades [Hornsby e Leja, 1983], conforme apresentado na Equação [39]:

$$P = P_a P_c P_s \quad [39]$$

onde:

P = probabilidade da flotação;

P_a = probabilidade de adesão entre partículas hidrofóbicas e bolhas de ar;

P_c = probabilidade de colisão partícula-bolha;

P_s = probabilidade de formação de um agregado partícula-bolha estável.

A probabilidade de adesão, P_a , está diretamente relacionada ao ambiente químico predominante em um dado sistema de flotação. Isto é, poderá ser influenciada pela mineralogia, reagentes e condições da polpa, sendo controlada predominantemente pelas forças superficiais. O ângulo de contato poderia caracterizar diretamente os critérios para a flotação de uma partícula, se não houvesse resistência à adesão partícula-bolha por fatores da cinética ou se estes fatores dependessem dos mesmos parâmetros do ângulo de contato (Araujo e Peres, 1995).

A probabilidade de colisão, P_c , é especialmente influenciada pelo tamanho da partícula, da bolha e, em geral, pelas condições hidrodinâmicas, sendo independente da hidrofobicidade da partícula.

Já a probabilidade P_s apresenta uma relação direta entre a força de adesão do agregado partícula-bolha e o ângulo de contato. Quanto maior o valor do ângulo maior é esta força e, neste caso, maior é o valor de P_s na Equação [39].

Cálculo do Ângulo de Contato

O ângulo de contato, que dá uma medida da hidrofobicidade da partícula, pode ser calculado com auxílio da equação de Young. No entanto, a lista de valores de tensões superficiais na interface sólido-líquido disponíveis na literatura é extremamente pequena. Somente para o gelo e o mercúrio líquido existem dados suficientes para o cálculo de seus ângulos de contato, usando as Equações [32] e [33]. De acordo com os valores de γ_{SL} , γ_S , e fazendo $\Pi_e = 0$, o gelo é hidrofílico porque apresenta um ângulo de contato calculado igual a zero. Tais valores podem ser confirmados com o uso da Equação [36], que também é adequada para o sistema gelo-água-ar.

A energia livre superficial, γ_S , pode ser dividida em partes devido às contribuições das forças de dispersão (d), polares (p), metálicas (m), ponte de hidrogênio (h) e outras forças (o) (Fowkes, 1964):

$$\gamma_S = \gamma^d + \gamma^p + \gamma^m + \gamma^h + \gamma^o \quad [40]$$

Quando a equação de Fowkes é combinada com a equação de Young [33], admitindo-se que $\gamma_{LG} = \gamma_L$, obtém-se a equação de Girifalco-Good-Fowkes-Young (Adamson, 1990):

$$\cos \theta = \frac{2\sqrt{\gamma_S^d \gamma_L^d} - N - \Pi_e}{\gamma_L} - 1 \quad [41]$$

onde :

$$\cos\theta = \frac{2\sqrt{\gamma_S^d \gamma_L^d} - N - \Pi_e}{\gamma_L} - 1 \quad \text{é a magnitude da interação entre duas fases em}$$

contato, obtida por meio da média geométrica dos componentes das forças dispersivas (d) para as duas fases individuais, sólido (S) e líquido (L);

N corresponde às interações remanescentes causadas pelas forças não dispersivas.

Os valores de γ^d estão disponíveis somente para um número limitado de substâncias, suscitando a necessidade de estimar novos métodos para avaliar a contribuição das forças dispersivas para a energia superficial. Foi demonstrado por Fowkes (1964) que a constante de Hamaker, um parâmetro característico para cada material, resultante da teoria macroscópica de Lifshitz, pode ser utilizada para este fim. A relação geral entre γ^d e a constante de Hamaker de um sólido é (Ralston e Newcombe, 1992):

$$\gamma^d = \frac{A_{11}}{24\Pi d^2} \quad [42]$$

onde: d é a distância de separação do contato interfacial;

A_{11} é a constante de Hamaker para o sólido, ou mais precisamente para dois pedaços de um mesmo material interagindo no vácuo.

Uma análise do arranjo de átomos próximos à superfície do sólido levou Israelachvili (1991) a concluir que, para sólidos e líquidos, o parâmetro d é aproximadamente constante e igual a 0,165 nm. Por conseguinte:

$$\gamma^d = \gamma_S^d = \frac{A_{11} \times 10^{13}}{0,20527} \quad [43]$$

onde A_{11} está em J e γ^d em mJ.m^{-2} .

Dessa forma, os valores dos ângulos de contato dos sólidos podem ser calculados pela Equação [41], isto é, com base na constante de Hamaker inserida na Equação [43], em que o N e Π_e assumem valor igual a zero.

Os ângulos de contato de um grupo de sólidos, calculados com auxílio da constante de Hamaker, estão de acordo com os obtidos experimentalmente pelo método da gota (Tabela 2) (Drzymala, 1994). Esse grupo é constituído por sólidos de baixa energia (teflon e parafina), materiais contendo planos apolares (grafita e molibdenita) e metais nobres (prata e mercúrio). Para outros materiais, tais como ouro, óxidos e sulfetos, os ângulos de contato calculados são maiores do que os determinados

experimentalmente. Isto é devido à presença de sítios iônicos e polares na superfície do sólido, confirmando a afirmação de Laskowski (1986): "todos os sólidos deveriam ser hidrofóbicos se não apresentassem grupos polares ou iônicos".

Tabela 2 – Comparação entre os valores de ângulo de contato medidos experimentalmente e os calculados por meio da constante de Hamaker Equação [43] e da Equação [41] (Drzimala, 1994).

Material	$A_{11}(10^{20}\text{J})$	$\gamma_s^d (\text{mJ.m}^{-2})$	$\theta_{\text{calc.}}$	$\theta_{\text{exp.}}^*$
Teflon	3,8	18,5	116	112
Parafina	6,3- 7,4	33,1	105	110
Molibdenita	13,3	64,8	88	75
Prata	40,0	194,9	38	57-62
Ouro	45,5-50	211,7	24,5	0

*Os ângulos foram medidos com auxílio do método da gota sésil, em muitos casos, o ângulo medido experimentalmente é o de avanço.

Conforme pode ser observado na Figura 4, a pirita apresenta hidrofobicidade decrescente na faixa de pH entre 2 e 12 (Monte et al., 1997). O comportamento da mesma difere dos sólidos considerados naturalmente hidrofóbicos, como parafina, molibdenita e grafita (Arbiter et al., 1975), dada à influência pronunciada do aumento do valor de pH na diminuição do seu ângulo de contato. A diminuição da hidrofobicidade, com o aumento do valor de pH, pode ser atribuída à adsorção específica dos íons OH^- . Por outro lado, os maiores ângulos de contato encontrados na faixa de pH entre 2 e 6 podem ser devidos à formação de uma camada de enxofre elementar na nova superfície devido a uma menor concentração do íon metálico na superfície do mineral por solubilização preferencial (Chander e Kumar, 1994). A predominância dessa espécie seria responsável pelas propriedades hidrofóbicas da pirita, na ausência de coletor.

Com base no valor da constante de Hamaker da pirita, $A_{11} = 12 \times 10^{-20}$ J, determinado por Lins (1995), pode-se prever o valor do ângulo de contato da pirita, $\theta_{\text{pirita}/\text{água/ar}} = 91^\circ$, utilizando-se as Equações [43] e [41], e admitindo-se $N = 0$ e $\Pi_e = 0$, isto é, a pirita interagindo com a água apenas por forças dispersivas. A molibdenita é conhecida por sua grande hidrofobicidade exibindo um valor da constante de Hamaker, $A_{11} = 9 \times 10^{-20}$ J, próximo do valor encontrado para a pirita.

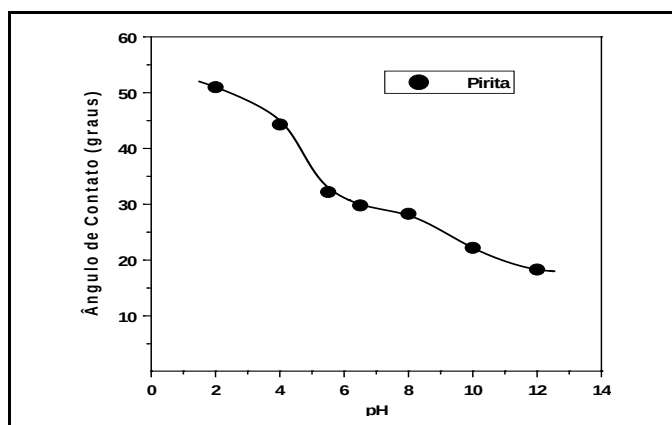


Figura 4 – Ângulo de contato da superfície da pirita em função do valor de pH, após 10 min de imersão em água, (Monte *et al.*, 1998).

Uma comparação entre o valor de θ calculado para o sistema pirita/água/ar e a flotabilidade da pirita (entre 92 e 82%), na ausência de coletor e de oxigênio, obtidos por Fuerstenau e Sabacki (1981), sugere que a hidrofobicidade da superfície depende dos valores originais de A_{11} e γ_s^d , e o caráter hidrofílico da superfície de sua reatividade em relação às moléculas de água e o oxigênio. Portanto, o valor da constante de Hamaker poderia ser um indicativo da hidrofobicidade se a reatividade com a água e o oxigênio não tornasse as superfícies progressivamente mais hidrofílicas.

SURFATANTES EM SOLUÇÃO

Uma variedade de reagentes orgânicos e inorgânicos são utilizados na flotação com o objetivo de interagir com a superfície mineral, podendo se adsorver nas interfaces sólido-líquido (atuando como coletores) e/ou ar-líquido (como espumantes), influenciando as propriedades de superfície, tais como, ângulo de contato e tensão superficial. A adsorção de surfatantes na interface sólido/líquido também afeta as propriedades elétricas nas interfaces e, por conseguinte, as interações entre as partículas (Bremmell *et al.*, 1999).

Surfatante é um termo genérico para um grupo de substâncias, cujas moléculas contêm um grupo hidrofílico (polar) em uma extremidade e um lipofílico (apolar) na outra, ligados entre si. Milhares de variações nesse arranjo são possíveis, dependendo do tipo, número, tamanho e combinações dos grupos polares e apolares, incluindo grupos de conexão. Os surfatantes podem ser classificados de acordo com a sua natureza iônica, como aniônicos, catiônicos, não-iônicos e anfóteros.

Os surfatantes de interesse ao processo de flotação podem ser convenientemente agrupados em: grupo A, monopolar e grupo B, multipolar (quando mais de um grupo polar é ligado ao composto, separando átomos de carbono de uma

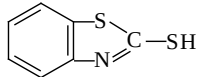
mesma cadeia hidrocarbônica). Cada grupo pode ainda ser subdividido em três classes: I - tio-compostos; II - compostos não-tio, ionizáveis e III - compostos não-iônicos (Leja, 1982). Estas divisões são apenas para facilitar as discussões sobre suas características em solução e suas propriedades de adsorção nas interfaces.

Tio-Compostos

Os coletores empregados na flotação de sulfetos pertencem à família dos tio-compostos ou compostos sulfidrílicos. Os grupos polares dos tio-compostos contêm pelo menos um átomo de enxofre ligado ao carbono ou ao átomo de fósforo, mas não ligado ao oxigênio. São usualmente derivados de um “composto de origem oxigenado”, pela substituição de um ou mais átomos de oxigênio por enxofre. A grande maioria dos tio-coletores são derivados do ácido carbônico, ácido carbâmico, ácido fosfórico, uréia e álcoois (Quadro 1). Partindo-se de compostos de origem da química inorgânica a transição para tio-composto requer a substituição de um ou mais hidrogênios por radicais de hidrocarboneto. Os tio-compostos são normalmente comercializados sob a forma de sais de sódio ou potássio. As principais propriedades dos tio-compostos são:

- (i) baixa ou nenhuma atividade na interface líquido/ar (caracterizando ação exclusivamente coletora);
- (ii) reatividade química alta em relação a ácidos, agentes oxidantes e de alguns íons metálicos;
- (iii) diminuição da solubilidade com o aumento da cadeia hidrocarbônica.

Quadro 1 – Alguns surfatantes da classe dos tio-compostos.

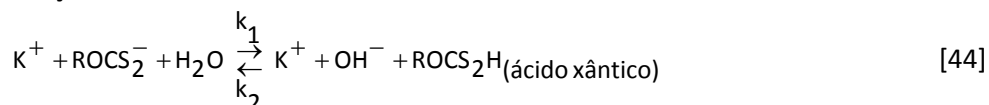
Designação	Fórmula Estrutural
Ditiocarbonatos (Xantatos)	$\text{R}-\text{O}-\text{C} \begin{array}{l} \text{=S} \\ \text{S}^- (\text{M}^+) \end{array}$
Mono alquil ditiofosfatos	$\begin{array}{l} \text{R}-\text{O} \\ \text{H}-\text{O} \end{array} \text{P} \begin{array}{l} \text{=S} \\ \text{S}^- (\text{M}^+) \end{array}$
Dialquil ditiocarbamato	$\begin{array}{l} \text{R} \\ \text{R} \end{array} \text{N}-\text{C} \begin{array}{l} \text{=S} \\ \text{S}^- (\text{M}^+) \end{array}$
Mercaptanas	RSH
Mercaptobenzotiazol	

onde, M^+ é usualmente um sal metálico, tais como Na^+ e K^+ e R é o grupo apolar do surfatante (alquil, aril ou cíclico).

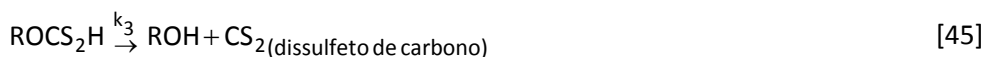
A principal família de tio-compostos empregados como coletores de flotação é a dos xantatos, derivados do composto inorgânico ácido carbônico, H_2CO_3 . Os xantatos, em geral, apresentam cadeia hidrocarbônica curta (etil a hexil) o que lhes confere uma característica importante de alta solubilidade. O etil xantato, por exemplo, tem uma solubilidade de 8 mol.L^{-1} . Já o hexil xantato tem uma solubilidade de $0,1 \text{ mol.L}^{-1}$, a temperatura ambiente (Fuerstenau, 1982a). A estabilidade dos xantatos é dependente do valor de pH, sendo decompostos facilmente em meio ácido.

O íon xantato é hidrolizado formando a espécie molecular que, em seguida, decompõe-se em dissulfeto de carbono e álcool de acordo com as reações:

Reação I



Reação II



O caráter hidrofílico-hidrofóbico dos tio-compostos pode ser modificado significativamente quando íons metálicos reagem com a parte polar da molécula dessa classe de compostos. Por exemplo, a maioria dos xantatos metálicos insolúveis (e ditiofosfatos) são hidrofóbicos, embora apresentem valores altos de momento de dipolo e cadeias hidrocarbônicas curtas em sua estrutura.

Compostos Ionizáveis, Não-Tio

Os principais representantes dessa classe de surfatantes são os alquil carboxilatos, alquil sulfonatos e sulfatos, aminas primárias e os sulfossuccinamatos e sulfossuccinatos (Quadro 2). Esses surfatantes, quando empregados na flotação de oximerais, apresentam, em geral, de seis a dezoito átomos de carbono em sua cadeia hidrocarbônica. A solubilidade do surfatante diminui com o comprimento da cadeia hidrocarbônica. Esse fenômeno é mais pronunciado em aminas primárias contendo acima de doze átomos de carbono na cadeia. Uma característica importante dessa classe de surfatantes, de cadeia hidrocarbônica longa, é a formação de agregados denominados micelas, quando a concentração da espécie em solução atinge um determinado valor crítico.

A distribuição das espécies em solução dessa classe de surfatante é muito influenciada pelo valor de pH, dando origem às reações de hidrólise ou dissociação. Dessa forma, as características de solubilidade desses compostos são decorrentes, também, da predominância da espécie iônica em relação à espécie molecular. Além disso, a diminuição da tensão superficial é mais pronunciada com o aumento da concentração da espécie molecular em solução.

A espécie RCOO^- , com carga negativa, tenderia a adsorver-se preferencialmente nos minerais de carga positiva e a espécie RNH_3^+ nos minerais de carga negativa. No caso dos ácidos carboxílicos, é possível que ocorra adsorção independentemente da carga elétrica envolvida. Isto é, a adsorção seria provocada por uma típica reação química (este fenômeno será discutido nas próximas seções deste capítulo).

Os ácidos carboxílicos, em solução aquosa, dissociam-se, segundo a reação:



Os valores de pK_a dos ácidos carboxílicos, empregados no processo de flotação, estão na faixa de $4,7 \pm 0,5$; do ácido sulfônico em aproximadamente 1,5; do ácido hidroxâmico em cerca de 9,0; e do alquil fosfato em $7,01 \pm 2,5$. Os carboxilatos estão completamente ionizados em água para valores de pH acima de 10, enquanto que os sulfonatos apresentam-se completamente dissociados em solução aquosa, para uma extensa faixa de pH (entre 3 e 13) (Mishra, 1987).

A combinação dos valores de pK_a de um surfatante catiônico e de solubilidade das espécies não-iônicas é muito importante, pois juntos determinam quantitativamente as várias espécies presentes em solução, para um determinado valor de pH.

O surfatante catiônico ioniza-se em solução aquosa, por protonação. Para o caso particular da n-dodecilamina, as condições de equilíbrio para as espécies predominantes em solução, a 25°C , são dadas por:

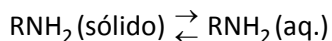


$$K_b = \frac{[\text{RNH}_3^+][\text{OH}^-]}{[\text{RNH}_2(\text{aq.})]} = 4,3 \times 10^{-4}$$



$$K_{so} = [\text{RNH}_3^+][\text{OH}^-] = 8,6 \times 10^{-9}$$

Em soluções saturadas:



$$K_{sl} = [\text{RNH}_3^+][\text{OH}^-] = 8,6 \times 10^{-9} \quad [49]$$

Com base nos dados de equilíbrio, diagramas do logaritmo da concentração (atividade) das espécies individuais em função do pH para uma concentração total da amina, C_t , podem ser construídos (Fuerstenau, 1982a):

$$C_t = [\text{RNH}_3^+] + [\text{RNH}_2(\text{aq.})] + [\text{RNH}_2(\text{sólido})] \quad [50]$$

Quadro 2 – Alguns surfatantes da classe de não-tio, ionizáveis.

Designação	Fórmula Estrutural
Ácidos carboxílicos / Alquil carboxilatos	$\text{R}-\text{C} \begin{array}{l} \nearrow \text{O} \\ \searrow \text{O} \end{array} \text{H}^+ / \text{Na}^+ \text{ ou } \text{K}^+$
Alquil sulfato	$\text{R}-\text{O}-\text{S} \begin{array}{c} \text{O} \\ \parallel \\ \text{O} \end{array} -\text{O}^- \text{Na}^+ \text{ ou } \text{K}^+$
Alquil sulfonato	$\text{R}-\text{S} \begin{array}{c} \text{O} \\ \parallel \\ \text{O} \end{array} -\text{O}^- \text{Na}^+ \text{ ou } \text{K}^+$
Dialquil fosfatos	$\text{R}_1-\text{P} \begin{array}{c} \text{O} \\ \parallel \\ \text{O} \end{array} \text{H}^+ / \text{Na}^+ \text{ ou } \text{K}^+$
Alquil hidroxamatos	$\text{R}-\text{C} \begin{array}{c} \parallel \\ \text{O} \end{array} -\text{N} \begin{array}{c} \text{H} \\ \\ \text{O}^- \end{array} \text{Na}^+ \text{ ou } \text{K}^+$
Sais de alquil amônio quaternário	$[\text{R}(\text{C}_2\text{H}_5)_3\text{N}]^+ \text{Cl}^-$
Aminas	$\text{R}-\text{N} \begin{array}{c} \text{H} \\ \diagup \quad \diagdown \\ \text{H} \end{array}$
Onde, R e R ₁ são os grupos apolares do surfatante (alquil, aril, ou alquil-aril).	

Compostos não iônicos

Os álcoois e os éteres são os principais representantes da classe de compostos não-iônicos empregados no processo de flotação. Esses compostos adsorvem preferencialmente na interface ar-líquido, proporcionando a estabilidade necessária às bolhas de ar e, ao mesmo tempo, assegurando que estas se rompam deixando desprender as partículas a elas atracadas. É importante salientar a influência que os mesmos exercem na cinética de ligação partícula-bolha.

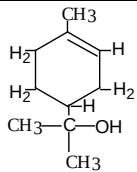
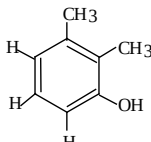
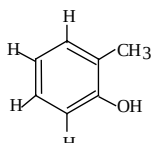
A habilidade desses compostos em demonstrar propriedades espumantes pode estar associada aos grupos funcionais, tais como, hidroxila (OH), carboxila (COOH), íon carboxilato (COOR) e carbonila (CO). As aminas, os sais quaternários de amônio, sulfatos, sulfonatos e os ácidos graxos (geralmente são incluídos em sua composição ácidos oléico, linoléico e linolênico) apresentam uma dupla função (coletor e espumante), pois formam espumas estáveis e muitas vezes persistentes, se usados em concentrações muito altas. O Quadro 3 apresenta as fórmulas químicas associadas aos surfatantes usados comercialmente, como espumantes.

Agentes Modificadores Orgânicos

Além dos surfatantes que atuam como coletores e/ou espumantes, existe uma variedade de agentes moduladores ou reguladores que são empregados para ativar ou deprimir a ação do coletor na superfície do mineral, proporcionando uma separação mais seletiva. Um grande número de reagentes inorgânicos (CaO, NaOH, ácido sulfúrico, entre outros) servem como agentes reguladores, controlando o valor do pH e outros que modificam seletivamente a superfície do mineral (NaSH, Na₂S, CuSO₄, CaCN, entre outros), favorecendo a ação do coletor.

Os depressores orgânicos são, geralmente, produtos naturais ou modificados de alto peso molecular (acima de 10.000) contendo um grande número de grupos polares hidratados, os quais são a base para sua ação depressora. Os compostos não iônicos orgânicos são divididos em três grupos: poliglicol éter, polissacarídeos e polifenóis.

Quadro 3 – Alguns surfatantes da classe dos não iônicos.

Designação	Fórmula Estrutural
Metil - isobutil - carbinol	$\begin{array}{c} \text{CH}_3 - \text{CH} - \text{CH}_2 - \text{CH} - \text{CH}_3 \\ \quad \quad \\ \text{CH}_3 \quad \quad \text{OH} \end{array}$
2-etil - hexanol	$\begin{array}{c} \text{CH}_3 - \text{CH}_2 - \text{CH}_2 - \text{CH}_2 - \text{CH}_2 - \text{CH}_2 - \text{OH} \\ \\ \text{CH}_3 - \text{CH}_2 \end{array}$
α - terpineol	
1,1,3 – tri-etóxido - butano	$\begin{array}{c} \text{OC}_2\text{H}_5 \quad \quad \text{OC}_2\text{H}_5 \\ \quad \quad \\ \text{CH}_3 - \text{CH} - \text{CH}_2 - \text{CH} \\ \\ \text{OC}_2\text{H}_5 \end{array}$
2,3 - xilenol	
O-cresol	
Óxido de polietileno	$\text{O}(\text{CH}_2\text{CH}_2)_2=$
Poliglicol éter Onde, R=H ou CH ₃ n = 3 a 7	$\text{R} (\text{O} - \text{C}_3\text{H}_6)_n \text{OH}$

Com relação ao óxido de polietileno, a combinação dos mecanismos ponte de hidrogênio e associações hidrofóbicas pode ser responsável pela adsorção dos mesmos na superfície de minerais hidrofílicos e hidrofóbicos. O grupo funcional éter é responsável pela solubilidade do composto e presumivelmente operam como aceptores de ligação de hidrogênio para as moléculas de água. No entanto, esse grupo pode também atuar como ligante para os adsorventes hidrofílicos em meio aquoso (composto aglutinante). Além disso, as ligações $\text{CH}_2\text{-CH}_2$ do composto são suficientemente hidrofóbicas para interagir com substratos hidrofóbicos. Rúbio e Kitchener (1976), ao estudarem o mecanismo de adsorção do óxido polietileno na sílica, concluíram que os grupos silanol SiOH^- são provavelmente os sítios de adsorção principais para formação de pontes de hidrogênio com os grupos funcionais (éter) do óxido polietileno, embora a adsorção seja mais favorecida quando as regiões entre os sítios são hidrofóbicas (siloxanos ou metilados). Por outro lado, superfícies ionizadas desfavorecem a adsorção desse composto.

Agregação de Surfatante em Solução Aquosa

A concentração micelar crítica (CMC) é aquela na qual os surfatantes formam micelas, isto é, as moléculas orientam-se, agregam-se e formam estruturas em solução. Este fenômeno é inteiramente diferente do que ocorre em um estado de mistura aleatório. Normalmente, quanto maior o comprimento da cadeia hidrocarbônica menor será o valor da CMC. Por outro lado, os grupos polares, ligações duplas e ramificações, presentes em sua estrutura, tendem a aumentar o valor da CMC. O tipo de íon associado ao surfatante catiônico, por exemplo, tem efeitos insignificantes. Já as adições de alguns eletrólitos e álcoois de cadeia longa reduzem consideravelmente a CMC dos surfatantes aniônicos e catiônicos.

Um modelo de micela é apresentado na Figura 5. A parte hidrofóbica do agregado forma o núcleo da micela, enquanto a parte polar encontra-se em contato com a fase aquosa. As micelas são capazes de incorporar, isto é, solubilizar compostos de mesma natureza. As moléculas lipofílicas são incorporadas às micelas formadas em sistemas aquosos, enquanto que as moléculas polares, especialmente a água, são solubilizadas por micelas formadas em soluções orgânicas.

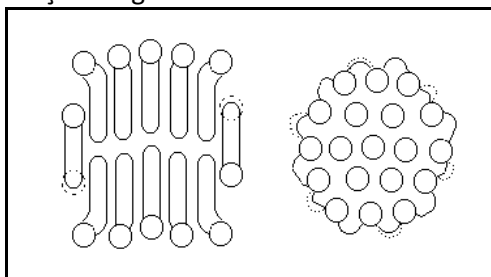


Figura 5 – Representação esquemática de estruturas micelares esférica e laminar (Shinoda, 1978).

Na Figura 6 apresenta-se a variação da tensão superficial em função da concentração dos surfatantes cloreto de dodecilamônio, DDAHCL e brometo de cetil-trimetil amônio, CTAB, (Monte *et al.*, 1994). As curvas a e b da Figura 6 representam fenômenos semelhantes de variação da tensão superficial em faixas de concentração diferentes para os dois sistemas envolvidos. Inicialmente, a tensão superficial diminui quase linearmente com o logaritmo da concentração do surfatante. No entanto, a partir de uma determinada concentração, tem-se uma região cuja tensão superficial permanece praticamente constante, isto é, o aumento da concentração não acarreta variação sensível da tensão superficial da solução.

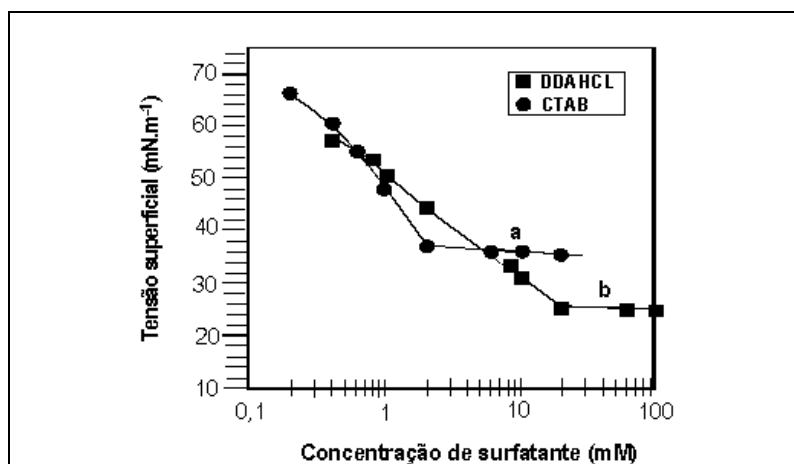


Figura 6 – Variação da tensão superficial em função da concentração de CTAB (curva a) e DDAHCL (curva b) (Monte *et al.*, 1994).

O excesso superficial (Γ) ou densidade de adsorção na interface ar-líquido pode ser calculado pela equação de adsorção de Gibbs (Equação 30). Considerando-se que:

Γ é praticamente constante abaixo da CMC, ii) $\left(\frac{\delta\gamma}{\delta \log C} \right)_T$ aproximadamente nula acima deste valor;

a atividade é proporcional à concentração do soluto, para soluções diluídas.

Desse modo a Equação [25] pode ser modificada :

$$\Gamma = \frac{1}{2,303RT} \left(\frac{\delta\gamma}{\delta \log C} \right)_T \quad [51]$$

sendo a área (A) ocupada por molécula do surfatante dada por:

$$A = \frac{10^{14}}{N\Gamma}, \text{ para } \Gamma \text{ em mol/cm}^2 \quad [52]$$

onde:

$$\left(\frac{\delta\gamma}{\delta \log C} \right)_T = \text{coeficiente angular da reta no trecho anterior à CMC};$$

R, constante universal dos gases (8,31 J/mol.K);

T, temperatura absoluta, K;

Γ , mol/cm²;

N, número de Avogrado (6,02.10²³ mol⁻¹);

A Tabela 3 apresenta os parâmetros mencionados acima, que permitem comparar as propriedades superficiais de soluções aquosas de surfatantes.

Shinoda (1978) demonstrou que, acima da CMC, a atividade do surfatante permanece praticamente constante, quando se aumenta a sua concentração, sendo o excesso convertido em micelas. Pois, se Γ é finito e $\frac{\delta\gamma}{\delta C} \approx 0$, logo $\frac{\delta \ln a}{\delta \ln C} \approx 0$. De fato, o que ocorre é uma mudança de caráter da solução que passa de uma solução regular concentrada para uma solução micelar. As discontinuidades apresentadas em ambas as curvas correspondem à CMC desses surfatantes.

A importante distinção entre a formação de micela e a separação de fase verdadeira é que as micelas constituídas na fase líquida alcançam o equilíbrio ao atingir um certo número de associação. Portanto, não se agregam indefinidamente. O tamanho de uma micela é significativamente menor que o comprimento de onda da luz visível (geralmente, as micelas possuem um raio médio de 12 a 30 Å) e, portanto, a solução apresenta-se transparente como em um sistema monofásico, embora suas propriedades termodinâmicas assemelhem-se àsquelas de um sistema binário (Shinoda, 1978). A entalpia molar parcial, a entropia e a energia livre permanecem praticamente constantes, acima da CMC. Desse modo, o fenômeno pode ser tratado aplicando os conceitos da teoria de soluções regulares.

Tabela 3 – Dados comparativos das propriedades superficiais dos surfatantes CTAB e DDAHCL (Monte *et al.*, 1994).

Surfatante	DDAHCL	CTAB
Γ (mol.cm ⁻²)	3,09x10 ⁻¹	5,83x10 ⁻¹
A (nm ²)	0,54	0,28
CMC (mol.L ⁻¹)	1,1x10 ⁻²	2x10 ⁻³
γ_{CMC}	25,0	38,8

Os surfatantes que formam micelas em solução apresentam ainda uma propriedade peculiar. Acima de uma determinada temperatura, denominada de ponto Krafft, sua solubilidade aumenta bruscamente. Explica-se este comportamento pela menor solubilidade das moléculas dos surfatantes não associadas, comparada com a solubilidade elevada das micelas. Abaixo da temperatura de Krafft, a solubilidade dessas substâncias é insuficiente para dar início à formação de micelas. À medida que a temperatura aumenta, a solubilidade cresce lentamente até atingir-se, na temperatura de Krafft, a CMC (Figura 7). Uma grande porção das moléculas de surfatantes pode, então, ser dispersa sob a forma de micelas, observando-se em consequência, um grande aumento da solubilidade. É interessante salientar que a temperatura de Krafft de muitos surfatantes de cadeia longa, empregados no processo de flotação, está muito próxima da temperatura ambiente, embora as concentrações usadas sejam menores do que os valores das suas respectivas concentrações micelares críticas.

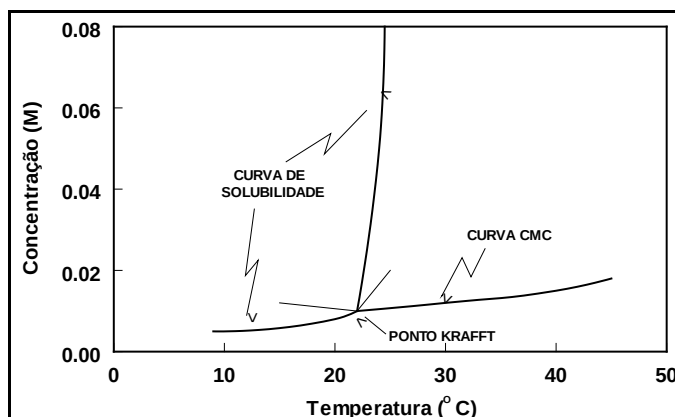


Figura 7 – Relação entre a curva de solubilidade, curva da CMC e ponto Krafft para um surfatante catiônico (Smith, 1988).

Interação Sinérgica entre Surfatantes

A interação de surfatantes na interface líquido-gás foi estudada por Rosen *et al.* (1982a, 1982b, 1983), que desenvolveram um modelo baseado na teoria de formação de micelas desenvolvido por Rubingh (1979). O modelo utiliza os princípios termodinâmicos que formam a base da teoria de soluções regulares.

A teoria de Rosen e Hua (1982a) sobre sinergismo em misturas binárias de surfatantes utiliza os conceitos da teoria de solução regular que permite o cálculo do parâmetro de interação molecular e da fração molar de cada componente na interface ar-líquido, bem como define as condições de sinergismo tendo como referência a tensão superficial dessas soluções. O modelo de Rosen utiliza duas equações principais para quantificar a interação entre dois surfatantes e seu efeito sinérgico na interface líquido-gás:

$$\beta = \frac{\ln \left(\frac{C_1}{C_1^0 \cdot x_{1,s}} \right)}{(1 - x_{1,s})^2} \quad [53]$$

e

$$\frac{(x_{1,s})^2 \cdot \ln \left[\frac{C_1}{C_1^0 \cdot x_{1,s}} \right]}{(1 - x_{1,s})^2 \cdot \ln \left[\frac{C_2}{C_2^0 (1 - x_{1,s})} \right]} = 1 \quad [54]$$

Nas expressões acima, β é o parâmetro que mede a interação molecular entre os surfatantes 1 e 2 na interface líquido-gás. C_1 e C_2 são as concentrações molares dos surfatantes 1 e 2 na solução binária, C_1^0 e C_2^0 são as concentrações molares dos surfatantes 1 e 2 das soluções puras, para uma mesma pressão superficial π da solução binária e $x_{1,s}$ a fração molar do componente 1 na interface ar - solução binária.

As medidas experimentais de tensão superficial em função da concentração total dos surfatantes puros e suas misturas fornecem os parâmetros C_1 , C_2 , C_1^0 e C_2^0 para uma mesma pressão superficial, que é a diferença entre a tensão superficial da água pura e aquelas obtidas para as soluções puras e binárias ($\pi = \gamma - \gamma_0$).

Nessa parte do estudo, o modelo de Rosen é utilizado para definir as condições de sinergismo em misturas binárias de surfatantes na interface ar-líquido tendo como referência a tensão superficial da solução (Rosen e Hua, 1982a). Dessa forma, o sinergismo está presente em uma mistura binária quando a concentração total da mistura binária C_{12} for menor que a concentração individual de cada componente, C_1^0 e C_2^0 , necessária para se atingir uma mesma redução da tensão superficial. Logo:

$$C_1 = C_{12} \alpha \text{ e } C_2 = C_{12} (1 - \alpha) \quad [55]$$

onde α é a fração molar do surfatante 1 na solução binária.

As condições de sinergismo em misturas binárias de surfatantes são (Rosen e Hua, 1982a):

$$\beta < 0 \quad [56]$$

$$\left| \ln \frac{C_1^0}{C_2^0} \right| < |\beta| \quad [57]$$

$$C_{12} < C_1^0 \text{ e } < C_2^0 \quad [58]$$

A Equação [54] pode ser solucionada iterativamente por $X_{1,s}$ quando C_1 , C_2 , C_1^0 e C_2^0 são conhecidos. Esses termos podem ser usados para calcular β (Equação 53). O subscrito 1 refere-se ao íon do surfatante 1 na interface ar-solução binária. O programa Sinergia foi desenvolvido por Valdiviezo et al. (1997) para obter $X_{1,s}$ e β das equações mencionadas acima.

A mistura de tetradecilamina (TDA) e tetra-oxi-polipropileno glicol (DF-250) na proporção $\alpha = 0,70$ apresenta uma interação molecular muito forte como indicado pelo valor calculado para o parâmetro β (Tabela 4). Observe que a interação sinérgica entre esses surfatantes é atrativa, pois as três condições mencionadas acima são simultaneamente satisfeitas.

Tabela 4 – Valores de C_{12} , C_1^0 e C_2^0 , $X_{1,s}$, $\ln \frac{C_1^0}{C_2^0}$ e β para vários valores de pressão superficial (π) para a mistura de TDA com DF-250, na proporção $\alpha = 0,70$, em pH=10,2 e 28°C (Valdiviezo *et al.*, 1997).

π	C_{12}	C_1^0	C_2^0	$X_{1,s}$	$\ln \frac{C_1^0}{C_2^0}$	β
23	$9,00 \times 10^{-6}$	$1,25 \times 10^{-5}$	$1,2 \times 10^{-4}$	0,72	-2,3	-4,7
24	$1,05 \times 10^{-5}$	$1,60 \times 10^{-5}$	$1,5 \times 10^{-4}$	0,71	-2,2	-5,2
25	$1,15 \times 10^{-5}$	$1,75 \times 10^{-5}$	$1,8 \times 10^{-4}$	0,71	-2,2	-5,3
26	$1,40 \times 10^{-5}$	$2,20 \times 10^{-5}$	$2,0 \times 10^{-4}$	0,71	-2,3	-5,0
Média				0,71	-2,25	-5,0

Quanto maior o valor negativo de β , mais forte é a interação e a co-adsorção das espécies iônicas não-iônicas dos dois surfatantes investigados. Este efeito pode ser atribuído à interação atrativa das moléculas adsorvidas nessa interface, devido às forças de van der Waals entre os grupos hidrofóbicos desses surfatantes, representando, neste caso, a principal contribuição.

A resposta à flotação do quartzo e da hematita em função da mistura dos surfatantes, TDA e de estearil-éter-polioxietileno, Brij 76, é apresentada na Figura 8. Os resultados mostram que a flotabilidade da hematita diminui significativamente quando a fração molar do Brij 76 aumenta, favorecendo a separação do quartzo em relação à hematita, para uma fração molar na faixa entre $0,3 < \alpha < 0,8$.

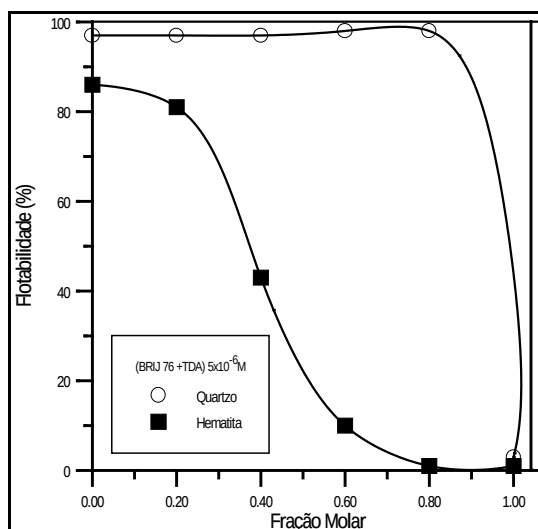


Figura 8 – Flotabilidade do quartzo e da hematita em função da fração molar de TDA e Brij 76, em pH=10 (Valdiviezo *et al.*, 1997).

A DUPLA CAMADA ELÉTRICA

A maior parte das partículas adquire uma carga elétrica na superfície quando postas em contato com um meio aquoso. Os mecanismos mais importantes seriam:

- (i) ionização da superfície;
- (ii) dissolução de íons;
- (iii) adsorção de íons provenientes da solução e
- (iv) defeitos na rede cristalina dos minerais.

Além disso, existe um grande número de partículas cujos grupamentos da superfície ionizam-se e a carga elétrica total das mesmas depende, em grau acentuado, do valor de pH da solução, como indicado pela equação apresentada a seguir.



Observa-se pelas Equações [59] e [60] que há pouca distinção entre o primeiro e terceiro mecanismos já citados, pois a superfície da partícula pode interagir com os íons H^+ e OH^- . Isto é verdadeiro para os óxidos e a maioria dos polímeros (Hunter, 1981). Para que ocorra a migração do surfatante e de outras espécies presentes na solução para a superfície da partícula é necessária a existência de algum tipo de atração da mesma pela superfície em questão. Pode-se ter ações elétricas ou eletrostáticas e, ainda, de forças moleculares de van der Waals, de hidratação ou ligação química (Bruyn

e Agar, 1962). De forma geral, os íons presentes na solução podem ser atraídos para as vizinhanças das partículas apenas por forças eletrostáticas. Quando o íon apresenta uma afinidade especial pela superfície, com exceção da contribuição de natureza eletrostática, considera-se que a adsorção é do tipo específica (Fuerstenau, 1982b). Os fenômenos que ocorrem na interface sólido-líquido podem ser avaliados por meio dos efeitos eletrocinéticos das partículas em suspensão.

A Camada Difusa de Gouy -Chapman

No começo do século XX Gouy e Chapman propuseram a idéia da camada difusa para interpretar o comportamento da interface entre um eletrodo (semelhante a um capacitor) e os íons de uma solução de eletrólito, ao invés do modelo de camada de cargas elétricas fixas, desenvolvido anteriormente por Helmholtz (Bockris e Reddy, 1973). No modelo da dupla camada difusa, os íons na solução são atraídos eletrostaticamente para a superfície do sólido, sendo essa atração contrabalançada pelo movimento dos contra-íons, necessários à equalização da concentração de cargas ao longo da interface (van Hal *et al.*, 1996).

Dessa forma, a distribuição dos íons tipo i no campo elétrico da superfície pode ser descrita pela equação de distribuição de Boltzmann, para todos os tipos de íons. Assumindo que os íons são cargas pontuais, que interagem por meio de forças eletrostáticas, a equação de distribuição pode ser expressa da seguinte forma:

$$n_i(x) = n_i(\infty) \exp \left[\frac{-z F \psi(x)}{RT} \right] \quad [61]$$

onde:

$n_i(x)$ é o número de íons i por unidade de volume a uma distância x da superfície;

z é o número de carga dos íons (incluindo o sinal da carga);

F constante de Faraday;

$\psi(x)$ o potencial na DCE.

O ponto de referência para o potencial é o seio da solução onde $\psi(\infty)$ e $n_i(\infty)$ a concentração de cada espécie iônica no seio da solução. A Equação [61] está em concordância com os seguintes princípios:

- (i) os contra-íons são atraídos para a superfície;
- (ii) os co-íons são repelidos.

A densidade de carga a uma distância x da superfície $\rho(x)$ do sólido é obtida por:

$$\rho(x) = \sum_i n_i(x) z e \quad [62]$$

onde e é a carga do elétron. A relação adicional entre $\psi(x)$ e $\rho(x)$ é fornecida pela equação de Poisson (para um sistema cujo potencial varia em uma só direção):

$$\Delta^2 \psi(x) = - \frac{\rho(x)}{\epsilon_0 \epsilon_r(x)} \quad [63]$$

onde:

ϵ_0 é a permissividade no vácuo;

ϵ_r é a constante dielétrica relativa a uma distância x da superfície.

Neste modelo supõe-se que a superfície é sólida, plana e impenetrável, com uma densidade de carga de superfície σ_s e o potencial de superfície $\Psi_s = \psi(x=0)$, sendo ϵ_r independente da força do campo elétrico. De acordo com a teoria de Gouy-Chapman (GC), para um eletrólito simétrico indiferente, a densidade de carga da camada difusa, σ_d , é:

$$\sigma_d = (8RT\epsilon_0\epsilon_r n_s)^{0,5} \sinh \frac{zF\Psi_s}{2RT} \quad [64]$$

onde $z = z_+ = -z_-$ e $n_s = n_+(\infty) = n_-(\infty)$ e devido à eletroneutralidade da DCE como um todo $\sigma_d = -\sigma_s$.

A teoria de Gouy-Chapman permite calcular os componentes iônicos da carga de uma camada difusa, isto é, a densidade de adsorção dos cátions e dos ânions na DCE, para compensar a carga da superfície (Koopal, 1992):

$$\Gamma_{+,d} = \frac{2RT\epsilon_0\epsilon_r n_s}{z^2 F^2}^{0,5} \exp \frac{zF\Psi_s}{2RT} - 1 \quad [65]$$

e:

$$\Gamma_{-,d} = \frac{2RT\epsilon_0\epsilon_r n_s}{z^2 F^2}^{0,5} \exp \frac{zF\Psi_s}{2RT} - 1 \quad [66]$$

A diferenciação de σ_s com relação à ψ_s fornece a relação para a capacitância da camada difusa:

$$C_d = \epsilon_0 \epsilon_r \kappa \cosh \frac{zF\Psi_s}{2RT} \quad [67]$$

onde κ é definido por:

$$\kappa^2 = \left(\frac{F^2}{\epsilon_0 \epsilon_r RT} \right) \sum_i n_i z_i^2 \quad [68]$$

κ é o parâmetro introduzido por Debye Hückel, tendo a dimensão de comprimento e κ^{-1} é denominado termo recíproco de Debye-Hückel, ou ainda a espessura da DCE.

Para soluções aquosas de eletrólitos simétricos, a temperatura ambiente, a Equação [69] torna-se:

$$\kappa = (10cz^2)^{0,5} \text{ nm}^{-1} \quad [69]$$

onde c é a concentração do eletrólito em $\text{mol} \times \text{dm}^{-3}$.

Para a relação entre o potencial e a distância x da superfície do sólido, a teoria de Gouy-Chapman resulta em [Koopal, 1992]:

$$\tanh \frac{zF\Psi(x)}{4RT} = \tanh \frac{zF\Psi_s}{4RT} \exp(\kappa x) \quad [70]$$

Para baixos valores de potenciais de superfície, isto é, $\frac{zF\Psi_s}{4RT} \ll 1$, a aproximação $\tanh x = x$ pode ser usada e a Equação [70] reduz-se a:

$$\Psi(x) = \Psi_s \exp(\kappa x) \quad [71]$$

A Equação [71] demonstra que a $x = \kappa^{-1}$, $\Psi(x) = \frac{\Psi_s}{e}$, ilustrando porque κ^{-1} é chamado de espessura da dupla camada elétrica. Note que para valores muito pequenos de Ψ_s , a Equação [64] é simplificada:

$$\sigma_s = \epsilon_0 \epsilon_r \kappa \Psi_s \quad [72]$$

A Equação [72] demonstra, mais uma vez, que o parâmetro κ^{-1} , introduzido por Debye-Hückel, representa a espessura da DCE. Neste caso a carga da superfície é proporcional ao potencial de superfície e a DCE é semelhante a um condensador de placas paralelas, separadas por uma distância κ^{-1} .

Em água, a 25° C, $\kappa^{-1} = 3,037 \times 10^{-10} \text{ I}$ (κ^{-1} em metro), onde I representa a força iônica e m_i a molaridade [Shaw, 1994]:

$$I = \frac{1}{2} \sum z_i m_i \quad [73]$$

A presença de κ nas relações para Ψ_s resulta no efeito da força iônica sobre a variação do potencial em relação à distância. Quando a concentração do eletrólito aumenta consideravelmente, a camada difusa é forçada a contrair-se (Figura 9).

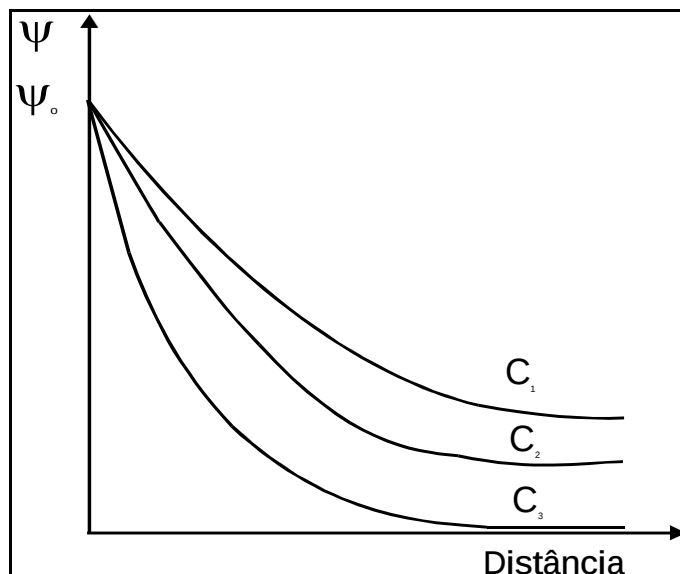


Figura 9 – Efeito da concentração de eletrólito na parte difusa da DCE, $C_1 < C_2 < C_3$.

A Dupla Camada de Stern-Gouy-Chapman

Uma das mais importantes contribuições da teoria de Stern, além da combinação dos dois modelos mencionados, foi considerar os efeitos da adsorção específica, isto é, os íons poderiam ser adsorvidos na superfície por forças de caráter não eletrostático. Segundo o modelo de Stern, nas vizinhanças da superfície uma primeira camada estacionária seria formada por íons adsorvidos à superfície por adsorção específica ou forças eletrostáticas. O restante dos íons, de carga oposta àquela da superfície e necessários à neutralização, estariam espalhados por efeito da agitação térmica, decrescendo exponencialmente sua concentração, de acordo com a teoria de Gouy-Chapman. A Figura 10 apresenta uma representação esquemática da distribuição do potencial eletrostático de acordo com o modelo SGC.

A carga da superfície é compensada pela soma das cargas no plano de Stern, σ_1 , e na camada difusa, σ_d :

$$\sigma_s = -(\sigma_1 + \sigma_d) \quad [74]$$

Isto significa que no modelo de Stern-Gouy-Chapman (SGC), ψ_s pode ser substituído por ψ_d e σ_s por $-\sigma_d$ nas Equações [64] – [72]. Frequentemente, ψ_d é consideravelmente menor que ψ_s , especialmente no caso de adsorção específica. O modelo SGC é sem dúvida o mais utilizado para descrever a estrutura da dupla camada elétrica em sistemas coloidais e considera a influência dos eletrólitos na carga superficial da partícula.

A contribuição de Grahame (Bockris e Reddy, 1970) ao modelo de Stern consistiu em, ao considerar os efeitos da adsorção específica, subdividir a camada estacionária de Stern em duas partes, caracterizadas por dois planos (Figura 11). O Plano Interno de Helmholtz (PIH), lugar geométrico do centro dos íons desidratados, pelo menos parcialmente, e especificamente adsorvidos, e o Plano Externo de Helmholtz (PEH), onde estariam adsorvidos os contra-íons (de carga contrária à superfície) hidratados, coincidindo esse (o PEH) com o plano de Stern. Esta extensão é conhecida como o modelo de Helmholtz e Grahame ou de tripla camada elétrica (TL).

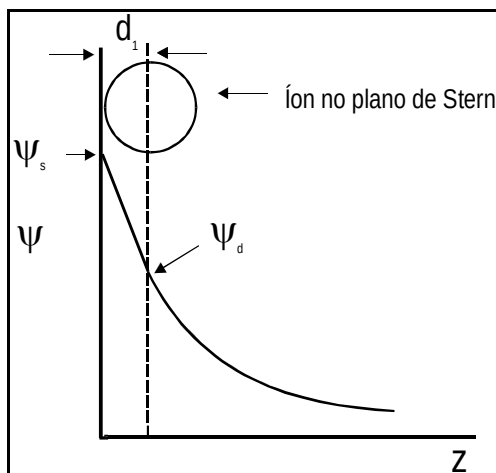


Figura 10 – Distribuição do potencial eletrostático na DCE pelo modelo SGC.

Os contra-íons do eletrólito são atraídos por um potencial eletrostático, ψ_β , e um potencial de adsorção não-eletrostático, σ , no plano interno de Helmholtz, PIH, com os seus centros localizados a uma distância β da superfície. Os contra-íons poderiam formar complexos com grupos carregados da superfície, no PIH. O plano externo de Helmholtz, PEH, o mais interno da camada difusa, está localizado a uma distância da superfície, onde o potencial é ψ_d (Braggs *et al.*, 1994). Na ausência de impurezas orgânicas e polieletrólitos adsorvidos na superfície, ψ_d pode ser considerado o potencial electrocinético no plano de cisalhamento (potencial zeta, ζ) (Alvarez *et al.*, 1996).

A contribuição complementar de Brockris (1973) a este modelo é também importante. Refere-se à demonstração de que grande parte da superfície deve estar recoberta inicialmente por uma camada de moléculas de água, onde a constante dielétrica seria bem pequena devido à imobilidade a que estão submetidas (Figura 12). O PIH é aquele que passa pelos centros dos íons não solvatados e especificamente adsorvidos na superfície do sólido. O PEH é aquele que passa pelos centros dos contra-íons solvatados e situados próximos à superfície do sólido.

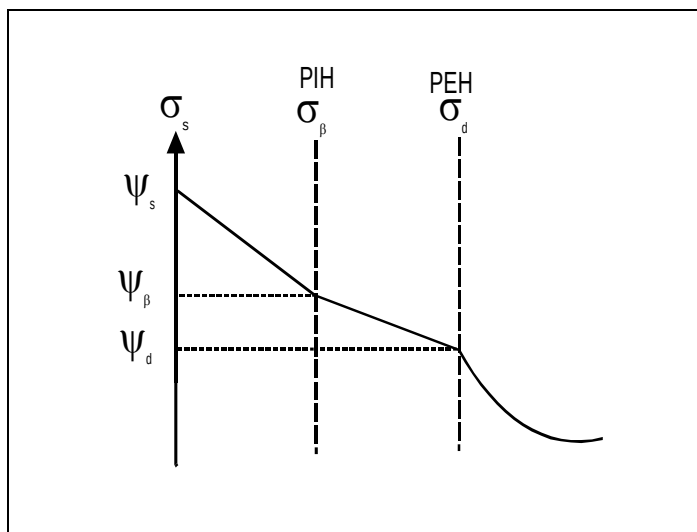


Figura 11 – Distribuição do potencial eletrostático pelo modelo de tripla camada elétrica (TLC).

As principais características das teorias mais recentes, entre outras, para descrever o mecanismo de geração de carga são (van Hal *et al.*, 1996):

- (i) a interação ocorre em sítios específicos;
- (ii) as interações podem ser equacionadas através da lei de conservação de massa;
- (iii) a carga da superfície resulta dessas interações;
- (iv) o efeito das interações na carga superficial das partículas pode ser interpretado à luz da teoria da dupla camada elétrica.

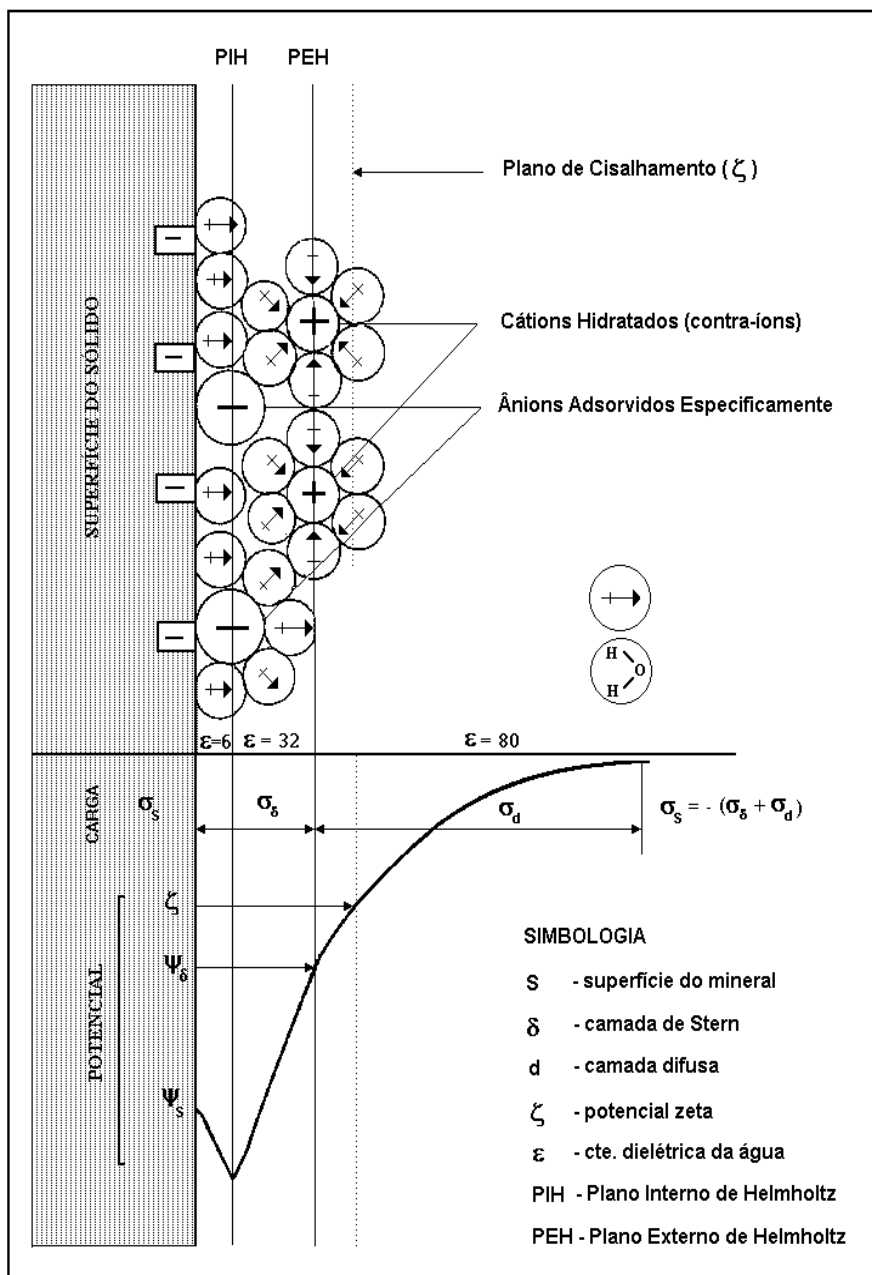


Figura 12 – Modelo de TL e Bockris para a dupla camada elétrica.

Potencial Zeta (ζ)

A variação do potencial eletrostático ao longo da interface, apresentado nas Figuras 10, 11 e na seção inferior da Figura 12, é hipotético. Na DCE, o único potencial que pode ser medido experimentalmente é o potencial zeta (ζ), isto é, o potencial medido no plano de cisalhamento entre a partícula e a solução, quando os dois estão em movimento relativo, na presença de um campo elétrico. Este deslocamento diferencial das partes da DCE leva ao aparecimento de um potencial eletrocinético, podendo ser medido por meio dos quatro fenômenos ou efeitos eletrocinéticos (Hunter, 1981): eletroforese, eletroosmose, potencial de escoamento e potencial de sedimentação. O plano de Stern é considerado por alguns autores como o plano de cisalhamento onde são efetuadas as determinações eletrocinéticas do potencial zeta (Fuerstenau, 1982b).

O potencial zeta (ζ) é um importante parâmetro a ser medido com auxílio da eletrocinética. As técnicas mais usadas na determinação do potencial ζ são a eletroforese e o potencial de escoamento. A técnica de eletroforese consiste em medir a mobilidade eletroforética das partículas carregadas em uma suspensão aquosa (as partículas eletricamente carregadas, suspensas em uma polpa, movimentam-se sob a ação de um campo elétrico aplicado).

Na prática, efetuam-se várias medidas da mobilidade eletroforética das partículas dispersas em solução aquosa. O cálculo de ζ com base nessas medidas pode ser feito segundo a equação de Smoluchowski (Hunter, 1981):

$$\zeta = 12.8 \mu_e \quad [75]$$

estando o potencial ζ expresso em mV e a mobilidade μ_e em $\mu\text{m s}^{-1} / \text{V cm}^{-1}$.

Utilizando a Eletrocinética no Estudo da Flotação dos Minerais

Para uma maior seletividade na separação por flotação de minerais valiosos, é importante identificar os mecanismos principais de geração de carga na interface mineral-solução aquosa. A determinação do potencial zeta das partículas minerais leva a uma melhor compreensão, em muitos dos seus aspectos fundamentais, dos mecanismos de adsorção de surfatantes na superfície dos minerais.

Inicialmente, é necessário identificar as espécies iônicas responsáveis pela geração de carga na superfície do mineral (íons determinantes do potencial), por determinações do potencial eletrocinético dessas partículas na presença desses íons. Dessa forma, torna-se possível identificar as espécies iônicas que afetam o potencial zeta e a extensão da dupla camada elétrica, sem as interações específicas dos compostos iônicos com a superfície. A seguir, consideram-se as espécies iônicas que adsorvem na parte mais interna da DCE, o PIH, por meio de interação específica.

A identificação dos efeitos relacionados às espécies de eletrólitos simples permite ainda examinar o comportamento eletrocinético das partículas na presença de solutos mais complexos, tais como, hidroxicomplexos de metais, surfatantes, polieletrólitos, polímeros entre outros. Logo, o estudo detalhado das propriedades eletrocinéticas facilita a compreensão dos mecanismos de flotação para muitos minerais.

Os íons determinantes do potencial (i.d.p.) são aqueles que exercem um controle significativo sobre a carga da superfície, σ_s , e a carga da superfície da fase dispersa, σ_d .

No caso de óxidos inorgânicos simples (SiO_2 , Al_2O_3 , TiO_2), de baixa solubilidade, a carga da superfície é atribuída à dissociação anfotérica (Hunter, 1981). Por exemplo:



A carga superficial de cada uma das interfaces é dada por (Hunter, 1981):

$$\sigma_o = e(v_+ - v_-) \quad [78]$$

onde e é a carga eletrônica e v_+ e v_- são os números dos sítios positivos e negativos por unidade de área.

Para uma superfície composta por sítios neutros que adsorvem H^+ e OH^- , a carga superficial do sólido é determinada pelas densidades de adsorção, Γ_{H^+} e Γ_{OH^-} , em mol por unidade de área:

$$\sigma_o = F(\Gamma_{\text{H}^+} - \Gamma_{\text{OH}^-}) \quad [79]$$

O ponto correspondente à atividade dos íons determinantes do potencial em que a carga superficial é zero é denominado ponto de carga zero (p.c.z.), que é um dos parâmetros importantes no estudo da flotação dos minerais, pois indica, entre outros, o tipo de surfatante que deverá ser usado no processo bem como as condições químicas de dispersão da polpa.

Para sólidos iônicos (CaF_2 , AgCl , BaSO_4), os íons dos átomos que os compõem, em geral, são determinantes do potencial e, por conseguinte, existirá uma determinada concentração de i.d.p. na qual a carga da superfície é zero. O p.c.z. é determinado experimentalmente pela medida dos valores do potencial zeta em função da concentração de i.d.p.

No caso de minerais de composição mais complexa, como a fluorapatita, todos os cátions e ânions presentes no sistema (H^+ , OH^- , Ca^{2+} , CaOH^+ , PO_4^{3-} , HPO_4^{2-} , H_2PO_4^- , F^- , etc.) contribuem para a determinação do potencial, sem que se possa precisar um par definido de i.d.p. Mesmo nessas condições, a carga elétrica das partículas depende do

valor de pH da solução, sendo possível a determinação do valor de pH que anule o potencial zeta, sendo este denominado ponto isoelétrico de carga (p.i.e.).

Dessa forma, tem-se que para um sistema mineral-solução aquosa o p.i.e. pode ser definido como o pH da solução no qual o potencial ζ é nulo. O valor de ψ_0 não é necessariamente nulo quando ζ é 0. Por outro lado, quando ψ_0 é nulo, obrigatoriamente ζ também o será. Logo, na ausência de íons especificamente adsorvidos no PIH, o p.c.z. e o p.i.e. são coincidentes.

O p.i.e. constitui uma característica especial de um sistema mineral-solução, uma vez que a adsorção de surfatantes na DCE pode ocorrer no plano de cisalhamento e, portanto, o sinal e o valor do potencial ζ exerce influência significativa no processo de adsorção.

A Tabela 5 apresenta valores de p.c.z. de alguns sólidos iônicos, para os quais as atividades dos íons determinantes do potencial eletrocinético podem ser calculadas, se a solubilidade e as reações de equilíbrio dos produtos de hidrólise são conhecidos (Fuerstenau, 1982b). Alguns valores experimentais de p.c.z. para óxidos e sulfetos são apresentados na Tabela 9 (LEJA, 1982).

Tabela 5 – O ponto de carga zero para alguns minerais (Fuerstenau, 1982b).

Material	pcz.
Fluorapatita, $\text{Ca}_5(\text{PO}_4)_3(\text{F},\text{OH})$	pH 6
Hidroxiapatita, $\text{Ca}_5(\text{PO}_4)_3(\text{OH})$	pH 7
Calcita, CaCO_3	pH 9,5
Fluorita, CaF_2	pCa 3
Barita (sintética), BaSO_4	pBa 6,7
Iodeto de prata, AgI	pAg 5,6

Tabela 6 – O p.c.z. para alguns óxidos e sulfetos (Fuerstenau, 1982b; Leja, 1982).

Material	pH _{p.c.z.*} Experimental	Material	pH _{p.c.z.*} Experimental
Quartzo, SiO_2	1,8	Coríndon, Al_2O_3	9,1
Cassiterita, SnO_2	7,3	Calcopirita (CuFeS_2)	1,8
Hematita natural Fe_2O_3	4,8-6,7	Pirita (FeS_2)	2,0
Hematita sintética Fe_2O_3	8,6	Pirrotita (FeS)	2,0
Goethita, FeOOH	6,8	Esfalerita ZnS	2,0-2,3

A Figura 13 apresenta dados experimentais do potencial eletrocinético de partículas de zircônia em função do pH e da concentração de KCl. Conforme pode ser observado, as curvas passam pelo mesmo ponto isoelétrico (p.i.e. = 5,4), no qual $\zeta=0$, sendo este independente da força iônica da solução de KCl. Este fato sugere que o KCl é um eletrólito indiferente, não ocorrendo adsorção específica no sistema. Nesse caso, o p.i.e. coincide com o p.c.z. Já a diminuição dos valores negativos do potencial zeta com o aumento da concentração de KCl é consistente com o acúmulo de contra-íons no PEH e com a compressão da DCE. O efeito que o valor de pH exerce sobre o potencial zeta dessas partículas sugere que os íons H^+ e OH^- são íons determinantes do potencial para o sistema em questão.

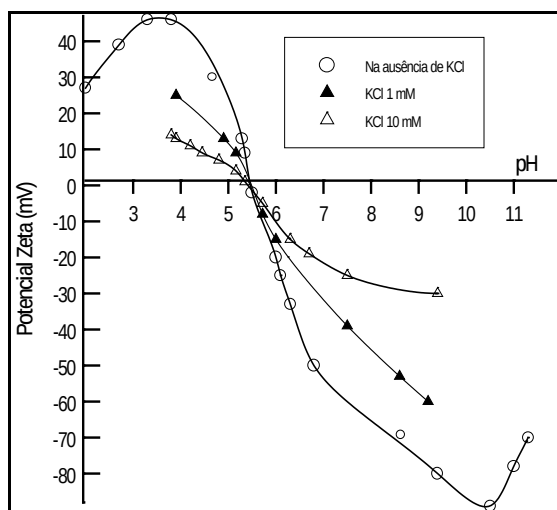


Figura 13 – Influência do pH e da concentração de KCl no potencial zeta das partículas de zircônia (Leja, 1982).

A Figura 14 é uma representação de duas curvas típicas ζ versus pH (Fuerstenau e Shibata, 1999). A curva I representa o efeito do pH no potencial zeta de um óxido na presença de um eletrólito indiferente (força iônica constante) como por exemplo, $NaNO_3$ na concentração de 10^{-3} M. O ponto A é o p.c.z. do óxido, pois somente os íons determinantes do potencial de superfície e os indiferentes estão presentes no sistema. Se um surfatante aniônico é adicionado à uma solução, contendo a mesma concentração de i.d.p. (eletrólito suporte), a adsorção específica do mesmo na superfície do óxido pode ocasionar um deslocamento na curva ζ versus pH, conforme apresentado na curva II. No ponto B, todos os ânions adsorvidos estão no plano de Stern ($\sigma_s = \sigma_o$), e o potencial zeta é zero. O ponto B é denominado ponto de reversão do potencial zeta, mas não é o p.c.z. O ponto C (que deveria ser chamado de ponto de carga zero para a adsorção específica) é o ponto de interseção das duas curvas, indicando que a superfície está carregada muito negativamente sendo os ânions do surfatante repelidos.

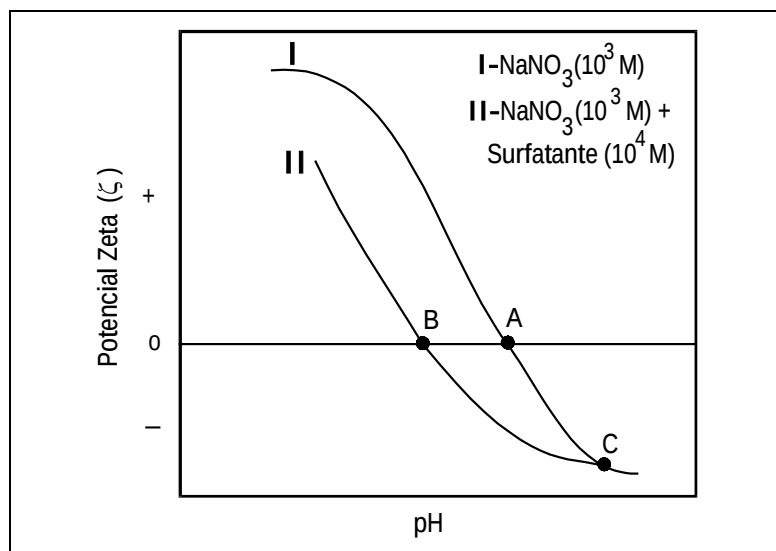


Figura 14 – Representação esquemática da variação do potencial zeta de um óxido em função do pH, na presença e na ausência de adsorção específica de um surfatante, a força iônica constante (Fuerstenau e Shibata, 1999).

As propriedades eletrocinéticas de partículas de talco, na presença de eletrólito indiferente (KCl), do polímero aniônico carboximetilcelulose, e de $\text{AlCl}_3 \cdot \text{H}_2\text{O}$, são apresentadas na Figura 15 (Gomes e Oliveira, 1991). Observa-se que as partículas de talco adquirem valores de mobilidade eletroforética mais negativos devido à adsorção do polímero aniônico. A adsorção específica de natureza química e a interação por pontes de hidrogênio por meio dos grupos carboxílicos do polímero de celulose parecem ser os responsáveis por esse comportamento. Por outro lado, na presença de $\text{AlCl}_3 \cdot \text{H}_2\text{O}$ na concentração de 200 mg L^{-1} , a mobilidade eletroforética das partículas de talco assume valores positivos, sendo que os valores máximos são observados na faixa de pH próxima a 4,7. Esses resultados poderiam ser analisados levando-se em consideração a distribuição das espécies de alumínio em uma solução de cloreto de alumínio. De acordo com o diagrama apresentado na Figura 16, as espécies $\text{Al}(\text{OH})_2^+$ e AlOH^{++} predominam na faixa de pH próxima aos valores máximos positivos de mobilidade eletroforética encontrados para o talco. A mudança de sinal de negativo para positivo das partículas de talco pode estar relacionada à predominância dessas espécies em solução bem como a sua adsorção na superfície do talco.

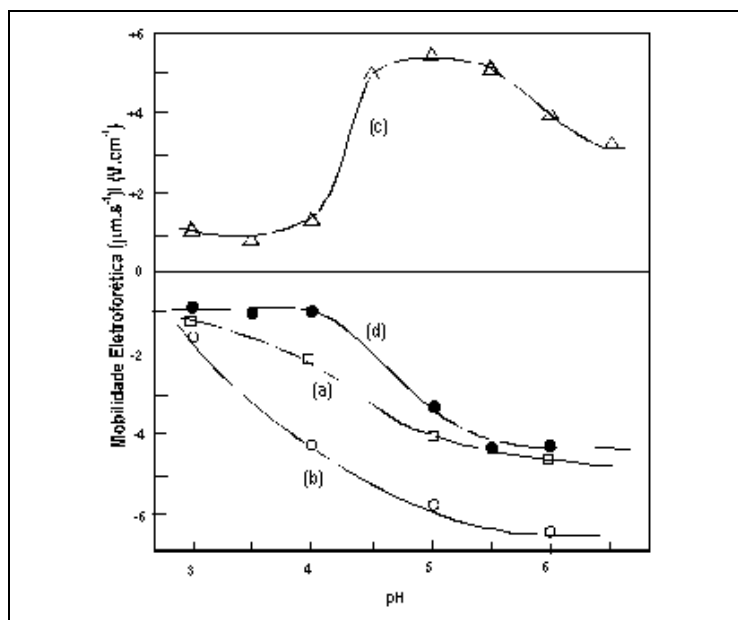


Figura 15 – Influência do pH na mobilidade eletroforética de partículas de talco na presença de a) 10^{-3} M de KCl, b) 100 mg.L^{-1} de carboxi metil celulose, c) 200 mg.L^{-1} de $\text{AlCl}_3 \cdot 6\text{H}_2\text{O}$ e d) 200 mg.L^{-1} de $\text{AlCl}_3 \cdot 6\text{H}_2\text{O}$ e 100 mg.L^{-1} de carboximetilcelulose (Gomes e Oliveira, 1991).

Com relação à adsorção de cátions polivalentes, três mecanismos foram sugeridos (Fuerstenau *et al.*, 1970; Fuerstenau e Healy, 1972):

- (i) formação de moléculas de água pela reação entre o grupo OH^- existente na estrutura do hidroxicomplexo metálico e o íon hidrogênio adsorvido na interface mineral/solução;
- (ii) formação de ligações de hidrogênio entre o hidroxicomplexo metálico e o oxigênio da superfície do sólido e iii) precipitação e adsorção do hidroxicomplexo metálico na superfície do mineral.

O terceiro mecanismo é o menos provável de estar ocorrendo nesse sistema, pois a precipitação de $\text{Al}(\text{OH})_3$ poderia somente ocorrer para valores de pH superiores a 5,5 (Figura 15, curva c).

Quando 100 mg.L^{-1} de carboximetilcelulose foram adicionados depois do pré-tratamento da superfície do talco com cloreto de alumínio, os valores de mobilidade eletroforética apresentam-se, novamente, negativos (Figura 15, curva d). A reversão do sinal de carga da superfície do mineral pela adsorção do polímero aniônico, após tratamento prévio com $\text{AlCl}_3 \cdot 6\text{H}_2\text{O}$, demonstra, que embora a adsorção possa ser influenciada pela atração eletrostática entre a carga positiva da superfície do talco

(adsorvida pelo $\text{AlCl}_3 \cdot 6\text{H}_2\text{O}$) e o polímero aniônico (carregado negativamente), a adsorção específica de natureza química está também envolvida (Gomes e Oliveira, 1991). Dessa forma, sob condições controladas de pH e concentração de hidróxido de alumínio e carboximetilcelulose, a depressão do talco de minérios sulfetados pode ser significativamente melhorada.

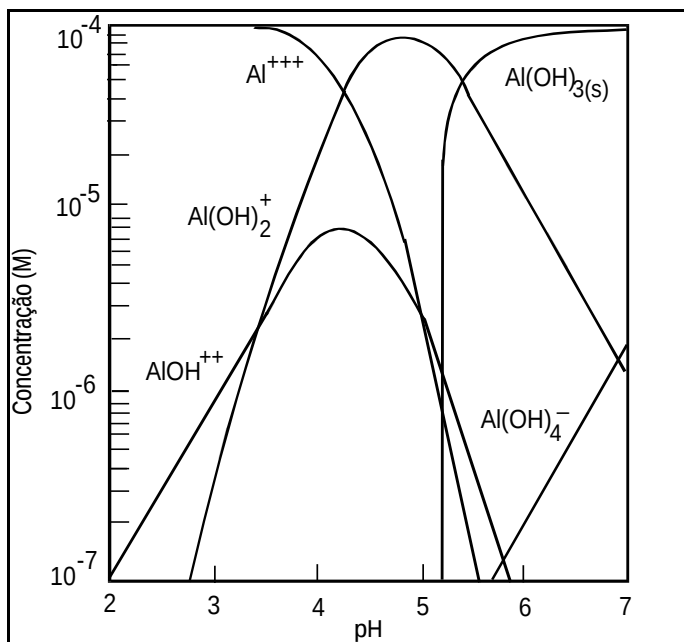


Figura 16 – Diagrama da concentração logarítmica para 10^{-4} M de Al^{+3} . (Fuerstenau e Palmer, 1976).

ENERGIA LIVRE DE ADSORÇÃO DE SURFATANTES

A energia livre padrão de adsorção, referente à interação entre o surfatante e a superfície do mineral, pode ser determinada com base nos dados de adsorção obtidos para diferentes concentrações de equilíbrio. Em um sistema heterogêneo, o equilíbrio é atingido quando o potencial químico de uma mesma espécie é igual em todas as fases. Para um surfatante representado pela espécie i , o seu potencial químico, μ_i , na solução é dado pela Equação [29].

De maneira análoga, o potencial químico da mesma espécie na superfície do mineral, μ_i^s , é:

$$\mu_i^s = (\mu_i^0)^s + RT \ln a_i^s \quad [80]$$

onde:

$(\mu_i^0)^s$ é o potencial químico padrão da espécie na superfície do mineral;

R a constante dos gases ideais;

T temperatura absoluta;

a_i^s a atividade da espécie na superfície.

Nas condições de equilíbrio, sendo $\mu_i = \mu_i^s$, tem-se que:

$$\frac{a_i^s}{a_i} = \exp \frac{\mu_i^0 - (\mu_i^0)^s}{RT} \quad [81]$$

Esta relação pode ser transformada na equação de Stern-Grahame, por meio das seguintes considerações:

$$a_i = C \quad [82]$$

onde C é a concentração na fase *bulk*.

$$a_i^s = \frac{\Gamma_\zeta}{2r} \quad [83]$$

onde Γ_ζ é a densidade de adsorção no plano de Stern e r o raio iônico do íon adsorvido. A energia livre padrão de adsorção, $\Delta G_{ads.}^0$, é definida como:

$$\Delta G_{ads.}^0 = (\mu_i^0)^s - \mu_i^0 \quad [84]$$

Pela substituição das Equações [83-85], na Equação [81] é obtida a equação de Stern-Grahame (Fuerstenau, 1982b):

$$\Gamma_\zeta = 2 r C \exp \frac{-\Delta G_{ads.}^0}{RT} \quad [85]$$

Esta equação foi utilizada por Oliveira (1986), para o cálculo da energia livre padrão de adsorção de ácido oléico na superfície da fluorita, com base nos resultados dos ensaios de adsorção (Tabela 7) e considerando-se o valor limite de sua aplicabilidade às concentrações de equilíbrio correspondentes, aproximadamente, à formação de uma monocamada.

Tabela 7 – Resultados dos ensaios de adsorção de ácido oléico em fluorita em pH=8 (Oliveira, 1986).

Concentração Inicial $\mu\text{mol.L}^{-1}$	Concentração Final $\mu\text{mol.L}^{-1}$	Quantidade Adsorvida μmol	Densidade de Adsorção $\mu\text{mol.m}^{-2}$
70,92	2,48	2,74	1,90
106,38	3,55	4,11	2,85
177,30	4,61	6,91	4,80
212,76	5,32	8,30	5,76
248,23	5,32	9,72	6,75
283,68	12,41	10,85	7,54
319,15	16,67	12,10	8,40
354,60	19,15	13,42	9,32
425,53	62,41	14,52	10,09
496,45	104,07	14,26	9,90
567,37	104,26	18,52	12,86
709,22	280,85	17,13	11,90
1063,83	433,33	25,22	17,51
1418,44	414,89	40,14	27,88
1773,05	414,89	54,33	37,73

Granulometria da amostra $-53+2 \mu\text{m}$. Superfície específica BET: $0,36 \text{ m}^2 \text{ x g}^{-1}$. Volume de solução contactada: 40 ml

Os cálculos da variação da energia livre padrão correspondentes à adsorção de ácido oléico na fluorita estão apresentados na Tabela 8.

Tabela 8 – A variação da energia livre padrão correspondente à adsorção de ácido oléico em fluorita a 25°C , em pH=8,0, a partir da Equação [85] e com base nos resultados dos ensaios de adsorção (Tabela 10) (Oliveira, 1986).

Concentração de Equilíbrio, C mol.cm^{-3}	Densidade de Adsorção, Γ $(\text{mol.cm}^{-2}) \times 10^{10}$	$\frac{-\Delta G_{\text{ads.}}^0}{RT}$	$-\Delta G_{\text{ads.}}^0$ (kJ.mol^{-1})
$2,48 \times 10^{-9}$	1,82	14,18	35,13
$3,55 \times 10^{-9}$	2,70	14,22	35,22
$4,61 \times 10^{-9}$	4,55	14,48	35,86
$5,32 \times 10^{-9}$	5,46	14,51	35,96
$5,32 \times 10^{-9}$	6,39	14,67	36,35
$1,21 \times 10^{-8}$	7,14	13,97	34,52
$1,67 \times 10^{-8}$	7,95	13,75	34,05
$1,91 \times 10^{-8}$	8,82	13,72	33,98
$6,24 \times 10^{-8}$	9,57	12,61	31,25
$1,40 \times 10^{-7}$	9,38	11,79	29,20
$1,04 \times 10^{-7}$	12,20	12,35	30,58

$R = 8,314 \text{ J.mol}^{-1} \cdot \text{K}^{-1}$, $T = 298\text{K}$; $R = 2,55 \times 10^{-8} \text{ cm}$, $T=298 \text{ K}$, $R = 2,55 \times 10^{-8} \text{ cm}$

É importante analisar o significado do termo $\Delta G_{\text{ads.}}^{\circ}$ na equação [85]. Se a adsorção ocorre simplesmente por atração eletrostática ou no caso de eletrólitos indiferentes, tem-se:

$$\Delta G_{\text{ads.}}^{\circ} = \Delta G_{\text{elet.}}^{\circ} = zF\Psi_{\zeta} \quad [86]$$

onde, z é a valência do íon adsorvido, F a constante de Faraday e Ψ_{ζ} o potencial no plano de Stern, considerando que o potencial zeta aproxima-se do potencial no plano de Stern.

Para sistemas com adsorção específica, a energia livre padrão é dada por:

$$\Delta G_{\text{ads.}}^{\circ} = zF\Psi_{\zeta} + \Delta G_{\text{esp.}}^{\circ} \quad [87]$$

Uma estimativa do valor de $\Delta G_{\text{esp.}}^{\circ}$ pode ser realizada nas condições em que $\Psi_{\zeta} = 0$, ou seja por meio da determinação de $\Delta G_{\text{esp.}}^{\circ}$ quando a mobilidade eletroforética das partículas é zero, admitindo-se a simplificação da coincidência entre o plano do potencial zeta e o plano de Stern.

O valor de $\Delta G_{\text{esp.}}^{\circ}$ é considerado por Fuerstenau (1982b) como sendo composto de:

$$\Delta G_{\text{esp.}} = \Delta G_{\text{quim.}} + \Delta G_{\text{CH}_2} + \Delta G_{\text{hid.}} \quad [88]$$

onde:

$\Delta G_{\text{quim.}}$ representa a variação da energia livre devida à formação de ligações covalentes com a superfície;

ΔG_{CH_2} representa a interação causada pela associação de cadeias orgânicas dos surfatantes adsorvidos (ligações hidrofóbicas);

ΔG_{hid} é a contribuição, para a adsorção, dos efeitos de hidratação da parte polar do coletor e do mineral em questão.

Da Equação [87] depreende-se que a denominação adsorção específica pode corresponder tanto a uma adsorção física como uma adsorção química, dependendo do tipo de ligação envolvida.

Com relação à fluorita, observa-se pela Figura 17 que, inicialmente, quando a densidade de adsorção é inferior à formação de uma primeira monocamada, $-\Delta G_{\text{ads.}}^{\circ}$ aumenta com a concentração de ácido oléico atingindo $36,3 \text{ kJ.mol}^{-1}$. Isto significa que a adsorção é favorecida termodinamicamente no trecho inicial,

provavelmente, por associações hidrofóbicas entre as cadeias do surfatante. O valor de $-\Delta G_{\text{ads}}^0$ encontrado ($36,3 \text{ kJ.mol}^{-1}$) aproxima-se do limite mínimo mencionado na literatura para a adsorção química (42 kJ.mol^{-1}). De fato, a presença de oleato de cálcio, identificada por outros autores por espectrometria de infravermelho, reforça a hipótese de quimissorção (Adamson, 1990). Com a aproximação da formação de uma monocamada, o valor de $-\Delta G_{\text{ads}}^0$ passa a decrescer de maneira sistemática, indicando que o recobrimento de grande parte da superfície original da fluorita pelo ácido oléico torna mais difícil a continuidade da adsorção.

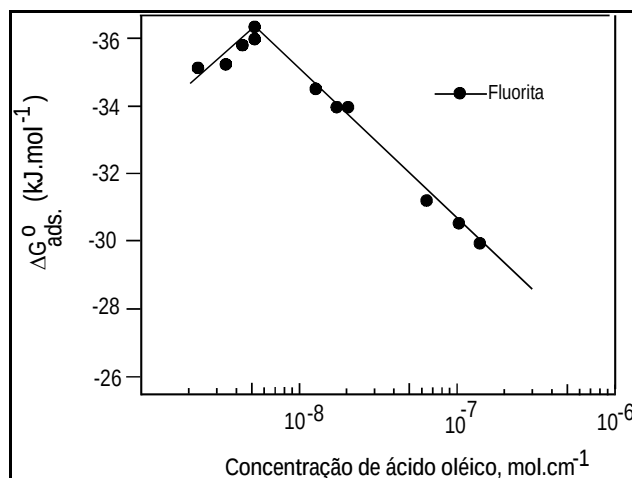


Figura 17 – Variação da energia livre padrão (ΔG_{ads}^0) da adsorção de ácido oléico em fluorita, a 25°C , em $\text{pH} = 8,0$, em função da concentração de equilíbrio (Oliveira, 1986).

PANORAMA BRASILEIRA: ESTUDOS DE CASO

A indústria mineral brasileira é rica em exemplos de aplicações práticas dos fundamentos da química de superfície. Os casos mais relevantes serão discutidos a seguir.

Sulfetos de Cobre - Caraíba (Pereira, Álvares da Silva e Peres, 1988)

No início de sua operação, a usina de concentração da Mineração Caraíba produzia concentrados de sulfetos de cobre que eram exportados, pois a unidade de extração metalúrgica ainda estava em construção. A usina, tratando 5 milhões de toneladas por ano, produzia concentrados com teores típicos de 7,5% MgO e 20% SiO_2 , incompatíveis com a etapa subsequente (*flash smelter*), cujas especificações máximas eram: 4,25% MgO e 12,75% SiO_2 . A caracterização mineralógica identificou calcopirita e bornita como portadores de cobre e hiperstênio, diopsídio, hornblenda, plagioclásio e

biotita como principais minerais de ganga. Estudos de liberação realizados em concentrados impuros revelaram ser o hiperstênio, $\text{FeMg}(\text{SiO}_3)_2$, a principal fonte de contaminação dos concentrados e confirmaram um grau de liberação de 60% entre este silicato e os sulfetos de cobre.

Ficou, então, nítido que estava ocorrendo adsorção dos tio-coletores empregados sobre o hiperstênio, causando sua flotação inadvertida, já que a distribuição granulométrica não sugeria contaminação por arraste.

A revisão da literatura revelou que silicatos podem ser recuperados por flotação, na faixa alcalina de pH, com coletores aniônicos somente se uma ligeira dissolução do mineral leva a uma das seguintes condições (Cases, 1969; Palmer *et al.*, 1975; Fuerstenau e Palmer, 1976):

- (i) os cátions dissolvidos se hidrolizam, formando hidroxicomplexos, que se adsorvem especificamente na superfície mineral, por ligação de hidrogênio e/ou reações que levam à formação de água;
- (ii) a quebra de ligações predominantemente iônicas (cátion metálico-oxigênio ou cátion metálico-silício) expõe os cátions que, após dissolução, formam precipitados superficiais metal-coletor, indispensáveis para a flotação.

Estudos de Peck e Wadsworth (1967) mostraram que oleato se adsorve quimicamente na fenacita na faixa de pH em torno de 6,5, região em que a predominância de hidroxicomplexos coincide com o máximo de flotabilidade. Fuerstenau *et al.*, (1977) estudaram o efeito dos cátions Fe^{2+} , Mg^{2+} e Ca^{2+} sobre os minerais augita e diopsídio. Observou-se boa correlação entre reversões de potencial zeta, predominância de hidroxicomplexos e máximos de flotabilidade.

O efeito de cátions divalentes da rede é mais pronunciado que o dos trivalentes, devido ao fato dos primeiros serem ligados tetraedricamente ao oxigênio, enquanto os trivalentes são ligados octaedricamente, sendo portanto menos solúveis.

Entre as diversas investigações sobre interação entre silicatos e coletores aniônicos, poucas se referem a tiocoletores. Fuerstenau *et al.*, (1966) estudaram o sistema quartzo - amilxantato de potássio na presença de cátions Pb^{2+} , Zn^{2+} , Cu^{2+} e Mg^{2+} . A principal conclusão foi de que interações em sistemas silicatos e tio-coletores seriam mecanisticamente similares a aquela em sistemas silicatos oleatos ou sulfonatos. A importância do efeito ativador do primeiro hidroxicomplexo foi novamente enfatizada.

Estudos específicos sobre o comportamento do hiperstênio na flotação não foram encontrados. Leja (1982) relata que o ponto de carga zero da bronzita (hiperstênio com FeO entre 5 e 13%) situa-se em pH 3,3. Deju e Bhappu (1966) mediram o PCZ da enstatita (FeO < 5%) chegando ao valor de pH de 3,75.

Os trabalhos experimentais envolveram a determinação de potencial zeta em função do pH para hiperstênio puro em presença de eletrólito indiferente e de cátions Al^{3+} , Cu^{2+} , Mg^{2+} , Fe^{2+} e Ca^{2+} . Observou-se nítida correlação entre predominância do primeiro hidroxicomplexo e reversão do potencial zeta. No caso do cátion ferroso, a oxidação natural, em sistema aberto à atmosfera, dificultou determinações para concentrações superiores a $1 \times 10^{-5} \text{ M}$ e a reversão não foi atingida, mas foi observada uma redução do valor negativo do potencial zeta, tendendo à reversão.

O estágio seguinte consistiu em ensaios de microflotação com hiperstênio puro. Na ausência de cátions ativadores, a flotabilidade foi desprezível em toda a faixa de pH investigada (2,5 a 11,5). Observou-se boa correlação entre flotabilidade máxima, reversão de potencial zeta e predominância do primeiro hidroxicomplexo no caso dos cátions Al^{3+} , Cu^{2+} e Fe^{2+} . Os cátions Mg^{2+} e Ca^{2+} , apesar de afetarem o potencial zeta, não induzem flotabilidade ao hiperstênio. Levando-se em conta o pH da flotação industrial (pH = 10), ficou claro que o responsável pela flotação inadvertida do hiperstênio, na presença de xantato, era o cátion ferroso. O diagrama Eh x pH para o cátion ferroso apresenta uma região de estabilidade em torno de pH 10, para condições redutoras, observadas em moagem a úmido de minérios contendo sulfetos.

Um estudo confirmatório foi realizado com amostra de enstatita (mineral que pode ser considerado um hiperstênio com muito menos ferro). O máximo de flotabilidade com xantato, do hiperstênio, em pH = 10, na presença de cátions ferroso, é mais pronunciado que o da enstatita, sugerindo que tanto os cátions ferroso em solução (capazes de formar hidroxocomplexos) quanto os do retículo cristalino são importantes na flotação inadvertida do hiperstênio.

Os estudos fundamentais, alicerçados em princípios de química de superfície, definiram o “inimigo” a ser combatido: cátion ferroso. As investigações prosseguiram em escala de bancada. O depressor de ganga de projeto, silicato de sódio, se dosado em níveis mais elevados, era capaz de reduzir os teores de contaminantes, às custas de uma perda de recuperação de sulfetos de cobre inaceitável. A experiência com a flotação de minérios de ferro levou à busca de um depressor da família dos amidos. Os primeiros ensaios foram realizados com um amido convencional não modificado de alta pureza, elevada u.m.a. (unidade de massa atômica), empregado na época no concentrador da Samarco. Os resultados foram desastrosos. Numa polpa em que os minerais úteis a serem flotados representavam cerca de 3% em massa de sólidos secos, o efeito floculante do polímero de elevado peso molecular eliminou a seletividade do sistema. Partiu-se, então, para a busca de um amido modificado, de baixa u.m.a., capaz de reter sua capacidade de agente hidrofílizante, porém com poder de manter dispersas as partículas na polpa. O reagente selecionado foi uma dextrina, solúvel em água fria, com u.m.a. em torno de 6.900. Aprovada em escalas bancada e piloto, esta dextrina passou a substituir o silicato de sódio no circuito industrial. Além de redução no custo de

reagentes, as especificações da metalurgia (MgO 4,25% e SiO_2 12,75%) foram atingidas com folga, com a produção de concentrados de cobre com teores de magnésio de 3,5% (7,5% anteriormente) e de SiO_2 de 10,5% (20% anteriormente). Mudanças operacionais na flotação, menor dependência do pH e nível de célula mais alto, possibilitaram um aumento de recuperação de sulfetos de cobre, quantificável em termos de custos de produção de concentrado na época em US\$ 200.000 por mês.

Fosfatos

Os principais depósitos de fosfatos brasileiros (de origem ígnea) apresentam como diferença básica em relação aos da Flórida e de Marrocos (de origem sedimentar), por exemplo, a presença de ganga carbonática associada à apatita. Esta peculiaridade exigiu a definição de esquemas de reagentes específicos, constituindo-se em um dos grandes feitos da engenharia mineral brasileira, levando à consagração nacional e internacional do saudoso Prof. Paulo Abib Andéry. O esquema de reagentes adotado inicialmente em todas as empresas considerava o uso de *tall oil* como coletor de apatita e amido de milho convencional como depressor de minerais de ganga. O amido, por se constituir no principal reagente utilizado na indústria mineral brasileira, e por ser empregado tanto na flotação de fosfatos quanto na de minérios de ferro, será abordado em item próprio.

O *tall oil* era importado e seu preço atingiu valores inaceitáveis. O *tall oil* nacional apresenta conteúdos elevados de ácidos rosínicos, que prejudicam a ação espumante. Havia uma crença de que o *tall oil* era imprescindível devido a seu elevado conteúdo em ácido oléico. Entre as fontes conhecidas, apenas o óleo de oliva poderia ser convertido em ácidos graxos com teor semelhante desse ácido. Logicamente o custo desse coletor seria ainda superior ao do *tall oil*. Estudos de caráter fundamental/aplicado mostraram que, na realidade, o poder de coleta estava relacionado à soma de ácidos oléico e linoléico. Esta constatação abriu as portas para o emprego de coletores derivados de vegetais como o arroz e a soja, com teores elevados em ácido linoléico, que compensa o menor conteúdo em ácido oléico. Uma aplicação interessante foi o desenvolvimento do coletor conhecido como “sojuva”, uma mistura de ácidos graxos da soja com aqueles extraídos de sementes de uva, um subproduto da indústria vinícola do Rio Grande do Sul. Ácidos graxos extraídos de sementes de maracujá chegaram a ser testados em escala de laboratório na Universidade Federal do Rio Grande do Norte, com resultados promissores.

A aplicação de conceitos de química de superfície, aliada à experiência industrial da Fosfertil, levou a empresa a flotar separadamente dois tipos de minério designados como granulado (ganga predominantemente silicatada) e friável (ganga predominantemente carbonatada). O circuito para minério friável empregou como coletor ácidos graxos derivados do óleo de casca de arroz, porém requer flotação em separado para as frações grossa e fina. O óleo de casca de arroz foi substituído por óleo

de casca de soja parcialmente hidrogenado. No circuito de granulado foram introduzidos coletores sintéticos, sulfossuccinatos e sulfossuccinamatos. Esses coletores são bastante seletivos em termos de teor, porém apresentam baixos valores na recuperação de apatita; em consórcio com “óleo” (o termo óleo será discutido no item sobre amido) de arroz levam a recuperações e teores aceitáveis.

Ainda no campo de coletores, o concentrador da Bunge, em Cajati, emprega um reagente anfotérico, da família das sarcosinas, designado pelo nome do fabricante: BEROL. Este coletor é bastante seletivo e reduz o consumo de depressor a valores bastante baixos. Infelizmente, tentativas de estender seu uso a minérios complexos de outras empresas não foram bem sucedidas.

Minérios de Ferro

A concentração de minérios de ferro é feita mediante a flotação catiônica reversa da ganga quartzosa com o emprego de aminas como coletor e amido como depressor dos óxidos de ferro. Neste item serão discutidos aspectos relacionados ao coletor.

As aminas primárias (RNH_2) são altamente insolúveis. A transformação da amina primária em eteramina primária $R-O-(CH_2)_3-NH_2$, confere maior solubilidade ao reagente. A solubilidade é também favorecida pela neutralização parcial da eteramina, geralmente feita com ácido acético. A neutralização é necessária em termos da solubilidade do coletor, porém graus de neutralização elevados podem reduzir o índice de remoção de quartzo na espuma. Existe uma tendência ao emprego de decil eteraminas, de cadeia linear, com 30% ou um pouco menos de neutralização.

A indústria siderúrgica tem empregado de forma crescente processos de redução direta, em substituição ao tradicional alto-forno. A ausência de uma escória líquida faz com que as especificações para concentrados e pelotas para redução direta sejam mais rigorosas. Uma maneira de se produzir concentrados de flotação, *pellet feed fines*, mais puros é o emprego, como coletor, de um consórcio de monoeteramina e dieteramina, reagente com maior poder de coleta, porém de custo mais elevado (o custo de uma diamina é cerca de 50% maior que o de uma mono amina).

Na flotação catiônica reversa de minérios de ferro as aminas exercem tanto a função de coletor quanto a de espumante. Devido a seu custo elevado existem investigações visando à substituição parcial das aminas por espumantes convencionais e por óleo diesel (ação coletora).

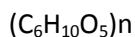
Amido de Milho

Entre os agentes modificadores industrialmente empregados em flotação no Brasil, merece destaque especial o amido de milho, utilizado como:

- (i) depressor de óxidos de ferro na flotação catiônica reversa (aminas como coletores) de minérios itabiríticos;
- (ii) depressor de ganga (carbonatos e minerais portadores de ferro) na flotação direta de rochas fosfáticas com ácidos graxos, para produção de concentrados de apatita;
- (iii) depressor de ganga (hiperstênio - um silicato de ferro e magnésio) na flotação direta de minério sulfetado de cobre com tiocoletores.

As duas primeiras aplicações são clássicas. O emprego de amido de milho na depressão de ganga silicatada na flotação de sulfetos trata-se de uma inovação desenvolvida no Brasil, resultado de uma cooperação universidade/empresa, discutida no item “flotação de sulfetos – Caraíba”.

O amido de milho é uma reserva energética vegetal formada, basicamente, pela condensação de moléculas de glicose geradas por do processo fotossintético, tendo como fórmula aproximada:



onde n, o número de unidades D-glicose que compõem o amido, é grande. A maior parte dos amidos constitui-se, basicamente, de dois compostos de composição química semelhante (dada pela fórmula aproximada do amido) e estruturas de cadeia distintas:

- (i) amilose, um polímero linear no qual as unidades D-glicose se unem por meio de ligações α -1,4 glicosídicas;
- (ii) amilopectina, um polímero ramificado no qual as ramificações se unem à cadeia principal por meio de ligações do tipo α -1,6 glicosídicas.

Esses compostos constituintes do amido são formados pelo processo de polimerização por condensação que ocorre durante a fotossíntese. Entretanto, seja qual for o processo de polimerização, as macromoléculas formadas atingem diferentes tamanhos gerando, conseqüentemente, uma distribuição de u.m.a. O número n de unidades D-glicose para a amilose permanece na faixa de 200 a 1.000 e para a amilopectina supera 1.500.

A proporção amilopectina/amilose na fração amilácea das diversas substâncias vegetais, ou mesmo no caso de variedades de um mesmo vegetal, pode diferir bastante. No caso do amido de milho, a relação de 3/1 prevalece para as modalidades comuns do milho amarelo. A composição da fração amilácea se aproxima de amilopectina pura no caso do milho ceroso.

Os chamados amidos de milho não-modificados apresentam como característica essencial alto valor de u.m.a., cuja determinação precisa é muito difícil, principalmente por tratar-se de um composto constituído por dois componentes de u.m.a. e estrutura distintos, a amilopectina e a amilose. Apesar dessa incerteza pode-se afirmar que a u.m.a. média dos amidos não-modificados supera 300.000. Além da alta hidrofiliçidade das macromoléculas, devido à presença dos grupos OH na unidade básica, a glicose, o tamanho da molécula faz com ela se estenda na solução e passe a agir como "ponte" entre as partículas minerais na polpa. Essa ação se designa como floculação.

Por ação de temperatura, hidrólise ácida ou de certas enzimas os amidos de milho podem ser modificados por um processo conhecido como dextrinização. As dextrinas mantêm a proporção amilopectina/amilose da molécula original mas, devido ao tratamento recebido, sofrem uma drástica redução no número n de unidades glicose. A estrutura resultante, de u.m.a. variável entre, aproximadamente, 7.000 e 30.000, mantêm sua hidrofiliçidade, todavia é muito curta para estabelecer "pontes" entre as partículas. Adsorvendo-se sobre as partículas minerais as dextrinas agem como dispersantes.

A discussão precedente teve como objetivo esclarecer que tanto os amidos não-modificados quanto as dextrinas são capazes de hidrofiliar as superfícies dos minerais sobre os quais se adsorvem, agindo portanto como depressores. Quando a ação floculante dos amidos não-modificados, de menor custo, não apresenta efeitos adversos ou chega a ser desejável (caso dos minérios de ferro e rochas fosfáticas) seu emprego é prática usual. Quando um alto grau de dispersão da polpa é requerido (caso da flotação de um minério de cobre brasileiro), dextrinas são requeridas.

Ao contrário das dextrinas, os amidos não-modificados são insolúveis em água fria e seu emprego como reagente de flotação depende da utilização de um processo de gelatinização que se baseia na capacidade que os grânulos de amido têm de absorver água, quando molhados ou expostos à umidade, e expandir de forma reversível. A gelatinização será discutida posteriormente, após a apresentação de características dos amidos não-modificados.

A primeira etapa do processamento industrial de grãos de milho é a degerminação, que consiste na passagem dos grãos pelo interior de um cilindro no qual gira em alta rotação um eixo a que estão acopladas "facas", responsáveis pela remoção do embrião ou germe, fração rica em óleo e proteínas. O grão degerminado, endoesperma, passa por um brunidor para a remoção da película, pericarpo, rica em fibras e matéria mineral e, posteriormente, é moído. Esse conjunto pode contemplar duas linhas de processamento distintas que determinam os dois tipos básicos de amidos não-modificados disponíveis.

Até 1984, a indústria mineral brasileira empregou em suas usinas de flotação exclusivamente o chamado amido convencional. O tipo de degerminação, moagem e demais etapas de processamento levam a um produto com especificações em torno de: umidade 13%; amido (em base seca) 98%; fibras + matéria mineral + óleo 1 a 2%. A retenção na peneira de 44 μm é de aproximadamente 1%.

Por razões comerciais, as empresas iniciaram em 1984 a busca por amidos alternativos. Os chamados amidos não-convencionais de boa qualidade passam, conforme mencionado anteriormente, por um processo de degerminação a seco e brunimento, seguidos de moagem, também a seco, em moinhos de impacto (moinhos de martelo) e classificação em peneiras circulares ou vibratórias. Os produtos são designados em função de sua granulometria. O teor de umidade depende mais das condições atmosféricas que da granulometria. Os produtos de milho são altamente higroscópicos independentemente do tipo de tratamento e recuperam a água facilmente após qualquer processo de secagem. Devido a ineficiência intrínseca do processo de degerminação, e a um gradiente de composição na região do grão próxima ao germe, os amidos não-convencionais apresentam um teor de proteínas em torno de 7%, teor de óleo variável entre 1 e 4%, em função da granulometria, do tipo de milho, da presença ou ausência de degerminação e de sua eficiência, e soma de matérias mineral e fibrosa ao redor de 1,5%.

Segue-se uma breve análise do papel de cada componente do amido não-convencional na flotação.

Amido

A fração designada como amido ou fase amilácea é constituída de amilopectina e amilose numa proporção aproximada de 3/1. A amilopectina, uma molécula ramificada e de maior u.m.a., é um depressor mais eficiente de minerais de ferro (Pinto, 1989), se comparada individualmente com a amilose, em ensaios com minerais puros. Estudos com minérios, em escala de bancada, indicam que não se justifica a busca por amidos com uma maior proporção de amilopectina. Os amidos não-modificados têm demonstrado uma ação depressora comparável ou mesmo superior à de amilopectina e amilose puras.

A amilopectina e a amilose se adsorvem preferencialmente na hematita, em relação ao quartzo. Entre os mecanismos propostos para explicar a adsorção de amidos, a interação por pontes de hidrogênio parece ser o mais plausível. O fato da superfície do quartzo ser mais negativa que a da hematita também contribui para a seletividade, já que, apesar dos componentes do amido serem moléculas neutras, a adsorção de OH^- confere um caráter levemente negativo às mesmas.

Tradicionalmente os laboratórios apresentam as análises de amido em base seca e as demais análises em base original.

Proteínas

As proteínas são polímeros de alto peso molecular formados por cadeias de aminoácidos unidos entre si por ligações peptídicas (peptídeos são amidas -NHCO^- resultantes da reação entre os grupos amina e carboxila dos aminoácidos). Considerando-se que a presença das proteínas é a principal diferença entre os amidos não-modificados convencionais e não-convencionais, o tema foi motivo de muitas especulações. Uma única referência, bastante vaga, foi encontrada na literatura: Dudenhov *et al.*, (1980) mencionam que determinados tipos de proteínas são depressores não seletivos. Corrêa (1994) demonstrou que a principal proteína do milho, a zeína, é um depressor de hematita tão eficiente quanto amido não-convencional, amilopectina e amilose puras. Também o glúten, um derivado do milho contendo 63% de proteínas e apenas 17% de amido, revelou-se um bom depressor para a hematita, apesar de menos eficiente que a zeína. Este estudo revelou ainda que a solubilização da zeína se aproxima de 100% nas condições de gelatinização do amido.

Óleo

O componente que nas análises físico-químicas é designado como óleo ou extrato etéreo é de primordial importância na flotação. Esta fração é constituída de tri-acil-gliceróis, também conhecidos como triglicerídeos. São formados, no vegetal, a partir de uma reação de esterificação do glicerol com três moléculas de um éster, gerando ainda três moléculas de água.

O efeito de amidos com alto teor de óleo na inibição de espumas de flotação tem sido detectado industrialmente em diversas empresas do Quadrilátero Ferrífero.

Na flotação de sulfetos é necessária a adição explícita de um espumante. Os mais comuns são o metil isobutil carbinol - MIBC, o óleo de pinho, os éteres de poliglicol e os cresóis. Na flotação de minérios de ferro e de rochas fosfáticas o próprio coletor faz o papel de espumante.

As aminas apresentam-se praticamente 100% dissociadas na faixa de pH inferior a 9. A partir desse limite a proporção da espécie molecular cresce, atingindo 50% em pH = 10,6 e valores muito próximos a 100% em pH = 12. Sabe-se que espumas adequadas para a flotação somente são estabilizadas por um surfatante em sua forma molecular.

Os triglicerídeos (óleo) são potencialmente inibidores de espuma durante o processo de aeração da polpa de flotação. Para cada processo existirá um valor limite de teor de óleo acima do qual a ação inibidora manifestar-se-á. Esse limite certamente será mais baixo na flotação de minérios de ferro, pois as cadeias de hidrocarboneto das aminas são mais curtas que as dos sabões insolúveis dos ácidos graxos. Inexistem estudos sistemáticos sobre a inibição de espumas por óleo. A experiência industrial tem mostrado que alguns minérios são mais sensíveis à ação que outros. Observa-se, em alguns sistemas, uma perda de seletividade da espuma na presença de amidos com alto

teor de óleo. No caso de minérios de ferro, por medida de segurança, visando não correr o risco de total desestabilização da usina, recomenda-se a utilização de amidos com teor de óleo inferior a 1,5%. É importante lembrar que a perda de produção causada por um problema desse tipo certamente será muito mais onerosa que a economia conseguida por aquisição de um produto mais barato, sem garantia de qualidade.

A inibição da ação espumante pode ser explicada à luz da química de superfície. No caso de minérios de ferro, no pH de flotação industrial existe um equilíbrio entre espécies dissociadas e moleculares. A espécie dissociada age como coletor e a molecular como espumante, propiciando elasticidade adequada à película que envolve a bolha. Excesso de óleo reduz a elasticidade da película e leva ao colapso da espuma. No caso da flotação de fosfatos a espécie dissociada do coletor (sabões de ácidos graxos) prevalece sobre a espécie molecular na faixa alcalina de operação industrial. Caso a extensão de conversão da reação de saponificação seja exagerada, pode ocorrer a formação de espuma persistente, inadequada ao processo. Merecem menção os exemplos de dois concentradores que operam flotação de apatita com o emprego de sabões de ácidos graxos como coletor. Em uma empresa que utiliza amido com elevado teor de óleo (3,5 a 4,0%) como depressor, o aumento do grau de conversão da reação de saponificação de 70% para 95% (visando aumentar o poder coletor) não levou a espumação excessiva, pois o óleo presente no sistema se encarregou do controle de espuma. Outra empresa, onde é utilizado amido convencional com baixíssimo teor de óleo, tentou a mesma operação de aumentar o grau de conversão da saponificação com resultados desastrosos: a espuma da flotação persistiu nos espessadores e até mesmo após um trajeto da polpa por 100 km em mineraduto.

Matérias Mineral e Fibrosa

São substâncias quimicamente inertes. Não causam qualquer benefício ou dano sob esse aspecto, mas podem causar problemas mecânicos (entupimentos ou desgaste de bombas).

Praticamente existem dois processos de gelatinização de amidos de milho não-modificados: por efeito térmico e por adição de soda cáustica.

A gelatinização por efeito térmico consiste no aquecimento de uma suspensão de amido em água a uma temperatura maior que 56°C que permita o enfraquecimento das pontes de hidrogênio intergranulares e, como consequência, o inchamento dos grânulos. Esse inchamento leva, inicialmente, à perda de birrefringência e posteriormente à absorção de água de maneira a aumentar a claridade e a viscosidade da suspensão. Alguns grânulos podem, eventualmente, atingir sua hidratação máxima deixando que algumas moléculas escapem, formando uma dispersão composta de fragmentos de grânulos, agregados de amido e moléculas. Quando isso ocorre, a viscosidade diminui e tende a se estabilizar.

Nem todos os grânulos se gelatinizarão ao mesmo tempo e à mesma temperatura, já que alguns são substancialmente mais resistentes que outros.

O processo de gelatinização por soda cáustica é, atualmente, o único aplicado industrialmente no Brasil. Consiste na absorção de parte do álcali da solução diluída de hidróxido de sódio pelas moléculas da suspensão de amido.

As principais variáveis do processo são o nível de adição de soda cáustica e o tempo de gelatinização. Esses parâmetros devem ser fixados em função da granulometria do amido. Viana e Souza (1988) mostraram que, para uma relação amido/soda de 4:1, a gelatinização do amido convencional requer 3 a 4 minutos. Para a mesma relação amido/soda, amidos não convencionais, de granulometria mais grossa, exigem 20 min. Por medida de segurança recomenda-se um tempo de gelatinização de 30 min. Partículas de amido de granulometria superior a 1 mm são de solubilização difícil.

Após a gelatinização recomenda-se que o tempo de armazenamento não seja longo. A retrogradação é um fenômeno espontâneo que ocorre em soluções aquosas de amido, causando opalescência, turbidez, diminuição na viscosidade e, finalmente, precipitação. A amilopectina retrograda apenas 10% em 100 dias, ao passo que a retrogradação da amilose leva apenas algumas horas, sendo favorecida por baixas temperaturas, segundo Araujo (1988).

A reologia de suspensões de amidos não-modificados foi estudada por Reis (1987). Demonstrou-se experimentalmente que as soluções têm inicialmente um caráter pseudo-plástico, o qual, após modificação física (agitação), passa a newtoniano. Essa observação tem grande interesse prático, pois abre a possibilidade do emprego de viscosímetros rotacionais para a medida de viscosidade de soluções de amido gelatinizado. Existe uma correlação direta entre viscosidade e peso molecular do amido.

Uma tendência recente tem sido a substituição de amido de milho por amido de mandioca, por razões técnicas e comerciais. Soluções de amidos de mandioca são mais viscosas que aquelas de amidos de milho, reflexo de maior grau de polimerização, levando a maior seletividade na flotação, essencial na produção de concentrados para pelotas de redução direta. Comercialmente representam importante concorrente para amidos de milho.

REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS

- 1) ADAMSON, A.W., 1990, *Physical Chemistry of Surfaces*, New York, John Wiley & Sons. Cap.V.
- 2) ALVAREZ, R.H., MARTIN, A., FERNANDEZ, A., et al., 1996, "Electrokinetic Properties, Colloidal Stability and Aggregation Kinetics of Polymer Colloids", *Advances in Colloid and Interface Science*, vol.67, p.1-118.
- 3) ARAÚJO, A.C., 1988, "Starch modification of the flocculation and flotation of apatite", Tese de Doutorado, The University of British Columbia, Canada.
- 4) ARAÚJO, A.C., PERES, A.E.C., 1995, "Froth Flotation: Relevant Facts and the Brazilian Case", *Tecnologia Mineral*, vol.70, p.1-38.
- 5) ARBITER, N., FUJI, Y., HANSEN, B., 1975, "Surface Properties of Hydrophobic Solids", *AIChE Symposium Series*, v.150 n° 71, p.176-182.
- 6) BOCKRIS, J.O.M., REDDY, A.K.N., 1973, *Modern Electrochemistry*. vol.2, p. 750-838. New York, Plenum Press.
- 7) BRAGGS, B., FORNASIERO, D., RALSTON, J., 1994, "The Effect of Surface Modification by an Organosilane on the Electrochemical Properties of Kaolinite", *Clay and Clay Minerals*, vol.42, n° 2, p.123-136.
- 8) BREMMELL, K.E.; JAMESON, G.J.; BIGGS, S. 1999. "Adsorption of ionic surfactants in particulate systems: flotation, stability, and interaction forces. *Colloids and Surfaces A: Physicochemical and Engineering Aspects*, vol.146, p.75-87.
- 9) BRUYN, P.L., AGAR, G.E., 1962, "Surface Chemistry of Flotation". In: Fuerstenau, D.W.(ed), *Froth Flotation*, Chapter 5, New York, Society of Mining Engineers.
- 10) CASES, J.M. (1969). "Point de charge nulle et structure des silicates, École Nationale Supérieure de Géologie Appliquée et de Prospection Minière", n° 224, Nancy, p. 1602-1611.
- 11) CHANDER, S., KUMAR, S., 1994, "Formation of Sulfur Layer and its Effect on Oxidation-Reduction Reactions at Pyrite". In: *Proceedings of the IV Meeting of the Southern Hemisphere on Mineral Technology; and III Latin American Congress on Froth Flotation*, p.29-45, Concepcion, Chile.
- 12) COMPANION, A.L., 1932. *Ligação Química* . Edgar Blucher Ltda., São Paulo, 140p.
- 13) CORRÊA, M.I., 1994. "Ação depressora de polissacarídeos e proteínas na flotação reversa de minérios de ferro", Dissertação de Mestrado, EEUFMG, Minas Gerais, Brasil.

- 14) DEJU, R.A.; BHAPPU, R.B., 1966, "A chemical interpretation of surface phenomena in silicate minerals", *Transactions AIME*, vol 227, p. 329-332
- 15) DRZYMALA, J. ,1994, "Hydrophobicity and Collectorless Flotation of Inorganic Materials" *Advances in Colloid Interface Science*, vol.50, p.143-185.
- 16) DUDENHOV, S. V. et alii (1980), *Fundamentos de la Teoria y la Practica de Empleo de Reactivos de Flotacion*, MIR, Moscou
- 17) FINCH, J.A., SMITH, G.W., 1979, "Contact Angle and Wetting", *Minerals Science Engineering*, vol.11, n° 1, p.36-63.
- 18) FORSLIND, E.; JACOBSON, A., 1975. "Clay-water systems." In: *Water, a comprehensive treatise*, vol.5. Franks, F. (ed.), p.173-248.
- 19) FOWKES, F.M., 1964, "Attractive Forces at Interfaces", *Industrial Engineering Chemistry*, vol.56, p.40-52.
- 20) FUERSTENAU, D.W.; PALMER, B.R.; GUTIERREZ, B.G.(1977) "Mechanisms of flotation of selected iron-bearing silicates", *Transactions AIME*, vol 262, p.234-236.
- 21) FUERSTENAU, D.W. ,1982a, "Thermodynamics of Surface, Adsorption and Wetting." In: King, R.P.(ed),*Principles of Flotation*. Chapter 3, Johannesburg, South African, IMM.
- 22) FUERSTENAU, D.W., 1982b, "Mineral-water interface and electrical double layer." In: King, R.P.(ed), *Principles of Flotation*. Chapter 2, Johannesburg, South African IMM.
- 23) FUERSTENAU, D.W., CHANDER, S., 1986, "Thermodynamics of Flotation". In: Somasundaran, P. (ed), *Advances in Mineral Processing*, Chapter 7, Colorado, SME.
- 24) FUERSTENAU, D.W; SHIBATA, J. 1999. "On using electrokinetics to interpret the flotation and interfacial behavior of manganese dioxide". *International Journal of Mineral Processing*, vol.57, p.205-217.
- 25) FUERSTENAU, M.C.; MILLER, J.D.; PRAY, R.E.; PERINNE, B.F., 1966, "Metal ion activation in xanthate flotation of quartz", *Transactions AIME*, vol 235, p.359-363.
- 26) FUERSTENAU, M.C.; PALMER, B.R. (1976), "Anionic flotation of oxides and silicates". In: Fuerstenau, D.W. ed., *Flotation, A.M. Gaudin Memorial Volume*, AIME, New York, p. 148-196
- 27)FUERSTENAU, M.C., SABACKY, B.J., 1981, "On the Natural Floatability of Sulfides", *International Journal of Mineral Processing*, vol. 8, p.79-84.

- 28) FUERSTENAU, M.C.; ENGILLANI, D.A.; MILLER, J.D., 1970. "Adsorption mechanisms in nonmetallic activation systems." *Trans. AIME*, vol.247, p.11-22.
- 29) FUERSTENAU, R.O.; HEALY, T.W., 1972. "Adsorption of hydrolyzable metal ions at the oxide-water interface. *Journal of Colloid and Interface Science.*, vol.40, p.42-65.
- 30) GAUDIN, A.M.; MIAW, H.L.; SPEDDEN, H.R., 1957. "Native floatability and crystal structure." In: *Proceedings 2nd. International Congress on Surface Activity.*, vol. 3, London, p.202-219.
- 31) GOMES, L.M.B.; OLIVEIRA, J.F., 1991. "The control of natural floatability of talc with carboxymethyl cellulose and aluminium chloride". In: *Proceedings of the XVII International Mineral Processing Congress*. Dresden, Germany, p.353-364.
- 32) HORNSBY, D.T.; LEJA, J., 1983. "Critical surface tension of floatability. *Colloids and Surfaces*, vol.7., p.339-349.
- 33) HUNTER, R.J. ,1981, *Zeta Potential in Colloid Science*, Chapter 6. New York, Academic Press.
- 34) ISRAELACHVILI, J.N., 1991, *Intermolecular and Surface Forces*, Chapter 11, 2ed., London, Academic Press.
- 35) KOOPAL, L.K., 1992. "Adsorption". In: *Colloid Chemistry in Mineral Processing*. Laskowski, J.; Ralston, J. (ed.). Chapter 2. Amsterdam, Netherlands, Elsevier Science Publishers B.V.
- 36) LASKOWSKI, J., 1986, "The Relationship between Floatability and Hydrophobicity". In: Somasundaran, P. (ed), *Advances in Mineral Processing*, Chapter 11, Colorado, Littleton.
- 37) LEJA, J., 1982, *Surface Chemistry of Froth Flotation*, New York, Plenum Press, p.205-339.
- 38) LINS, F.F. ,1995, "Uma Metodologia para Cálculo da Constante de Hamaker de Minerais e Aplicação da Teoria X-DLVO à Agregação e Flotação de Talco" Tese de Doutorado, COPPE/UFRJ; Rio de Janeiro, RJ, Brasil.
- 39) LIU, D., SOMASUNDARAN, P., 1994, "Role of Collector and Frother, and of Hydrophobicity / Oleophilicity of Pyrite on the Separation of Pyrite from Coal by Flotation", *International Journal of Mineral Processing*, vol.41, p.227-238.
- 40) MACEDO, H.; LUIZ, A.M., 1975. *Termodinâmica Estatística*. Edgard Blücher Ltda, 185pp.

- 41) MISHRA, S.K. 1987. Anionic collectors in nonsulfide mineral flotation. In: reagents in Mineral technology. Somasundaram, P.; Moudgil, B.M. (ed) Chapter 7. USA. Marcel Dekker.
- 42) MONTE, M.B.M.; LINS, F.F.; OLIVEIRA, J.F., 1997. "Selective flotation of gold from pyrite under oxidizing conditions. " *International Journal Mineral Processing*, vol.51, p.255-267.
- 43) MONTE, M.B.M.; LINS, F.F.; VALDIVIEZO, E.; OLIVEIRA, J., 1994. "Synergism in binary mixtures and its effect on the hydrophobicity of gold." In: *Proceedings of IV Meeting of the Southern Hemisphere on Mineral technology, II latin American congress froth Flotation*, vol.II, p.445-455.
- 44) OLIVEIRA, J.F. 1986. "Flotação de cassiterita : Um estudo de seletividade em relação à fluorita e de alguns aspectos cinéticos incluindo a eletroflotação de finos". Tese de Doutorado. COPPE/UFRJ; Rio de Janeiro, RJ, Brasil.
- 45) PALMER, B.R.; GUTIERREZ, B.G.; FUERSTENAU, M.C.; APLAN, F.F., 1976, "Mechanisms involved in the flotation of oxides and silicates with anionic collectors. Parts I and II", *Transactions AIME*, vol 258, p. 257-263
- 46) PECK, A.S.; WADSWORTH, M.E., 1967, citados por Fuerstenau and Palmer (1976).
- 47) PEREIRA, C.E.; ALVAREZ da SILVA, M.L.F.; PERES, A.E.C., 1988, "The utilization of a corn starch derivative as a gangue depressant in sulfide copper flotation". In: Forssberg, K. S. E., *Developments in Mineral Processing Volume 10B*, Elsevier, Amsterdam, p. 1255-1265
- 48) PINTO, C.L.L., 1989. "Efeito de amido, amilose e amilopectina na flotação de oxíminerais", Dissertação de Mestrado, EEUFMG, Minas Gerais, Brasil.
- 49) RALSTON, J., NEWCOMBE, G., 1992, "Static and Dynamic Contact Angle". In: Laskowski, J.S., Ralston, J. (eds.), *Colloid Chemistry in Mineral Processing*, Chapter 5. New York, Elsevier.
- 50) REIS, R.L.R., 1987. Propriedades e aplicações do grão de milho na flotação catiônica reversa de minérios itabiríticos, Dissertação de Mestrado, EEUFMG,
- 51) ROSEN, M.J.; HUA, X.Y., 1982a. "Surface concentrations and molecular interactions in binary mixtures of surfactants". *Journal of Colloid and Interface science*, vol.86,1, p.164-172.
- 52) ROSEN, M.J.; ZHAO, F., 1983. "Binary mixtures of surfactants". *Journal of Colloid and Interface Science*, vol.95, 2, p.443-452.
- 53) ROSEN, M.J.; ZHU, Z.U., 1982b. "Synergism in binary mixtures of surfactants". *Journal of Colloid and Interface Science*, vol.133,2, p.473-478.

- 54) RUBINGH, D.N., 1979. "Mixed micelles solutions. In: Solution Chemistry of Surfactants. Mittal, K.L. (ed)., vol.1, 337-354, New York, Plenum Press
- 55) RUBIO,J.; KITCHENER, J.A. 1976. "The mechanism of adsorption of poly (ethylene oxide) flocculant on silica". *Journal of Colloid and Interface Science*, V.57, nº 1, 132-142.
- 56) SHAW, D.J., 1994. Introduction to colloid and surface chemistry. 4th.ed., Butterworth, Heinemann, 306p.
- 57) SHINODA, K., 1978. Principles of solution and solubility. Chapter 9, New York, Marcel Dekker, Inc.
- 58) SMITH, J.M.; VAN NESS, H.C.,1995. Introdução à Termodinâmica da Engenharia Química. 3ª edição, editora Guanabara Dois, 544pp.
- 59) SMITH, R.W.; 1988. Cationic and amphoteric collectors. In: reagents in Mineral technology. Somasundaram, P. ; Moudgil, B.M. (ed) Chapter 8. USA. Marcel Dekker.
- 60) VALDIVIEZO, E.; ARAÚJO,A.C.; OLIVIERA,J.F., 1997. Hydrophobic behaviour of quartz and hematite surfaces in the presence of mixtures of cationic and nonionic surfactants. In: *Proceedings of the XX International Mineral Processing Congress*. vol.3., p.419-426., Aachen, Germany.
- 61) VAN HAL, R.G., EIJKEL, J.C.T., BERGVELD, P., 1996, "A General Model to Describe the Electrostatic Potential at Electrolyte Oxide Interfaces", *Advances in Colloid and Interface Science*, vol.68, p.31-62.
- 62) VIANA, P. R. M.; SOUZA, H. S., 1988, "The use of corn grits as a depressant for the flotation of quartz in hematite ore", In: *Froth Flotation*, Developments in Mineral Processing, vol. 9, Elsevier, Amsterdam, 1988, p. 233-244.
- 63) YARAR, B., KAOMA, J., 1984, "Estimation of Critical Surface Tension of Wetting of Hydrophobic Solids by Flotation", *Colloids and Surfaces*, vol.11, p.429-436.

FLOTAÇÃO

Arthur Pinto Chaves

Engenheiro Metalúrgico pela USP, Doutor em
Engenharia Mineral pela USP
Professor Titular do Departamento de Minas da EPUSP

Laurindo de Salles L. Filho

Engenheiro Metalurgista pela UFMG, Doutor em
Engenharia Mineral pela USP
Professor Titular do Departamento de Minas da EPUSP

Paulo Fernando A. Braga

Engenheiro Químico pela UFRRJ, Mestre em
Engenharia Mineral pela USP
Tecnologista Sênior do CETEM/MCT

INTRODUÇÃO

Na generalização máxima que se possa fazer, qualquer processo de concentração de minérios pode ser descrito como a capacidade de se dar a um ou mais componentes de uma mistura heterogênea de minerais, uma velocidade diferente da velocidade mantida pelas demais espécies presentes na mistura. Para que tais velocidades diferenciais possam ser dadas é necessário que exista alguma diferença de propriedades físicas.

Seja o exemplo da separação mais simples possível - a cata manual: baseado em características de cor, forma e aparência, o operador escolhe as partículas desejadas, apanha-as (dá-lhes uma velocidade), enquanto que as demais partículas permanecem imóveis sobre a mesa (velocidade zero).

Da mesma forma, os processos densitários tiram partido das diferenças de densidade entre as espécies minerais que se quer separar; os processos magnéticos, das diferenças de susceptibilidade ou de remanência magnética; os eletrostáticos, de propriedades elétricas.

O processo de flotação (*froth flotation*), e alguns processos correlatos a esse se baseiam em propriedades muito menos evidentes que as anteriores. É uma separação feita numa suspensão em água (polpa). Como nos demais, as partículas são obrigadas a percorrer um trajeto e num dado instante as partículas que se deseja flotar são levadas a abandoná-lo, tomando um rumo ascendente. A diferenciação entre as espécies minerais é dada pela capacidade de suas partículas se prenderem (ou prenderem a si) a bolhas de gás (geralmente ar). Se uma partícula consegue capturar um número suficiente de bolhas, a densidade do conjunto partícula-bolhas torna-se menor que a do fluido e o conjunto se desloca verticalmente para a superfície, onde fica retido e é separado numa espuma, enquanto que as partículas das demais espécies minerais mantêm inalterada a sua rota.

Hidrofobicidade

A propriedade de determinadas espécies minerais capturarem bolhas de ar no seio da polpa é designada por hidrofobicidade, e exprime a tendência dessa espécie mineral ter maior afinidade pela fase gasosa que pela fase líquida. Quanto mais hidrofóbico for um mineral, maior será sua repelência por água e maior sua afinidade por substâncias apolares ou lipofílicas, como o ar atmosférico e substâncias graxas (Leja, 1982).

A hidrofobicidade entretanto, não é regra no reino mineral, constituindo-se antes em exceção, pois praticamente todas as espécies minerais (sulfetos, carbonatos, óxidos, silicatos e sais) imersas em água tendem a molhar sua superfície. Poucos são os minerais naturalmente hidrofóbicos que possuem um caráter não polar em sua superfície, como, a molibdenita, o talco, o carvão, o enxofre e a grafita.

Hidrofilicidade

A propriedade de determinadas espécies minerais de serem umectados ou molhados pela água é designada por hidrofilicidade, e exprime a tendência dessa espécie mineral ter maior afinidade pela fase líquida que pela fase gasosa. Quanto mais hidrofílico for um mineral, maior será a molhabilidade de sua superfície pela água ou por outros líquidos apolares.

A experiência mostra entretanto que o comportamento hidrofílico das espécies minerais pode ser bastante alterado pela introdução de substâncias adequadas no sistema. Podemos mesmo afirmar, com certeza, que qualquer substância mineral pode ser tornada hidrofóbica mediante a adição judiciosa de substâncias à polpa. Ainda mais, é possível, estando presentes duas espécies minerais, induzir a hidrofobicidade em apenas uma delas, mantendo a outra hidrofílica, ou seja, é possível induzir uma hidrofobicidade seletiva.

Coleta

A propriedade de um determinado reagente tornar seletivamente hidrofóbicos determinados minerais é devida à concentração desse reagente na superfície desses minerais. Isto é, o reagente se deposita seletivamente na superfície mineral, recobrando-a, de modo que fique sobre a superfície da partícula um filme da substância.

Para que isso ocorra é necessário que a molécula da substância migre do seio da solução para a superfície da partícula e aí se deposite. Assim, quando aparecerem as bolhas de ar, a superfície que a partícula mineral apresenta a essas não é mais a sua superfície própria, mas sim uma nova superfície, revestida dessa substância hidrofóbica.

A causa dessa migração da substância da solução para a superfície da partícula reside em alguma espécie de atração da partícula por essa substância. Frequentemente, podemos admitir que se tratem de ações elétricas ou eletrostáticas. E, outros casos, temos a ação de forças moleculares tipo Van der Waals, ou outras. Finalmente, podemos imaginar um mecanismo mais complexo em que as moléculas na solução sejam:

- (i) atraídas para as vizinhanças da partícula;
- (ii) adsorvidas na sua superfície, para, finalmente, reagir com as moléculas ou íons da sua superfície (penetrar na sua estrutura).

Este mecanismo pode ocorrer completo ou em parte. Ocorrendo apenas a atração das moléculas para o entorno da partícula, chamamos o fenômeno de adsorção de primeira espécie ou do tipo nuvem, ou ainda, do tipo elétrico. O fenômeno é de natureza eminentemente eletrostática. Se as moléculas além disso são adsorvidas na superfície da partícula, passa a ocorrer o contato efetivo das mesmas com pelo menos um ponto da superfície da partícula. Dizemos que ocorre adsorção de segunda espécie,

ou do tipo líquido, ou ainda, do tipo físico, pois a molécula estando ancorada à superfície da partícula não pode afastar-se dela, mas pode mover-se ao longo da superfície. Quando ocorre o fenômeno completo, as moléculas reagem com a superfície do mineral e ficam aderidas quimicamente a um ponto dela. A fixação é tal que essas podem vibrar em torno de uma posição, mas não saem dessa posição. Diz-se ter ocorrido a adsorção de terceira espécie ou do tipo sólido ou, ainda, do tipo químico.

A substância capaz de adsorver-se à superfície do mineral e torná-la hidrofóbica é denominada coletor e o mecanismo de adsorção e geração de hidrofobicidade é denominado coleta.

Modulação da Coleta

Alguns coletores são enérgicos demais e tendem a recobrir indiferentemente partículas de todas as espécies minerais presentes, ou seja, *não são seletivos*. Podemos entretanto adicionar substâncias auxiliares, que façam com que a coleta se torne seletiva, isto é, que dentre as espécies minerais presentes na polpa, o coletor escolha uma delas sem modificar as demais. Assim, será possível flotar as partículas dessa espécie e deixar todas as demais no interior da polpa. Este reagente auxiliar é chamado depressor, porque deprime a ação do coletor nas partículas indesejadas.

Em outras situações ocorre o contrário, isto é, o coletor não adsorve em nenhuma das espécies presentes. Podemos então adicionar à polpa uma terceira substância, que ative seletivamente a superfície da espécie mineral desejada, tornando-a atrativa para o coletor. Este reagente é chamado ativador.

Ou seja, numa polpa mineral sempre estará presente um grande número de espécies moleculares e iônicas, oriundas das espécies minerais presentes ou de sua reação com a água e aquelas intencionalmente adicionadas. Podemos adicionar os coletores e também outras substâncias que modificam a ação do coletor, ação essa chamada de modulação da coleta. Obviamente, estes reagentes têm que ser adicionados antes do coletor (Gaudin, 1956).

Razões para a adição, ainda, de outros reagentes são de economia industrial: diminuir o consumo de coletor, acertar as condições de acidez ou alcalinidade, de modo a diminuir a corrosão dos equipamentos, diminuir o consumo de água etc.

Frequentemente, íons presentes na polpa oriundos da dissolução de determinadas espécies minerais (Fe^{+++} , Ca^{++} , Al^{+++}), exercem uma ação depressora indesejável. Para impedir essa ação é necessário removê-los antes do início da ação da coleta. Isto é feito por meio de um quarto tipo de reagentes, denominados sequestradores, que precipitam esses íons.

Finalmente, para gerar uma espuma estável, consistente e adequada às finalidades do processo são usados reagentes tensoativos - os espumantes.

O controle do pH é uma das variáveis mais importantes que afetam a coleta. Por isso, os reagentes utilizados para ajustá-lo são chamados reguladores.

Terminologia

A palavra "flotação" é um anglicismo que já está consagrado pela falta de um termo melhor em português. A palavra "flutuação", que seria um termo mais preciso, não é usada, aparentemente por induzir uma possível confusão com os processos de meio denso, onde a espécie mineral mais leve "flutua".

A grande massa de literatura americana e a negligência dos tradutores faz com que, com relativa frequência, sejam utilizados termos gerados pela tradução literal:

- (i) "promotor", em vez de coletor, do inglês *promoter*;
- (ii) "inibidor", em vez de depressor, do inglês *inhibitor*, são termos impróprios e devem ser abandonados.

PROCESSOS DE FLOTAÇÃO

O processo de flotação atua geralmente nas interfaces água/ar e água/óleo (pouco utilizado), para realizar a separação entre os minerais de interesse. Diversas outras interfaces tem sido estudadas, como a interface água+álcool/ar e água/plástico na tentativa da descoberta de outras aplicações, sendo assim, o sistema de interfaces origina o nome do processo de flotação. Os principais processos de flotação utilizados pela indústria mineral são (Leal Filho, 1995):

Flotação por Espumas (*Froth flotation*) - é o processo mais comum e o mais importante. Neste processo, os minerais hidrofobizados dispersos, no meio aquoso, são coletados por bolhas de ar e arrastados à superfície, sendo removidos na camada de espumas por transbordo ou mecanicamente. Os minerais hidrofílicos permanecem na fase aquosa acompanhando o fluxo de água.

Flotação em Película (*Skin flotation*) - é o processo de separação de minerais utilizando as propriedades da interface água/ar. Neste processo, os minerais são despejados lentamente na superfície da água, as partículas hidrofílicas se molham e afundam e as partículas hidrofóbicas permanecem na superfície sem se molhar, sendo removidas por transbordamento.

Flotação em Óleo (*Bulk oil flotation*) - é o processo de separação de minerais utilizando as propriedades da interface água/óleo. Neste processo, as partículas minerais são agitadas em uma suspensão água/óleo. Após repouso do sistema binário (água/óleo), as partículas hidrofílicas molhadas afundam e as partículas hidrofóbicas se concentram na interface água/óleo.

Flotação Carreadora (*Carrier flotation*) - é o processo de flotação usado para recuperar partículas ultrafinas, utilizando-se minerais com granulometria grosseira previamente hidrofobizado. As partículas ultrafinas hidrofóbicas aderem às partículas grosseiras, que são carreadas pelas bolhas de ar e então flotadas.

Eletroflotação - é o processo de flotação onde as bolhas de gás são geradas pela decomposição eletroquímica da água.

Flotação em floco (*Floc flotation*) - é um processo de flotação utilizado para recuperação de partículas finas após a sua agregação seletiva das mesmas. Após a agregação seletiva, os flocos formados são flotados de modo tradicional.

O processo de flotação por espumas é a modalidade de flotação mais utilizado na tecnologia mineral, para concentração de minerais e apresenta termos técnicos específicos para definir a maneira ou *modus operandi* de como a flotação está sendo conduzida. A seguir, algumas definições dos processos mais usuais de flotação (Beraldo, 1983).

Flotação direta - é quando os minerais de interesse são flotados e separados nas espumas. Os minerais de ganga acompanham o fluxo da polpa mineral.

Flotação reversa - é quando os minerais de ganga são flotados e os minerais de interesse permanecem na polpa mineral.

Flotação coletiva (*Bulk flotation*) - é quando um grupo de minerais com características semelhantes são flotados em conjunto.

Flotação seletiva - é quando uma única espécie mineral é flotada.

Flotação instantânea (*Flash flotation*) - é quando a flotação é realizada em intervalos de tempo curto, logo após a moagem. As partículas mistas (não liberadas) retornam ao moinho para uma nova etapa de moagem e, a seguir, são novamente flotadas.

EQUIPAMENTOS

As operações diretamente envolvidas na flotação de minérios são:

- (i) condicionamento;
- (ii) dosagem e adição de reagentes;
- (iii) flotação propriamente dita.

Algumas outras operações se fazem necessárias, com muita frequência, tais como:

- (i) adensamento das polpas para permitir o condicionamento;
- (ii) *atrição (scrubbing)* da superfície das partículas para remover coberturas de lama ou de óxidos;
- (iii) transporte de polpas e espumas;
- (iv) instrumentação e controle do processo.

Máquinas de Flotação

Tratam-se de tanques projetados para receber a polpa alimentada, continuamente, por uma das suas faces laterais e descarregá-la pelo lado oposto. Cada unidade desses tanques é chamada célula. Podem ser usadas células individualizadas, mas a regra é agrupar conjuntos de duas ou mais. Numa extremidade do conjunto é instalado um compartimento de alimentação e na extremidade oposta, um compartimento de descarga. Este inclui algum dispositivo para a regulagem do nível de polpa dentro das células. Embora existam modelos de células fechadas, a tendência moderna é não usar divisões entre uma célula e outra. A espuma sobe e é descarregada pela frente (e em alguns modelos, como os mostrados nas Figuras 1, 2 e 3, também por trás), transbordando sobre calhas dispostas ao longo da extensão do conjunto de células. O material deprimido é arrastado pela corrente de água e sai pelo fundo da célula, passando para a célula seguinte e, finalmente, sendo descarregado pela caixa de descarga. Desta forma, há dois fluxos: um de deprimido, no sentido da caixa de alimentação para a caixa de descarga e outro de espuma, ascendente dentro das células e no sentido oposto ao do deprimido, através das calhas.

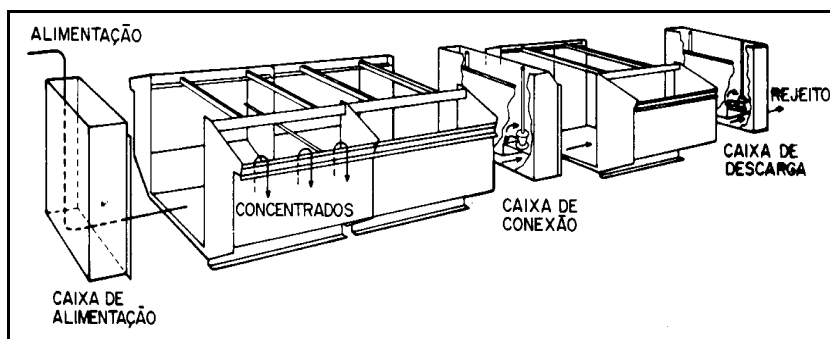


Figura 1 – Arranjo de células de flotação.

A máquina de flotação (Figura 2) é instalada dentro da célula e consiste de um rotor, no fundo da célula, suspenso por um eixo conectado a um acionamento (fora da célula e acima), girando dentro de um tubo. O rotor tem uma função inicial que é a de manter a polpa agitada e portanto em suspensão. O movimento rotacional do rotor

gera uma região de pressão negativa dentro da célula. Em muitos modelos, esta depressão é suficiente para aspirar o ar necessário para a flotação, daí a conveniência do tubo coaxial com o eixo do rotor. Em outros casos, o ar é comprimido para dentro da máquina. Para que o ar seja efetivo para carrear para cima o maior número possível de partículas coletadas, deve se dispor de um grande número de bolhas de pequeno diâmetro. Isto é conseguido colocando, em torno do rotor, uma peça chamada estator, que fragmenta as bolhas de ar. A Figura 3 mostra um rotor e um estator de uma máquina de flotação de modelo diferente do mostrado na Figura 2.

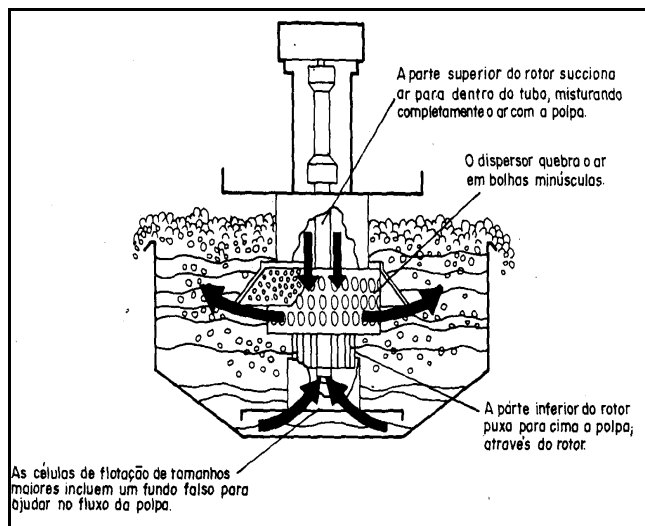


Figura 2 – Máquina de flotação (Modelo Wemco).

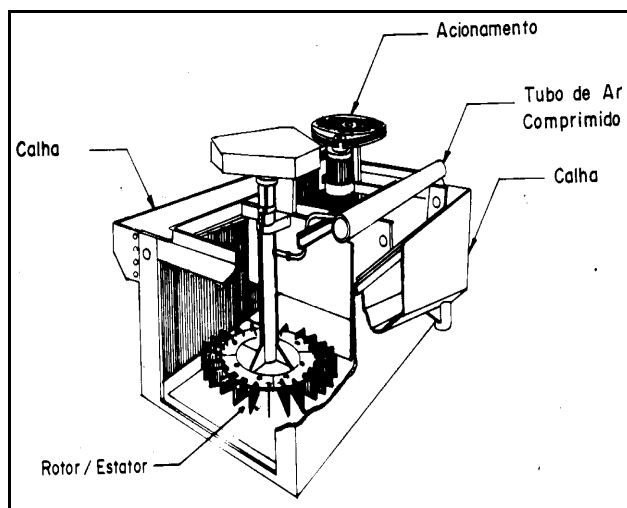


Figura 3 – Máquina de flotação (Modelo Galigher).

Desta forma, o rotor agita a polpa e a mantém em suspensão. Como o seu movimento rotativo no meio da polpa cria uma pressão negativa, esse pode aspirar o ar necessário para a flotação. Esse movimento aspira também a espuma contida na calha das células a jusante (o rotor da célula *rougher* aspira a espuma das células *cleaner*) e faz a espuma movimentar. O estator (Figura 4) quebra as bolhas de ar num grande número de pequenas bolhas.

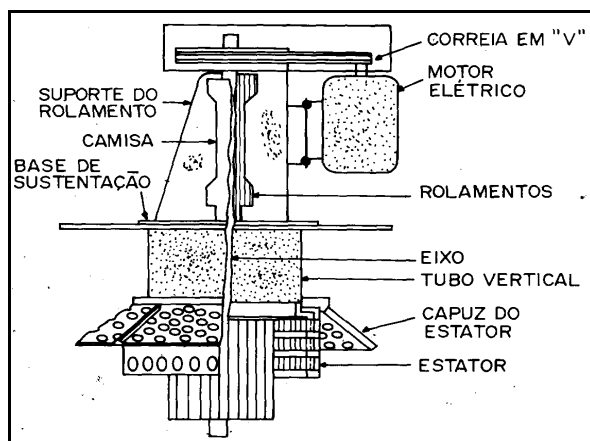


Figura 4 – Rotor e estator da célula (Modelo Wemco).

As máquinas do modelo descrito são ditas mecânicas e existem vários projetos, diferentes quanto ao formato da célula, do projeto do conjunto rotor-estator e a outros aspectos mecânicos (Yung, 1982). As Figuras 5a e 5b mostram diferentes desenhos.

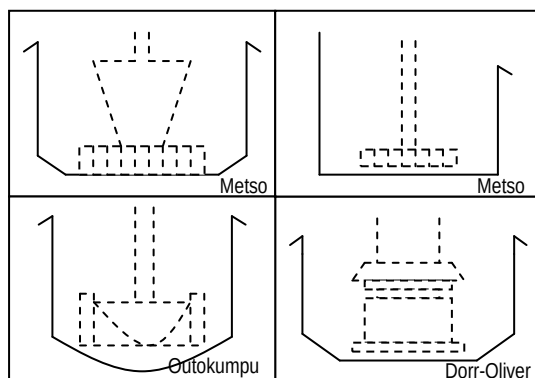


Figura 5a – Desenhos esquemáticos de tanques, rotores e estatores (Young, 1982).

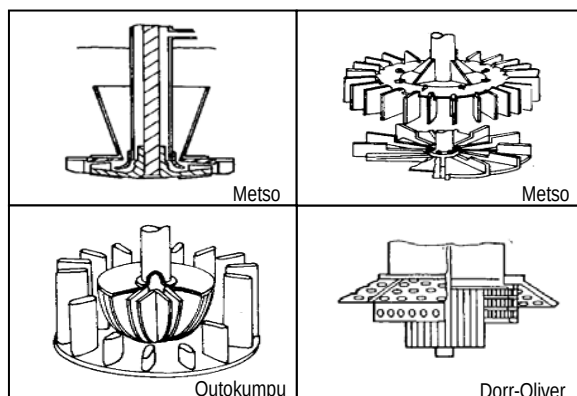


Figura 5b – Desenhos esquemáticos de rotores e estatores (Young, 1982).

As células de desenho mais moderno têm formato cilíndrico. De início isto deveu-se à facilidade estrutural e construtiva deste formato. Num segundo momento aplicou-se a tecnologia oriunda da indústria química de reatores que precisam fornecer agitação muito eficiente para o contacto entre os reagentes - no caso da flotação o que se deseja é o contacto partícula-bolha de ar. Verificou-se que as forças intensas de cisalhamento criadas pelo rotor são capazes de fornecer a energia necessária para a ruptura da barreira que é o filme de água da bolha e permitir melhor adesão bolha-partícula, mesmo para as partículas de pequena dimensão (Chaves, 2006).

O efeito indesejável da rotação da polpa dentro da célula foi resolvido mediante a instalação de defletores adequadamente projetados para impedir o movimento rotacional e dirigir os fluxos ascendentes e descendentes dentro da célula e maximizar a recirculação da polpa na região inferior, ao mesmo tempo que a turbulência na região superior precisa ser reduzida para diminuir o descolamento bolha - partícula coletada.

Principais Fabricantes Células de Flotação Mecânica

O início do século XXI foi caracterizado pela fusão e/ou incorporação de diversas empresas de equipamentos para mineração, assim, atualmente, três grandes empresas dominam o mercado mundial como fabricantes ou detentores de tecnologia para fabricação de máquinas de flotação mecânica (Gorain, 2007).

A Metso Minerals, produz dois modelos básicos, a célula circular Metso RCS e a Metso Denver quadrada, DR. As duas máquinas usam suprimento externo de ar de baixa pressão para ter controle preciso da aeração. O modelo circular RCS é o padrão global da Metso e é fornecido em tamanhos desde 5 até 200 m³. O modelo Metso Denver DR é a máquina Denver com recirculação forçada da polpa junto ao rotor e estator, e pode ser fornecida nos tamanhos de 0,34 até 42,5 m³. A Tabela 1 mostra as dimensões principais e motorização das máquinas Metso de flotação (Metso, 2009).

Tabela 1 – Dimensões principais e motorização das máquinas Metso de flotação.

Série DR					
Modelo	Volume, m ³	Comprimento, m	Largura, m	Altura, m	Motor instalado, kW
DR 15	0,34	0,71	0,61	1,63	3
DR 18	0,71	0,91	0,81	1,83	5
DR 24	1,4	1,22	1,09	2,36	5,5
DR 100	2,8	1,58	1,58	2,72	7,5-11,0
DR 180	5,1	1,83	1,83	2,95	11-15
DR 300	8,5	2,24	2,24	3,3	18-22
DR 500	14,2	2,69	2,69	3,4	25-30
DR 1500	42,5	4,27	4,27	4,37	55
Séries RCS					
Modelo	Volume, m ³	Diâmetro do tanque, m		Altura, m	Motor instalado, kW
RCS 5	5	2,00		2,08	15
RCS 10	10	2,60		2,45	22
RCS 15	15	3,00		2,84	30
RCS 20	20	3,25		3,06	37
RCS 30	30	3,70		3,44	45
RCS 40	40	4,10		3,85	55
RCS 50	50	4,50		4,19	75
RCS 70	70	5,00		4,62	90
RCS 100	100	5,60		5,21	110
RCS 130	130	6,10		5,65	132
RCS 160	160	6,50		6,13	160
RCS 200	200	7,00		6,58	200

Fonte: Metso Minerals

A FLSmidth Minerals fabrica as células Dorr-Oliver, Wemco e células de tecnologia mista (combinação de células Dorr-Oliver e Wemco). As células Dorr-Oliver trabalham com injeção de ar e as Wemco são auto-aspiradas. O carro-chefe para a maioria das aplicações continua sendo a célula Wemco 1+1. As células Dorr-Oliver, série RT (*round tank*), são cilíndricas e recomendadas para utilização na etapa *rougher*. As células Dorr-Oliver, séries R & UT, são tanques retangulares e em forma de “U”. A célula Wemco Smart Cell tem tanque cilíndrico com defletores e controle automático da vazão de ar. A Tabela 2 mostra as dimensões principais e a motorização das máquinas de flotação Dorr-Oliver e Wemco (FLSmidth, 2009).

Tabela 2 (cont.) – Dimensões principais e motorização das máquinas Wemco.

Wemco 1+1					
Modelo	Volume, m ³	Comprimento, m	Largura, m	Altura, m	Motor instalado, kW
18	0,03	0,314	0,457	0,821	0,37
28	0,08	0,467	0,711	1,003	0,75 - 1,12
36	0,31	0,924	0,914	1,473	2,24
44	0,59	1,127	1,118	1,638	3,73
56	1,13	1,435	1,422	1,854	5,59
66	1,73	1,689	1,676	1,946	7,46
66D	2,83	1,537	1,676	2,362	11,19
84	4,25	1,616	2,134	2,515	11,19-14,91
120	8,50	2,305	3,048	3,083	18,64-22,37
144	14,16	2,762	3,658	3,426	22,37-29,83
164	28,32	3,045	4,166	4,528	44,74-55,93
190	42,48	3,581	4,826	4,985	74,57
225	84,95	4,185	5,715	6,680	149,14
Wemco SmartCell					
Volume, m ³		Altura, m	Diâmetro do tanque, m	Motor instalado, kW	
5		1,96	2,3	15	
10		2,34	2,8	30	
20		2,87	3,6	37	
30		3,21	4,1	5	
40		3,45	4,2	75	
50		3,52	4,8	90	
60		3,73	5,12	90	
70		4,13	5,35	150	
100		4,34	6,03	150	
130		4,81	6,62	150	
150		5,3	6,6	185	
160		5,26	6,86	185	
200		5,44	7,65	250	
257		5,83	8,25	315	
500		7,21	10,5	575	

Fonte: FLSmith Minerals.

A Outokumpu oferece dois modelos de células, as clássicas OK-R e OK -U Flotation Machines - e as OK-TC, de tanque cilíndrico (*tank cell*) e OK-TC-XHD (*extra heavy duty*), além da célula SK (*skin air*), cilíndrica, recomendada para flotação flash. O ar é introduzido na área de movimentação do rotor, por meio de injeção forçada. A Tabela 3 mostra as dimensões principais e a motorização das máquinas de flotação Outokumpu (Outotec, 2009).

Tabela 3 – Dimensões principais e motorização das máquinas Outokumpu.

Células convencionais					
Série OK-U					
Modelo	Volume, m³	Comprimento, m	Largura, m	Altura, m	Motor instalado, kW
OK-8	8	2,26	2,25	1,93	15-37
OK-16	16	2,80	2,80	2,35	30-45
OK-38	38	3,81	3,70	3,34	55-90
Série OK-R					
Modelo	Volume, m³	Comprimento, m	Largura, m	Altura, m	Motor instalado, kW
OK-0.5	0,5	0,95	0,95	0,95	2,2-4,0
OK-1.5	1,5	1,39	1,39	1,20	5,5-7,5
OK-3	3	1,71	1,71	1,60	11-15
Células tanque					
Modelo	Volume, m³	Altura, m	Diâmetro, m	Motor instalado, kW	
TankCell-5	5	2,45	2,2	7,5	
TankCell-10	10	2,85	2,7	15	
TankCell-20	20	3,45	3,3	37	
TankCell-30	30	3,9	3,9	45	
TankCell-40	40	4,3	4,1	45	
TankCell-50	50	4,6	4,6	75	
TankCell-70	70	5,0	5,0	90	
TankCell-100	100	5,3	5,6	110	
TankCell-130	130	5,4	6,3	132	
TankCell-160	160	5,7	6,72	185	
TankCell-200	200	6,2	6,8	215	
TankCell-300	300	NA	NA	350	
Células tanque extra grande					
TankCell-100-XHD	100	4,6	6,3	110	
TankCell-130-XHD	130	4,8	6,7	130	
TankCell-160-XHD	160	5,1	7,1	150	
TankCell-200-XHD	200	6,1	7,2	185	
TankCell-300XHD	300	NA	NA	285	

Fonte: Outotec

NA = Não aplicável

Condicionadores

Para que o reagente possa atuar na superfície da partícula mineral, coletando-a, ativando-a ou deprimindo-a, é necessário que se dê um tempo para que as partículas minerais e as moléculas de reagente tenham chance de se contactarem. Esta operação é denominada condicionamento. Com a maioria das espécies minerais, o condicionamento é feito com baixa diluição de polpa (alta porcentagem de sólidos), de modo a aumentar a probabilidade de que as gotículas de reagente e as partículas se encontrem. Daí a frequente necessidade de adensar previamente a polpa antes do condicionamento. Quando necessário, este adensamento é feito em ciclones desaguadores ou em espessadores.

O condicionador é um tanque cilíndrico, de diâmetro e altura usualmente próximos. Sobre o tanque assenta-se uma viga que sustenta o mecanismo de acionamento (motor e redutor) de um eixo, na ponta do qual está uma hélice, que agita a polpa. A descarga é por transbordo (Figura 6). Frequentemente existe um tubo concêntrico ao eixo, com várias aberturas, ou aletas convenientemente dispostas, para melhorar o contato.

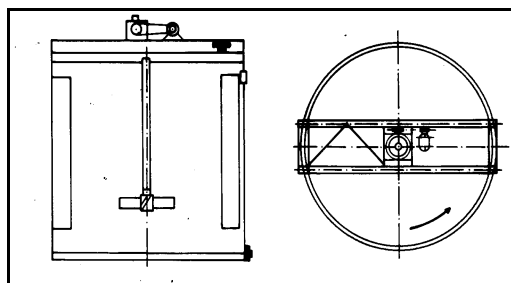


Figura 6 – Condicionador de polpa.

Dosagem e Alimentação de Reagentes

Os vários reagentes devem ser alimentados em pontos diferentes dentro do circuito. Dependendo do seu mecanismo de coleta, podem demandar maiores ou menores tempos de condicionamento. Por exemplo, ácidos graxos e seus sabões demandam tempos de residência na etapa de condicionamento que podem ser atendidos por condicionadores com volumes adequados. Já xantatos têm um mecanismo de coleta tão demorado que o usual é fazer a sua adição na entrada do circuito de moagem. O caso oposto ocorre com aminas, cuja coleta é tão rápida, que a sua adição pode ser feita diretamente na entrada da célula de flotação.

Conforme já mencionado, é forçoso adicionar os moduladores de coleta (ativadores ou depressores) antes da adição do coletor, pois a sua função é modificar a ação deste. Os reguladores têm um papel tão importante que, quanto antes esses forem adicionados, melhor para o circuito. Por isso, ajusta-se o pH tão logo a água é adicionada. Finalmente, os espumantes são adicionados na entrada da célula.

Os diferentes problemas de dosagem de reagentes podem ser relacionados:

- (i) dosar ou alimentar pó grosso;
- (ii) dosar ou alimentar pó fino;
- (iii) dosar ou alimentar líquidos puros ou soluções;
- (iv) dosar ou alimentar suspensões.

Para a alimentação de pó grosso ou fino usam-se alimentadores vibratórios, de correia ou de mesa rotativa. A diferença entre os dois casos reside na escoabilidade que, via de regra, é menor para os sólidos finos, exigindo maior atenção para este caso.

Para a alimentação de líquidos puros ou de soluções homogêneas são usadas bombas dosadoras - de pistão ou de diafragma, quando a vazão é pequena. Para vazões mais elevadas usam-se bombas de engrenagem, de parafuso ou peristálticas.

O alimentador mais simples possível é um reservatório mantido a nível constante, ligado a um tubo de descarga de diâmetro adequado à vazão ou regulado por válvula. Curiosamente, este dispositivo é muito pouco utilizado.

O equipamento padrão para a dosagem de líquidos e soluções homogêneas é o dosador de canecas, mostrado na Figura 7. Este consiste numa série de canecas apoiadas num disco vertical, que gira em torno de um eixo horizontal. No seu movimento, o disco leva as canecas para dentro de uma cuba cheia com o líquido a alimentar (mantido a nível constante por meio de uma bóia). No percurso, as canecas se enchem, saem da cuba e, na virada do disco, derramam o líquido em uma calha, de onde esse é enviado para o local de adição.

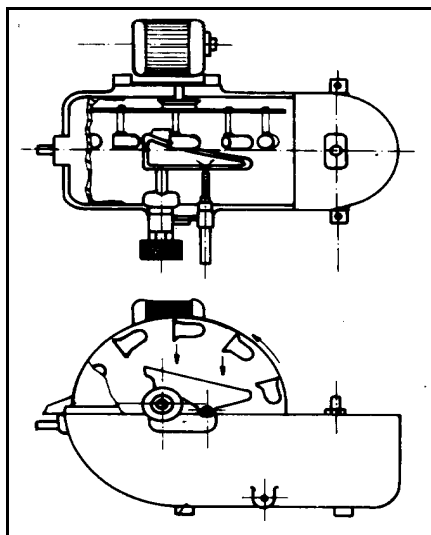


Figura 7 – Dosador de canecas.

Uma regulação grossa da vazão é obtida pela variação do número de canecas, ou pela variação da sua inclinação (e portanto do seu volume útil), ou pela velocidade de rotação do disco de suporte. O aparelho oferece ainda uma regulação fina, que consiste em mover a calha, de modo que essa intercepte todo o fluxo de líquido derramado pelas canecas, ou apenas parte dele. Essa quantidade é ajustável mediante a movimentação da calha.

Problemas realmente mais difíceis são a alimentação de suspensões heterogêneas, que é necessário manter em agitação permanente, e a alimentação de líquidos corrosivos, para os quais se faz necessário escolher materiais de construção adequados.

Operações Auxiliares

Bombeamento

O sistema constituído por sólidos particulados numa suspensão em água é denominado de polpa, e se constitui na forma usual de transporte de massa em tratamento de minérios. A opção alternativa é o uso de transportadores de correia para sólidos granulados secos. Estes dois modos constituem a grande maioria da prática do transporte na indústria mineral.

A diluição da polpa é expressa em porcentagem do peso de sólidos em relação ao peso total da polpa (peso de sólidos + peso de líquido). As diferentes operações unitárias utilizam diferentes diluições: a moagem é feita em torno de 60% de sólidos; o condicionamento, entre 40 e 50%, a alimentação de ciclones e classificadores, em torno de 20% de sólidos. A flotação dos minérios comuns é praticada entre 25 a 35%, e, a de carvão, entre 4 e 8%.

As polpas podem ser bombeadas por bombas de projeto especial - as bombas de polpa. São bombas centrífugas de construção robusta e com rotor de projeto diferente do das bombas d'água. Sua carcaça é bipartida, de modo a permitir sua abertura fácil e rápida em caso de entupimento. As bombas de polpa trabalham sempre afogadas pois a entrada de ar na tubulação causa o depósito dos sólidos e o entupimento da tubulação. Veja a Figura 8.

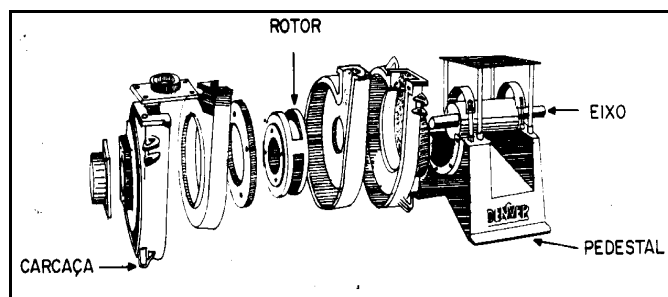


Figura 8 – Vista expandida de bomba de polpa.

As peças de desgaste são revestidas de material resistente à abrasão (Ni *hard* ou borracha). O critério usual é usar borracha sempre, exceto quando as partículas do minério sejam grossas e possam rasgar ou cortar o revestimento.

As tubulações de polpa devem ser construídas preferencialmente em trechos retos, horizontais e verticais. Se o escoamento cessar, os sólidos sedimentam nos trechos horizontais e ocupam a parte inferior da secção do tubo, sem obstruí-la; quando o escoamento for retomado, a sua turbulência colocará em suspensão o material sólido depositado. Evitam-se curvas por causa do desgaste abrasivo intenso. Estas devem ser substituídas por cruzetas, com zonas de estagnação e flanges cegos.

O bombeamento da espuma de flotação constitui-se num problema operacional realmente sério. Deve-se, portanto, evitá-lo, fazendo o transporte das espumas por gravidade sempre que for possível. Quando as condições de *lay-out* exigem bombeamento, pode-se usar bombas de eixo vertical e caixas especiais, como mostrado na Figura 9: a espuma entra na caixa tangencialmente a essa. Defletores convenientemente dispostos forçam a polpa a se dirigir ao fundo e a ser centrifugada, de modo que as bolhas tendem a permanecer no centro e a subir.

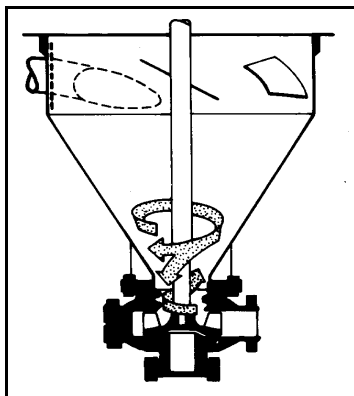


Figura 9 – Desenho esquemático de uma bomba de eixo vertical.

Divisão de Fluxos

A divisão dos fluxos de polpa é feita em divisores estáticos ou rotativos. A Figura 10 mostra um divisor deste último tipo e a Tabela 4 as especificações e dimensões do equipamento.

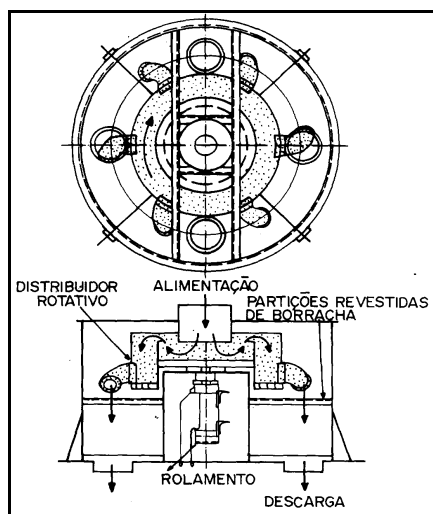


Figura 10 – Distribuidor de fluxos do tipo rotativo.

Tabela 4 – Distribuidor rotativo: especificações e dimensões.

Diâmetro do Tubo (pés)	Altura (pés-pol.)	Número Máximo de Compartimentos	Galões/min. (aprox.)
2	1,10"	8	50
3	2,5"	10	200
4	3,0"	12	475
5	3,7"	14	875
6	3,7"	20	1700
8	4,3"	20	3200
10	5,10"	20	6000

Atrição

Quando as superfícies minerais aparecem recobertas por camadas de limonitas ou de argilo-minerais - o que é muito comum nas condições geológicas brasileiras - a superfície apresentada é a da limonita ou argilo-mineral, não a do mineral que se quer flotar. Para conseguir a coleta é necessário eliminar essa cobertura, o que é feito por atrição da superfície, até que a cobertura indesejada seja removida.

A atrição, também traduzida por "escrubagem" (do inglês "scrubbing") é feita em equipamentos denominados células de atrição. Essas consistem de agitadores com dois ou três hélices por eixo, com sentidos alternados, como mostra a Figura 11a. Devido a essa inversão de sentidos, a polpa movida por uma das hélices tem sentido oposto ao do fluxo movido pela outra hélice, de modo que os dois fluxos se chocam, acarretando a atrição necessária de superfície de grão contra superfície de grão.

As pás da hélice são de material resistente à abrasão e têm ainda placas de desgaste nos locais mais expostos ao atrito. Geralmente se usam duas ou quatro células em série - a primeira descarrega por baixo, a segunda por cima, e assim sucessivamente, de modo a maximizar o tempo de permanência das partículas dentro da máquina, como se mostra na Figura 11. A Figura 12 ilustra um equipamento industrial de atrição.

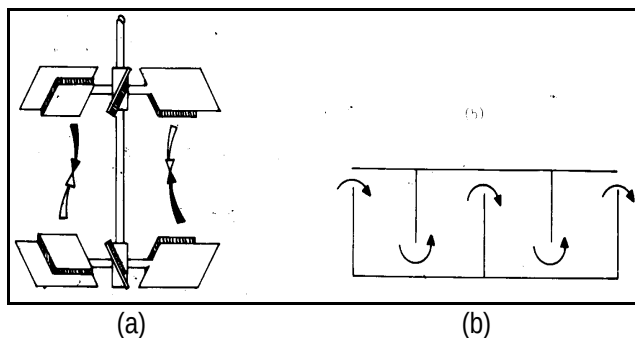


Figura 11 – Disposição das hélices (a) e circulação da polpa (b) em máquina de atrição.

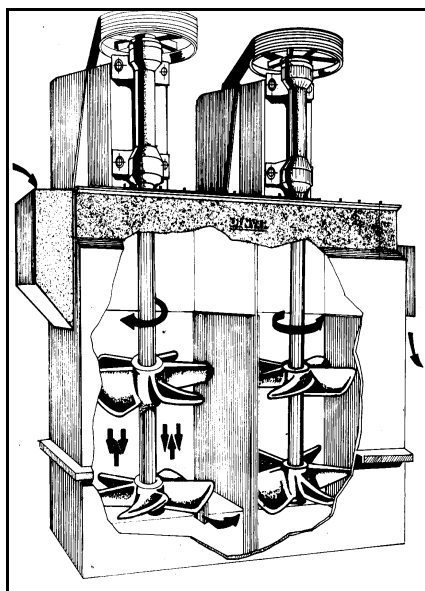


Figura 12 – Célula Denver de atrição.

Instrumentação e Controle

A instrumentação utilizada consiste nas medições contínuas de pH, de vazões de água, de polpa e dos níveis das células e das caixas de bomba.

Existem aparelhos para análise contínua dos produtos, que começam a ser empregados no Brasil. Entretanto, o usual continua sendo colher amostras da alimentação e dos produtos para o controle operacional. Os amostradores usados são dos tipos comuns.

Destruição da Espuma

Frequentemente é necessário quebrar a espuma. Isto é feito pela adição de anti-espumantes na calha do concentrado ou por jatos de água de alta pressão.

Cinética de Flotação

As velocidades com que as espécies minerais são removidas da célula obedecem a leis semelhantes às da cinética química. Assim, pode-se falar em cinéticas de flotação de ordem zero, de primeira ordem e de segunda ordem.

Na realidade, ao se flotar um minério composto de dois minerais, A e B, haverá remoção de ambos pela espuma, uma vez que a seletividade não é perfeita.

Ocorre que a velocidade de flotação do mineral A (que se quer flotar) é muito maior que a do mineral B. Entretanto, este será também removido, em menor proporção. Se a operação se estender por tempo demasiadamente longo, a quantidade de B flotado pode vir a prejudicar o teor de A no flotado.

O ensaio para se medir a cinética de flotação é o seguinte: numa célula de laboratório, inicia-se a flotação e aciona-se o cronômetro. Recolhe-se o flotado numa vasilha durante os primeiros 30 segundos. Decorrido este período, a vasilha é substituída e passa-se a recolher a espuma noutra vasilha, por mais 30 segundos. Isto é repetido até que a flotação cesse.

As amostras dos diferentes flotados (e também a do deprimido) são secadas, pesadas e enviadas para análise química, para a dosagem de A e B. Com os resultados obtidos, é possível calcular as recuperações de A e B e representá-las num gráfico recuperação x tempo, como mostra a Figura 13. Nesta, A está flotando com uma cinética de primeira ordem e velocidade maior, enquanto que B flota com uma cinética de segunda ordem e velocidade menor. A massa removida de A cresce no início da flotação, diminuindo com o tempo, ao passo que a remoção de B é constante.

Em consequência, aumentando-se o tempo de residência do minério na célula, de t_1 para t_2 , as massas m_A e m_B flotadas aumentam dos diferenciais d_A e d_B . Quando se passa de t_3 para t_4 , d_A torna-se muito pequeno, enquanto que d_B continua sendo significativo.

Existe então um tempo de residência ótimo em que a recuperação de A é boa e a contaminação de A com B (relação de m_A e m_B) é aceitável. Na figura 13, este tempo parece estar em torno de t_2 : se a flotação for interrompida em t_2 , a contaminação do

flotado com *B* será muito menor que se o tempo de flotação for t_3 ou t_4 . Se a flotação for interrompida em t_1 , o teor é muito bom, mas a recuperação é baixa.

O tempo de residência é, portanto, uma variável crítica para o dimensionamento e operação dos circuitos de flotação. Muitos processos de flotação podem ser controlados quanto à sua seletividade pela consideração correta do tempo de residência nos estágios rougher e cleaner, como é o caso dos carvões minerais.

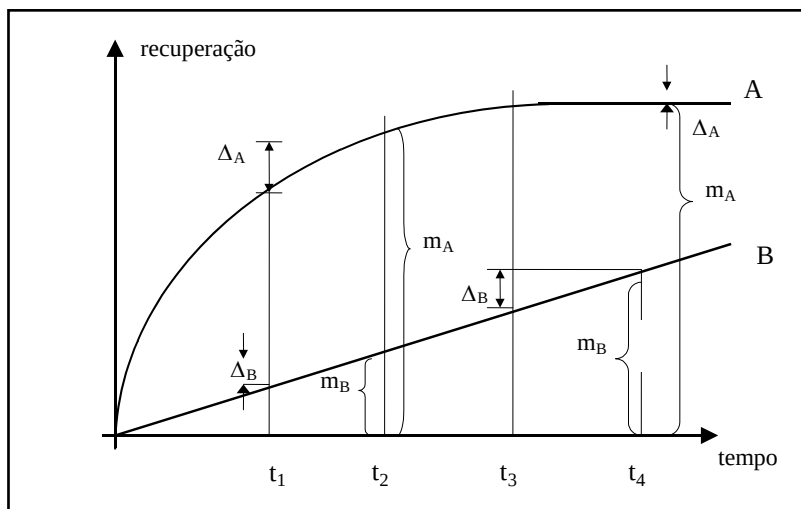


Figura 13 – Cinética de Flotação.

CIRCUITOS DE BENEFICIAMENTO

Como em toda operação de concentração, também para a flotação é difícil obter o teor e a recuperação desejados numa única etapa. Genericamente, executa-se uma primeira flotação, chamada "*rougher*", onde se obtém um concentrado pobre e um rejeito que ainda contém teores dos minerais úteis. O concentrado é re-lavado numa segunda flotação, denominada "*cleaner*", onde é produzido um concentrado final e um rejeito de teor elevado. O rejeito *rougher* é repassado numa outra flotação, chamada "*scavenger*", onde se obtém um rejeito muito pobre (rejeito final) e um concentrado que reúne os minerais úteis que estavam no rejeito *rougher*, mas que é pobre para ser considerado produto final. Tanto o rejeito *cleaner* como o concentrado *scavenger* ainda contêm minerais úteis e por isso são retornados à célula *rougher*. O circuito fica como mostrado na Figura 14. Eventualmente, pode ser necessário usar vários estágios de *recleaning*. É o caso da fluorita grau ácido, que tem teores de contaminantes (SiO_2 e CaCO_3) admissíveis muito baixos e por isso exige de 4 a 6 estágios de *cleaning* sucessivos.

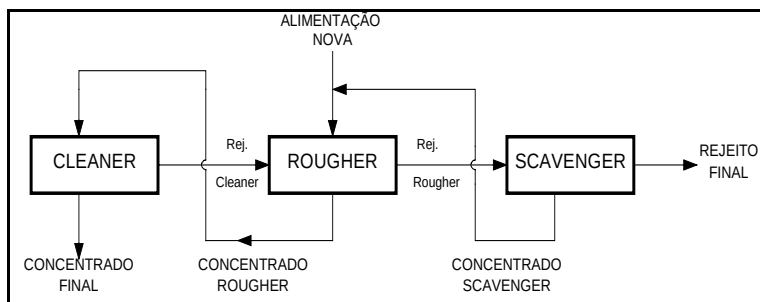


Figura 14 – Circuito de flotação.

O evento de uma partícula de mineral útil ao passar para o concentrado de uma operação de flotação, depende do sucesso de uma série de eventos independentes:

- (i) a partícula deve entrar em contato com o coletor;
- (ii) o coletor deve adsorver sobre a superfície da partícula;
- (iii) a partícula coletada deve colidir com um número de bolhas de ar suficiente para torná-la leve a ponto de flutuar;
- (iv) a partícula não pode desprender-se das bolhas durante o percurso ascendente;
- (v) a partícula deve permanecer dentro da espuma e escorrer para a calha de concentrado.

Na realidade, é impossível garantir que apenas uma única máquina industrial consiga fazer todo esse trabalho. Por isso, é necessário utilizar um banco de células, de modo a aumentar a probabilidade de todos esses eventos independentes ocorrerem com sucesso. A experiência industrial mostra que diferentes minérios precisam de diferentes tamanhos mínimos de banco e esses conhecimentos são sumarizados na Tabela 5. Esta mostra os números mínimos de células encontrados na prática industrial, para alguns minérios (Denver).

A circulação da polpa dentro do conjunto de células de flotação é feita pela diferença de nível entre as diversas células, a alimentação estando num nível superior ao da descarga, de modo que os rejeitos fluem nesse sentido. Para o rejeito passar para a bancada seguinte, deve haver uma diferença de nível entre a descarga de uma bancada e a alimentação da seguinte. Já a circulação da espuma é feita por meio de calhas, como mostra a Figura 15 (a) e (b), as espumas são recolhidas numa calha e conduzidas para o estágio seguinte. Na calha, existem jatos de água que ajustam a diluição da espuma (esta tende a ser mais seca que a alimentação) e ajudam a empurrá-la calha abaixo. Entretanto, o que faz mesmo com que o movimento ocorra é a depressão que existe junto do rotor, e que aspira a espuma para dentro da célula.

Tabela 5 – Números mínimos de células por bancada (Apud Denver).

Número mínimo de células									
Minério	01	02	03	04	05	06	07	08	09
Zinco									
tungstênio									
sílica de fosfatos									
sílica de minério de ferro									
Areia									
potássio									
fosfato									
óleo									
níquel									
molibdênio									
chumbo									
fluorita									
feldspato									
efluentes									
barita									
cobre									
carvão									
Células por banco									
	mínimo				usual				
Número mínimo de células									
Minério	10	11	12	13	14	15	16	17	18
Zinco									
Tungstênio									
sílica de fosfatos									
sílica de minério de ferro									
Areia									
potássio									
fosfato									
óleo									
níquel									
molibdênio									
chumbo									
fluorita									
feldspato									
efluentes									
barita									
cobre									
carvão									
Células por banco									
	mínimo				usual				

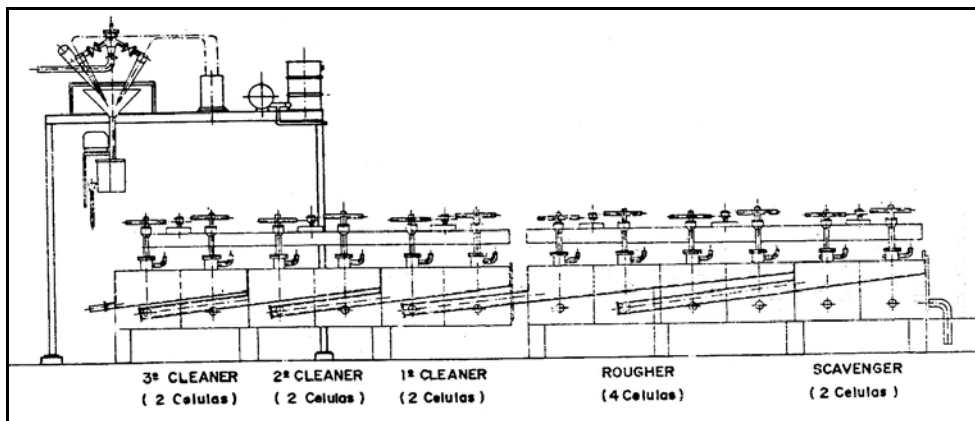


Figura 15a – Arranjo de bancos de células (vista frontal).

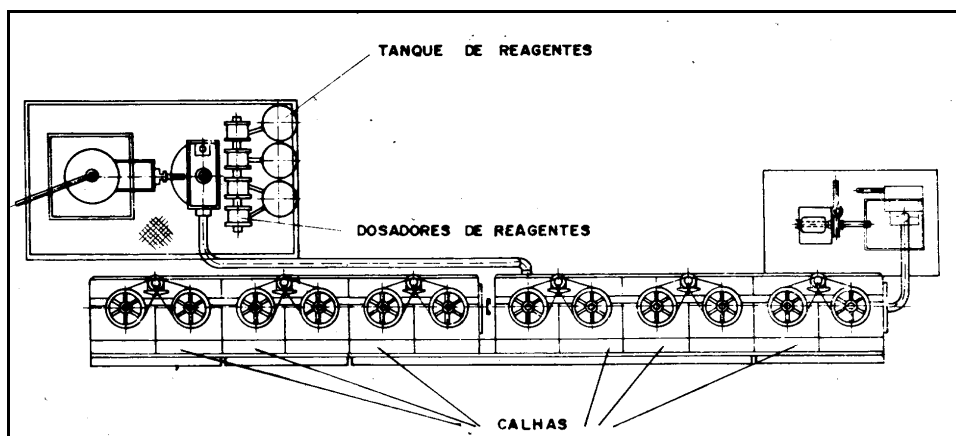


Figura 15b – Arranjo de bancos de células (vista de cima).

Completando o fluxograma com as operações auxiliares mencionadas no ítem anterior, teremos o fluxograma mostrado na Figura 16, que consta de:

- (i) adensamento da alimentação, feito em ciclone desaguador;
- (ii) condicionamento com depressor ou ativador;
- (iii) condicionamento com coletor;
- (iv) flotações *rougher*, *cleaner* e *scavenger*;
- (v) desaguamento do concentrado em filtro a vácuo;
- (vi) bombeamento do rejeito para um espessador;
- (vii) desaguamento do rejeito por espessamento.

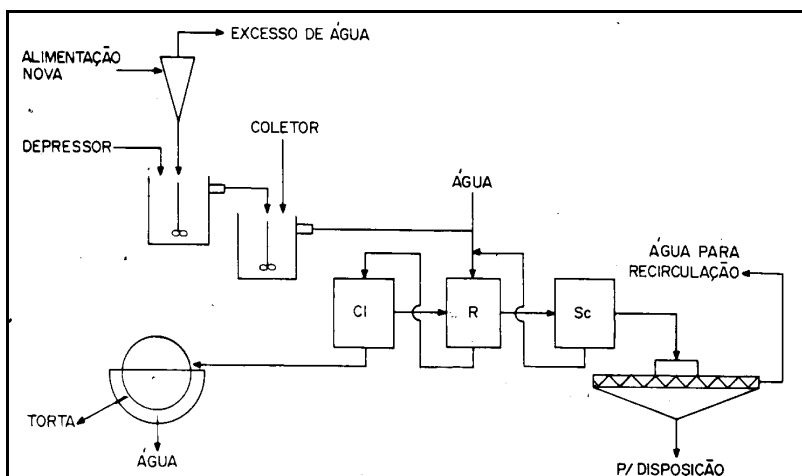


Figura 16 –Esquema de um circuito completo de flotação.

Circuito Típico de Beneficiamento de Minério de Ferro

Os minérios de ferro brasileiros se chamam itabiritos e são constituídos de hematita e quartzo, associados ainda a limonitas e argilo-minerais. A flotação dos finos resulta num produto denominado *pellet feed*. É uma operação barata e conveniente e fornece concentrados de excelente qualidade.

A prática usual é fazer o que se chama flotação reversa, que consiste em flotar o mineral de ganga, quartzo, e deprimir o mineral de minério, hematita. Isto porque a hematita é mais abundante, o que dificulta a sua remoção na espuma - a grande quantidade de hematita na espuma arrastaria, mecanicamente, uma certa quantidade de quartzo. Além disso, a hematita é pesada e teria que ser moída mais finamente para poder flutuar com a espuma.

A Figura 17, (Luz e Almeida, 1989), mostra o fluxograma da usina de beneficiamento da Samarco. Os autores citados usam a seguinte terminologia: "desbastadora" = *rougher*, "limpadora" = *cleaner*, "recuperadora" = *scavenger*. A adoção de colunas de flotação para esta operação parece ser uma tendência irreversível da indústria brasileira, como será evidenciado no capítulo de flotação em coluna.

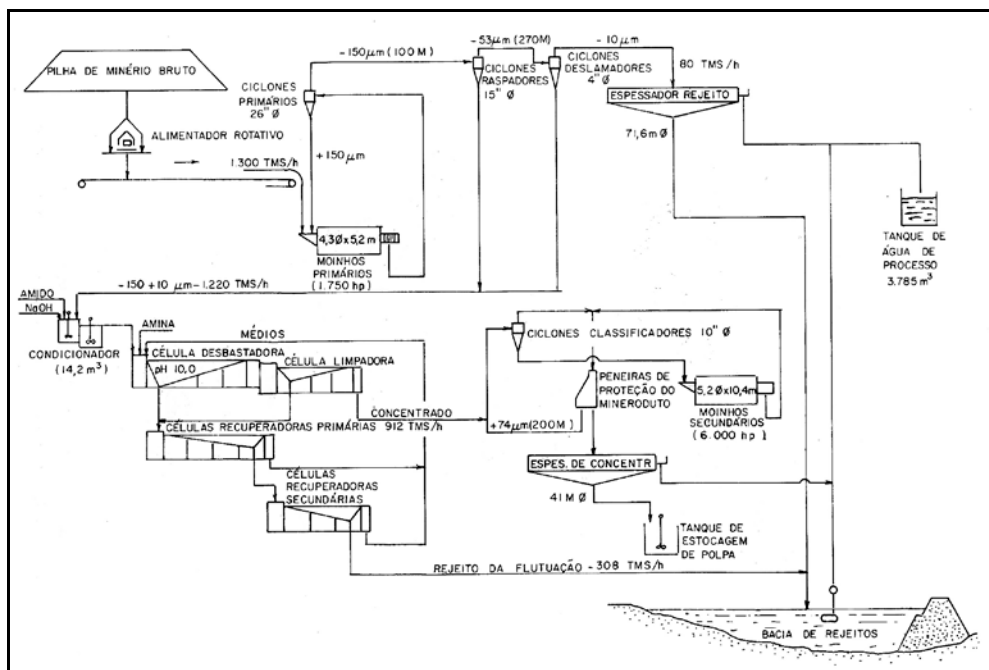


Figura 17 – Fluxograma de uma linha de processo de usina de concentração da Samarco.

Circuito Típico de Beneficiamento de Fosfato

Os minérios brasileiros de fosfato têm como mineral de minério a apatita e como minerais de ganga, calcita, magnetita, micas e argilas. O circuito de beneficiamento deve portanto prever a moagem até a malha de liberação (geralmente em torno de 65 malhas *Tyler*), a eliminação da magnetita por separação magnética e a flotação da apatita. A presença de lamas afeta significativamente a recuperação do fosfato (expressa em termos de % P_2O_5 ; por isso os circuitos de usinas brasileiras têm operações de deslamagem mais ou menos complexas. Também nesta usina, as colunas de flotação substituíram as células convencionais (Luz e Almeida, 1989 e Schnelrath *et al.*, 2001).

Circuito Típico de Beneficiamento de Carvão

No caso especial do beneficiamento de carvão, deve-se ter em mente três aspectos de extrema importância:

- (i) o beneficiamento do carvão é prioritariamente feito por métodos densitários, que são muito mais baratos que a flotação e podem manusear partículas grossas, impossíveis de serem tratadas por flotação;

- (ii) a operação de flotação, num circuito de beneficiamento de carvão, é uma operação auxiliar, cujo objetivo é apenas aumentar a recuperação ou, então, impedir que as frações finas não tratadas densitariamente causem poluição;
- (iii) o fato de ser uma mera operação auxiliar, a flotação tem que ser barata.

Por tudo isso, o circuito costuma ser extremamente simples. Usualmente há apenas um estágio *rougher*; raramente se usa um estágio adicional. Acresce o fato de que a flotação do carvão é feita em diluições extremamente altas, o que acarreta a necessidade de um grande volume de células. Introduzir uma etapa adicional significa duplicar o volume de células (Fiscor, 1992).

Finalmente, é necessário mencionar que a prática da indústria carbonífera costuma fazer por métodos gravíticos operações que poderiam ser feitas por flotação, como o caso da depiritização, que preferencialmente é feita em ciclones autógenos (*water only cyclones*) ou em mesas vibratórias.

Circuito Típico de Beneficiamento de Sulfetos

O sulfetos metálicos têm um comportamento na flotação muito semelhante. Existem então duas técnicas operacionais para separá-los dos minerais de ganga e para separá-los entre si:

- (i) a flotação seletiva condiciona cada sulfeto individualmente e o flota, para depois condicionar e flotar o subsequente;
- (ii) a flotação *bulk* flota todos os sulfetos em conjunto e depois deprime seletivamente um por um.

Esta segunda opção tem uma vantagem econômica, uma vez que a massa a ser tratada após a flotação *bulk* é muito menor, resultando uma economia considerável em equipamentos. Entretanto, nem sempre é possível utilizá-la, porque a coleta dos sulfetos pode ser tão enérgica que se torna impossível descoletá-los. Isto é especialmente verdadeiro para a blenda.

Um fluxograma ilustrativo da flotação seletiva de sulfetos é apresentado em da Luz e Almeida, (1989) e Sampaio *et al.*, (2001).

Principais Usinas de Flotação no Brasil

Atualmente, diversos bens minerais são concentrados por flotação no Brasil, entre esses, destaque para os minérios de ferro e fosfato, em função da quantidade processada e do número de usinas de concentração por flotação. A Tabela 6 mostra as principais usinas de flotação em operação no Brasil e o minério processado (Peres e Araújo, 2006).

Tabela 6 – Principais Usinas de Flotação no Brasil.

Mineral	Empresa	Usina
Fosfato	Bunge Fosfertil Copebrás	Cajati/Araxá Tapira/Catalão Catalão
Minério de Ferro	MBR Samarco CSN Vale	Pico/Vargem Grande Germano Casa de Pedra Cauê/Conceição/Alegria/Timbopeba
Zinco	CMM CMM	Vazante Morro Agudo
Níquel	V. Metais	Fortaleza de Minas
Cobre	Caraíba Vale	Jaguarari Sossego (Canaã dos Carajás)
Ouro	Anglo Gold Eldorado RPM	Queiroz-Raposos Santa Barbára Paracatú
Nióbio	CBMM Mineração Catalão	Araxá Catalão
Grafita	NGL	Itapecerica/P. Azul/Salto da Divisa
Fluorita	N. S. Carmo Nitro Química	Cerro Azul Morro da Fumaça
Carvão	Carbonífera Met. Ind. Carb. Rio Deserto	Criciúma Siderópolis
Magnesita	Magnesita	Brumado
Talco	Magnesita	Brumado
Prata	V. Metais	Juiz de Fora
Potássio	Vale	Taquari Vassouras

INSTALAÇÕES DE BENEFICIAMENTO

O dimensionamento de células e condicionadores é feito a partir do tempo de residência necessário para se obter o resultado desejado. Para medir esse tempo são feitos ensaios cinéticos ou então é feita a operação contínua em usina piloto e otimizado esse tempo. Alternativamente, podem ser usados parâmetros obtidos em ensaios descontínuos, mas para sua utilização correta é necessário introduzir fatores de escala.

Para escolher condicionadores, conhecida a vazão de polpa e o tempo de condicionamento, calcula-se o volume necessário. Lembrando que altura e diâmetro são iguais, fica fácil calcular o diâmetro necessário. Normalmente, o volume requerido de condicionador é calculado dividindo-se a vazão de polpa pelo tempo de condicionamento.

Para escolher as células de flotação, procede-se de maneira análoga ao do condicionador, apenas lembrando que:

- (i) o ar ocupa volume dentro da célula, geralmente em torno de 15% do volume de polpa;
- (ii) os dados dos fabricantes de equipamento podem, ou não, se referir ao volume útil da célula, isto é, descontar o volume ocupado pelo rotor, estator, eixo e demais componentes. É preciso conferir em cada caso.
- (iii) conforme mencionado no item circuitos de beneficiamento, é necessário fornecer o número mínimo de células em cada banco para garantir a flotação completa do mineral útil.

A unidade de flotação é essencialmente uma unidade de transporte de massa: recebe uma polpa de alimentação e a separa em dois ou mais produtos que são expelidos para fora do sistema ou, então, recirculados internamente. Há também a entrada de água e reagentes.

O *lay-out* da unidade deve, portanto, procurar facilitar ao máximo a circulação desses materiais. Como as vazões de deprimido costumam ser maiores que as de espuma, é conveniente tentar escoá-las por gravidade. Por outro lado, o bombeamento de espumas é problema bastante sério, o que recomenda evitá-lo ou ao menos minimizá-lo.

O desaguamento dos concentrados de flotação é feito em filtros de disco. Em muitos casos, a espuma está tão seca, que pode ser alimentada diretamente no filtro. Para materiais como o carvão, em que o transporte da espuma é especialmente difícil, é muito frequente instalar os filtros em um pavimento inferior ao da flotação, de modo que o transporte possa ser feito por gravidade.

Os equipamentos são leves em sua imensa maioria, ou pelo menos os seus elementos construtivos o são, de modo que a manutenção fica facilitada e dispensa a instalação de pontes rolantes. Também a estrutura do prédio se torna bastante leve.

A drenagem da usina é feita por canaletas no piso inferior. Sua inclinação deve ser de 3% para facilitar o escoamento. As canaletas devem conduzir a uma caixa de acumulação, de modo a não se perder o material derramado na usina.

As unidades de preparação de reagentes também devem ser colocadas em cota superior à da unidade de flotação.

A estocagem de reagente é feita geralmente em armazém separado. As quantidades necessárias para o consumo diário ou do turno são trazidas para a seção de preparação e aí diluídas.

Para a execução de projetos, ou mero dimensionamento de equipamentos, é bom ter em mente as seguintes regras, já vistas ao longo do texto:

tempo de residência - quando se passar de ensaios descontínuos (*batch*) para escala contínua, é necessário multiplicar o tempo de residência por 2. Se o tempo de residência foi medido em circuito contínuo, como usina piloto ou industrial, mantém-se o mesmo tempo ou, então, ligeiramente menor;

volume útil da célula - é usualmente de 65 a 75% do volume nominal, devido ao volume ocupado pelo rotor, estator, canos, defletores, etc. É importante ter o cuidado de verificar, de cada vez, se as informações prestadas pelo fabricante de equipamentos se referem ao volume nominal ou ao volume útil;

volume de ar: varia entre 5 e 30% do volume de polpa. O valor típico, assumido sempre que não haja informações mais precisas, é de 15%;

número mínimo de células por banco - cada material exige um número mínimo de células para impedir o curto-circuito do material flotável. É preciso consultar as tabelas, antes de definir o número de células da bancada;

porcentagem de sólidos e nível da célula - os circuitos cleaner trabalham sempre com porcentagem de sólidos menor que o circuito rougher, para aumentar a seletividade da separação. O nível da célula é mantido sempre baixo para evitar derramamento de polpa e dar mais tempo para a espuma escorrer. O tempo de residência deve ser, pelo menos, igual ao do rougher. Não há necessidade de utilizar bancos tão longos como os do rougher. Já nas células scavenger, trabalha-se com baixa porcentagem de sólidos e o nível da célula bem alto, derramando polpa na calha de espuma;

padronização das células - sempre que possível é interessante padronizar os tamanhos das células dos diversos bancos. Isto acarretará principalmente a economia de peças de reserva e facilitará o trabalho de manutenção.

REAGENTES DE FLOTAÇÃO

Os reagentes de flotação são os agentes mais importantes em um processo de flotação. No estágio inicial da aplicação industrial do processo de flotação, os maiores avanços científicos e/ou tecnológicos foram no desenvolvimento de novos reagentes. No desenvolvimento de um processo de flotação, é gasto muito tempo, energia e investimento na seleção de reagentes para proporcionar uma separação mais eficaz, no sentido de concentração. Em instalações industriais, o controle na adição de reagentes é a parte mais importante do processo de flotação (Bulatovic, 2007).

Uma classificação moderna dos reagentes de flotação é baseada em sua função específica no processo de flotação, sendo assim, são divididos em grupos de: coletores, espumantes e modificadores (depressores, ativadores, reguladores de pH e agentes dispersantes). O triângulo formado pelos reagentes de flotação é a base de uma pirâmide (Figura 18), que associado ao conhecimento básico, aos testes laboratoriais e as necessidades da indústria mineral, visam a recuperação mineral (Nagaraj, 2005).

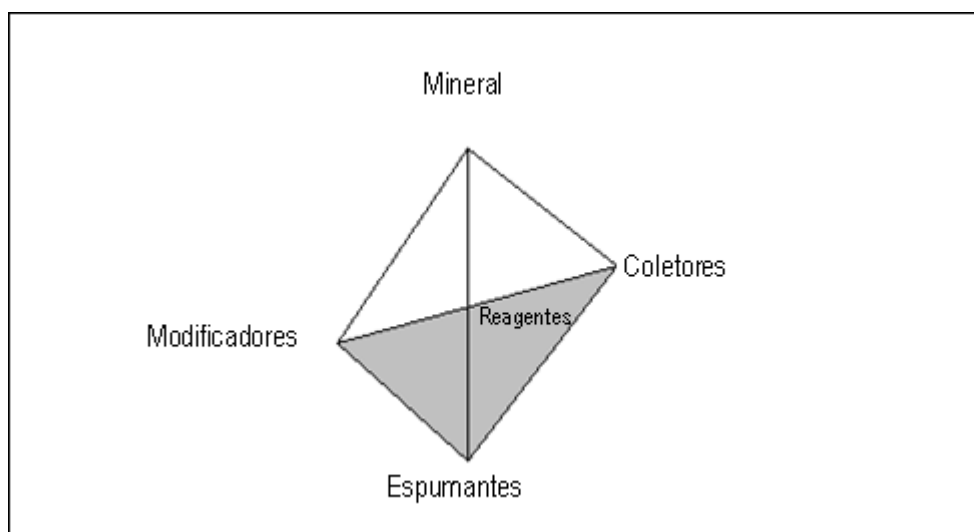


Figura 18 – Triângulo dos reagentes de flotação interagindo com a mineralogia.

Coletores

Os coletores são surfactantes que têm uma estrutura típica composta de uma parte de natureza molecular (não iônica) e outra de natureza polar (iônica). A parte polar pode apresentar diversas funções e a parte molecular é sempre uma cadeia orgânica, de comprimento variável, podendo ser linear, ramificada e até mesmo cíclica.

Em solução, os coletores têm a sua parte polar ionizada. A parte molecular (não-polar) não é ionizável e, devido às características elétricas das ligações covalentes, tem mais afinidade pela fase gasosa que pela líquida. Havendo no sistema uma interface sólido-gás (a interface das bolhas de ar sopradas para dentro da célula), a molécula do coletor tenderá a se posicionar nessa interface, orientada de modo que a sua parte não-polar esteja em contato com o gás e a porção iônica em contato com a água.

A Figura 19 ilustra o contato bolha de ar/superfície do mineral, em um sistema com presença e ausência de um coletor. Verifica-se, que no sistema com ausência de coletor, as bolhas de ar formam um ângulo de contato (θ) pequeno com a superfície do mineral, não ocorrendo uma adsorção significativa. No sistema, com presença de um agente coletor, forma-se um ângulo de contato significativo (θ), favorecendo as condições para que ocorra a flotação do mineral (Dow, 1981).

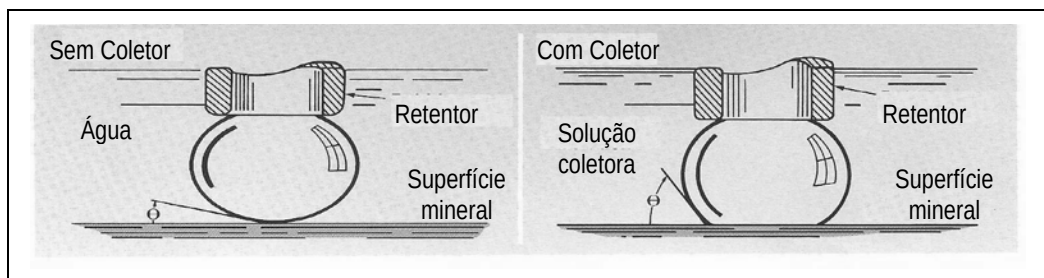


Figura 19 – Contato bolha de ar/superfície do mineral em um sistema com e sem coletor.

Os coletores são distinguidos em função da sua carga iônica, podendo ser aniônicos ou catiônicos, conforme a carga elétrica do grupo polar, resultante da ionização da molécula.

Existem ainda, alguns reagentes reforçadores de coleta, classificados erroneamente como coletores não ionizáveis, sendo constituídos em sua maioria por hidrocarbonetos líquidos (diesel, óleo combustível, querosene) (Beraldo, 1983). Certos minerais como grafite, enxofre nativo, molibdenita, talco e carvões betuminosos são naturalmente hidrofóbicos. Os reagentes utilizados nestes casos são óleos minerais e derivados da destilação do carvão ou então, simplesmente meros espumantes.

Uma mistura de coletores pode revelar uma ação sinérgica, de modo que o efeito da mistura é superior à soma dos efeitos de cada coletor. Óleos adicionados em mistura com o coletor (*extenders*) costumam reforçar a sua ação coletora ou então aumentar a seletividade.

A Figura 20 mostra uma classificação geral dos coletores de flotação, em função da carga iônica da parte polar do grupo solidófilo, que é a parte da molécula que se adsorve na superfície do mineral (Bulatovic, 2007).

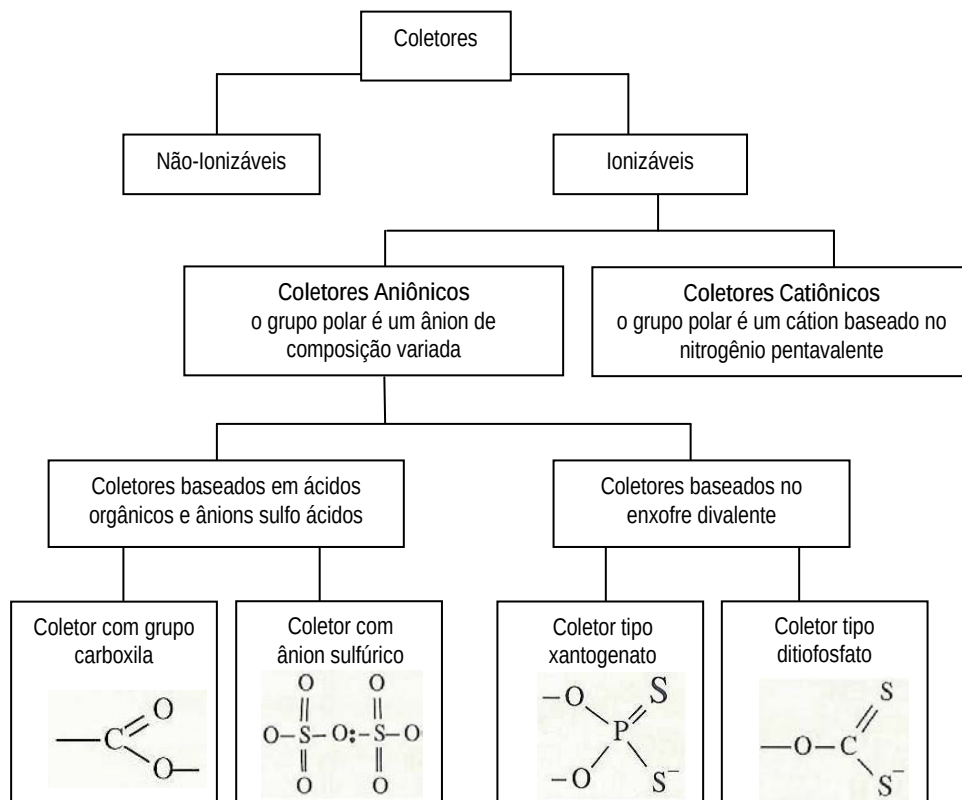


Figura 20 – Classificação geral dos coletores de flotação.

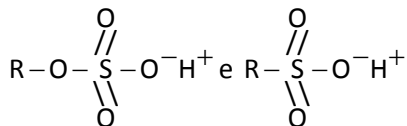
Os coletores aniônicos se subdividem, de acordo com a função química correspondente, em oxidrílicos e sulfidrílicos (Baltar, 2008).

Coletores Aniônicos Oxidrílicos

Os coletores aniônicos oxidrílicos representam a grande maioria dos coletores, mas, apenas poucos reagentes são utilizados na indústria, isto é devido principalmente à falta de uma pesquisa aplicada. Alguns coletores, como os sabões de ácidos graxos e as aminas, apresentam poder espumante, que tende a aumentar com o comprimento da cadeia não-polar. À primeira vista, esse caráter espumante pode parecer benéfico pela economia de um reagente mas, na realidade, em muitos casos esse se revela prejudicial, pois elimina a possibilidade de se controlar a espuma, independentemente. A seguir são mostrados os principais coletores deste grupo.



- sulfatos e sulfonatos de alquila ou arila:



Ácidos Graxos e seus Sabões

São coletores de minerais salinos, minerais oxidados e não-metálicos. Os reagentes utilizados têm comprimento de cadeia entre 8 e 18 carbonos, pois abaixo de 8, as propriedades coletoras são muito fracas e acima de 18, a solubilidade é muito baixa. No Brasil, são amplamente usados na flotação de fosfatos e fluorita.

Industrialmente usam-se óleos naturais, como por exemplo o *tall oil* (que é um subproduto da fabricação da celulose), óleo de arroz, óleo de soja, óleo de mamona e óleos comestíveis brutos. Todos estes óleos são misturas de ácidos graxos; por isso, dependendo da seletividade desejada, podemos encontrar problemas. Outrossim, alguns óleos solidificam-se na estação fria, dificultando a sua dosagem e adição ao circuito industrial.

O principal constituinte do *tall oil* é o ácido oléico. Estão presentes ainda os ácidos linolênico, linoléico e ácidos resínicos. O óleo de arroz apresenta maior teor de ácidos saturados (que são coletores mais fracos) e o seu ponto de solidificação é mais elevado. O óleo de mamona tem teor elevado de ácido resinoléico.

Estes coletores trabalham em meio alcalino ou então, saponificados. A temperatura tem que ser elevada ou a solubilidade diminui muito. Na estação fria é necessário usar aquecedores ou emulsionar o coletor.

A Cytec oferece a série Aero 700 promoter, que são coletores aniônicos à base de ácidos graxos puros e/ou associados a ácidos resínicos (*tall oil* cru, *tall oil* refinado) usados em circuitos alcalinos de minerais de ferro, fosfatos, fluorita e diversos óxidos e carbonatos minerais (Day).

A Clariant também fornece ácidos graxos, naturais ou de síntese, possuindo uma grande variedade de reagentes desta família, como a linha do Flotinor FS-2, utilizado na flotação de fosfatos, de minerais pesados e de feldspatos (Clariant, 2000).

Sulfatos e Sulfonatos de Alquila ou Arila

São reagentes obtidos por sulfatação ou sulfonação de um álcool graxo ou de hidrocarbonetos de cadeia alquil ou aril. A diferença entre um sulfato e um sulfonato, diz respeito ao grupamento $-\text{OSO}_3\text{H}$ (sulfato) e $-\text{SO}_3\text{H}$ (sulfonato) conectado a cadeia carbônica (Baltar, 2008). São utilizados como coletores seletivos de minerais alcalinos terrosos, como a barita, fluorita, celestita, cianita e gipsita. Os principais produtos deste grupo são:

Flotador S-72, marcas dos sulfatos da Clariant.

Maioria dos coletores da série Aero 800 promoters da Cytec.

Estes reagentes competem com os ácidos graxos nas mesmas aplicações. Podem flotar sulfetos, mas a sua eficiência é menor e o seu consumo maior que os dos xantatos. A sua grande vantagem reside no fato de que a sua dessorção é mais fácil, o que pode vir a ser conveniente em flotações coletivas. Podem também ser utilizados em circuitos ácidos. Alguns produtos têm propriedades espumantes e servem para a peptização de lamas finas. Outra grande propriedade dos sulfatos e sulfonatos é a sua grande solubilidade, inclusive em águas duras.

Outros Coletores Oxidrílicos

O hidroximato é um coletor utilizado na flotação de minerais cromógenos, como ferro e titânio em caulins. A Cytec dispõe dos coletores Aero 6493 e 6494.

Os sulfosuccinatos e sulfosuccinamatos são coletores utilizados na flotação de minerais pesados, como ilmenita e zirconita, contido em areias de praia. A Clariant dispõe dos coletores Flotador V2875 e Flotador SM-35. A Cytec dispõe dos coletores Aero 830 e 845.

Os derivados do ácido fosfônico e os estéres do ácido fosfórico são utilizados na flotação de minerais oxidados como a cassiterita, a ilmenita, o rutilo e o pirocloro.

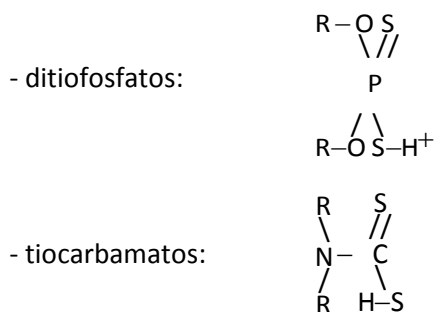
Coletores Aniônicos Sulfidrílicos

Os coletores aniônicos sulfidrílicos, também conhecidos como tióis ou mercaptans, são compostos que contém o grupamento $-SH$, associado a uma molécula orgânica. Esses grupos de coletores são utilizados, principalmente, na flotação de minerais sulfetados. A seguir são mostrados os principais coletores deste grupo (Somasundaram e Moudgil, 1988).

- ditiocarbonatos ou xantatos: $R-O-\overset{\overset{S}{\parallel}}{C}-S^{-}H^{+}$

- tióis (álcoois de enxofre) ou mercaptans: $R-S^{-}H^{+}$

- tiouréias: $\begin{array}{c} R-N \\ / \quad \backslash \\ H \quad C - S^{-}H^{+} \\ \backslash \quad / \\ R-N \end{array}$



Existem regras gerais a respeito do comportamento dos coletores:

- (i) a primeira delas relaciona o comprimento da cadeia molecular com a hidrofobicidade do reagente (medida pelo ângulo de contato de uma bolha de ar);
- (ii) a segunda é que as cadeias normais são mais fracas que as cadeias isômeras ramificadas.

A Tabela 7 mostra a aplicação dessas regras para os xantatos.

Tabela 7 – Propriedades coletoras da cadeia orgânica.

Radical	Número de Carbonos	Ângulo de Contacto (°)
Metil	1	50
Etil	2	60
Propil	3	68
Butil	4	74
iso-butil	4	78
Amil	5	80
iso-amil	5	86
Hexil	6	87
Heptil	7	90
Octal	8	94
Cetil	16	96

A energia de adsorção do coletor aumenta no mesmo sentido. Aumentando esta energia, diminui-se a seletividade da coleta. A solubilidade diminui com o comprimento da cadeia carbônica e, via de regra, o preço do reagente aumenta.

O enxofre dentro do radical polar é mais hidrofóbico que o oxigênio. Assim, para cadeias semelhantes, ao se passar do monotiocarbonato para o ditiocarbonato (xantato), o reagente passa a apresentar propriedades coletoras. Substituindo o oxigênio remanescente por outro enxofre, teremos um tritiocarbonato, que é um coletor ainda mais enérgico.

Xantatos

Os ditiocarbonatos ou xantatos são sais do ácido xântico, universalmente utilizados para a flotação de sulfetos e metais nativos. Podem ser empregados na flotação de alguns minerais oxidados após a sulfetação da superfície do mineral. São sais amarelos, solúveis em água e estáveis em solução. Não podem ser usados em meio ácido, pois ocorre hidrólise. Este inconveniente foi superado com a introdução de outra classe de coletores, que são os dixantatos: ROOSS-SSCOR, obtidos por oxidação dos xantatos.

Os xantatos exibem maior poder coletor e maior seletividade que os ácidos graxos de mesmo comprimento de cadeia. Estas propriedades, aliadas ao seu baixo preço e à sua solubilidade em água, foram a razão do seu sucesso comercial e, do ponto de vista histórico, contribuíram decisivamente para a implantação definitiva da flotação, como operação unitária de tratamento de minérios.

O metil xantato é um coletor fraco e só coleta minerais previamente ativados. O poder coletor aumenta com o comprimento da cadeia carbônica, até o octil xantato e, a partir daí, se estabiliza. Na prática industrial, usam-se soluções diluídas a 10% e os consumos variam entre 5 e 100 g/t. Os produtos à venda, no comércio, contém misturas de xantatos diferentes e produtos da sua decomposição.

A coleta dos xantatos é de terceira espécie, demandando uma reação química de cinética baixa, e portanto o tempo de condicionamento é longo. É frequente adicioná-los no circuito de moagem, de modo a prover o tempo de contato necessário e também prover superfície fresca (não oxidada) do sulfeto, superfície essa gerada na moagem, para ser imediatamente coletada pelo reagente.

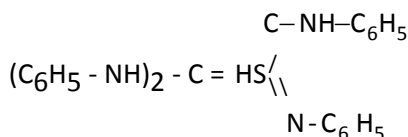
A SNF Flomin oferece também a série Flomin C 3000, com destaque para o isopropil xantato de sódio e o amil xantato de potássio e a Cytec os Aero Xantatos.

Mercaptans

São álcoois em que o oxigênio foi substituído por um enxofre. O radical pode ser alquila ou arila e frequentemente é utilizado o sal correspondente. São coletores seletivos para sulfetos de cobre e zinco e bons coletores para minerais oxidados. O seu cheiro é desagradável, o que tem limitado o seu uso.

Tiouréias

O único reagente digno de menção é a difeniltiouréia (tiocarbanilida):



É excelente coletor para a galena, seletivo em relação à pirita. Deve ser adicionado no circuito de moagem, em solução de ortotoluidina, pois seu sal é pouco solúvel. A Clariant oferece o Aero 5500, que é um coletor oleoso à base de tiouréia, específico para calcopirita.

Outros Coletores Sulfidrílicos

Os ditiofosfatos são ésteres secundários do ácido ditiofosfórico. São líquidos de pouca solubilidade em água. Necessitam condicionamento ou então são adicionados no circuito de moagem. O seu poder coletor cresce com o aumento da porcentagem de P_2S_5 . Tem menor poder que os xantatos e, por isto, são utilizados em quantidades ligeiramente maiores - 25 a 125g/t - e são mais afetados pelos depressores que os outros reagentes, o que pode ser muito importante em termos de flotação diferencial. Podem ser empregados em circuitos ácidos. Muitas vezes são usados em misturas com xantatos. A Clariant fornece a linha Hostafлот L, a Cytec os Aerofloat 208, 211, 238 e o Aero 25, 31, 3477, 3501, 5430, 5474 e SNF Flomin a série Flomin C 2000.

Os tionocarbamatos são coletores bastante seletivos para cobre porfírico, minerais de cobre/molibdênio e cobre/ouro. Geralmente são utilizados em conjunto com os xantatos ou com os ditiofosfatos. A SNF Flomin disponibiliza os Flomin C 4132 e 4150, a Clariant oferece coletores oleosos da linha Hostafлот X e a Cytec o Aero 3894.

O sal de sódio de MBT (mercaptobenzotiazol) em conjunto com os sais de ditiofosfato, formam um coletor muito utilizado na flotação de metais nativos como cobre, bismuto, prata, ouro e pirita aurífera. A Clariant disponibiliza o Hostafлот M-91 e a Cytec os Aero 400, 404, 407 e 412.

Coletores Catiônicos

Os coletores catiônicos são as aminas e seus acetatos. São coletados eletricamente por um mecanismo de primeira espécie e, em consequência, são adsorvidos e dessorvidos fácil e rapidamente. Em decorrência disso, são menos seletivos que os coletores aniônicos e mais afetados por modificadores de coleta. Sua aplicação típica é na flotação de não-metálicos, tais como o quartzo (no beneficiamento do itabirito), silicatos, aluminosilicatos e vários óxidos, talcos, micas etc.

A variável operacional mais importante é o pH e depois o efeito nocivo das lamas. Aumentando o comprimento da cadeia carbônica, aumentam as propriedades coletoras e diminui a solubilidade. Minerais facilmente flotáveis usam aminas de 8 a 15 carbonos e minerais difíceis precisam de aminas de até 22 carbonos.

A Clariant oferece a série Flotigam (aminas de coco, sebo, estearilamina e oleilamina). Oferece ainda aminas graxas etoxiladas que servem como emulsificantes de aminas livres.

A Akzo Nobel oferece mono e diaminas a base de óleo de coco, sebo ou soja hidrogenada para flotação do quartzo em minérios de ferro. Os principais produtos são as séries Armeen, Duomac e Duomeen.

Espumantes

São compostos tenso-ativos heteropolares, não ionizáveis, que contém um grupo polar (OH, COOH, C=O, OSO₂, e SO₂OH) e uma cadeia hidrocarbônica, capazes de se adsorverem na interface água/ar. Sua função principal na flotação é reduzir a tensão superficial na interface água/ar, aumentando a resistência das bolhas, tornando-as mais dispersas e estáveis, melhorando as condições para coleta das partículas de mineral hidrofobizado (Bulatovic, 2007).

Os espumantes utilizados na flotação são compostos orgânicos heteropolares, cuja estrutura é portanto parecida com a dos coletores. A diferença reside no caráter funcional do grupo polar: o radical dos coletores é quimicamente ativo e capaz - em princípio - de interagir elétrica ou quimicamente com a superfície do mineral a ser coletado. Já os espumantes têm um radical liofílico de grande afinidade pela água. Esta diferença funcional determina o comportamento dos dois grupos de reagentes: enquanto os coletores tendem a migrar para a interface sólido-gás, os espumantes se dirigem para a interface líquido-gás.

As propriedades espumantes aumentam com o comprimento da cadeia não-polar até 7-8 carbonos e depois decaem, aparentemente devido à queda da solubilidade do reagente. A solubilidade é determinada pela porção polar da molécula - em geral procura-se escolher radicais que não tenham afinidade pela superfície do mineral a flotar, para evitar interferências com a coleta. Espumantes carboxílicos e amínicos são evitados por esta razão.

Como requisitos de qualidade para um bom espumante, os mesmos devem apresentar as seguintes características (Baltar, 2008):

- (i) não ter propriedades coletoras, isto é, não adsorver na superfície do mineral;
- (ii) formar bolhas estáveis, permitindo o transporte de partículas minerais e a drenagem da água;
- (iii) formar bolhas estáveis durante o transporte do mineral até a superfície, mas que colapsem na descarga;
- (iv) insensível à variação de pH e a presença de sais dissolvidos;
- (v) ter baixo custo e disponibilidade no mercado.

Produtos Naturais

Os primeiros e principais espumantes naturais usados pela indústria mineral foram o óleo de pinho e o ácido cresílico, mas, atualmente, vem sendo substituídos, na maioria dos processos de flotação, por produtos de síntese derivados do polipropileno glicol e por alcoóis de cadeia cíclica ou ramificada.

O óleo de pinho é um espumante de uso tão generalizado que o seu aroma é associado à própria operação da flotação. É um produto natural contendo diversos compostos, muitos dos quais não perfeitamente identificados, com predominância de terpinóis ($C_{10}H_{17}OH$), alfa, beta e gama. É compatível com a maioria dos coletores e tem baixo preço. Tem caráter ligeiramente alcalino e é usado, de preferência, em circuitos alcalinos.

O ácido cresílico é outro produto natural, e consiste principalmente numa mistura de cresóis isômeros (orto, piro e meta). Os produtos industriais são muito heterogêneos entre si e contém diferentes níveis de contaminantes e de outros compostos. O ingrediente ativo mais importante é o metacresol. Este espuma bem nas faixas de pH 3,4 a 4,7, 7,5 a 10 e acima de 11,5.

Produtos de Síntese

Os principais produtos de síntese usados como espumante pela indústria mineral, são os alcoóis e os éteres poliglicólicos, cada qual, formador de um determinado tipo de espuma. Os álcoois formam uma espuma com uma película muito fina nas bolhas, transportam menos água e arrastam menos lamas, sendo menos estáveis e persistentes. Os éteres poliglicólicos formam espumas com uma película grossa nas bolhas, transportam mais água e arrastam mais lamas, sendo bastante estáveis e persistentes.

Os alcoóis são formados por uma cadeia de hidrocarbonetos (5 a 8 carbonos) cíclica ou ramificada e uma ou mais hidroxilas. O metil-isobutil-carbinol (MIBC) é o álcool espumante mais importante em termos de aplicação e fornece uma espuma muito aberta, que permite uma boa drenagem da ganga, favorecendo portanto a seletividade do processo.

Os éteres poliglicólicos são constituídos por glicóis de polietileno ou polipropileno e seus monoéteres, têm peso molecular médio e são produzidos por síntese. São muito solúveis em água, podendo ser diluídos durante a aplicação. Devido à sua estabilidade e baixa pressão de vapor, geralmente retornam ao circuito com a água recirculada.

Os Aerofroths[®] e os Orepreps[®] são os espumantes comercializados pela Cytec. Normalmente, o princípio ativo é um álcool (6 ou mais carbonos com cadeia normal ou ramificada) ou um éter poliglicólico.

A Clariant oferece uma série de espumantes das marcas Flotanol[®] e Montanol[®]. A linha Flotanol[®] é à base de éter de propilenoglicol com vários pesos moleculares, enquanto a linha Montanol são misturas de alcoóis alifáticos ramificados, compreendendo desde o butanol até o decanol e constituídos principalmente de cetilhexanol (40 a 50%) e de hexanol e heptanol (20 a 30%).

A SNF Flomin oferece também uma série de produtos espumantes, o Flomin F, que é à base de álcoois, álcoois etoxilados, poliglicóis e éteres poliglicólicos.

Outro espumante usado é o trietoxibutano, de características semelhantes às do óleo de pinho, usado exclusivamente na África do Sul para a flotação de ouro.

Consumo de Espumante

Os níveis médios de consumo são dados a seguir. Para muitos alcoóis, o poder espumante não é persistente, de modo que se faz necessário adicioná-los, escalonadamente.

ácido cresílico	100 g/t
óleo de pinho	50 g/t
MIBC	40 g/t
Aerofroths	15 a 100 g/t

Reagentes Modificadores

Modificadores são reagentes orgânicos ou inorgânicos que tem por finalidade melhorar a seletividade e/ou recuperação durante a flotação. As principais funções dos modificadores incluem: o favorecimento ou inibição da ação de um coletor sobre a superfície de um mineral; a regulação do pH da polpa mineral; a dispersão de partículas.

Os reagentes modificadores são divididos em quatro classes principais: depressores, ativadores, reguladores de pH e agentes dispersantes.

Depressores

São sais metálicos utilizados para deprimir as espécies minerais presentes e, assim, tornar a coleta seletiva. O mecanismo da sua atuação depende principalmente do controle do potencial eletrocinético (potencial zeta) da superfície do mineral.

Os depressores são compostos orgânicos ou inorgânicos e que são adicionados em condicionadores, antes da adição dos coletores. Os principais depressores inorgânicos são: silicato de sódio, sulfeto de sódio, dicromato de potássio, cianeto de sódio. Também são muito usados colóides orgânicos, tais como amido, dextrina, tanino, quebracho e lignino-sulfonato.

Ativadores

São reagentes capazes de aumentar ou tornar mais seletiva a ação de um coletor, sobre a superfície do mineral que se deseja flotar. Os reagentes ativadores geralmente são sais solúveis de metais e agem modificando a superfície de um mineral, por meio da formação de composto intermediário.

Os principais ativadores utilizados em processos de flotação são o sulfeto de sódio (usado na sulfetização de óxidos de cobre, chumbo e zinco) e o sulfato de cobre (usado para ativar a esfalerita).

Reguladores de pH

O pH da polpa mineral tem um papel importante e influi, de forma significativa, no processo de flotação, atuando sobre: o potencial zeta dos minerais; dissociação de coletores e outros reagentes modificadores; adsorção de cátions e ânions em diversos minerais; adsorção de coletores; estado de floculação da polpa.

O critério econômico é preponderante na escolha do reagente e os mais utilizados são: barrilha, soda cáustica, cal, ácido sulfúrico e, raramente, ácido clorídrico.

Dispersantes

Os dispersantes são reagentes inorgânicos ou orgânicos capazes de individualizar as partículas minerais agregadas, para posterior separação. Geralmente, os dispersantes são utilizados em processos, onde existe uma quantidade significativa de finos e/ou lamas.

Os principais compostos utilizados como dispersantes de lamas em processos minerais são: o metassilicato de sódio, o metafosfato de sódio, poliacrilato de sódio e a carboxi metil celulose.

Outros Reagentes

Além dos coletores, moduladores e reguladores são empregadas substâncias capazes de:

- (i) dissolver o coletor: ácidos fortes como o ácido sulfúrico;
- (ii) retirar da solução cátions de metais pesados que possam interferir com a flotação - são os reagentes chamados de sequestradores - que devem fornecer compostos insolúveis do cátion indesejado. O sais de EDTA (ácido etilenodiaminotetraácido), agem como quelantes dos íons de metais pesados. São reagentes caros.

DESENVOLVIMENTOS RECENTES

Os mecanismos envolvidos na operação de flotação e descritos nos itens anteriores podem ser considerados como sendo:

- (i) condicionamento dos minerais com os coletores e moduladores da coleta;
- (ii) aeração da polpa;
- (iii) captura das partículas a flotar pelas bolhas de ar;
- (iv) separação da espuma.

Os progressos mais recentes dizem respeito à maneira de fazer a aeração da polpa. Na flotação convencional, em células mecânicas, o ar é aspirado ou soprado para dentro da célula e quebrado em um grande número de pequenas bolhas pela ação conjunta do rotor e estator. Existem duas outras maneiras de fazer essa introdução de ar no sistema:

dispersão de ar - em que o ar é forçado para dentro da polpa através de placas porosas, aspersores, tubos Venturi. Conseguem-se bolhas com diâmetros de 0,5 a 0,1 mm;

ar dissolvido - em que o ar dissolvido na água é desprendido pela súbita despressurização dentro da célula. A água pode ter sido previamente saturada com ar ou outro gás, para melhor desempenho. Outrossim, pode-se proceder à eletrólise da água para gerar bolhas dos gases que a compõem. As bolhas têm diâmetros de 0,03 a 0,12 mm e são geradas diretamente sobre as partículas, resultando um contato bolha-partícula mais eficiente, apesar de mais caro.

As operações com ar dissolvido têm recebido grande atenção dos pesquisadores acadêmicos, mas pouca aplicação industrial. Todos os desenvolvimentos importantes têm-se dado na utilização de células pneumáticas ou de sua versão mais moderna, que é a coluna de flotação.

Células Pneumáticas

Estes equipamentos têm uma vantagem muito grande, que é o fato de não disporem de peças móveis. O ar é injetado para dentro da célula através de uma peça chamada aerador. Trata-se de um tubo ou placa porosa feita de bronze, vidro ou plástico sinterizado, de modo a resultarem em canais de diâmetros controlados. A célula corresponde a um tanque cilíndrico ou de seção quadrada, onde é feita a separação. A Figura 21 mostra um equipamento comercial desse tipo, a célula Flotaire[®] desenvolvida pela Deister.

Toda a agitação deve ser feita pela ação do ar injetado. Em consequência, é de se esperar maior consumo energético. Em contrapartida, as funções de aeração da polpa e separação de espuma não são afetadas pela agitação mecânica, havendo portanto condições mais favoráveis. A literatura aponta vantagens para a flotação de minérios com distribuição granulométrica muito ampla, minerais de elevada densidade e minerais frágeis.

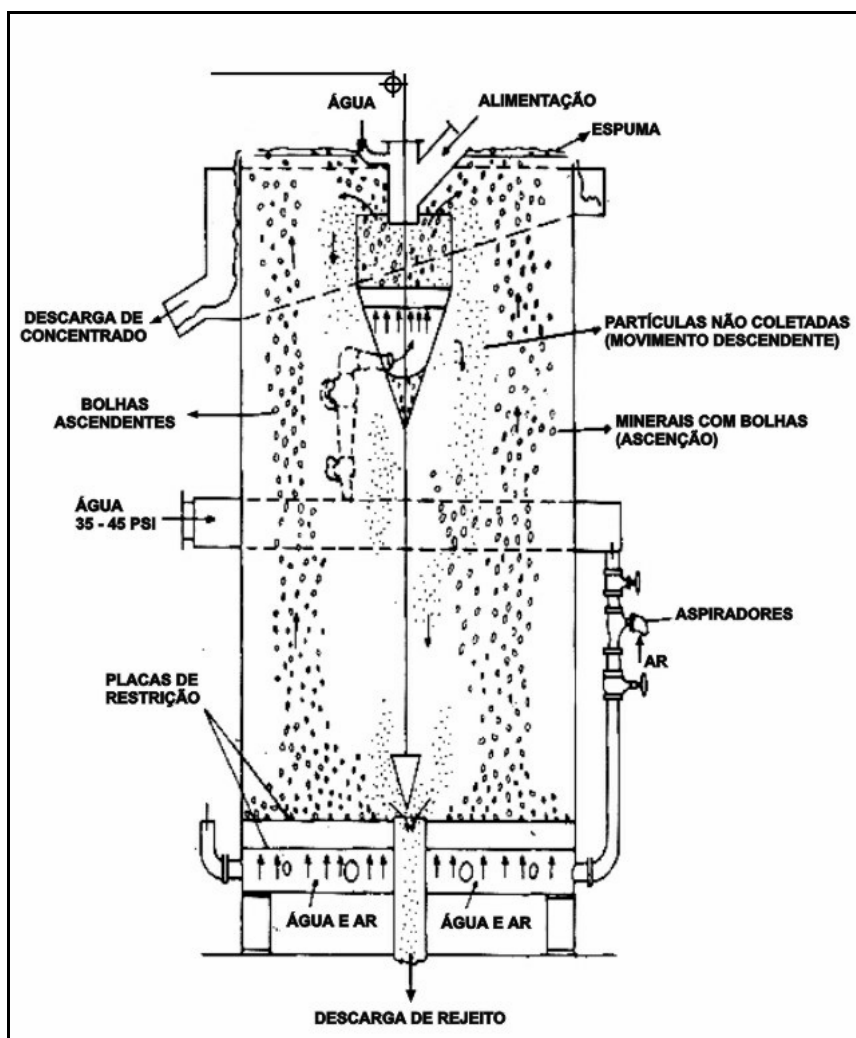


Figura 21 – Célula Flotaire® (Deister).

Miniusina de Flotação

A miniusina de flotação instrumentada (Figura 22) da CPT – Canadian Process Technology é composta por banco de células de flotação, moinhos, condicionadores e um sistema de dispersão de reagentes. A miniusina insere uma gama de ferramentas laboratoriais, muito versáteis, que permite extrair uma quantidade máxima de informação com amostras de testemunhos de sondagem, em tempos de operação mais curtos que aqueles despendidos em unidade piloto convencional. É possível realizar testes, com quantidades reduzidas de amostras (10 a 15 kg/h), por 20 h de operação contínua. Entre outros efeitos que afetam um circuito de flotação, a recirculação de cargas e de produtos intermediários, é quantificada com um índice de confiabilidade que excede aqueles obtidos em testes padrões de flotação em circuito fechado, no qual estão inseridas as etapas de *rougher/scavenger/cleaner*.

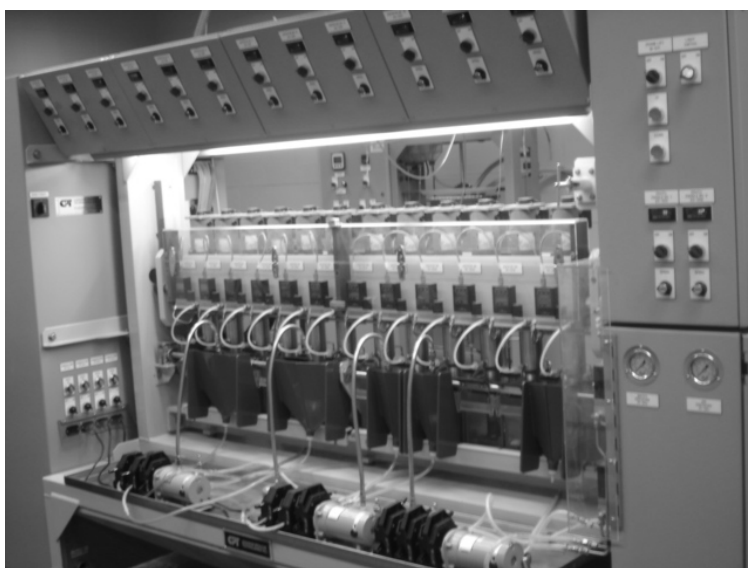


Figura 22 – Miniusina de flotação (CPT – Canadian Process Technology).

No caso de uma quantidade limitada de amostra para realização dos testes de flotação, como os testemunhos de sondagem, os testes de flotação em bancada em circuito fechado (*locked cycle test*) eram as únicas opções para simulação de circuitos com recirculação de cargas. Esses testes eram aplicados a circuitos simples e apresentavam grandes dificuldades em se estabelecer o estado de equilíbrio. Para resolver essas questões, a miniusina de flotação foi desenvolvida. A simplicidade operacional do circuito, com auxílio de instrumentação, permite a rapidez na execução dos ensaios, além da confiabilidade dos resultados associada à precisão nas medidas de controle de processo. O Quadro 1 mostra uma comparação entre os diversos ensaios de flotação (bancada e piloto) com a miniusina de flotação (Fragomeni, 2006).

Quadro 1 – Comparação entre os ensaios de flotação (bancada e piloto) com a miniusina de flotação - CETEM.

Testes comparativos de flotação	Flotação em bancada (circuito aberto)	Planta piloto convencional	Minusina de Flotação	Flotação em bancada (circuito fechado)
Alimentação	1 a 4 kg/teste	200 kg/h	5 a 15 kg/h	15 kg/teste
Origem da amostra	Testemunho de sondagem	Testemunho de sondagem, amostra de trincheiras, etc	Testemunho de sondagem	Testemunho de sondagem
Moagem primária	Batelada	Continua	Batelada	Batelada
Remoagem	Sim/Batelada	Sim/Contínua	Sim/Continua	Sim/Batelada
Volume das células de flotação	1 a 4 litros	4 a 30 litros	12 células com 1,7 litros cada	1 a 4 litros
Informações obtidas	Circuito aberto; etapas <i>rougher</i> , <i>cleaner</i> e <i>scavenger</i>	Circuito contínuo com recirculação de fluxos; Quantificação da carga circulante; Balanço de massa	Circuito contínuo com recirculação de fluxos que podem ser modificados; Curvas de recuperação e de teor.	Quantificação da carga circulante; Balanço de massa.
Observações	Apenas para avaliações primárias; Sem carga circulante e/ou concentrados finais.	Exige grande quantidade de amostra e possui alto custo; Problemas de representatividade; Moagem primária gera instabilidade.	Moagem em batelada minimiza o tempo de retenção no tanque de alimentação; Atinge o regime em pouco tempo;. Capacidade de trabalhar com testemunhos de sondagem.	São realizados diversos ciclos até atingir a estabilidade do circuito. Não potencializa a recuperação em momentos de instabilidade ou condições impróprias de flotação

"Air-sparged Hidrocyclone"

Esta operação é feita em um ciclone especial, esquematizado na Figura 23. A injeção de ar é feita através de uma parede porosa que circunda o corpo do ciclone. As bolhas (de maneira geral, de diâmetro inferior a 0,1 mm) tendem a se mover em direção ao fluxo ascendente que sai pelo *vortex finder*. A alimentação é introduzida tangencialmente ao ciclone. O contato das bolhas de ar com as partículas dá-se no encontro dos dois fluxos: o radial das bolhas e o circular das partículas. As condições para a colisão das partículas e bolhas são portanto favorecidas, bem como a rejeição das partículas não coletadas, no campo centrífugo. As partículas aderidas às bolhas descarregam-se portanto pelo *overflow*, e as partículas não coletadas pelo *underflow*.

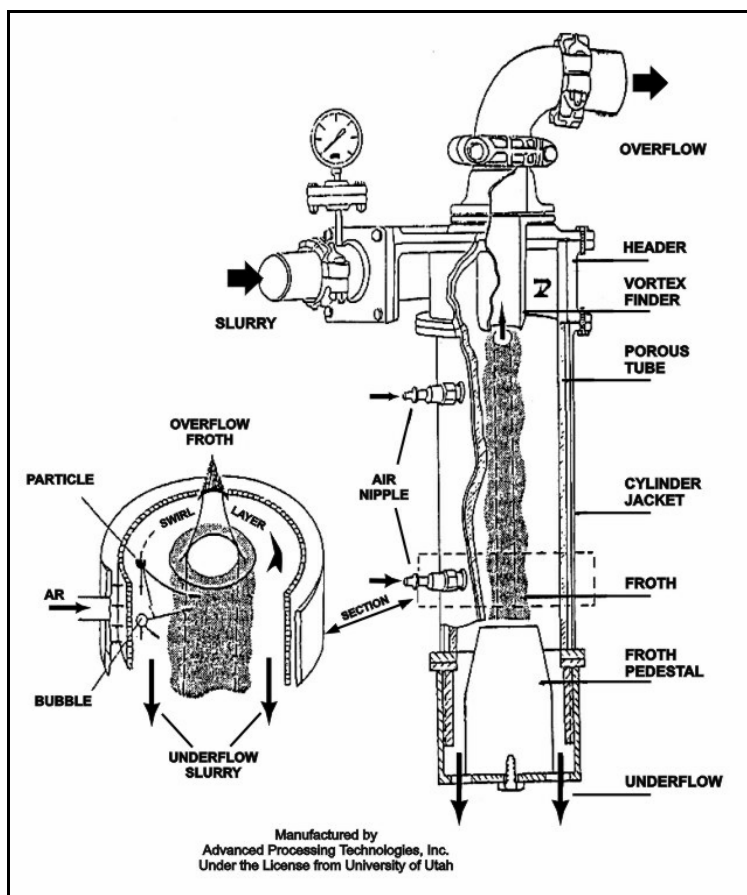


Figura 23 – Air sparged hidrocyclone.

REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS

- BALTAR, C.A.M. Flotação no Tratamento de Minérios. Recife: Departamento de Engenharia de Minas/UFPE, 2008.
- BERALDO, J.L. Concentração por flotação, Apostila, Escola Politécnica da USP, São Paulo, 1983.
- BULATOVIC, S.M. Handbook of Flotation Reagents: Chemistry, Theory and Practice – flotation of sulfide ores. Elsevier, Amsterdam, first edition, 2007.
- CHAVES, A.P. Máquinas de flotação. In: Flotação: o estado da arte no Brasil, vol.4, Editor Arthur Pinto Chaves, São Paulo, Signus Editora, 2006.
- CLARIANT. Mining Chemicals - Product Information. Functional Chemicals Division. Germany, 2000.
- DAY, A. Cytec - Manual de Productos Químicos para Minería – Edición Revisada. Cytec Industries Inc.
- DENVER, Equipment Co. Catálogos de divulgação.
- DOW. Flotation Fundamentals: Key to Effective, Economical Modern Mining Practice. The Dow Chemical Company, Michigan, 1981.
- FISCOR, S. Flotation machines. *Coal*, p. 29-48, agosto/1992.
- FLSMIDTH MINERALS. FLSmidth door-oliver eimco flotation technology, www.flsmidthminerals.com, consulta em 16/07/2009.
- FRAGOMENI, D. *et al.*, Flotation mini pilot plant experience at falconbridge limited. In: MPMSC Conference, Sudbury, june, 2006.
- GAUDIN, A.M. *Flotation*. New York: McGraw Hill, 1956.
- GORAIN, B.K. *et al.*, Mechanical Froth Flotation Cells. In: Froth Flotation: a century of innovation, Editores, FUERSTENAU, M.C.; JAMESON, G.; YOON, R.H. SME, part 4, Colorado, USA, 2007.
- LEJA, J. Surface Chemistry of Froth Flotation. Plenum Press, New York, 1982.
- LEAL FILHO, L. S. Concentração por Flotação. Escola Politécnica da USP, Curso de Pós-Graduação em Engenharia Mineral, São Paulo, 1995.
- LUZ, A.B. da, ALMEIDA, S.L.M. *Manual de usinas de beneficiamento*. Rio de Janeiro, CETEM/CNPq, 1989.
- METSO MINERALS. DR flotation machines, www.metsominerals.com, consulta em 15/07/2009.

SOMASUNDARAN, P; MOUDGIL, B.M. Reagents in Mineral Technology, Surfactant Science Series, vol. 27: Marcel Dekker, New York, first edition, 1988.

NAGARAJ, D.R. Reagent selection and optimization – the case for a holistic approach. Minerals Engineering, 18, 151-158, Elsevier, 2005.

OUTOTEC. Flotation technologies, www.outotec.com, consulta em 15/07/2009.

PERES, A.E.C.; ARAUJO, A.C. A flotação como operação unitária no tratamento de minérios. In: Flotação: o estado da arte no Brasil, vol.4, Editor Arthur Pinto Chaves, São Paulo, Signus Editora, 2006.

SAMPAIO, J.A.; CARVALHO, E.A.C.; ANDRADE, D.G. Cobre Caraíba. In: Usinas de Beneficiamento de Minérios do Brasil, Editores João A. Sampaio, Adão Benvindo da Luz e Fernando F. Lins, p. 253-261, CETEM/2001.

SCHNELRATH, J; CORREIA, J.C.G; GUIMARÃES, R.C.; TEIXEIRA, S.H.A. Serrana/Mina Araxá. In: Usinas de Beneficiamento de Minérios do Brasil, Editores João A. Sampaio, Adão Benvindo da Luz e Fernando F. Lins, p. 345-357, CETEM/2001.

SUTTILL, K.R. A technical buyer's guide to mining chemicals. *Engineering and Mining Journal*, p. 23-24, aug. 1991.

YOUNG, P. Flotation machines, *Mining Magazine*, vol. 146, nº 1, p. 3-16, jan. 1982.

FLOTAÇÃO EM COLUNA

José Aury de Aquino

Engenheiro Químico pela UFCE, Doutor em
Engenharia Química pela UNICAMP
Pesquisador do CDTN/CNEN

Maria Lúcia M. de Oliveira

Engenheira Mecânica pela CEFET, Doutora em
Engenharia Química pela UNICAMP
Pesquisadora da MCE Consultoria e Engenharia Ltda

Maurílio Dias Fernandes

Engenheiro Químico pela UFMG, Mestre em
Engenharia Metalúrgica pela UFMG
Consultor da MCE Consultoria e Engenharia Ltda

INTRODUÇÃO

Nos últimos anos, a concentração de minérios registrou um significativo avanço pela introdução da coluna no processo de flotação. A importância desse tipo de equipamento pode ser constatada pelas melhorias substanciais dos concentrados obtidos em diversas unidades industriais, com aplicação a diferentes tipos de minérios. Frequentemente, soma-se às melhorias na performance metalúrgica uma economia nos custos de capital e de operação. Tais fatores têm sido decisivos para a aplicação das colunas em processos de flotação, tanto para novos projetos como para expansões industriais.

Apresenta-se neste capítulo uma abordagem específica sobre as colunas de flotação, em que são demonstradas suas principais características construtivas, parâmetros de operação e sistemas de controle. São descritas, ainda, as metodologias para o dimensionamento de unidades industriais a partir de programas experimentais e estabelecidas comparações entre as colunas e as células mecânicas convencionais. Finalmente, são apresentadas as mais importantes aplicações industriais de colunas em unidades minerais brasileiras.

Vale ressaltar que, face aos objetivos deste livro, as informações aqui apresentadas foram resumidas e simplificadas, visando fornecer aos leitores um conhecimento básico sobre o assunto. Informações específicas e detalhadas podem ser obtidas por meio da bibliografia indicada ao final do capítulo.

HISTÓRICO

A concepção básica do processo de flotação em coluna foi desenvolvida no início da década de 60 por Boutin e Tremblay, que registraram, no Canadá, a primeira patente sobre essa tecnologia. A partir de então, foram realizados os primeiros programas experimentais em escala de laboratório (Wheeler e Boutin - 1966/1967) e desenvolvidas concepções alternativas por outros pesquisadores (Dell e Jenkins - 1976). Principalmente com base nos trabalhos de Wheeler e Boutin, a primeira implantação industrial usando essa nova tecnologia ocorreu em 1980, em Les Mines Gaspé, Canadá, onde uma coluna, operando no estágio de flotação *cleaner* de concentração de molibdenita, substituiu com sucesso um banco de células mecânicas convencionais. Posteriormente, uma segunda coluna foi instalada nessa mesma usina substituindo todo o circuito de células mecânicas. As colunas de *Les Mines Gaspé* foram também utilizadas para vários estudos (Dobby, 1984, Yianatos, 1987) que contribuíram notavelmente para o desenvolvimento desta tecnologia.

Na Figura 1 tem-se um cronograma simplificado de eventos que podem ser considerados importantes no desenvolvimento e na implantação das colunas de flotação. No Brasil, os primeiros trabalhos em escala piloto ocorreram no Centro de Desenvolvimento da Tecnologia Nuclear (CDTN), em 1985, e a primeira implantação industrial data de 1991. A partir daí, foram implementados, no Brasil, uma quantidade significativa de novos projetos industriais com utilização de colunas de flotação.

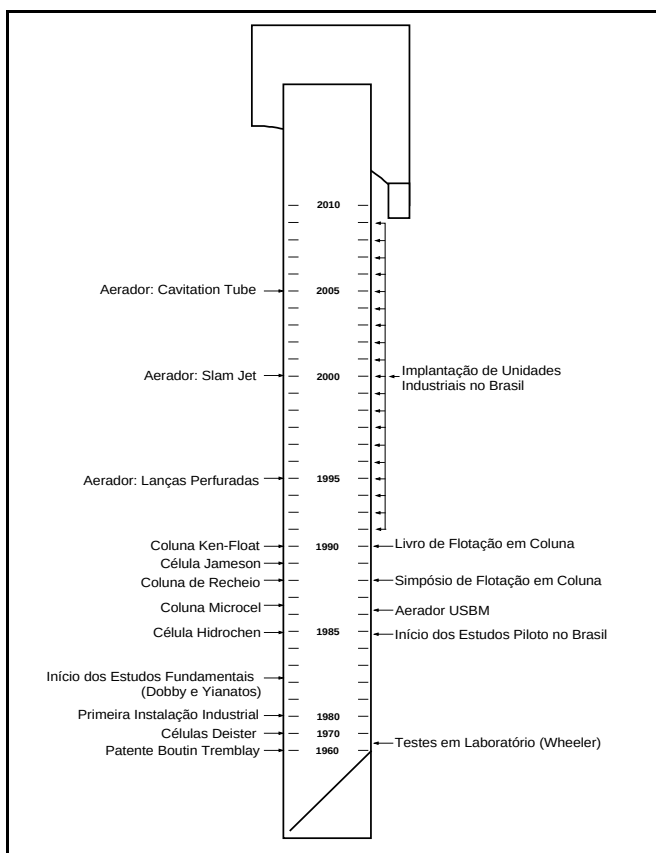


Figura 1 – Eventos marcantes no desenvolvimento e aplicação das colunas de flotação.

DESCRIÇÃO DA COLUNA

Embora tenham sido desenvolvidas diferentes concepções para as colunas de flotação, os modelos utilizados em unidades industriais apresentam as características básicas da coluna canadense. Na Figura 2 é apresentado um desenho esquemático da coluna, com ênfase nos seus aspectos mais importantes para o processo.

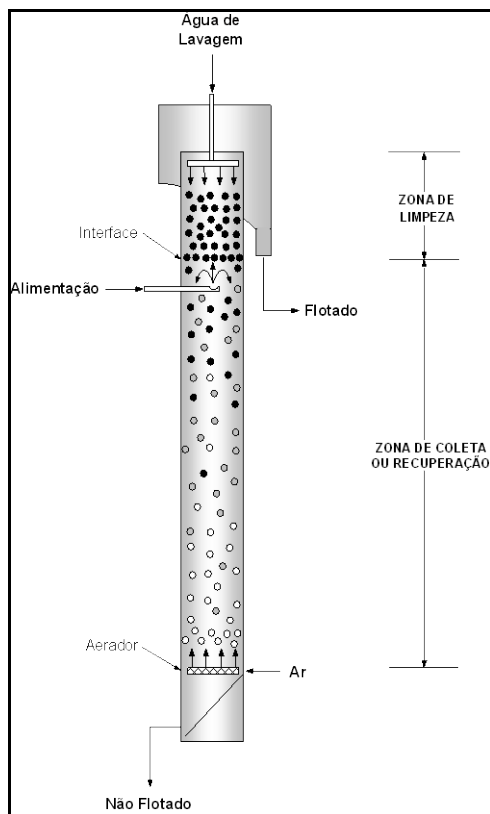


Figura 2 – Esquema básico de uma coluna de flotação.

A coluna de flotação difere da célula mecânica convencional em quatro aspectos básicos:

- (i) geometria (relação altura : diâmetro efetivo);
- (ii) água de lavagem;
- (iii) ausência de agitação mecânica;
- (iv) sistema de geração de bolhas.

O diâmetro efetivo da seção transversal das colunas industriais varia de 0,3 a 5,0 metros. A seção transversal pode ser quadrada, retangular ou circular. Colunas de seção retangular ou quadrada com diâmetro efetivo superior a 1,5 metro são normalmente compartimentadas em baffles verticais, por razões estruturais. Além disso, a utilização de baffles melhora a distribuição e o contato entre os fluxos de polpa e de ar, evitando a geração de uma macro recirculação. A altura total das colunas pode variar em função das características operacionais requeridas, notadamente dos tempos de residência exigidos. A altura da maioria das colunas industriais varia de 10 a 15 metros.

Conforme indicado na Figura 2, são identificadas nas colunas duas seções distintas:

- (i) a seção de coleta (também chamada de seção de recuperação ou seção de concentração), compreendida entre a interface polpa-espuma e o sistema de aeração;
- (ii) a seção de limpeza (também conhecida como seção de espuma), compreendida entre a interface polpa-espuma e o transbordo de material flotado.

A polpa – devidamente condicionada com os reagentes – é alimentada a aproximadamente 2/3 da altura da coluna, a partir de sua base. Na seção de coleta, as partículas provenientes da alimentação da polpa são contactadas em contracorrente com o fluxo de bolhas de ar produzido pelo aerador instalado na parte inferior da coluna. As partículas hidrofóbicas colidem e aderem às bolhas ascendentes, sendo então transportadas até a seção de limpeza, constituída por uma camada de espuma de aproximadamente 1,0 metro de espessura. Por outro lado, as partículas hidrofílicas ou pouco hidrofóbicas e, portanto, não aderidas às bolhas, são removidas na base da coluna.

Na parte superior da coluna é adicionada a água de lavagem, por meio de dispersores, os quais permitem uma adequada distribuição da água no interior da camada de espuma. A água de lavagem desempenha papel de fundamental importância no processo de flotação, tanto para a eliminação de partículas arrastadas pelo fluxo ascendente (normalmente de minerais “contaminantes”) quanto para estabilização da espuma.

TERMINOLOGIA

Desde o início do desenvolvimento da tecnologia de flotação em coluna, foram introduzidos alguns termos com o objetivo de quantificar as variáveis operacionais, sendo descritos a seguir os mais importantes:

Hold up (%) - É a fração volumétrica ocupada por uma das três fases em um dado ponto da coluna. O *hold up* do ar é determinado na seção de coleta e representa uma medida da quantidade de ar, expressa em percentagem, do volume total da coluna, ocupada pelo ar.

Velocidade superficial (cm/s) - É a relação entre a vazão volumétrica de determinada fase e a área da seção transversal da coluna, medida em $(\text{cm}^3/\text{s})/\text{cm}^2$ ou cm/s. Esta unidade permite a comparação das variáveis operacionais entre colunas de dimensões diferentes.

Velocidade intersticial (cm/s) - É a relação entre a vazão volumétrica de determinada fase por unidade de área disponível para esta mesma fase. Num sistema de três fases,

sólido, líquido e ar, a área ocupada por uma das fases é a área total menos a área ocupada pelas outras duas fases.

Velocidade relativa - É a velocidade resultante entre duas fases distintas. Esta velocidade é obtida pela diferença ou soma das velocidades absolutas de cada fase, considerando, respectivamente, movimentos no mesmo sentido ou no sentido oposto.

Bias - É a fração residual da água de lavagem, adicionada no topo da coluna, que flui através da seção de limpeza. Operacionalmente, é quantificada pela diferença ou pela relação entre as vazões volumétricas de polpa da fração não flotada e da alimentação. Convencionalmente, o *bias* é chamado positivo ou negativo quando a vazão volumétrica de polpa da fração não flotada é, respectivamente, maior ou menor do que a vazão volumétrica de polpa da alimentação.

Capacidade de carregamento (g/min.cm^2) - É a vazão mássica máxima de sólidos que pode ser descarregada por área de transbordo da coluna. A capacidade de carregamento pode ser determinada experimentalmente mantendo-se as condições operacionais da coluna constantes e variando a sua taxa de alimentação de sólidos até atingir um valor máximo de material flotado.

Capacidade de transporte (g/min.cm^2) - É a vazão mássica de sólidos descarregada por área de transbordo da coluna em uma dada condição operacional. Nas colunas industriais de grande porte, a capacidade de transporte deve ser, no máximo, igual a um terço da capacidade de carregamento.

Capacidade de transbordo (g/min.cm) - É a relação entre a vazão mássica de polpa e o perímetro de transbordo da coluna. Nas colunas industriais, o perímetro de transbordo não aumenta na mesma proporção da seção transversal da coluna, dificultando o escoamento da polpa flotada. Nessas circunstâncias, são utilizadas calhas internas para aumentar o perímetro de transbordo da coluna.

Capacidade de carga (g/min.m^3) - É a vazão mássica máxima de sólidos flotada por unidade volumétrica de ar.

Convenção de fluxos - São definidos como positivos os fluxos descendentes de sólido e líquido e o fluxo ascendente de ar.

CARACTERÍSTICAS OPERACIONAIS

O rendimento das colunas está normalmente relacionado com o **sistema de fluxo** interno. As colunas piloto, com uma elevada relação entre altura e diâmetro, operam em regime de fluxo próximo ao chamado tipo pistão, e as colunas industriais operam em regime de fluxo entre o tipo pistão e a mistura perfeita.

O fluxo pistão – também conhecido como *plug flow* – apresenta as seguintes características:

- (i) o tempo de residência é o mesmo para todos os fluxos na coluna, fluido e partículas minerais;
- (ii) existe um gradiente de concentração das partículas hidrofóbicas ao longo do eixo da coluna;
- (iii) o coeficiente de mistura é igual a zero;

A recuperação dos minerais é dada por:

$$R = 1 - e^{-Kt} \quad [1]$$

onde:

R recuperação dos minerais;

K constante cinética de flotação;

t tempo de residência.

Em testes experimentais realizados em colunas piloto com relação altura/diâmetro entre 100 e 200, têm sido obtidos coeficientes de mistura N_d variando de 0,03 a 0,08, ou seja, próximos de uma operação *plug flow*.

O fluxo tipo mistura perfeita, ou *perfect mixer*, apresenta as seguintes características:

- (i) o material na seção de recuperação da coluna tem uma distribuição de tempo de residência τ ;
- (ii) a concentração das partículas é a mesma em qualquer ponto da seção de recuperação da coluna;

A recuperação dos minerais, com cinética de primeira ordem, é dada por:

$$R = \frac{K\tau}{K\tau + 1} \quad [2]$$

onde:

R recuperação dos minerais;

K constante cinética de flotação;

τ tempo de residência médio das partículas;

o coeficiente de mistura é infinito.

A distribuição de tempo de residência (RTD), representada na Figura 3, é descrita pela equação abaixo:

$$RTD = E(t) = \exp(-t/\tau) / \tau \quad [3]$$

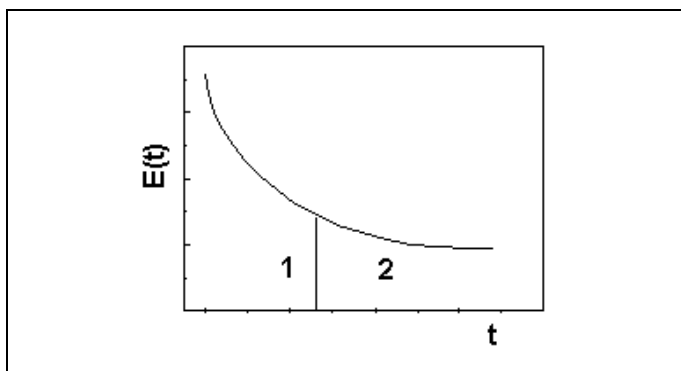


Figura 3 – Curva de distribuição de tempo de residência num fluxo tipo mistura perfeita.

Na região (1), o teor na fração flotada é elevado e a recuperação é baixa, pois as partículas tiveram um tempo de residência menor que o necessário para flotação. Na região (2), há uma redução no teor da fração flotada, pois o excesso de tempo de residência permite que partículas menos hidrofóbicas tenham probabilidade de serem coletadas.

Devido ao efeito de mistura, uma coluna operando neste regime de fluxo apresenta uma recuperação menor que a coluna piloto.

O fluxo pistão com dispersão parece ser o modelo que melhor descreve o comportamento das colunas industriais, cujo regime de fluxo apresenta as seguintes características:

- (i) o numero de dispersão N_d está entre 0,5 e 1,0;
- (ii) o material dentro da coluna apresenta uma distribuição de tempo de residência.

Neste caso, a recuperação é dada por:

$$R_c = 1 - \frac{4 \cdot a \cdot \exp\left(\frac{1}{2 \cdot N_d}\right)}{(1+a)^2 \cdot \exp\left(\frac{a}{2 \cdot N_d}\right) - (1-a)^2 \cdot \exp\left(\frac{-a}{2 \cdot N_d}\right)} \quad [4]$$

onde:

$$a = (1 + 4K \cdot \tau_p \cdot N_d)^{1/2} \quad [5]$$

$$N_d = \frac{0,063 \cdot d_c \cdot \left(\frac{J_g}{1,6} \right)^{0,3}}{\left[\left(\frac{J_{sl}}{(1 - \varepsilon_g)} \right) + U_{sp} \right] \cdot H_c} \quad [6]$$

$$J_{sl} \approx J_T = \frac{Q_{FW} + [(1 - R_{TOT}) \cdot Q_{FS}]}{A_c} + J_B \quad [7]$$

sendo:

- R_c recuperação na seção de coleta;
- N_d número de dispersão;
- K constante cinética de flotação;
- J_g velocidade superficial do ar;
- J_B velocidade superficial do *bias*;
- τ_p tempo de residência médio das partículas;
- J_{sl} velocidade superficial da polpa;
- U_{sp} velocidade relativa entre as partículas e o líquido;
- H_c altura da seção de recuperação;
- d_c diâmetro da coluna;
- A_c área da seção transversal da coluna;
- R_{TOT} recuperação de massa na fração flotada;
- J_T velocidade superficial da fração não flotada;
- Q_{FS} vazão de sólidos na alimentação.

As demais expressões matemáticas que correlacionam esses parâmetros com as variáveis operacionais das colunas serão discutidas posteriormente.

Colunas industriais com relação altura/diâmetro entre 4 e 12 operam com coeficientes de dispersão N_d entre 0,5 e 2,7.

Sistema de Aeração

Em uma coluna, este dispositivo é um componente fundamental para sua operação. Um gerador de bolhas eficiente é aquele capaz de gerar bolhas de 0,5 a 2,0 mm de diâmetro, com a velocidade superficial de ar entre 1,0 e 3,0 cm/s e *hold up* de 15 a 20%. Além disso, deve ser de fácil operação e manutenção, além de ser produzido com materiais resistentes ao desgaste.

Os tipos de aeradores podem ser classificados em internos e externos. Os aeradores internos podem ser rígidos e flexíveis e foram os primeiros e os mais simples a ser utilizados nas colunas de flotação. Os aeradores rígidos, apresentados na Figura 4, são construídos de materiais tais como: cerâmica, aço sinterizado e polipropileno microporoso. Os aeradores flexíveis são construídos de borracha perfurada e tela de filtro. Esses aeradores têm como principal desvantagem o entupimento e a impossibilidade de manutenção quando em operação. Em função disso, a sua utilização está atualmente restrita às colunas piloto.

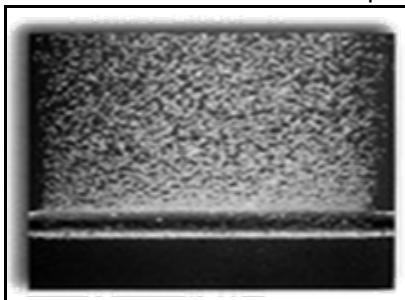


Figura 4 – Aerador microporoso.

Os primeiros aeradores externos, apresentados na Figura 5, utilizados nas colunas industriais, consistiam basicamente de lanças perfuradas com orifícios de 0,9 mm, revestidos com materiais resistentes ao desgaste, tais como cerâmica ou carbeto de tungstênio. O princípio de funcionamento desses aeradores baseia-se na passagem do fluxo de água e ar sob pressão a uma velocidade supersônica pelos orifícios da lança. A entrada da mistura na coluna acarreta um alívio de pressão que propicia a formação de bolhas no tamanho adequado. Esses aeradores apresentam como principais vantagens a possibilidade de remoção, inspeção e substituição dos injetores com a coluna em operação e a geração de bolhas menores e mais uniformes. Embora esses aeradores representem um significativo avanço tecnológico, são de difícil operação e apresentam entupimentos frequentes devido à obstrução dos furos das lanças pelas impurezas da água. Em função disso, os aeradores que utilizam mistura ar-água sob pressão vêm sendo substituídos por aeradores que utilizam somente ar.

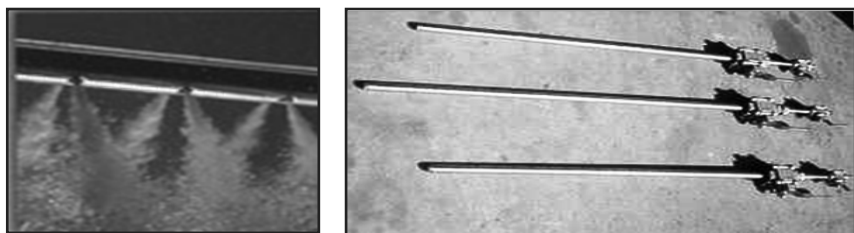


Figura 5 – Aerador de lanças perfuradas.

Os aeradores que utilizam somente ar, tipo SlamJet, apresentados na Figura 6, consistem basicamente de um tubo simples com um orifício na extremidade, revestido de cerâmica para proteção contra desgaste. O princípio de funcionamento é similar ao anterior, no qual as bolhas são formadas através da passagem de ar pelo orifício a uma velocidade supersônica. Cada aerador é provido de um mecanismo automático de proteção que bloqueia a entrada de polpa na falta do fluxo de ar. Esse tipo de aerador, além de apresentar as vantagens dos aeradores que utilizam a mistura ar-água, é de fácil operação e tem menor probabilidade de entupimento. Entretanto, geram bolhas de diâmetro superior às obtidas com os de lanças perfuradas. Como alternativa para reduzir o tamanho das bolhas, pode ser adicionada água para competir com o ar na passagem pelo orifício da lança e agentes tensoativos.

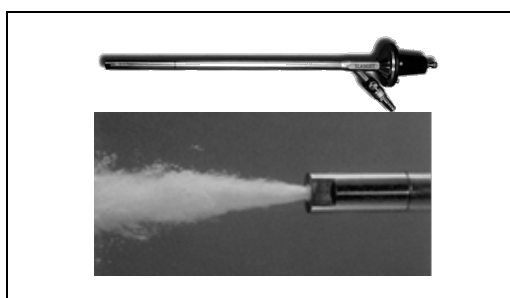


Figura 6 – Aerador tipo SlamJet.

Recentemente, no ano de 2005, novos sistemas de geração de bolhas foram introduzidos nas colunas industriais. Esses sistemas consistem em dispositivos capazes de contactar a polpa com o ar em condições de elevado cisalhamento ou cavitação. Para isso, parte da polpa da fração não-flotada é succionada da base da coluna por meio de uma bomba centrífuga e alimentada em misturadores estáticos ou tubos venturi (*cavitation tube*). A elevada condição de turbulência gera microbolhas e aumenta o contato efetivo partícula-bolha. Em seguida, a polpa aerada é injetada na coluna acima do ponto de sucção. Os misturadores estáticos são tubos recheados com placas metálicas instaladas a 45º em relação ao eixo, enquanto os venturios consistem de tubos com uma redução de diâmetro na região central. A utilização desses aeradores tem permitido a obtenção de níveis mais elevados de recuperação do mineral de interesse na fração flotada e uma redução no consumo de ar e de reagentes coletadores. Na Figura 7 tem-se uma representação esquemática dos dispositivos de contactação da polpa com o ar e, na Figura 8, da instalação desses aeradores.

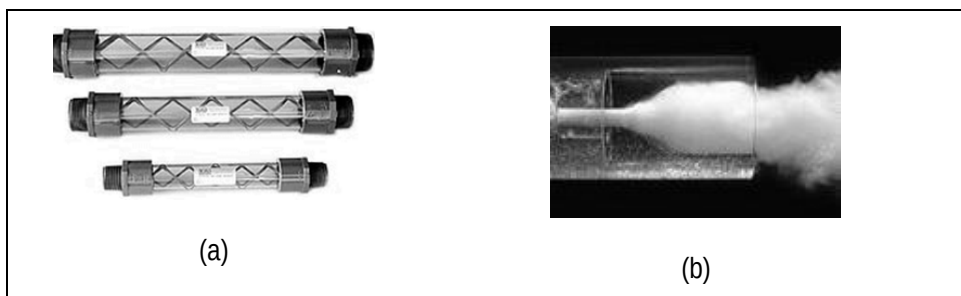


Figura 7 – Dispositivos de contactação da polpa com o ar (a) misturador estático (b) tubo Venturi.

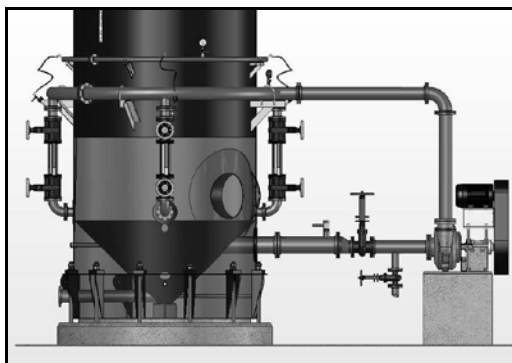


Figura 8 – Diagrama da instalação do *cavitation tube* .

No *scale up* de colunas industriais, é importante preservar as mesmas condições operacionais de velocidade superficial do ar e diâmetro de bolha utilizados nos testes piloto.

VARIÁVEIS DA COLUNA DE FLOTAÇÃO

As principais variáveis da coluna que influenciam no processo de concentração por flotação são:

vazão de ar;	água de lavagem;
<i>hold up</i> do ar;	altura da camada de espuma;
tamanho de bolhas;	altura da seção de recuperação;
<i>bias</i> ;	tempo de residência.

Estas variáveis podem ter efeito significativo sobre o teor e/ou a recuperação do mineral de interesse e, como seus efeitos podem estar inter-relacionados, dificilmente serão avaliados isoladamente. A seguir serão feitos alguns comentários sobre cada variável.

Vazão de Ar

A vazão de ar é uma das variáveis mais importantes no controle do processo de flotação em coluna e tem um efeito significativo sobre a recuperação do mineral flotado. Dentro dos limites de estabilidade da coluna, a recuperação do mineral flotado é normalmente crescente com o aumento da vazão de ar até atingir o seu valor máximo. Este ganho na recuperação deve-se ao aumento do número e área superficial total de bolhas introduzidas na coluna. Entretanto, um acréscimo significativo da vazão de ar pode prejudicar o processo de flotação devido à turbulência ou formação de espuma na seção de recuperação da coluna.

A velocidade superficial do ar (J_g) definida pela relação entre a vazão de ar (Q_g) em CNTP, e a área da seção transversal da coluna (A_c). Para condições típicas de operação, a velocidade superficial do ar situa-se entre 1 e 3 cm/s.

$$J_g = \frac{Q_g}{A_c} \quad [8]$$

A velocidade superficial média do ar (J_g^*) dois pontos da coluna, a pressões P_c e P_t , está relacionada com a velocidade superficial do ar em condições padrão (J_g), de acordo com a equação:

$$J_g^* = \frac{P_c \cdot J_g \cdot \ln(P_t / P_c)}{P_t - P_c} \quad [9]$$

onde:

P_c pressão absoluta no *overflow* da coluna;

P_t pressão absoluta em qualquer ponto da coluna.

A velocidade superficial máxima de ar utilizada em uma coluna está limitada por vários fatores, como exposto a seguir:

- (i) perda de *bias* positivo - um acréscimo de J_g acarreta um aumento do arraste de líquido da seção de concentração para a seção de limpeza, aumentando o valor do *hold up* do líquido na espuma e reduzindo a concentração de sólidos do material flotado. Como consequência, há uma redução na vazão volumétrica da polpa da fração não-flotada, podendo torná-la menor que a da alimentação e acarretando a perda do *bias* positivo;
- (ii) perda do regime de fluxo - o aumento de J_g pode acarretar a mudança do regime de fluxo da coluna de pistão (*plug flow*) para mistura perfeita. Essa alteração do regime de fluxo é ocasionada pelo aumento do tamanho das bolhas, em função da elevação da vazão de ar;

- (iii) perda da interface - ao aumentar a J_g , o *hold up* do ar aumenta na polpa e diminui na camada de espuma, até atingir valores iguais de *hold up* nas duas seções. Quando isto ocorre, verifica-se a presença de espuma em toda coluna e perda da interface polpa-espuma;
- (iv) insuficiência do aerador - o projeto do sistema de aeração permite operá-lo em uma determinada faixa de vazão de ar. Em função disso, não é possível trabalhar com valores de velocidades superficiais de ar (J_g) superiores aos especificados no projeto do aerador;
- (v) aumento do tamanho de bolhas - O aumento da velocidade superficial de ar (J_g) acarreta um acréscimo no diâmetro das bolhas geradas, reduzindo a eficiência de coleta das partículas, principalmente de granulometria mais fina.

Hold up do Ar

O *hold up* do ar é definido como uma fração volumétrica de ar contida em uma determinada região da coluna. Este parâmetro pode ser determinado na seção de recuperação e depende da vazão de ar, do tamanho das bolhas, da densidade de polpa, do carregamento de sólidos nas bolhas e da velocidade descendente de polpa. Por meio da sua medida e com auxílio de modelos matemáticos, é possível estimar o diâmetro de bolha.

O *hold up* do ar pode ser medido utilizando manômetros de água, transdutores ou transmissores de pressão. A medida com transmissores de pressão, conforme representado na Figura 9, pode ser calculada pela Equação [10]:

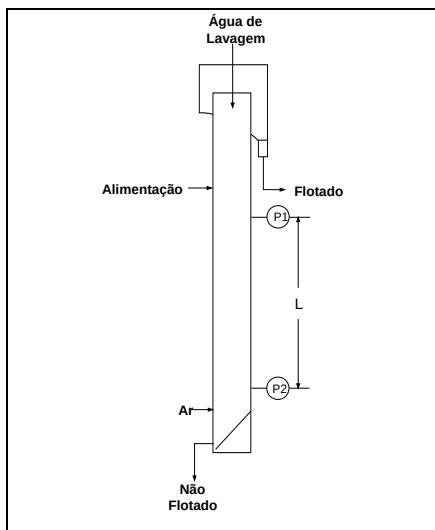


Figura 9 – Sistema para medição do *hold up* do ar.

$$\varepsilon_g = 1 - \frac{\Delta P}{\rho_{s\ell} \cdot g \cdot L} \quad [10]$$

ΔP Diferença de pressão (kPa)

$\rho_{s\ell}$ densidade da polpa (g/cm^3)

L distância entre as medidas de pressão (m)

g aceleração da gravidade (m/s^2)

Tamanho de Bolhas

Um dos avanços significativos na utilização das colunas de flotação é a possibilidade de controlar o tamanho das bolhas por meio do ajuste das condições operacionais do sistema de aeração e da adição de agentes tensoativos.

O tamanho médio e a distribuição das bolhas são importantes na flotação devido ao seu efeito na eficiência de coleta e de transporte das partículas. A utilização de bolhas pequenas, com elevada área superficial, permite a recuperação de partículas menores e a obtenção de índices mais elevados de cinética de coleta e transporte dos sólidos por volume de ar. Entretanto, as bolhas de tamanho muito reduzido apresentam uma velocidade de ascensão baixa, podendo ser inferior à velocidade descendente da polpa, acarretando, em consequência, perdas de partículas hidrofóbicas coletadas no fluxo de material não flotado.

Portanto, existe um tamanho médio ideal de bolhas, em função do tamanho médio das partículas, que poderá ser ajustado por meio das variáveis operacionais do sistema de aeração e da adição de agentes tensoativos. Nas colunas de flotação, o tamanho médio de bolhas está situado na faixa de 0,5 a 2,0 mm.

O diâmetro médio das bolhas pode ser estimado com a utilização das seguintes expressões matemáticas, de acordo com a metodologia do *drift flux*.

$$d_b = \left[\frac{18\mu_{s\ell} \cdot U_\tau}{g \cdot \Delta \rho} (1 + 0.15 \cdot \text{Re}_p^{0.687}) \right]^{1/2} \quad [11]$$

$$U_\tau = \frac{J_g}{\varepsilon_g \cdot (1 - \varepsilon_g)^m} - \frac{(J_g + J_\ell)}{(1 - \varepsilon_g)^m} \quad [12]$$

$$m = \left(4.45 + 18 \cdot \frac{d_b}{d_c} \right) \cdot \text{Re}_b^{-0.1} \text{ para } 1 < \text{Re}_b < 200 \quad [13]$$

$$m = 4.45 \cdot \text{Re}_b^{-0.1} \text{ para } 200 < \text{Re}_b < 500 \quad [14]$$

$$Re_b = \frac{d_b \cdot U_\tau \cdot \rho_{sl}}{\mu_{sl}} \quad [15]$$

onde:

- d_b diâmetro médio da bolha;
- d_c diâmetro da coluna;
- μ_{sl} viscosidade da polpa;
- J_g velocidade superficial do ar;
- J_l velocidade superficial do líquido;
- U_τ velocidade terminal de ascensão das bolhas de ar;
- Δ_p diferença de densidade entre as fases polpa e ar;
- ρ_{sl} densidade da polpa;
- g aceleração da gravidade;
- Re_p número de Reynolds das partículas;
- Re_b número de Reynolds das bolhas.

Bias

O *bias* representa a fração residual da água de lavagem que flui através da coluna e é o principal responsável pela ação de limpeza na espuma (rejeição de partículas hidraulicamente arrastadas). Convencionou-se que o *bias* será positivo quando este fluxo residual se deslocar para baixo, ou seja, a vazão da água de lavagem será suficiente para substituir a água de alimentação na fração flotada e promover o deslocamento de uma fração de água nova para a base da coluna.

O *bias* (B) pode ser estimado como a relação entre as vazões volumétricas da polpa na fração não-flotada (Q_T) e na alimentação (Q_F), dada pela expressão:

$$B = \frac{Q_T}{Q_F} \quad [16]$$

Valores de B de 1,1 a 1,2 são tipicamente recomendados. O valor mais preciso do *bias* pode ser calculado pela diferença entre a vazão da água de lavagem e da água no flotado.

Água de Lavagem

Uma das grandes alterações da coluna de flotação em relação às células mecânicas é a introdução da água de lavagem na camada de espuma, que tem três funções básicas:

- (i) substituir a água de alimentação na fração flotada, minimizando o arraste hidráulico de partículas hidrofílicas;

- (ii) aumentar a altura e a estabilidade da camada de espuma;
- (iii) reduzir a coalescência das bolhas mantendo o leito de bolhas expandido.

Com a adição de água de lavagem, a coluna de flotação tem possibilidade de aumentar a seletividade do processo sem perda de recuperação.

A eficiência da água de lavagem está diretamente relacionada à sua distribuição, que deve abranger toda a área da seção transversal da camada de espuma, de forma a evitar o curto-circuito e *drop back* dos minerais flotados.

Os distribuidores de água de lavagem podem ser classificados em externos e internos. O distribuidor externo é instalado acima da camada de espuma e apresenta as vantagens de estar protegido de entupimento por partículas sólidas e de permitir a sua inspeção visual durante a operação. Entretanto, apresenta as desvantagens de requerer uma vazão maior de água para manter constante a relação entre as velocidades superficiais do *bias* e da água de lavagem (J_B/J_W) e de reduzir a concentração de sólidos no material flotado. O distribuidor interno é instalado abaixo do transbordo da espuma. Além de ser mais eficiente, produz um material flotado com maior concentração de sólidos. Contudo, a inspeção é mais difícil, o entupimento dos orifícios é favorecido e parte da área transversal da coluna é obstruída. Os distribuidores internos são geralmente instalados entre 10 e 20 centímetros abaixo do nível do transbordo.

A velocidade superficial mínima de água de lavagem, J_W , será aquela necessária para a formação de uma camada de espuma prover o fluxo adequado do *bias* e fornecer a velocidade superficial do sólido no flotado (J_c), realizando seu transporte para o transbordo.

O efeito da água de lavagem nas colunas está ilustrado na Figura 10, na qual são comparados os fluxos de água numa coluna e numa célula mecânica. Na coluna, verifica-se normalmente que a água de lavagem tende a “substituir” a água da alimentação no material flotado, sendo distribuída entre esta fração e aquela que retorna à seção de coleta. Cria-se, assim, um fluxo descendente de água que minimiza os efeitos de arraste hidráulico de partículas que possam contaminar o produto flotado.

As limitações da velocidade superficial de água de lavagem (J_W) são descritas a seguir:

Fluxos de água de lavagem que fornecem uma velocidade superficial de *bias* (J_B) maior que 0,3 cm/s acarretam um aumento da mistura na camada de espuma. Para $J_B > 0,4$ cm/s, verifica-se um aumento significativo da recirculação de líquido e a coalescência das bolhas, devido à mudança do regime de fluxo de *plug flow* para turbulento. Sob efeito da mistura, a água de alimentação pode ser arrastada para a espuma por curto-circuito, acarretando uma redução no teor da fração flotada.

O aumento da vazão de água de lavagem acarreta uma diluição da fração flotada, dificultando e elevando os custos das etapas posteriores do processamento, ou seja, o espessamento e a filtração.

O aumento da vazão de água de lavagem acarreta uma elevação no valor de J_B e, conseqüentemente, uma redução no tempo de residência na seção de concentração, traduzindo-se em perda de recuperação (ou capacidade) da coluna.

Um aumento na pressão da água de lavagem acarreta uma elevação no *drop back* das partículas hidrofóbicas, levando a uma redução na recuperação da fração flotada.

Para a escolha do valor adequado de J_W , deve-se considerar que a ação da água de lavagem é mais eficiente para velocidades superficiais de ar (J_g) mais baixas. Assim, para valores de $J_g > 2,0$ cm/s, deve-se aumentar J_W para fornecer uma velocidade superficial de bias (J_B) que minimize o arraste de água de alimentação para a espuma.

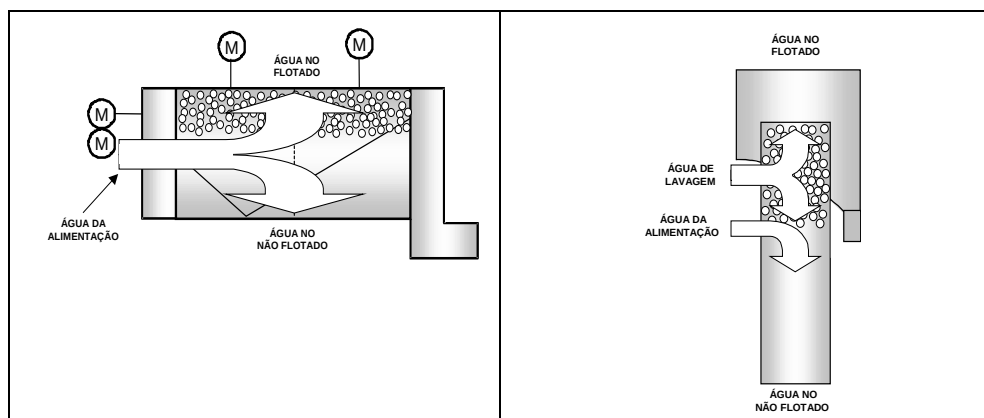


Figura 10 – Representação esquemática dos fluxos de água na célula mecânica e na coluna de flotação.

Altura da Camada de Espuma

A altura da camada de espuma é uma variável importante na seletividade do processo de flotação. As colunas de flotação industriais geralmente trabalham com camadas de espuma que variam de 0,5 a 1,5 m. Em escala piloto, esses valores situam-se entre 0,4 e 1,0 m. Não existe uma regra geral para determinação da altura da camada de espuma. Se o arraste hidráulico constitui o problema básico do processo, uma camada relativamente baixa pode ser suficiente, uma vez que o arraste das partículas é eliminado próximo à interface, quando operando com velocidade superficial de ar moderada ($J_g < 1,5$ cm/s). Por outro lado, se o objetivo é obter seletividade entre as espécies hidrofóbicas ou se a taxa de ar é elevada, recomenda-se trabalhar com camadas de espuma maiores. A camada de espuma pode ser dividida em três seções:

- (i) leito de bolhas expandidas;
- (ii) leito de bolhas empacotadas;
- (iii) espuma de drenagem convencional.

A primeira seção, acima da interface polpa-espuma, é resultado dos choques das bolhas contra a interface, que gera uma onda de choques e, em consequência, a coalescência das bolhas formando um leito de bolhas expandidas. Esse fenômeno parece ser a principal causa da coalescência das bolhas numa região onde há um elevado conteúdo fracional de líquido ($\varepsilon_l > 26\%$).

A segunda seção, chamada leito de bolhas empacotadas, se estende desde o topo da primeira seção até o ponto de introdução da água de lavagem. Nesta seção, embora o conteúdo fracional de líquido ainda permaneça elevado, verifica-se uma coalescência moderada das bolhas, causada pelo movimento das bolhas maiores que atravessam a camada de espuma, ainda com formato esférico.

A última seção ocorre imediatamente acima do ponto de introdução da água de lavagem e consiste de uma espuma de drenagem convencional. O conteúdo fracional de líquido é inferior a 20% e as bolhas apresentam uma forma hexagonal.

A altura da camada de espuma e a vazão de água de lavagem são duas variáveis importantes para a obtenção de maior seletividade no processo de flotação em coluna.

Altura da Seção de Recuperação

A altura da seção de recuperação tem um efeito significativo no desempenho da coluna. Para seções de recuperação com o mesmo volume, ou seja, com o mesmo tempo de residência, a recuperação é crescente com o aumento da relação H_c/d_c devido à redução do número de dispersão (N_d) e ao aumento do tempo de residência do líquido (em virtude da redução do fluxo volumétrico do *bias*) e das partículas minerais.

As limitações na utilização de valores elevados da relação altura da seção de recuperação/diâmetro (H_c/d_c) da coluna são:

- (i) capacidade de transporte do ar - para uma velocidade superficial de ar constante, o decréscimo na área da seção transversal da coluna acarreta uma redução na vazão de ar. Para manter a recuperação de sólidos num mesmo nível, seria necessário que a massa de sólidos carregada por unidade de volume de ar fosse superior àquela limitada pela capacidade de carga do ar;
- (ii) velocidade descendente do líquido - para uma dada vazão e concentração de sólidos na alimentação da coluna, o decréscimo na área da sua seção transversal acarreta um aumento significativo da velocidade descendente do líquido, impedindo a ascensão de bolhas pequenas, que serão arrastadas para o *underflow* da coluna.

Para condições típicas de flotação em coluna é recomendada uma relação $H_c/d_c = 10$. Entretanto, devido aos elevados volumes de polpa processados em escala industrial, a relação altura/diâmetro tem se tornado cada vez menor, aumentando o coeficiente de mistura axial da polpa e, conseqüentemente, reduzindo a recuperação do mineral hidrofóbico na fração flotada.

Tempo de Residência

O tempo de residência é um dos fatores que afetam tanto o teor quanto a recuperação do material flotado, atuando mais significativamente na recuperação. Variações no tempo de residência podem ser normalmente efetuadas por meio de alterações na taxa e na concentração de sólidos da alimentação, na vazão de água de lavagem, no *hold up* do ar e na altura da seção de recuperação da coluna. A seção de recuperação da coluna deve ter altura suficiente para permitir que as partículas hidrofóbicas em sedimentação sejam coletadas pelas bolhas ascendentes de ar. Os tempos de residência das partículas na camada de espuma e na seção de coleta estão fortemente relacionados com as vazões de ar e de polpa, respectivamente.

O tempo de residência médio da fase líquida na coluna pode ser estimado pela relação entre o volume efetivo da seção de recuperação e a taxa volumétrica da fração não flotada:

$$\tau_\ell = \frac{A_c \cdot H_c \cdot (1 - \varepsilon_g)}{Q_t} \quad [17]$$

onde:

τ_ℓ tempo de residência da fase líquida;

A_c área da seção transversal da coluna;

H_c altura da seção de recuperação da coluna;

ε_g *hold up* do ar;

Q_t vazão volumétrica de polpa da fração não flotada.

Para partículas muito finas, o tempo de residência das partículas sólidas na coluna é função da sua taxa de sedimentação e, portanto, aumenta com o decréscimo da granulometria, aproximando-se do tempo de residência do líquido. Partículas maiores que 100 μm têm tempo de residência igual ou menor que 50% do tempo de residência do líquido.

O tempo de residência das partículas na coluna pode ser calculado por:

$$\tau_p = \tau_{\ell} * \left[\frac{\frac{J_{sl}}{(1 - \varepsilon_g)}}{\frac{J_{sl}}{(1 - \varepsilon_g)} + U_{sp}} \right] \quad [18]$$

onde:

τ_p tempo de residência das partículas;

τ_{ℓ} tempo de residência da fase líquida;

J_{sl} velocidade superficial da polpa;

ε_g *hold up* do ar;

U_{sp} velocidade relativa.

A velocidade relativa (U_{sp}) entre as partículas e o líquido é denominada velocidade de deslizamento ou *slip*. Para um sistema de multiespécies, a U_{sp} pode ser estimada por:

$$U_{SP} = \frac{g \cdot d_p^2 \cdot (\rho_p - \rho_{sl}) \cdot (1 - \phi_s - \varepsilon_g)^{2,7}}{18 \cdot \mu_f \cdot (1 + 0,15 Re_p^{0,687})} \quad [19]$$

$$Re_p = \frac{d_p \cdot U_{SP} \cdot \rho_{\ell} \cdot (1 - \phi_s - \varepsilon_g)}{\mu_f} \quad [20]$$

onde:

ρ_p densidade das partículas;

ρ_{sl} densidade da polpa;

ρ_l densidade do líquido;

ϕ_s fração volumétrica do sólido;

ε_g fração volumétrica do gás;

μ_f viscosidade do líquido;

d_p diâmetro de partícula (normalmente expresso pelo d_{80});

Re_p número de Reynolds da partícula.

Na Figura 11 estão apresentados os resultados obtidos por Santos (2005), utilizando uma coluna de 10,2 cm de diâmetro e 570 cm de altura total, com partículas irradiadas de minério fosfático como traçadores radioativos. Verifica-se que foram obtidos os seguintes tempos de residência para a fase líquida e as diferentes faixas granulométricas:

fase líquida: 8,4 min;

fração fina (<74 μm): 4,8 min;

fração média (-210 +74 μm): 2,7 min;

fração grossa (>210 μm): 1,6 min.

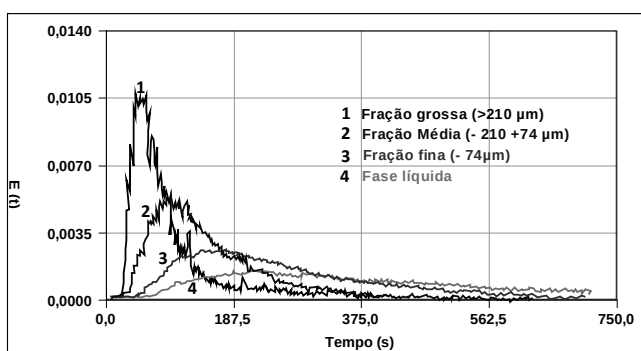


Figura 11 – Distribuição de tempo de residência das partículas com diferentes tamanhos.

INSTRUMENTAÇÃO E CONTROLE

O objetivo fundamental do sistema de controle é manter a coluna em condição operacional estável, recorrendo-se ao ajuste automático do nível da interface polpa-espuma e dos fluxos de polpa, água de lavagem e ar. Os fluxos de água de lavagem e de ar e a pressão do sistema de aeração devem ser controlados automaticamente para manter a estabilidade operacional da coluna de flotação e garantir o desempenho metalúrgico previsto. Os fluxos de polpa da alimentação e da fração não flotada podem ser medidos e controlados automaticamente.

Para a estabilização da coluna podem ser utilizadas duas alternativas de controle, esquematizadas na Figura 12. A alternativa (A) é mais sofisticada, de maior custo e geralmente possui resposta mais lenta. O nível é controlado pela adição da água de lavagem, enquanto o fluxo de polpa da fração não flotada é controlado pela relação entre os fluxos volumétricos dessa fração e da alimentação, sendo usado o *bias* como *set point*. A alternativa (B) é mais simples, de menor custo e mais utilizada atualmente. O nível é controlado pela variação do fluxo de polpa da fração não flotada e as vazões de ar e de água de lavagem são ajustadas em valores de *set point* preestabelecidos.

Atualmente, existe uma tendência de realizar diretamente a medição do teor do elemento de interesse no concentrado e atuar nos fluxos de água de lavagem e de ar e no nível da interface polpa-espuma, de forma a manter o desempenho metalúrgico da coluna em uma dada faixa de resposta. Essa tendência poderá contribuir para manter a qualidade do concentrado e a recuperação em faixas adequadas.

Para controle do nível da interface polpa/espuma, são utilizados diferentes tipos de sensores. Embora os sensores de pressão tenham sido muito utilizados, atualmente o controle de nível na maioria das colunas de flotação tem sido realizado através de sensores do tipo ultrassônico ou radar.

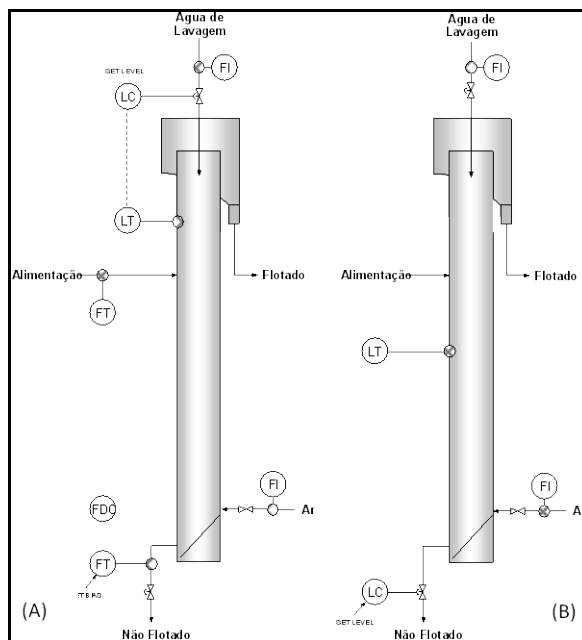


Figura 12 – Sistemas de controle operacional das colunas de flotação.

Sensores de Pressão

Os sensores de pressão são instalados na parede da coluna, podendo ser utilizados até três unidades. A instalação de apenas um sensor na seção de concentração acarreta desvio na medida do nível da interface polpa-espuma devido às variações nas densidades da polpa e espuma. A altura da camada de espuma ou o nível da interface polpa-espuma é calculado com auxílio da Equação [21].

$$H_{pe} = \frac{(h \cdot \rho_p \cdot g - P)}{(\rho_p - \rho_e) \cdot g} \quad [21]$$

onde:

- H_{pe} altura da camada de espuma;
- h distância do sensor ao transbordo da coluna;
- ρ_p densidade média da polpa acima do sensor;
- ρ_e densidade média da espuma;
- P pressão no sensor;
- g aceleração da gravidade.

Uma das limitações do controle de nível, utilizando-se apenas um sensor de pressão, é a dependência das densidades de polpa e da espuma, que variam, com as condições operacionais, de tal maneira que é difícil prever. Com a instalação de dois sensores na seção de concentração da coluna, a estimativa da altura da camada de espuma torna-se independente da densidade da polpa. Considerando-se que a densidade da espuma é praticamente constante, a instalação de dois sensores de pressão acarreta uma redução nos erros da estimativa do nível da interface polpa-espuma de até 80%. O nível da interface polpa-espuma é calculado pela Equação [22].

$$H_{pe} = \frac{(P_1 \cdot h_2 - P_2 \cdot h_1)}{(P_1 - P_2) + (h_2 - h_1) \cdot \rho_e \cdot g} \quad [22]$$

onde:

- H_{pe} altura da camada de espuma;
- h_1 altura do sensor superior ao transbordo da coluna;
- h_2 altura do sensor inferior ao transbordo da coluna;
- ρ_e densidade média da espuma;
- P_1 pressão no sensor superior;
- P_2 pressão no sensor inferior;
- g aceleração da gravidade.

Com a instalação de três sensores, sendo dois na seção de recuperação e outro na camada de espuma, a estimativa do nível da interface polpa-espuma torna-se independente dos valores das densidades da polpa e espuma. Nesse caso, o nível da interface polpa-espuma é dado por:

$$H_{pe} = \frac{h_1 \cdot [h_3 \cdot (P_3 - P_2) - P_3 \cdot (h_3 - h_2)]}{[h_1 \cdot (P_3 - P_2) - P_1 \cdot (h_3 - h_2)]} \quad [23]$$

onde:

- H_{pe} altura da camada de espuma;
- h_1 altura do sensor da camada de espuma ao transbordo da coluna;
- h_2 altura do sensor superior da seção de recuperação ao transbordo da coluna;
- h_3 altura do sensor inferior da seção de recuperação ao transbordo da coluna;
- P_1 pressão no sensor da camada de espuma;
- P_2 pressão no sensor superior da seção de recuperação;
- P_3 pressão no sensor inferior da seção de recuperação;
- g aceleração da gravidade.

Com a utilização de dois ou três sensores de pressão para controle do nível da interface polpa-espuma é possível determinar o *hold up* do ar e estimar o diâmetro médio de bolha na seção de recuperação da coluna.

Sensores de Condutividade

A variação na condutividade elétrica entre as seções de recuperação e de espuma ocorre devido à diferença no *hold up* do ar, conteúdo de sais (a água de lavagem provavelmente tem um menor conteúdo de sais que a água da polpa) e temperatura. Dessa forma, a posição da interface polpa-espuma pode ser determinada por meio da variação da condutividade elétrica detectada pelos sensores instalados longitudinalmente na região da interface.

Sensores Ultrassônicos

O transmissor de nível ultrassônico é instalado acima da camada de espuma da coluna com o objetivo de medir o nível da interface polpa-espuma e emitir sinais a serem processados em um sistema supervisório. Quando o nível da interface polpa-espuma aumenta ou diminui, o supervisório compara o valor medido com o *set point* estabelecido pelo operador e emite sinais para ajustar a percentagem de abertura da válvula de controle da vazão da fração não flotada para valores maiores ou menores, respectivamente.

Variações pequenas no nível da coluna não são críticas ao seu desempenho, desde que se mantenham dentro de certa faixa (± 10 cm). O desempenho da coluna será melhor com um controle de nível mais estável.

DIMENSIONAMENTO E PERFORMANCE DA COLUNA

Neste item, propõe-se abordar os princípios e as metodologias básicas relativas à determinação das dimensões da coluna industrial para obtenção de um produto com teor e recuperação nos níveis desejados.

Como ponto de partida para os trabalhos de *scale up* são usualmente realizados ensaios de flotação para o minério em questão, numa coluna piloto, com levantamento de dados do processo envolvendo sistema de reagentes e parâmetros operacionais. A partir disso, a transposição desses dados para unidades industriais pode ser feita com base em certos modelos matemáticos. Os modelos mais comumente utilizados para este fim foram propostos por Dobby e Finch (1986).

Nesses modelos, consideram-se as colunas como constituídas de duas regiões distintas, em função dos regimes e das condições de fluxo que nelas ocorrem: a seção de coleta e a seção de limpeza. Na Figura 13 tem-se uma representação esquemática do comportamento das duas seções, em que R_c é o valor da recuperação de cada componente do minério (ou cada espécie mineralógica) na seção de coleta e R_f a recuperação deste mesmo componente na seção de limpeza.

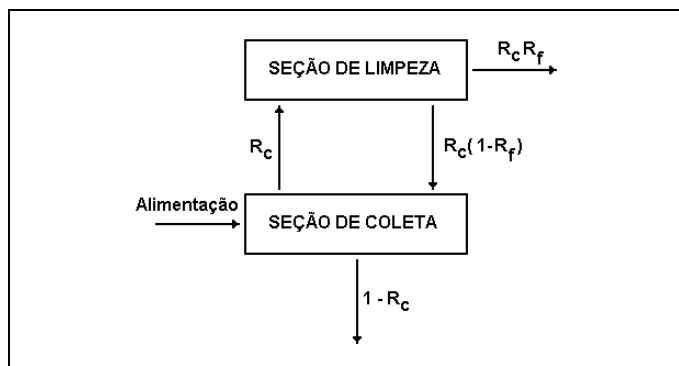


Figura 13 – Representação esquemática das seções de coleta e limpeza.

A recuperação total de determinada espécie mineral na coluna é dada pela expressão:

$$R_{cf} = \frac{R_c \cdot R_f}{1 - R_c \cdot (1 - R_f)} \quad [24]$$

Na seção de coleta ocorre o contato entre as partículas minerais descendentes e as bolhas de ar ascendentes. A taxa de coleta e a recuperação das partículas são modeladas com base nos aspectos básicos do fenômeno de colisão e aderência, nas probabilidades desses fenômenos e na cinética da coleta das partículas pelas bolhas, considerado normalmente como um modelo de reação de primeira ordem. Com auxílio de dados experimentais, foi demonstrado que a recuperação de cada mineral na seção de coleta pode ser expressa como uma função da constante cinética (K), do tempo de residência das partículas na seção de coleta (τ_p) e das condições de mistura nesta região, que podem ser quantificadas por meio do chamado coeficiente de dispersão (N_d), derivado do tipo de fluxo no interior da coluna e das suas dimensões. Esses parâmetros, por sua vez, estão diretamente relacionados com as variáveis operacionais da coluna.

Yianatos *et al.* (2005) apresentaram um novo modelo para descrever o comportamento de colunas industriais, que considera as colunas constituídas de três compartimentos distintos: um “misturador perfeito” maior (com um tempo de residência τ_L) e dois “misturadores perfeitos” menores (com um tempo de residência τ_S), operando em série. De acordo com este modelo, a distribuição do tempo de residência (RTD) é descrita pela seguinte expressão:

$$E(t) = \frac{\frac{(t - \tau_p)}{\tau_S} \alpha e^{-\frac{(t - \tau_p)}{\tau_S}} + \alpha e^{-\frac{(t - \tau_p)}{\tau_L}}}{\tau_L \tau_S} \quad [25]$$

onde

$$\alpha = \frac{\tau_L}{(\tau_L + \tau_S)} \quad [26]$$

τ_p = tempo “morto” ou tempo de defasagem do modelo.

A expressão [25] permite estimar a constante cinética máxima k_M com determinação de valores que foram satisfatoriamente comprovados em colunas industriais, através da seguinte equação:

$$\frac{R_C}{R_\infty} = 1 - \frac{1}{k_M (\tau_L + \tau_S)} - \frac{1}{k_M \tau_S + 1} \ln \frac{k_M \tau_L + 1}{k_M \tau_S + 1} \quad [27]$$

Se τ_S for igual a zero, a Equação [27] equivale ao comportamento de um único misturador perfeito, conforme a Equação [28], e representa a condição mais baixa de recuperação.

$$\frac{R_C}{R_\infty} = 1 - \frac{\alpha}{k_M \tau_L} \ln(k_M \tau_L + 1) \quad [28]$$

Por outro lado, a recuperação máxima prevista pelo modelo corresponde a uma operação em condições próximas de *plug flow*, observado em colunas piloto, conforme a Equação [29].

$$\frac{R_C}{R_\infty} = 1 - \frac{1}{k_M t} \left(1 - e^{-k_M t} \right) \quad [29]$$

Na seção de limpeza (seção de espuma), a passagem das partículas sólidas aderidas às bolhas de ar através de um leito de espuma é um fenômeno típico. Pode ser constatada uma perda de recuperação na seção de espuma devido ao fato de a “barreira” formada pelo leito de bolhas normalmente impedir que todas as partículas aderidas às bolhas passem através desse leito para atingir o *overflow* da coluna. Assim, uma proporção significativa das partículas aderidas às bolhas pode ser “descoletada” e retornar à seção de recuperação, criando uma recirculação interna das partículas. Pela complexidade dos fenômenos envolvidos neste processo, alguns modelos utilizados no *scale-up* propõem considerar a coluna como um compartimento único, determinando-se as constantes cinéticas dos minerais para a coluna como um todo.

No entanto, estudos experimentais específicos para a seção de espuma foram desenvolvidos por Yianatos *et al.* (1997) em colunas de grande porte, que permitiram a determinação de modelos matemáticos semiempíricos, correlacionando as recuperações nesta seção com variáveis operacionais. Foi observada uma dependência crítica da recuperação na seção de espuma com a velocidade superficial do ar e, em

menor extensão, com a velocidade superficial da água de lavagem. O modelo proposto por Yianatos *et al.*, para a recuperação na seção de espuma pode ser expresso pela seguinte equação:

$$R_f = 95 \exp \left(-1.44 \times 10^{-2} \times \frac{H_f \cdot (1 + 3J_w)}{J_g^3} \right) \quad [30]$$

onde:

H_f altura da camada de espuma

J_w velocidade superficial da água de lavagem

J_g velocidade superficial do ar

A metodologia básica para o dimensionamento de colunas consiste nas seguintes etapas:

- (i) desenvolvimento de um programa experimental em unidade-piloto, onde são determinadas:
condições operacionais otimizadas, englobando todas as variáveis do processo;
recuperação dos principais minerais constituintes e o efeito do tamanho das partículas;
constantes cinéticas dos principais minerais constituintes;
capacidade de transporte de sólidos.
- (ii) definição do desempenho requerido para a coluna industrial, traduzido pelos valores de recuperação e teor do mineral de interesse e capacidade de produção;
- (iii) definição da taxa de alimentação básica e das características da polpa;
- (iv) definição do tipo básico de coluna requerido, traduzido pela forma mais adequada e por concepções do projeto, considerando o layout da usina e outras características específicas;
- (v) estimativa de desempenho da coluna industrial, com base nas condições do programa experimental e nos valores das constantes cinéticas para diferentes alternativas nas dimensões básicas: altura da seção de coleta e áreas da seção transversal. O desempenho da coluna é calculado com a utilização dos modelos matemáticos apresentados, incluindo valores estimados de recuperação nas seções de recuperação e de espuma;
- (vi) comparação dos desempenhos estimados com os requisitos de produção, para seleção das dimensões que melhor atendam aos objetivos do projeto.

Na grande maioria dos casos, o desempenho das colunas industriais tende a ser inferior aos desempenhos obtidos em testes-piloto, que utilizam normalmente colunas com diâmetros de 5 a 20 cm, alturas na faixa de 3 a 6 metros e operam em condições próximas de *plug flow*. Além disso, o desempenho de colunas industriais é geralmente afetado pelo maior coeficiente de mistura, além de uma série de outros fatores típicos de usinas de grande porte, como variações nas características da alimentação, irregularidades de vazões ou distribuição irregular de água de lavagem e de ar etc.

Uma prática eventualmente adotada para a redução do coeficiente de mistura em colunas industriais consiste na colocação de *baffles* internos que compartimentam as regiões de maior turbulência em volumes menores, reduzindo as áreas de seção transversal para valores na faixa de 2,0 a 2,5 m² em cada compartimento. Entretanto, a adoção de baffles internos tem sido pouco usada em projetos mais recentes de colunas industriais, mesmo para unidades de grande porte, com seções transversais equivalentes a 4 ou 5 metros de diâmetro. Nestes casos, a utilização de novos modelos de aeradores, com melhor distribuição do ar, tem garantido desempenhos satisfatórios das colunas, com o benefício do menor custo de construção e melhor controle operacional.

O exemplo apresentado a seguir demonstra a sequência desses procedimentos.

Em ensaios de flotação numa unidade piloto foram levantados os seguintes dados operacionais:

Diâmetro interno	0,102 m
Altura da seção de coleta	5,3 m
Vazão de sólidos na alimentação	25,0 kg/h
Percentagem de sólidos na alimentação	15,0%
Vazão de sólidos na fração flotada	6,8 kg/hora
Percentagem de sólidos na fração flotada	25,0%
Tamanho das partículas (d_{80})	0,032 mm
Densidade das partículas na alimentação	4,25 g/cm ³
Densidade das partículas na fração flotada	4,42 g/cm ³
Distância entre as tomadas de pressão	1,75 m
Pressão no ponto superior	36,6 kPa
Pressão no ponto inferior	51,2 kPa
Altura da camada de espuma	60 cm
Vazão de água de lavagem	30 L/hora
Vazão de ar	0,40 Nm ³ /h

Composição mineralógica:

Mineral	Alimentação	Flotado
A	30,0	85,0
B	18,0	6,0
C	12,0	5,2
D	1,5	0,6
E	38,5	3,2

Com base nos dados experimentais, são determinados os seguintes parâmetros:

<i>Hold up</i> do ar	21,9%
Velocidade superficial da água de lavagem	0,10 cm/s
Velocidade superficial do ar	1,36 cm/s
Diâmetro médio das bolhas	0,7 mm
Bias	1,05
Deslocamento da água de lavagem	1,47
Capacidade de transporte	1,4 g/cm ² .min
Tempo de residência da polpa	11,6 min
Coeficiente de dispersão	0,17
Recuperação na seção de espuma (R_f)	60,6%

Recuperação:

Mineral	Global (R_{cf})	Seção de coleta (R_c)
A	77,3	84,9
B	9,1	14,2
C	11,8	18,1
D	10,9	16,8
E	2,3	3,7

Constantes cinéticas:

Mineral	Global (K_{cf})	Seção de coleta (K_c)
A	0,15175	0,25021
B	0,00985	0,01623
C	0,01296	0,02138
D	0,01192	0,01965
E	0,00239	0,00394

Com base nos parâmetros calculados, propõe-se dimensionar uma coluna industrial para concentração desse minério, utilizando-se basicamente as mesmas condições de operação do teste piloto e dentro dos seguintes requisitos:

Taxa de alimentação de sólidos	40 t/h
Concentração mínima do Mineral A no produto	80%
Recuperação mínima do Mineral A no produto	70%

O desempenho da coluna industrial é estimado com a utilização dos modelos matemáticos apresentados, processados por *softwares* específicos. Os valores de recuperação e teor do Mineral A são correlacionados com as dimensões da coluna, conforme dados das Tabelas 1 e 2. Em ambos os casos, propõe-se a adoção de colunas de seção transversal circular, com diâmetros variando de 3,2 a 4,2 metros e alturas da seção de coleta variando de 8 até 12 metros. Os dados da Tabela 1 referem-se a uma coluna sem baffles e os dados da Tabela 2 a uma coluna com baffle, compartimentando a coluna em duas unidades-base. Nessas tabelas estão destacadas as dimensões que atendem aos requisitos da produção.

Os valores de recuperação e teor do mineral A no produto (fração flotada) estimados para as diferentes dimensões da coluna podem ser visualizados por meio dos gráficos paramétricos (Figuras 14 e 15), considerando as duas opções para a coluna – sem baffles e com baffle. As condições requeridas para o desempenho estão contidas na região em destaque, e as dimensões da coluna que atendem essas condições estão igualmente destacadas.

Tabela 1 – Desempenho estimado para coluna industrial sem *baffles*.

Altura de coleta (m)	Diâmetro interno (m)	Concentração Mineral A (%)	Recuperação Mineral A (%)	Massa flotada (%)	Tempo de residência (min)	Capacidade de transporte (g/cm ² min)	Coefficiente de dispersão
8	3,2	85,0	53,7	19,0	12,4	1,6	2,08
9	3,2	84,4	57,3	20,4	13,9	1,7	1,85
10	3,2	83,8	60,6	21,7	15,5	1,8	1,66
11	3,2	83,2	63,7	23,0	17,0	1,9	1,51
12	3,2	82,7	66,4	24,1	18,6	2,0	1,39
8	3,4	84,3	56,2	20,0	13,9	1,5	2,46
9	3,4	83,6	59,7	21,4	15,7	1,6	2,18
10	3,4	83,0	62,9	22,8	17,4	1,7	1,97
11	3,4	82,4	65,9	24,0	19,1	1,8	1,79
12	3,4	81,8	68,6	25,2	20,9	1,8	1,64
8	3,6	83,6	58,4	21,0	15,5	1,4	2,88
9	3,6	82,9	61,9	22,4	17,5	1,5	2,56
10	3,6	82,2	65,0	23,8	19,4	1,6	2,30
11	3,6	81,5	67,9	25,0	21,4	1,6	2,09
12	3,6	80,8	70,4	26,2	23,3	1,7	1,92
8	3,8	82,9	60,5	21,9	17,2	1,3	3,33
9	3,8	82,1	63,9	23,3	19,4	1,4	2,96
10	3,8	81,4	66,9	24,7	21,5	1,5	2,67
11	3,8	80,6	69,6	25,9	23,7	1,5	2,43
12	3,8	79,9	72,1	27,1	25,8	1,6	2,22
8	4,0	82,3	62,4	22,8	18,9	1,2	3,83
9	4,0	81,4	65,7	24,2	21,3	1,3	3,40
10	4,0	80,6	68,6	25,6	23,7	1,4	3,06
11	4,0	79,8	71,3	26,8	26,1	1,4	2,79
12	4,0	79,1	73,6	27,9	28,5	1,5	2,55
8	4,2	81,6	64,1	23,6	18,5	1,1	4,36
9	4,2	80,7	67,3	25,0	20,8	1,2	3,88
10	4,2	79,8	70,2	26,4	23,1	1,3	3,49
11	4,2	79,0	72,7	27,6	25,4	1,3	3,17
12	4,2	78,2	75,0	28,8	27,7	1,4	2,91

Tabela 2 – Desempenho estimado para coluna industrial com *baffle*.

Altura de coleta (m)	Diâmetro interno (m)	Concentração Mineral A (%)	Recuperação Mineral A (%)	Massa flotada (%)	Tempo de residência (min)	Capacidade de transporte (g/cm ² .min)	Coefficiente de dispersão
8	3,2	85,2	54,7	19,3	11,5	1,6	1,47
9	3,2	84,6	58,5	20,8	13,0	1,7	1,30
10	3,2	84,1	62,0	22,1	14,4	1,8	1,17
11	3,2	83,5	65,2	23,4	15,9	1,9	1,07
12	3,2	83,0	68,2	24,7	17,3	2,0	0,98
8	3,4	84,5	57,1	20,3	12,8	1,5	1,74
9	3,4	83,9	60,9	21,8	14,5	1,6	1,54
10	3,4	83,2	64,3	23,2	16,1	1,7	1,39
11	3,4	82,6	67,4	24,5	17,7	1,8	1,26
12	3,4	82,0	70,2	25,7	19,3	1,8	1,16
8	3,6	83,8	59,4	21,3	14,2	1,4	2,03
9	3,6	83,1	63,0	22,8	16,0	1,5	1,81
10	3,6	82,4	66,3	24,2	17,8	1,6	1,63
11	3,6	81,7	69,3	25,4	19,5	1,7	1,48
12	3,6	81,1	72,0	26,7	21,3	1,7	1,36
8	3,8	83,1	61,4	22,2	15,6	1,3	2,36
9	3,8	82,3	65,0	23,7	17,5	1,4	2,10
10	3,8	81,6	68,1	25,1	19,5	1,5	1,89
11	3,8	80,9	71,0	26,4	21,5	1,5	1,72
12	3,8	80,2	73,6	27,6	23,4	1,6	1,57
8	4,0	82,4	63,3	23,0	17,0	1,2	2,71
9	4,0	81,6	66,7	24,5	19,2	1,3	2,41
10	4,0	80,8	69,8	25,9	21,3	1,4	2,17
11	4,0	80,0	72,5	27,2	23,4	1,4	1,97
12	4,0	79,3	75,0	28,4	25,6	1,5	1,81
8	4,2	81,8	65,0	23,8	20,8	1,1	3,09
9	4,2	80,9	68,3	25,3	23,4	1,2	2,74
10	4,2	80,0	71,3	26,7	26,0	1,3	2,47
11	4,2	79,2	73,9	28,0	28,6	1,3	2,25
12	4,2	78,4	76,3	29,2	31,2	1,4	2,06

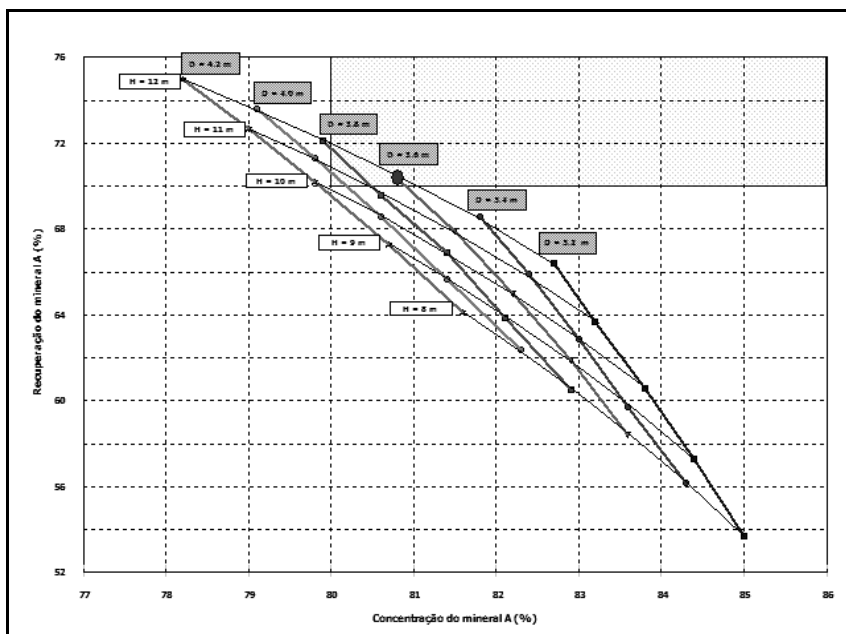


Figura 14 – Estimativa de desempenho da coluna sem baffles.

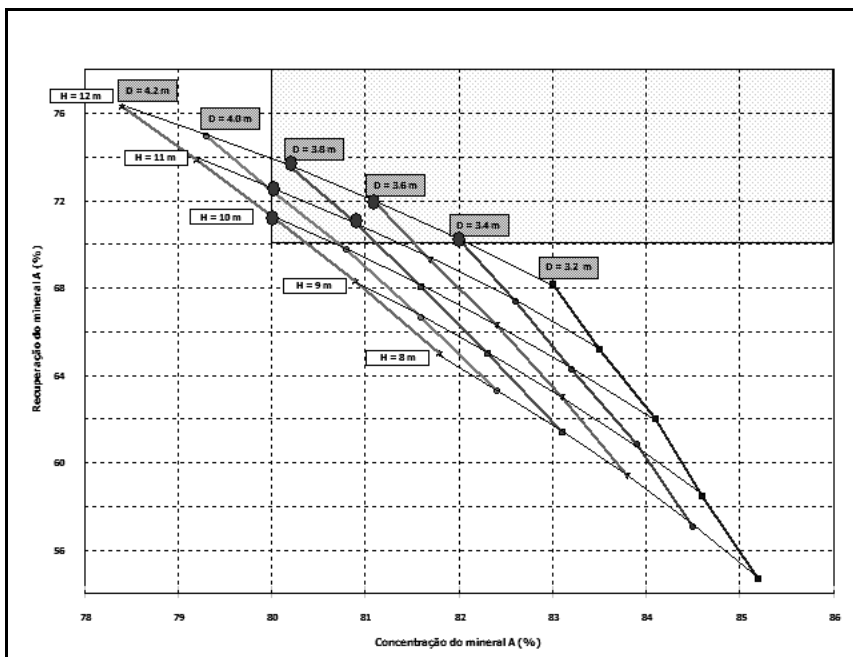


Figura 15 – Estimativa de desempenho da coluna com baffle.

COMPARAÇÃO: CÉLULA MECÂNICA X COLUNA

As colunas de flotação diferem significativamente das células mecânicas convencionais tanto no *design* quanto na filosofia de operação. Os estudos comparativos do desempenho das colunas e células mecânicas, realizados em escalas piloto, semi-industrial e industrial permitem algumas considerações com relação à recuperação, ao teor e ao custo.

Recuperação

Na flotação, as perdas dos minerais de interesse ocorrem principalmente nas frações de granulometria grossa e fina. A coluna tem como característica a possibilidade de gerar bolhas com tamanho controlado e diâmetros inferiores aos da célula mecânica. A maior área superficial de bolhas obtida na coluna permite um aumento da probabilidade de colisão entre as partículas minerais e as bolhas de ar, aumentando, consequentemente, a recuperação das partículas finas na fração flotada. Outro fator importante no aumento de recuperação das partículas finas é o tempo de residência efetivo da bolha na coluna, uma vez que as bolhas são geradas em sua base e percorrem todo o comprimento da seção de recuperação. O efeito combinado destes fatores tem resultado num aumento da recuperação da fração fina.

Teor

A coluna de flotação é capaz de produzir, na fração flotada, um produto com teor mais elevado que as células mecânicas. Esse aumento no teor deve-se aos seguintes fatores:

- (i) a ausência de turbulência na interface polpa-espuma minimiza o arraste hidráulico das partículas hidrofílicas da seção de coleta para a de limpeza;
- (ii) a elevada altura da camada de espuma ($\approx 1\text{m}$) apresenta um maior efeito de filtro das partículas hidrofílicas arrastadas pelas bolhas de ar;
- (iii) a utilização de água de lavagem reduz a quantidade de partículas hidrofílicas arrastadas da seção de coleta para a de limpeza pela substituição da água de processo contida na polpa de alimentação.

Essa ação de limpeza é uma das principais razões para a utilização da coluna, principalmente nas etapas *cleaner* de diferentes circuitos de concentração mineral.

A Figura 16 estabelece uma comparação entre os desempenhos da célula mecânica e coluna na etapa *cleaner* de flotação de chumbo. Verifica-se que a grande vantagem da coluna sobre a célula mecânica ocorre na região em que a recuperação de chumbo é mais baixa ($<70\%$). Para níveis de recuperação mais elevados ($>70\%$), a diferença de seletividade da coluna de flotação em relação à célula mecânica é menos significativa.

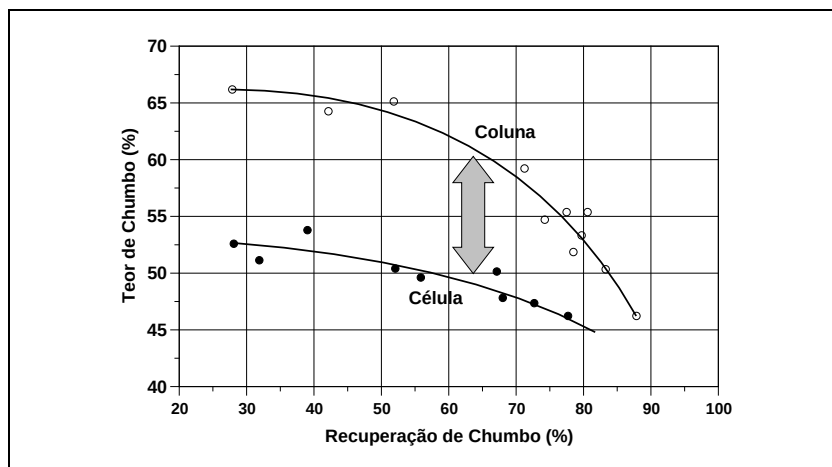


Figura 16 – Coluna versus célula mecânica.

Custo

Para uma mesma capacidade, os circuitos industriais que utilizam colunas de flotação têm menor custo de investimento em relação às células mecânicas devido aos seguintes fatores:

- (i) menor número de etapas de limpeza;
- (ii) ausência de peças móveis na coluna e menor número de equipamentos auxiliares de transporte;
- (iii) menor número de pontos de controle;
- (iv) menor área de piso que a necessária para células mecânicas.

As colunas apresentam um menor custo operacional devido à ausência de peças móveis, menor potência instalada e custo de manutenção mais baixo. Ressalta-se que a obtenção de produtos com teor mais elevado do elemento de interesse contribui para a redução nos custos de transporte e de tratamento e para a redução do nível de impurezas do concentrado.

APLICAÇÕES

No Brasil, os estudos de flotação em coluna foram iniciados em 1985 pelo setor de tecnologia mineral do Centro de Desenvolvimento da Tecnologia Nuclear (CDTN), para aplicação no aproveitamento de finos do minério fósforo-uranífero de Itataia. A primeira coluna industrial foi implantada em 1991, pela Samarco Mineração S.A, para flotação de quartzo do minério de ferro. Atualmente existem 171 colunas industriais instaladas no Brasil.

Na Tabela 3 estão relacionadas as colunas industriais instaladas no Brasil e na Tabela 4 essas colunas foram sumariadas em função de suas respectivas aplicações.

Tabela 3 – Colunas industriais instaladas no Brasil.

Minério/Mineral	Empresa	Ano	Quant.	Etapa	Aplicação
Ferro	Samarco	1991	4	Recleaner	Finos
		1991	1	Scavenger	Finos
		1995	1	Rougher	Ultrafinos
		1995	1	Cleaner	Ultrafinos
		1996	3	Recleaner	Finos
		1996	2	Scavenger	Finos
		2006	2	Rougher	Finos
		2006	2	Cleaner	Finos
	Vale (Pico)	1993	2	Rougher/Cleaner	Finos
		1996	1	Rougher	Finos
		1999	1	Scavenger	Finos
		2004	3	Rougher	Finos
		2004	2	Cleaner	Finos
		2004	2	Recleaner	Finos
		2004	1	Scavenger	Finos
		2006	1	Cleaner	Finos
		2008	6	Cleaner	Finos
		2008	4	Recleaner	Finos
		2008	2	Scavenger	Finos
Ferro	Vale (Vargem Grande)	1999	1	Rougher	Finos
		1999	1	Cleaner	Finos
		1999	1	Scavenger	Finos
		2007	1	Scavenger	Finos
	CSN (Casa de Pedra)	1993	3	Rougher	Finos
		1993	1	Cleaner	Finos
		2005	1	Rougher	Finos
		2005	1	Cleaner	Finos
		2009	6	Rougher	Finos
		2009	3	Cleaner	Finos
		2009	4	Scavenger	Finos
		2009	3	Recleaner	Finos
		2009	2	Rougher	Ultrafinos
		2009	2	Cleaner	Ultrafinos
	Vale (Alegria)	1998	2	Rougher	Finos
		1998	1	Cleaner	Finos
		2000	2	Rougher	Finos
		2000	2	Scavenger	Finos
		2000	1	Cleaner	Finos
		1994	1	Rougher	Finos
		1996	1	Rougher	Finos
	Vale (Conceição)	1995	6	Rougher	Finos
		1995	3	Cleaner	Finos
	Vale (Timbopeba)	1993	2	Rougher	Finos
		1993	1	Cleaner	Finos

Tabela 3 – Colunas industriais instaladas no Brasil (continuação).

Minério/Mineral	Empresa	Ano	Quant.	Etapa	Aplicação
Fosfato	Bunge (Araxá)	1993	2	Rougher	Ultrafinos
		1993	2	Rougher	Grossos
		1993	1	Rougher	Barita
		1993	1	Rougher	Remoído
		2006	1	Rougher	Grossos
		2006	1	Scavenger	Grossos
		2007	3	Rougher	Finos
		2007	4	Cleaner	Finos
	Bunge (Cajati)	1998	2	Cleaner	Grossos
		1998	1	Rougher	Ultrafinos
		1998	1	Scavenger	Ultrafinos
		1998	1	Cleaner	Ultrafinos
	Galvani (Lagamar)	2005	1	Rougher	Grossos
		2005	1	Rougher	Finos
	Galvani (Irecê)	2007	1	Rougher	Grossos
	Fosfertil (Tapira)	1994	2	Cleaner	Grossos
		1994	1	Cleaner	Finos
		2000	1	Rougher	Ultrafinos
		2000	1	Cleaner	Ultrafinos
	Fosfertil (Catalão)	1995	2	Rougher	Finos
		1995	1	Cleaner	Finos
		1995	1	Rougher	Ultrafinos
		1995	1	Cleaner	Ultrafinos
	Fosfertil (Patos de Minas)	-	1	Rougher	Finos
		-	1	Cleaner	Finos
Cobre	Vale (Sossego)	2004	6	Cleaner	Finos
	Prometálica (Monte Cristo)	2003/ 2005	3	Rougher Cleaner	Polimetálicos
	Salobo (Carajás)	2008	8	Cleaner 1	Finos
		2008	4	Cleaner 2	Finos
		2008	2	Cleaner 3	Finos

Tabela 3 – Colunas industriais instaladas no Brasil (continuação).

Minério/Mineral	Empresa	Ano	Quant.	Etapa	Aplicação
Chumbo/ zinco	CMM (Paracatu)	2002	1	Rougher	Chumbo
		2002	1	Cleaner	Chumbo
		2002	1	Rougher	Zinco
		2002	1	Cleaner	Zinco
Grafite	NGL	1991	2	Cleaner	Pedra Azul
		2004	1	Cleaner	Pedra Azul
		2006	1	Cleaner	Salto da Divisa
Feldspato	Mineração Saibreira	2004	3	Rougher Cleaner	-
Prata	Votorantim Metais Zinco	1995	1	Rougher	Resíduo
		2009	1	Cleaner	Resíduo
Talco	Magnesita (Brumado)	2002	1	Rougher	-
		2002	1	Cleaner	-
Nióbio	CBMM (Araxá)	2007	2	Rougher	Finos
		2007	3	Cleaner	Finos

Fonte: Eng. Lauro Takata e CPT

Tabela 4 – Sumário das colunas industriais instaladas no Brasil.

Minério/Mineral	Quantidade
Ferro	93
Fosfato	35
Cobre	23
Nióbio	5
Chumbo/Zinco	4
Grafita	4
Feldspato	3
Talco	2
Prata	2
Total	171

REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS

- 1) DOBBY, G. S. e FINCH, J. A - Mixing Characteristics of Industrial Flotation Columns. Engineering Science. vol. 40, n^o. 7, pp. 1061-1068, 1985.
- 2) WHEELER, D. A. - Column Flotation - The Original Column. McGill University Seminar, May 1986.
- 3) DOBBY, G. S.; YIANATOS, J. B. e FINCH, J. A. - Estimation of Bubble Diameter in Flotation Columns from *Drift flux* Analysis. Canadian Metallurgical Quarterly. vol. 27, n^o 2. p. 85-90, 1986.
- 4) YIANATOS, J.B., J.A. FINCH AND A.R. LAPLANTE. Holdup Profile and Bubble Size Distribution of Flotation Column Froths. *Canadian Metallurgical Quarterly*, 25(1), 23-29, 1986.
- 5) DOBBY, G. S. e FINCH, J. A. - Flotation Column Scale-up and Modelling. CIM Bulletin, May, 1986.
- 6) YIANATOS, J. B.; FINCH, J. A. e LAPLANTE, A R. - Cleaning Action in Column Flotation Froths. Trans. Inst. Min. Metall., 96, December, 1987.
- 7) YIANATOS, J. B; FINCH, J. A.; GOMES, R. E.; LAPLANTE A. R. e DOBBY, G. S. - Effect of Column Height on Flotation Column Performance. Minerals and Metallurgical Processing, February, 1988.
- 8) YICHAUSTI, R.A.; MCKAY, J. D. e FOOT, D. G. - Column Flotation Parameters - Their Effects. Column Flotation 88, chapter 17, 1988.
- 9) YIANATOS, J.B., J.A. FINCH AND A.R. LAPLANTE. Selectivity in Column Flotation Froths. Int. Journal of mineral processing, 23, 279-292, 1988.
- 10) PAUL, R e MASLIYAH, J. - Flow Characterization of a Flotation Column - The Canadian Journal of Chemical Engineering, Col. 67, December, 1989.
- 11) YIANATOS, J. B e FINCH, J. A. - Gas Holdup versus Gas Rate in the Bubbly Regime. International Journal of Mineral Processing, vol. 29, pp 141-146, 1990.
- 12) FINCH, J. A. e DOBBY, G, S. - Column Flotation. Pergamon Press 1ª edição - 1990.
- 13) YIANATOS, J. B. e MURDOCK, D. J. – Nuevos Avances em la Tecnología de Columnas de Flotación. Minería Chilena, n^o 125, 57-67, 1991.
- 14) XU, M., FINCH J. A. e URIBE, A., Maximum Gas and Bubble Surface Rates in Flotation Columns, Int. Journal of Mineral Processing, 32, 233-250, 1991.
- 15) MURDOCK, D.J., TUCKER, R.J. and JACOBI, H.P., Column cells vs conventional flotation, a cost comparison, In Proc. of the Int. Conference on Column Flotation, Column'91, CIM, Canada, 645-659, 1991.

- 16) YIANATOS, J.B. AND BERGH, L.G., RTD Studies in an Industrial Flotation Column: Use of the Radioactive Tracer Technique, *Int. Journal of Mineral Processing*, 36, pp.81-91, 1992
- 17) YIANATOS, J. B., BERG L. G., SEPÚLVEDA, C. E NÚÑEZ, R. Measurement of Axial Pressure Profiles in Large Size Industrial Flotation Columns, *Minerals Engineering*, vol. 8, nº 1/2, 101-109, 1995
- 18) YIANATOS J.B., BERGH L.G. and. CORTJb G.A - Froth Zone Modelling of An Industrial Flotation Column. In *Minerals Engineering*, vol. 11, nº 5, pp. 423-435, 1998
- 19) SANTOS A. R. - Estudo do Comportamento Dinâmico de Colunas de Flotação utilizando Técnicas Nucleares. Dissertação de mestrado do Programa de Pós-Graduação em Ciência e Tecnologia das Radiações, Minerais e Materiais. CDTN – 2005.
- 20) YIANATOS, J. B, BUCAREY R., LARENAS J., HENRIQUEZ F., TORRES L. - Collection zone kinetic model for industrial flotation columns. In *Minerals Engineering*, vol.18, 1373–1377, 2005.
- 21) YIANATOS J. B. - Fluid Flow and Kinetic in Flotation Related Processes - Modelling Columns and Mechanically Agitated Cells - A Review. *Institution of Chemical Engineers – vol. 85 (A12) 1591–1603*, 2007.

PROCESSOS DE AGREGAÇÃO

Carlos Adolpho Magalhães Baltar

Engenheiro de Minas pela UFPE, Doutor em
Engenharia Metalúrgica e de Materiais pela COPPE-UFRJ
Professor do Departamento de Engenharia de Minas da UFPE

INTRODUÇÃO

Em uma operação de espessamento, com partículas de mesma densidade, as de maior tamanho têm maior velocidade de sedimentação. Esse fato é quantificado pela Lei de Stokes, para partículas esféricas, incompressíveis, em queda livre e regime laminar:

$$V = gd^2 (\rho_1 - \rho_2) / 18 \eta \quad [1]$$

onde:

V é a velocidade terminal da partícula, g é a aceleração gravitacional;
 d é o diâmetro da esfera;
 ρ_1 e ρ_2 a densidade da partícula e do líquido, respectivamente;
 η representa a viscosidade absoluta do meio.

Considerando-se que a eficiência do espessamento depende da velocidade de sedimentação das partículas, a equação de Stokes evidencia a importância da agregação das partículas finas como meio de se aumentar a eficiência da operação.

SISTEMAS COLOIDAIS

Partículas com dimensões coloidais sedimentam com velocidade extremamente lenta, conforme pode ser observado nos dados de Zajic (1971), apresentados na Tabela 1.

Tabela 1 – Velocidade de sedimentação de partículas coloidais (Zajic, 1971).

Tamanho da partícula (μm)	Velocidade de sedimentação
1	1 mm/h
0,01	1 mm/ano

Não existe um limite granulométrico rígido para que uma partícula seja classificada como colóide. Embora, frequentemente, considere-se, como tal, partículas com pelo menos uma das dimensões entre 1 μm e 1 nm (Hughes, 1981; Napper, 1983). A característica fundamental e comum a todos os colóides é uma elevada relação entre a área e o volume. Em uma partícula coloidal, uma fração significativa das moléculas situa-se na superfície (Tabela 2), ou seja, próximo à interface sólido-líquido, onde ocorrem fenômenos como o da formação da dupla camada elétrica e da adsorção. Isso explica a forte relação existente entre a ciência dos colóides e a química de superfície.

Tabela 2 – Proporção do número de moléculas na superfície em função do tamanho da partícula (Everett, 1988).

Tamanho ⁽¹⁾ , mm	Relação M_s/M_t ⁽²⁾
10	2-3/10 milhões
10^{-3}	1/450
10^{-5}	1/4-5
(1) partículas cúbicas, considera-se o tamanho do lado.	
(2) M_s/M_t , relação entre o número de moléculas na superfície e o número total de moléculas na partícula.	

À medida que o tamanho da partícula diminui, as forças de natureza física (como a da gravidade) tornam-se desprezíveis, enquanto as chamadas forças de superfície (forças estruturais, ou interações coloidais) crescem de importância e passam a determinar o comportamento dos sistemas coloidais que são caracterizados pela estabilidade, estrutura e reologia, reportados no Capítulo 14 deste livro.

A separação sólido-líquido, em uma planta de beneficiamento de minérios, envolve as operações de espessamento e filtração. Em ambos os casos, o processo é favorecido por uma desestabilização do sistema, provocada por uma agregação das partículas, geralmente, obtida com a ajuda de substâncias químicas. Na presença de partículas coloidais, o desempenho e a capacidade dos equipamentos dependem fortemente da eficiência do processo de agregação.

PROCESSOS DE AGREGAÇÃO

A sedimentação de uma partícula coloidal, com uma velocidade próxima as que são mostradas na Tabela 1, tornaria inviável a operação de espessamento em uma planta industrial. No entanto, a equação de Stokes mostra que o aumento da velocidade de sedimentação (V) é possível com o “aumento” do diâmetro da esfera (d), obtido por meio de agregação das partículas.

Há três alternativas principais para o processo de agregação de partículas coloidais (Lyklema, 1988; Attia, 1992), conforme é apresentado a seguir.

Coagulação - ocorre quando as forças superficiais de natureza atrativa superam as de natureza repulsiva. O agregado assim formado é chamado “coágulo”.

Floculação - resulta da ação de um polímero de elevado peso molecular que, em geral, adsorve-se de forma simultânea na superfície de várias partículas. O agregado é denominado “floc”.

Aglomerado - acontece quando as partículas são agregadas por ação de um líquido imiscível, por exemplo, um óleo em uma suspensão aquosa. Nesse caso, o agregado é chamado “aglomerado”.

Apenas os dois primeiros processos (coagulação e floculação) são utilizados em operações de separação sólido-líquido.

O entendimento dos mecanismos envolvidos nos processos de agregação de partículas finas é de grande importância para as operações de espessamento e filtragem, onde a presença de partículas dispersas, com dimensões coloidais, pode resultar em significativa redução na capacidade do equipamento.

Coagulação

Uma partícula mineral, em suspensão aquosa, adquire uma carga elétrica superficial como resultado das interações entre as espécies iônicas presentes na superfície e as moléculas de água. A consequência natural do excesso de carga elétrica na superfície de um sólido é a aproximação de íons com carga elétrica contrária (contra-íons), dando origem à formação da dupla camada elétrica na interface sólido-líquido. Como deve prevalecer a neutralidade elétrica, a quantidade de contra-íons atraídos para a proximidade da partícula deve ser exatamente a que corresponde ao excesso de carga elétrica da superfície do sólido. Nessa interface observa-se, também, a presença de íons com mesmo sinal, denominados co-íons. A presença da “nuvem” formada por contra-íons (Figura 1) dificulta a aproximação das partículas em rota de colisão impedindo a manifestação das forças atrativas de “van der Waals”.

A estabilidade dos sistemas coloidais é tratada pela teoria de DLVO, desenvolvida independentemente pelos cientistas Derjaguin e Landau (1941) e Verwey e Overbeek (1948), cujas iniciais deram origem ao nome com o qual a teoria tornou-se conhecida. Essa teoria baseia-se nas variações de energia que são observadas quando as partículas aproximam-se umas das outras. Apenas as interações de van der Waals (atrativas) e eletrostáticas (repulsivas) são consideradas. A energia potencial total de interação (V_T) é obtida por meio de balanço das energias potenciais das interações atrativas (V_A) e repulsivas (V_R):

$$V_T = V_A + V_R \quad [2]$$

A agregação ocorre quando $V_A > V_R$, enquanto a dispersão é estável quando acontece o contrário.

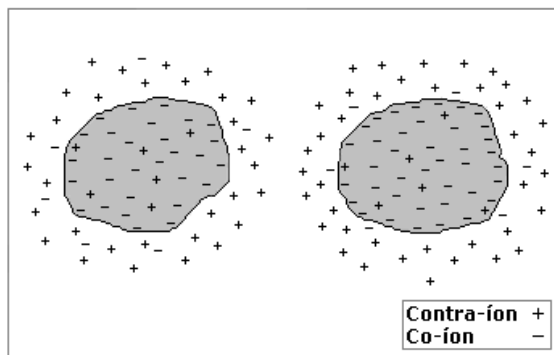


Figura 1 – Ilustração de partículas com excesso de carga elétrica negativa na superfície e contra-íons atraídos para a proximidade.

Para o caso de duas partículas esféricas e idênticas (Gregory, 1993):

$$V_A = - Aa / 12 d \quad [3]$$

$$V_R = 2 \pi \varepsilon a \zeta^2 \exp(-\kappa d) \quad [4]$$

Onde:

- A é a constante de Hamaker;
- a é o raio das partículas;
- d é a distância de separação entre as partículas;
- ε é a permissividade da solução;
- ζ representa o potencial zeta;
- κ é o parâmetro de Debye-Huckel ou o inverso da espessura da dupla camada elétrica.

Portanto, a coagulação é obtida com a redução, ou mesmo eliminação, da barreira energética repulsiva. Observa-se na Equação [4], que o objetivo pode ser alcançado pelo abaixamento do potencial zeta (ζ) ou pela redução da espessura da dupla camada elétrica ($1/\kappa$). Alguns procedimentos práticos permitem a minimização da barreira energética:

(a) Alterar a carga elétrica superficial da partícula.

A alteração da carga elétrica superficial ocorre por ação de íons determinantes de potencial (idp). Em sistemas com minerais em que as espécies H^+ e OH^- são determinantes de potencial (especialmente, óxidos e silicatos), a coagulação pode ser obtida por meio do controle do pH.

(b) Promover a adsorção específica de íons.

A presença, na camada de Stern, de íons especificamente adsorvidos provoca o abaixamento do potencial zeta, se forem de carga elétrica oposta à da superfície.

(c) Provocar a compressão da dupla camada elétrica.

A compressão da dupla camada elétrica verifica-se com adição de eletrólitos. É o que ocorre nas estações de tratamento de água, onde se costuma usar sulfato de alumínio para precipitar os sólidos em suspensão.

A coagulação é conseguida com a adição de eletrólitos inorgânicos multivalentes. Usam-se, em geral, cátions hidrolisáveis, como Al^{3+} e Fe^{3+} . Ainda que alguns polímeros sintéticos com baixo peso molecular (2×10^4 a 1×10^5), geralmente catiônicos, são citados como coagulantes (Richstfdon e Connelly, 1988; Hogg, 2000). A rigor, a ação desses reagentes, apesar de estar relacionada a uma neutralização da carga elétrica da

superfície mineral, representa um mecanismo de floculação por reversão localizada de carga (Attia, 1992; Gregory, 1978; Somasundaran e Ramachandran, 1988).

Na verdade, além das forças eletrostáticas e de van der Waals, outras interações superficiais podem participar do processo de coagulação: as forças repulsivas de hidratação (Pashley e Israelachvili, 1984), as atrativas de natureza hidrofóbica (Claesson e Christenson, 1988) e as forças estéricas, que em geral são repulsivas (Napper, 1977).

Floculação

A floculação caracteriza-se pela ação de um polímero, necessariamente solúvel em água, denominado floculante, que promove a agregação de partículas finas em forma de flocos.

Os polímeros podem ser classificados quanto à sua origem, carga elétrica e peso molecular. Dessa forma, os floculantes podem ser: naturais, modificados ou sintéticos; neutros, aniônicos ou catiônicos e de baixo, médio ou elevado peso molecular.

FATORES QUE INFLUENCIAM A EFICIÊNCIA DA FLOCULAÇÃO

A floculação é um processo complexo cuja eficiência depende, entre outros, dos seguintes fatores: (a) escolha apropriada do floculante; (b) forma de aplicação; (c) ambiente químico; (d) sistema hidrodinâmico (e) estado da molécula; e (f) tamanho das partículas.

(a) Escolha do Floculante

A escolha do reagente deve levar em consideração, inicialmente, a finalidade da floculação. Assim, na operação de espessamento o mais importante é o tamanho do floco, enquanto na filtração o floco deve ser compacto, com um mínimo de água retida em seu interior. Flocos resistentes são desejáveis em situações onde o manuseio envolve etapas de bombeamento.

Em todos os casos, o tamanho da cadeia (peso molecular), a natureza da carga elétrica (neutra, positiva ou negativa), a densidade de carga e as características químicas dos grupos ativos da molécula são características importantes que devem ser considerados na escolha do floculante.

Com relação ao tamanho da cadeia, os polímeros podem ser classificados como de baixo ($PM < 10^5$), médio ($10^5 < PM < 10^6$) ou elevado peso molecular ($PM > 10^6$). O peso molecular de um polímero pode ser estimado a partir da determinação da viscosidade intrínseca da solução (Baltar, 1997). Por sua vez, um polieletrólito pode ser considerado como de baixa (a abaixo de 25%), média (entre 25% e 50%) ou de alta densidade de carga (acima de 50%), dependendo da quantidade de monômeros ionizados. A densidade de carga de um polieletrólito pode ser estimada por titulação (Bolto e Gregory, 2007).

(b) Forma de Adição

Conforme é ilustrado na Figura 2, na desestabilização de uma suspensão por ação de um floculante polimérico, vários processos podem ocorrer de forma simultânea (Hogg, 1988; Gregory, 1992):

- (i) homogeneização do polímero na suspensão;
- (ii) adsorção da molécula na superfície do sólido,
- (iii) acomodação das moléculas adsorvidas;
- (iv) formação e crescimento dos flocos;
- (v) quebra dos flocos.

A completa homogeneização de um polímero em uma suspensão ocorre após haver decorrido um determinado tempo de sua adição. Assim, a adsorção pode acontecer antes da homogeneização. É fácil imaginar que no instante imediato à adição do polímero forma-se uma região com uma grande concentração de floculante (Hogg, 1988; Gregory, 1988). Como consequência, as partículas nessa região ficam inteiramente recobertas pelas moléculas poliméricas e adquirem uma estabilização estérica. Na prática, esse fenômeno é refletido na turbidez do sobrenadante.

Portanto, a forma de adição do polímero é um fator determinante no desempenho do floculante. Para se evitar a *overdose* em parte das partículas, a solução do floculante deve ser adicionada na forma mais diluída possível e sob forte agitação.

A agitação durante a adição do polímero deve ser tal que contribua o máximo possível para a redução do tempo necessário à completa homogeneização. O limite da agitação deve estar relacionado ao início do processo de ruptura da molécula do polímero que reduz drasticamente a sua capacidade para a formação de “pontes”.

A adição do floculante por etapas foi sugerida por diversos autores (Moudgil e Shah, 1986; Moss, 1978) como forma de promover uma melhor distribuição do polímero na suspensão.

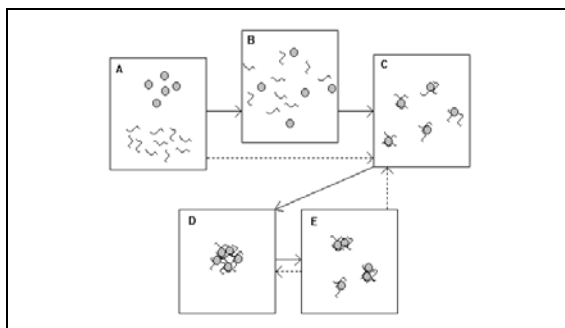


Figura 2 – Ilustração das etapas observadas com a adição de um polímero a uma suspensão (Gregory, 1988). (A) adição, (B) homogeneização, (C) adsorção, (D) floculação e (E) quebra do floco.

(c) Ambiente Químico

A eficiência do floculante depende fortemente do ambiente químico da suspensão (Rey, 1988). A presença de íons dissolvidos tem influência na adsorção e na conformação da molécula do polímero. As espécies químicas presentes tanto podem facilitar quanto inibir a adsorção do polímero na superfície das partículas. O efeito positivo ocorre quando a pré-adsorção de íons na superfície mineral resulta em sítios atrativos à adsorção do polímero (Michaels e Morelos, 1955; Mpofu *et al.*, 2005) ou quando neutralizam parte da carga elétrica da molécula do polímero de modo a reduzir uma eventual repulsão eletrostática com a superfície (Khangonkar e Subramani, 1993). O efeito prejudicial é verificado nos casos de competição por sítios disponíveis na superfície mineral (Kitchener, 1978; Lee e Somasundaran, 1991) ou quando espécies ionizadas, de carga contrária, interagem com grupos iônicos do polímero provocando a precipitação ou completa desativação do floculante (Henderson e Wheatley, 1987; Peng e Di, 1994), além do encolhimento da molécula (Dahlgren, 1994).

(d) Sistema Hidrodinâmico

A ocorrência de colisões entre as partículas é um pré-requisito para que haja uma agregação. A velocidade de floculação aumenta com a quantidade de colisões.

O movimento browniano de partículas coloidais, devido à energia térmica, proporciona colisões que podem resultar em uma agregação pericínética. No entanto, tal agregação ocorre de forma lenta. A frequência e a intensidade das colisões podem ser aumentadas por um sistema de agitação que promove uma movimentação ortocinética das partículas.

A agitação tem a função de provocar e intensificar as colisões entre as partículas. Considerando-se que o número de colisões aumenta com a turbulência, o aumento da agitação contribui para uma maior velocidade na formação dos flocos.

No entanto, a partir de uma determinada velocidade crítica, característica de cada sistema, as forças de cisalhamento resultantes da agitação promovem a quebra dos flocos formados. A facilidade com que ocorre a quebra aumenta significativamente com o tamanho do floco, ou seja, a velocidade crítica diminui à medida que o agregado cresce (La Mer e Smellie, 1957). Isso significa que o tamanho do floco pode ser controlado pela velocidade de agitação. Para cada sistema de agitação corresponde um tamanho limite que representa um balanço dinâmico entre o crescimento e a quebra do floco.

O sistema hidrodinâmico é um fator determinante para as características dos flocos produzidos (Owen *et al.*, 2007). Esse fato sugere que a obtenção de resultados reprodutíveis, em testes de floculação, só é possível com um rigoroso controle do sistema de agitação.

(e) Estado de Conservação da Molécula do Polímero

A molécula do polímero sofre degradação, podendo diminuir ou perder totalmente seu poder floculante. Alguns fatores externos podem ser responsáveis por essas alterações do polímero (Henderson e Wheatley, 1987):

- (i) Forças de cisalhamento (Nagashiro e Tsunoda, 1977; Bolto e Gregory, 2007) – Em sistemas com forte agitação, as moléculas são esticadas provocando um grande esforço na região central da cadeia polimérica que pode resultar na ruptura da molécula. A redução do tamanho da molécula diminui a sua capacidade de formar “pontes”;
- (ii) Oxidação da molécula (Heitner, 1988; Kheradmand *et al.*, 1990) - A presença de radicais livres pode provocar a oxidação e ruptura da molécula polimérica;
- (iii) Envelhecimento da solução - Durante o período entre a preparação da solução e o seu consumo, as moléculas passam por um processo inicial de espalhamento (Owen, *et al.*, 2007) e, posteriormente, de ruptura (Shyluk e Stow, 1969).

(f) Tamanho das Partículas

Há uma correlação importante entre o tamanho das partículas e peso molecular do floculante. A cada tamanho de partícula corresponde um peso molecular mínimo, a partir do qual a floculação é possível. Esse peso molecular mínimo aumenta com o tamanho da partícula. Moudgil *et al.*, (1993) observaram que um poli(óxido)etileno, com peso molecular de 10^6 , promoveu a floculação de uma amostra de dolomita com tamanho abaixo de 37 μm . Com o mesmo polímero, no entanto, não foi possível a floculação da fração mais grosseira da amostra com tamanho entre 53 e 43 μm .

O tamanho da partícula também está relacionado à quantidade de floculante que se deve usar (Scheiner, 1988). Uma maior concentração de floculante é necessária em sistema com partículas ultrafinas, devido à maior área superficial total a ser coberta pelas moléculas do polímero. Nos sistemas com partículas ultrafinas, deve-se ter um cuidado especial com a forma de adição do polímero, considerando-se que essas partículas são mais susceptíveis a um recobrimento total (*overdose*) e, consequentemente, uma estabilização estérica (Lewellyn e Avotins, 1988).

O mecanismo de formação dos flocos também é influenciado pelo tamanho das partículas (Otsubo, 1992). A tendência à predominância da floculação por pontes (*bridging flocculation*) aumenta com a diminuição do tamanho das partículas, devido à menor quantidade de sítios disponíveis, por partícula, para a interação com a molécula do floculante.

POLÍMEROS SINTÉTICOS

Os reagentes utilizados para promover a formação dos flocos são denominados floculantes. Em geral, são polímeros sintéticos que podem ser neutros ou iônicos.

Características

São polímeros solúveis em água que, em geral, apresentam peso molecular elevado. Um polímero é uma macromolécula formada por vários segmentos unitários, denominados monômeros. Em sua composição pode haver monômeros iguais ou diferentes entre si, resultando na formação de homopolímeros ou copolímeros, respectivamente.

Os polímeros podem ser neutros ou apresentar grupamentos ionizáveis. Nesse caso, são denominados polieletrólitos, que podem ser tratados de forma mais específica como poliânions ou policátions, dependendo da natureza da carga. A presença de segmentos ionizados provoca o estiramento da macromolécula devido à repulsão eletrostática resultante. A conformação esticada da molécula favorece a formação de flocos e acarreta um aumento na viscosidade da solução.

Em meio ácido (onde se apresenta na forma não-iônica) uma molécula de um ácido poli(acrílico), com peso molecular de 7×10^4 , assume uma conformação esférica semelhante a de um fio aleatoriamente encolhido com um raio de cerca de 20 nm. Com o aumento do pH e, conseqüentemente, da densidade iônica, a molécula do polímero estende-se gradualmente atingindo um comprimento de 250 nm (Vincent, 1974).

Os floculantes mais eficientes em operações de espessamento são os polieletrólitos aniônicos com cadeia linear e elevado peso molecular, em geral, entre 10^6 e 10^7 . Os catiônicos são usados em operações de filtração e devem possuir uma cadeia menor, sendo preferidos aqueles com peso molecular entre 10^4 e 10^5 . Os polímeros aniônicos com baixo peso molecular são utilizados como dispersantes (Dupont *et al.*, 1993).

A solubilidade do polímero decresce com o aumento do tamanho da molécula. Essa tendência não pode ser compensada com uma agitação vigorosa já que a turbulência provoca a degradação do polímero por meio de rupturas ao longo da molécula (Thomas e Wang, 1985; Dupuis *et al.*, 1994). Os polieletrólitos, devido ao caráter hidrofílico de seus grupos iônicos, são mais solúveis em água do que seu correspondente não-iônico. O esforço no desenvolvimento tecnológico dos floculantes tem sido direcionado no sentido de produzir polímeros que, sem perder a solubilidade em água, possam apresentar moléculas cada vez maiores.

Um polímero pode adsorver-se por meio de uma grande quantidade de pontos de contato. De acordo com Moss (1978), uma poli(acrilamida), com peso molecular de 10^6 , pode estabelecer até 15.000 ligações com uma superfície mineral. Ainda que individualmente essas ligações possam ser frágeis, o conjunto das interações torna a adsorção praticamente irreversível (Kitchener, 1992).

Vantagens

Embora alguns polímeros naturais (polissacarídeos) ou modificados (carboximetilcelulose) tenham sido bastante utilizados no passado (Moody, 1992), a partir da década de 60, essa prática foi gradualmente substituída pelo uso de polímeros sintéticos. Embora mais caros, os polímeros sintéticos apresentam uma série de vantagens com relação aos seus antecessores (Kitchener, 1978; Molyneux, 1982).

- (i) Possibilidade de manipulação de sua estrutura. Devido ao fato de serem inteiramente desenvolvidos em laboratório, é possível modificar a sua estrutura de modo a moldar suas características no sentido de melhorar o desempenho;
- (ii) Composição química definida;
- (iii) Ampla disponibilidade (os naturais, eventualmente, podem apresentar limitações de natureza política ou climática);
- (iv) Maior estabilidade química e biológica.

As desvantagens estão relacionadas ao custo mais elevado (Bolto, 1995), dificuldade de manuseio (Rogers e Poling, 1978), fenômeno do “envelhecimento” da solução (Vincente, 1974) e dificuldade de informações técnicas detalhadas sobre os produtos (Bolto, 1995).

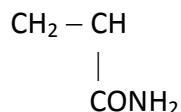
Os Mais Utilizados

A) Neutros

Os mais importantes polímeros neutros para a indústria mineral são as poliacrilamidas (PAM) e o poli(óxido)etileno (POE).

(i) Poliacrilamidas

Os flocculantes do tipo poliacrilamida e seus derivados predominam amplamente em operações de separação sólido-líquido na indústria mineral. O polímero neutro mais utilizado é a poliacrilamida, obtida a partir da polimerização da acrilamida:



Recomenda-se que o polímero deve ser, o tanto quanto possível, isento de agentes iniciadores e monômeros livres. A presença de traços dessas substâncias acarreta, respectivamente, a degradação do polímero e riscos à saúde humana e ao meio ambiente. Apesar de não ser alvo de grandes preocupações ambientais (Thomas e Wang, 1985; Bolto, 1995) as poliacrilamidas não são bio-degradáveis.

(ii) Poli(óxido)etileno (POE).

O POE é um polímero neutro, que se adsorve por meio de pontes de hidrogênio e interações hidrofóbicas (Rubio e Kitchener, 1976; Rubio, 1981). Comercialmente, pode ser encontrado com diferentes tamanhos de molécula. Os de baixo peso molecular são polimerizados na presença de ácidos ou base de Lewis, enquanto os de peso molecular elevado são obtidos em reações complexas que envolvem a participação de agentes catalisadores (Vorchheimer, 1986). A fórmula do poli(óxido)etileno é apresentada a seguir:



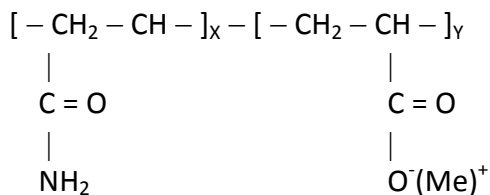
O POE é facilmente solúvel em água e caracteriza-se por uma forte atividade superficial que se reflete no espalhamento de uma película molecular estável na interface água-ar (Rubio e Kitchener, 1976; Sauer e Yu, 1989).

B) Aniônicos

Os principais polímeros aniônicos são obtidos a partir da copolimerização da acrilamida com o ácido acrílico ou por reações de hidrólise da poliacrilamida.

Em solução aquosa, a principal reação química da poliacrilamida é a hidrólise do grupo amida, dando origem à forma ionizada mais solúvel. Na hidrólise, o grupo amida é substituído por um grupo carboxílico. Como consequência, a molécula adquire uma carga negativa em meio neutro ou alcalino. A repulsão eletrostática entre os grupamentos ionizados resulta no estiramento da molécula.

Considerando-se que a PAM é um polímero sintético, a macromolécula pode ser obtida com a quantidade de monômeros hidrolizados que se deseja. Dessa forma, o grau de hidrólise (ou grau de ionização) passa a ser uma característica importante do floculante.



onde Me^+ representa um hidrogênio ou cátion monovalente.

O grau de hidrólise (Υ) é definido pela expressão abaixo, onde X e Y representam o número de monômeros com grupamento amida e com grupamento carboxílico, respectivamente.

$$\Upsilon = Y / (X + Y)$$

Observando-se as fórmulas estruturais da poliacrilamida e de sua forma hidrolisada, percebe-se que o número total de grupamentos (n) é dado pela equação: $n = X + Y$. Nas poliacrilamidas não-hidrolisadas $Y = 0$ e, conseqüentemente, o grau de hidrólise é zero. O contrário ocorre nos ácidos poli(acrílicos), no qual $X = 0$, e $Y = 1$, representando uma hidrólise completa. Em geral, nas poliacrilamidas que despertam maior interesse comercial predominam os grupamentos não hidrolisados, ou seja, $X > Y$.

Na indústria mineral, as poliacrilamidas usadas possuem até 45% de grupamentos carboxilatos (Rogers e Poling, 1978). Considera-se que um grau de hidrólise em torno de 30% proporciona os melhores resultados (Michaels, 1954; Vincent, 1974). Um valor menor pode ser insuficiente para promover o necessário estiramento da molécula, importante na formação de flocos por pontes (*bridging flocculation*). Por outro lado, uma densidade iônica muito elevada pode resultar em dificuldade para adsorção em superfícies com carga de mesmo sinal, devido à repulsão eletrostática. A tolerância máxima à densidade de ionização do polímero vai depender do potencial elétrico da superfície da partícula.

Naturalmente, a densidade iônica de uma poliacrilamida hidrolisada (PAMH) depende do pH (Tabela 3) e da concentração de sais na solução. Em meio ácido, a incorporação de íons H^+ pelo grupamento carboxil resulta na neutralização da molécula. Por sua vez, as poliacrilamidas hidrolisadas (PAMH), na presença de cátions, especialmente os divalentes, podem formar precipitados. O grupamento carboxil forma compostos insolúveis com algumas espécies catiônicas, especialmente, os alcalinos terrosos (Albonico e Lockhart, 1995; Baltar, 2008). Em alguns casos, esse fato provoca a completa desativação do floculante (Henderson e Wheatley, 1987; Rey, 1988; Peng e Di, 1994).

De um modo geral, pode-se considerar que praticamente todas as poliacrilamidas apresentam pelo menos 1 a 3% de grupamentos carboxílicos, resultantes de reações inadvertidas de hidrólise durante a preparação e a estocagem (Vincent, 1974; Bolto, 1995).

Tabela 3 – Influência do pH na ionização da uma poliacrilamida 20,6% hidrolisada (Hollander *et al.*, 1981).

pH	COO ⁻ /COOH
4	0,29
5	2,9
6	29
7	290
8	2900

C) Catiônicos

Os floculantes catiônicos são reagentes que se caracterizam pela presença de monômeros com um átomo de nitrogênio e uma carga positiva como, por exemplo, o grupo amino ($-\text{NH}_3^+$). A carga positiva tem origem na protonação ou quaternização do grupo funcional. Em geral, esses floculantes são obtidos a partir da copolimerização da acrilamida com um monômero catiônico (Lewellyn e Avotins, 1988; Krishnan e Attia, 1988).



Como a maioria das partículas minerais tem superfície com excesso de carga negativa, os polímeros catiônicos adsorvem-se, principalmente, por interação eletrostática e apresentam uma configuração horizontal com predominância dos pontos de contato (*trains*). Como consequência, esse tipo de polímero não é indicado para a formação de flocos por pontes *bridging flocculation*. Os polímeros catiônicos de baixo peso molecular são amplamente utilizados como floculante em operações de filtragem.

MECANISMOS DE ADSORÇÃO DOS FLOCULANTES

Os polímeros podem adsorver-se na superfície mineral por meio de uma ou mais das alternativas descritas a seguir.

Ligações de Hidrogênio

Constitui-se no principal mecanismo de adsorção dos polímeros na superfície mineral. O átomo de hidrogênio possui pequeno tamanho e tendência a tornar-se polarizado positivamente. Em razão dessas características, pode interagir com átomos vizinhos eletronegativos promovendo a ligação.

Uma molécula de poli(acrilamida) pode estabelecer ligações de hidrogênio por meio do grupo funcional carbonila ($\text{C}=\text{O}$) em sítios eletropositivos da superfície mineral ou através do grupamento amida NH_2 em sítios eletronegativos (Koksal, *et al.*, 1990; Mathur e Moudgil, 1997; Mpofu *et al.*, 2005).

Na molécula do poli(óxido)etileno, a ligação de hidrogênio ocorre por meio do grupo éter (Sauer e Yu, 1989; Koksal, *et al.*, 1990). Sítios com grupos OH^- isolados servem como principal opção para a adsorção do POE na superfície mineral, a exemplo de grupos isolados do tipo silanol (SiOH) na superfície de silicatos (Mathur e Moudgil, 1997; Bjelopavlic *et al.*, 2000). Moléculas de água, adsorvidas fisicamente na superfície, também podem funcionar como sítios para o estabelecimento de ligações de hidrogênio com o átomo de oxigênio da molécula do POE (Brhl e Moudgil, 1993).

As ligações de hidrogênio proporcionam interações que são individualmente frágeis ($10\text{--}40 \text{ kJ}\cdot\text{mol}^{-1}$) se comparadas, por exemplo, com ligações covalentes com energia em torno de $500 \text{ kJ}\cdot\text{mol}^{-1}$ (Rose e John, 1985). Essas interações são

constantemente estabelecidas e desfeitas, em um processo contínuo. O tamanho da molécula do floculante garante uma grande quantidade de pontos de interação, tornando improvável a dessorção simultânea em todos os sítios. Isso significa que a adsorção é praticamente irreversível (Hollander *et al.*, 1981). A energia de adsorção aumenta com o número de sítios de interação.

Interações Hidrofóbicas

A adsorção por interações hidrofóbicas ocorre através da cadeia hidrocarbônica do polímero e é sempre possível nos casos em que a superfície da partícula é naturalmente hidrofóbica ou foi hidrofobizada.

O Poli(óxido-etileno) adsorve-se por meio do grupo etileno ($-\text{CH}_2\text{CH}_2-$) em sítios hidrofóbicos da superfície mineral, como os do tipo siloxano (Si-O-Si) da sílica (Mathur e Moudgil, 1997; Rubio, 1981). Nos sistemas onde prevalece esse tipo de interação, a densidade de adsorção do polímero aumenta com a hidrofobização da superfície (Broseta e Medjahed, 1995; Baltar e Oliveira, 1999).

Interações Eletrostáticas

Ocorrem sempre que a superfície mineral e o polímero apresentam cargas contrárias e constitui-se na principal forma de adsorção dos floculantes catiônicos (Kitchener, 1992).

É evidente que esse mecanismo não pode ser considerado em sistemas com polímeros neutros, como nos casos da poli(acrilamida) e do poli(óxido)etileno.

Em sistemas com a poli(acrilamida) hidrolisada (polímero aniônico), a adsorção por interação eletrostática tem uma importância secundária. Isso, porque o pré-requisito para a adsorção eletrostática é que a superfície mineral esteja abaixo do seu ponto de carga zero. Como, em geral, isso ocorre em meio bastante ácido, a poli(acrilamida) perde o seu caráter aniônico devido à hidrólise do grupo carboxílico ($-\text{COOH}$).

Ligações Químicas

A adsorção resulta de uma interação química entre grupos ativos da molécula do polímero e sítios metálicos disponíveis na superfície do mineral formando compostos insolúveis por meio de ligações covalentes ou iônicas (Attia, 1992). Essa forma de adsorção é específica e pode contribuir para uma floculação seletiva.

Ligações Coordenadas

Os polímeros adsorvem-se na superfície mineral formando complexos ou quelatos (Krishnan e Attia, 1988). A molécula do poli(óxido)etileno pode formar complexos com íons como K^+ , Cd^{2+} , Mg^{+2} e outras espécies presentes na superfície mineral (Rubio, 1991; Mathur e Moudgil, 1997).

VELOCIDADE DE ADSORÇÃO

Em geral, as primeiras moléculas do polímero adsorvem-se prontamente na superfície mineral. Esse fato pode ser observado na Figura 3, onde a isoterma de adsorção coincide com o eixo das ordenadas para pequenas concentrações de flocculante. A adsorção é um processo controlado pelo transporte, pelo menos em sua etapa inicial, quando existe uma grande disponibilidade de sítios na superfície (Gregory, 1988). Isso significa que a velocidade de adsorção é função da frequência com que as moléculas chegam até à superfície, ou seja, depende da difusão ou do gradiente de velocidade induzido.

À medida que a adsorção prossegue, no entanto, o recobrimento parcial da superfície dificulta a adsorção das moléculas seguintes, de modo a provocar um retardamento do processo. Em geral, a saturação verifica-se em concentrações bastante baixas. De acordo com Lyklema (1988), o semi-platô é atingido entre 1,5 e 3,0 mg.m⁻² para os polímeros neutros e em torno de 0,5 mg.m⁻² para os polieletrólitos. A presença de eletrólitos, de carga contrária, modifica a forma da curva do polieletrólito, aproximando-a da curva do polímero não-iônico.

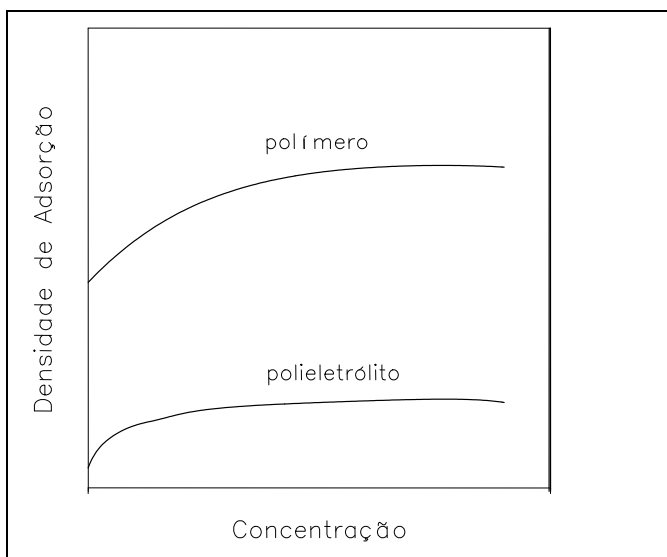


Figura 3 – Formas típicas para as isotermas de adsorção, no caso de polímeros não iônicos, e de polieletrólitos⁽⁶⁾.

A quantidade de colisões por unidade de volume e unidade de tempo (J_{12}) entre N_1 partículas e N_2 moléculas do polímero, existentes na suspensão no instante inicial do processo, pode ser dada por (Gregory, 1978; Gregory, 1988):

$$J_{12} = \kappa_{12} N_1 N_2 \quad [5]$$

Se toda colisão resultar em adsorção, a velocidade de adsorção é dada por:

$$-dN_2 / dt = \kappa_{12} N_1 N_2 \quad [6]$$

Supondo-se que tanto as moléculas do polímero quanto as partículas comportam-se como esferas, a constante de velocidade (κ_{12}) pode ser obtida por meio das expressões de Smoluchowski:

$$\kappa_{12} = (2 k T / 3 \mu) (r_1 + r_2)^2 / r_1 r_2 \quad [7]$$

e

$$\kappa_{12} = (4 / 3) G (r_1 + r_2)^3 \quad [8]$$

Para os sistemas pericinéticos (onde prevalece o transporte por difusão) e para os sistemas ortocinéticos (na presença de um gradiente de velocidade induzido e uniforme "G"), respectivamente. Onde k é a constante de Boltzmann, T é a temperatura absoluta, μ é a viscosidade, r_1 é o raio da partícula e r_2 é o raio do polímero.

Para os sistemas pericinéticos, esse último parâmetro pode ser calculado, com base na determinação do coeficiente de difusão da molécula (D) (Spielman, 1978), por meio da equação de Stokes-Einstein:

$$D = k T / 6 \pi \mu r_2 \quad [9]$$

Nos sistemas agitados, o raio de giração da molécula (R_g) que está relacionado ao peso molecular do polímero, pode ser obtido pela relação (Flory, 1990):

$$[\eta] M = 6^{3/2} \phi (R_g^2)^{3/2} \quad [10]$$

Onde, $[\eta]$ é a viscosidade intrínseca do polímero, M é o peso molecular, e ϕ é uma constante (parâmetro de Flory-Fox).

Supondo-se que o número de partículas por unidade de volume (N_1) permanece inalterado e que a constante de velocidade (κ_{12}) independe da fração da superfície coberta pelas moléculas do polímero, o tempo (t_A) necessário para a adsorção de uma fração (f) do polímero presente na suspensão pode ser obtido por meio da relação (Gregory, 1978; Gregory, 1988):

$$t_A = -\ln (1 - f) / \kappa_{12} N_1 \quad [11]$$

A expressão é útil para estimar o tempo mínimo necessário para a adsorção (Napper, 1977). Na verdade, sabe-se que N_1 e κ_{12} diminuem com a evolução do processo, o que significa um tempo real para a adsorção maior que o calculado.

FATORES QUE INFLUENCIAM NA DENSIDADE DE ADSORÇÃO

A adsorção de um polímero em uma superfície mineral é influenciada por parâmetros relacionados à molécula do floculante, à superfície e ao meio. A densidade de adsorção depende, principalmente, dos fatores descritos a seguir.

(A) Superfície Mineral

A densidade de adsorção é consequência da afinidade da molécula do floculante pela superfície mineral. Dependendo do mecanismo de adsorção, a existência de sítios metálicos atrativos, o excesso de carga de sinal oposto à da molécula e a hidrofobicidade são características da superfície mineral que podem contribuir para uma maior adsorção do polímero.

Mpofu *et al.*, (2005) observaram que a densidade de adsorção de uma poliacrilamida em uma esmectita é fortemente influenciada pela presença de espécies metal-hidroxilados na superfície mineral.

(B) Tamanho da Molécula

A influência do tamanho da molécula do polímero está relacionada ao tamanho do floco produzido e ao mecanismo de formação dos mesmos. Deve-se lembrar que a solubilidade do floculante diminui com o aumento do tamanho da molécula.

À medida que cresce o tamanho da molécula do polímero, aumenta sua capacidade em agregar partículas, produzindo flocos grandes, pesados, que sedimentam com facilidade. Portanto, floculantes com peso molecular elevado devem ser usados em operação de espessamento. Por outro lado, em operação de filtração, onde os flocos devem ser formados por reversão localizada de carga (*patch flocculation*), os polímeros com cadeia curta são mais eficientes, já que devem ocupar apenas parte da superfície mineral.

Em sistemas onde a adsorção do polímero ocorre através de muitos monômeros, ou seja, quando a molécula espalha-se sobre a superfície em uma adsorção horizontal (*flat adsorption*), a massa de molécula adsorvida por unidade de área é independente do peso molecular. O número de moléculas adsorvidas, no entanto, diminui com o aumento do peso molecular. Uma situação inversa acontece quando a molécula assume uma conformação vertical em relação à superfície. Nesse caso, a massa adsorvida por unidade de área da superfície aumenta com o peso molecular (Bajpai, 1994), enquanto o número de moléculas adsorvidas não é afetado pelo tamanho da molécula.

Há uma relação empírica que relaciona a massa adsorvida por unidade de área “ Γ ” com o peso molecular “ M ” (Vincent, 1974; Rose e John, 1985):

$$\Gamma = k' M^a \quad [12]$$

Onde, k' e “ a ” são constantes. A constante “ a ” relaciona-se à conformação do polímero, e pode variar de 0 (conformação inteiramente estendida sobre a superfície) a 1 (quando interage com a superfície em apenas um único ponto, proporcionando uma configuração vertical).

(C) Densidade de Carga da Molécula

Esse parâmetro está intimamente associado à conformação da molécula do polímero. Quanto maior for a densidade iônica da molécula, maior será o seu estiramento. A variação na conformação da molécula do polímero é refletida nas propriedades reológicas da solução e pode ser monitorada por meio da viscosidade (Mackenzie, 1964; Otsubo, 1994).

Nos polímeros não-iônicos, as interações entre as suas cadeias hidrocarbônicas e as ligações de hidrogênio intramolecular acarretam uma retração da macromolécula, enquanto nos polímeros iônicos, a repulsão eletrostática resultante da interação entre os monômeros ionizados provoca o estiramento da molécula. Na presença de eletrólitos, no entanto, os polímeros iônicos comportam-se como os polímeros neutros.

A densidade iônica do polímero também pode influenciar a densidade de adsorção em superfícies com excesso de carga de mesmo sinal. A densidade de adsorção de poliacrilamidas hidrolisadas (PAMH), em superfícies com carga negativa, diminui com aumento do grau de hidrólise da molécula (Bajpai, 1994). Isso ocorre devido à repulsão eletrostática molécula-superfície e entre moléculas adsorvidas.

(D) Salinidade

Enquanto os polímeros não-iônicos são pouco sensíveis à salinidade, os floculantes aniônicos são fortemente afetados pela presença de espécies catiônicas dissolvidas na suspensão (Dupont *et al.*, 1993). Diversos fatores contribuem para isso:

- (i) As moléculas inicialmente esticadas, devido à repulsão eletrostática entre os grupamentos ionizados, vão sendo gradualmente neutralizadas e contraídas à medida que aumenta a concentração de sais.
- (ii) No caso das poliacrilamidas hidrolizadas, algumas espécies catiônicas como Ca^{2+} , Ba^{2+} e Mg^{2+} formam complexos insolúveis com o grupamento carboxil do polímero, podendo provocar a sua completa desativação (Kitchener, 1978; Henderson e Wheatley, 1987).

A Figura 4 ilustra o efeito da presença de sais na densidade de adsorção de uma poliacrilamida aniônica (Peng e Di, 1994).

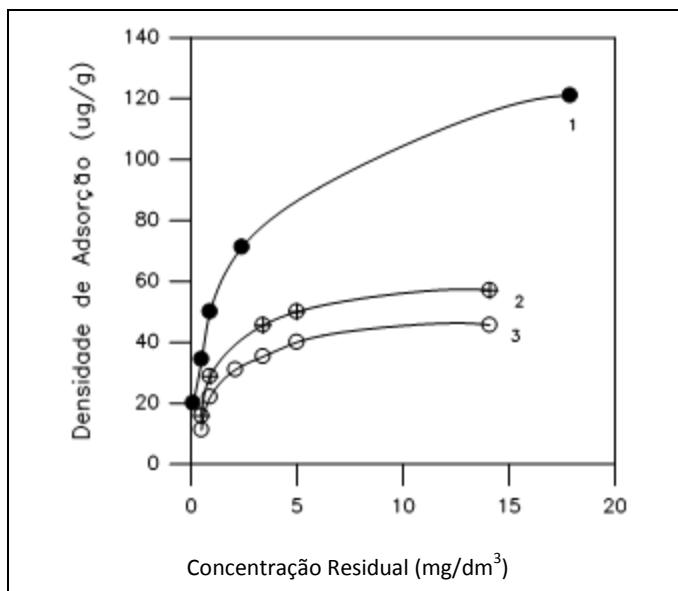


Figura 4 – Influência de espécies catiônicas na isoterma de adsorção de uma poliacrilamida aniônica em rejeitos finos de carvão (Peng e Di, 1994). Curva 1 - ausência de sais. Curva 2 - presença de CaCl_2 ($1 \times 10^{-4} \text{ mol.dm}^{-3}$). Curva 3 - presença de AlCl_3 ($1 \times 10^{-4} \text{ mol.dm}^{-3}$).

(iii) A repulsão entre o floculante aniônico e a superfície mineral com carga elétrica negativa dificulta a adsorção do polímero. A partir de um determinado potencial elétrico negativo da superfície, a adsorção da poliacrilamida aniônica só é possível com a adição de sais que promovam a redução das forças repulsivas (Lecourtier *et al.*, 1990).

(iv) A presença de algumas espécies catiônicas adsorvidas na superfície mineral pode favorecer a adsorção de polímeros aniônicos, como a poliacrilamida hidrolisada (Baltar, 1997; Bolto e Gregory, 2007), seja por meio físico (estabelecimento de pontes) ou químico (formação de poliacrilatos na superfície). Esse efeito é análogo ao dos ativadores em flotação.

Nas situações (i) e (ii) a presença de sais prejudica a adsorção do polímero, enquanto nas situações (iii) e (iv) a adsorção é favorecida.

(E) pH da Suspensão

A influência do pH está relacionada principalmente à ionização da molécula do polímero e à carga elétrica da superfície mineral. Além disso, o pH tem grande influência no estabelecimento de ligações de hidrogênio, principal mecanismo de adsorção dos polímeros.

A densidade de adsorção da poliacrilamida na superfície da sílica, por exemplo, diminui com o aumento do pH (Griot e Kitchener, 1965-a; Griot e Kitchener, 1965-b). Os íons OH^- exercem o papel de catalisadores no processo de hidratação da sílica. A completa hidratação da superfície inibe a formação das pontes de hidrogênio necessárias à adsorção do polímero.

CONFORMAÇÃO DA MOLÉCULA ADSORVIDA

Ao adsorver-se na superfície mineral, a molécula do polímero passa por um período de arrumação. O tempo necessário para a molécula atingir a sua conformação de equilíbrio é proporcional à densidade de adsorção. A conformação da molécula adsorvida, pouco a pouco, tende a tornar-se horizontal à medida que os pontos de fixação da cadeia do polímero na partícula vão sendo estabelecidos (Muhle e Domasch, 1991). O rearranjo permite a adsorção adicional de outras moléculas do polímero, em uma sequência contínua de adsorção-arrumação-adsorção que pode tornar o tempo necessário para o equilíbrio bastante longo.

Devido ao grande tamanho da molécula, na conformação de equilíbrio, em geral, apenas uma parte da molécula permanece em contato direto com a superfície, o restante estende-se em direção à fase líquida, formando pontos de contato (*trains*), alças (*loops*) e caudas (*tails*), conforme é ilustrado na Figura 5.

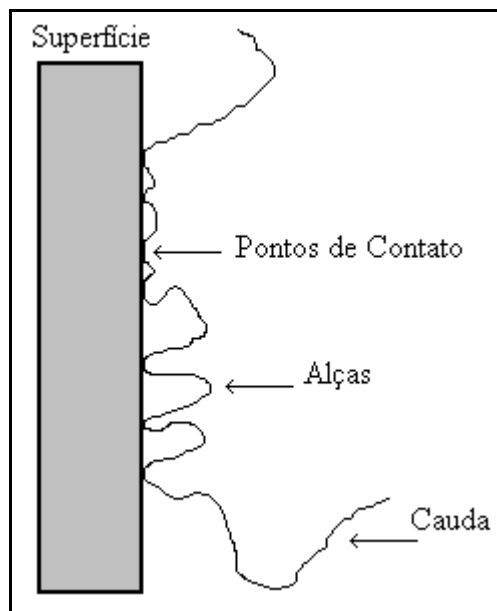


Figura 5 – Conformação de uma molécula polimérica adsorvida sobre a superfície de um sólido.

A conformação de equilíbrio da molécula adsorvida (ou seja, a quantidade e tamanho das alças e caudas) vai depender da natureza da interação dos segmentos do polímero com a fase líquida e com a superfície mineral. Nos casos em que a molécula do polímero e a superfície possuem cargas contrárias, a conformação de equilíbrio é alcançada em menor tempo e a molécula assume uma conformação horizontal, com maior quantidade de pontos de contato. No entanto, quando as partes possuem cargas de mesmo sinal ou, nos casos de polímeros não-iônicos, a molécula tende a permanecer com uma conformação vertical durante um maior período de tempo, formando grandes alças e caudas.

Portanto, a conformação da molécula depende da afinidade do polímero pela superfície. De modo geral, os pontos de contato prevalecem em condições de grande afinidade como, por exemplo, nos casos de atração eletrostática (Dahlgren, 1994; Otsubo, 1994), dando origem a uma adsorção horizontal (*flat adsorption*), enquanto as alças e caudas prevalecem quando a molécula e a superfície possuem carga de mesmo sinal.

FORMAÇÃO E CRESCIMENTO DOS FLOCOS

De forma análoga ao que ocorre com a adsorção, a Equação [5] pode ser usada para definir a velocidade de floculação, fazendo-se $N_1 = N_2$. Dessa forma, a variação da quantidade de flocos por unidade de volume (N_f) com o tempo é dada pela frequência de colisão entre as partículas:

$$dN_f / dt = \kappa N_1^2 \quad [13]$$

A Equação [13] supõe que toda colisão resulta na formação de flocos. No entanto, como na realidade apenas algumas colisões são efetivas, La Mer e colaboradores (Smillie e La Mer, 1956; Healy e La Mer, 1962) introduziram um termo relacionada à eficiência de colisão (E):

$$E = \theta (1 - \theta) \quad [14]$$

Onde θ é a fração da superfície recoberta pelo polímero. O modelo de La Mer considera que a colisão só resulta na formação de floco quando ocorre entre uma região (θ) da superfície de uma partícula recoberta pelo floculante e uma região ($1 - \theta$) descoberta de outra partícula. Choques entre regiões cobertas ou descobertas são inúteis. De acordo com esse modelo, a eficiência máxima de colisão é de 1/4 e ocorre quando o recobrimento da superfície é de 50% ($\theta = 1/2$).

Adicionando-se a expressão [14] à [13], obtém-se a expressão de La Mer para a velocidade de floculação (F):

$$F = dN_f / dt = \kappa \theta (1 - \theta) N_1^2 \quad [15]$$

A Equação [15] indica que a velocidade com que os flocos são formados é proporcional à eficiência de colisão e ao quadrado da concentração de sólidos na suspensão.

Na década de 80, o fator da eficiência de colisão de La Mer foi modificado (Hogg, 1984). O modelo de Hogg supõe uma distribuição aleatória das moléculas do polímero na superfície, mas considera a possibilidade de uma reorientação das partículas no momento do choque no sentido de possibilitar a adesão. Hogg considerou ainda que a colisão eficiente não ocorre somente quando a região coberta da primeira partícula encontra a região descoberta da segunda, mas também na situação inversa, ou seja, quando o encontro ocorre entre a região descoberta da primeira e a região coberta da segunda.

Portanto, o modelo de Hogg considera a quantidade de sítios na superfície da partícula onde as moléculas do polímero podem adsorver-se. De acordo com esse modelo, a colisão entre duas partículas seria estéril apenas nos casos em que ambas as superfícies estivessem inteiramente cobertas pelo polímero ou inteiramente descobertas. A expressão para o fator de eficiência de colisão (E_{ij}) de Hogg é dada por:

$$E_{ij} = 1 - \theta^{n_i + n_j} - (1 - \theta)^{n_i + n_j} \quad [16]$$

Onde, n_i e n_j representam o número de sítios existentes nas partículas i e j . Nos casos em que esse número de sítios (n) é o mesmo em todas as partículas, o termo para a eficiência de colisão torna-se:

$$E = 1 - \theta^{2n} - (1 - \theta)^{2n} \quad [17]$$

O modelo de La Mer corresponde à situação particular em que $n_i = n_j = 1$. Nesse caso, a Equação [17] reduz-se à [18]:

$$E = 2 \theta (1 - \theta) \quad [18]$$

O modelo de Hogg é válido para valores de $n \geq 1$. Um valor $n < 1$ indica que a partícula é menor do que a molécula do polímero, com o fator da eficiência de colisão tornando-se irreal.

Posteriormente, Moudgil *et al.*, (1987) observaram que, em alguns casos, o modelo de Hogg superestima a eficiência de colisão e sugeriram um modelo onde se considera que apenas uma fração dos sítios existentes na superfície são ativos. A expressão para a eficiência de colisão é dada por:

$$E = 2 \theta \phi^2 (1 - \theta) \quad [19]$$

Onde ϕ representa a fração de sítios ativos na superfície da partícula. No caso particular em que todos os sítios são ativos ($\phi = 1$), a Equação [19] reduz-se à [18].

MECANISMOS DE FLOCULAÇÃO

Em sistemas onde se usa polímeros não-iônicos, ou quando o polieletrólito e a superfície mineral têm carga de mesmo sinal, prevalecem o mecanismo de floculação por pontes (*bridging flocculation*). Quando a molécula do floculante e a superfície possuem carga de sinais opostos, a floculação pode ocorrer por reversão localizada de carga (*patch flocculation*) ou neutralização de cargas.

A floculação por pontes predomina em sistemas com polímeros de elevado peso molecular, que podem ser não iônicos, ou com carga elétrica de mesmo sinal da superfície mineral. Nesses sistemas apenas uma parte da molécula interage diretamente com o sólido (Figura 6). O restante da cadeia polimérica estende-se em forma de “alças” e “caudas” a partir da superfície, de modo a possibilitar o contato e adsorção em outras partículas, dando origem à formação de agregados que, por sua vez, tendem a unirem-se em agregados maiores que podem conter, de acordo com Vreugde e Poling (1975), centenas ou mesmos milhares de partículas individuais.

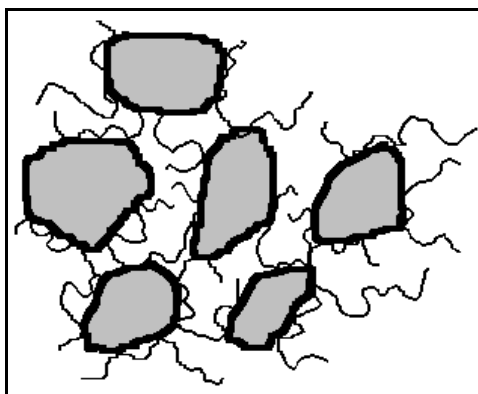


Figura 6 – Mecanismo da formação de flocos por meio de pontes com a molécula do polímero (*bridging flocculation*).

A conformação vertical (molécula esticada no sentido da fase líquida) facilita o processo de floculação por pontes. Quanto maior for o peso molecular, e quanto mais estendida estiver, maior será o tamanho das alças e caudas e, conseqüentemente, a probabilidade de contato e adsorção em outras partículas para a formação e o crescimento do floc.

Os flocos formados através de pontes são maiores e mais resistentes se comparado com aqueles formados por neutralização ou reversão localizada de carga. No entanto, em caso de quebra dos flocos, a refloculação dos flocos formados por pontes é difícil em função da ruptura das moléculas do polímero (Yoon e Deng, 2004; Owen *et al.*, 2007).

A floculação por reversão localizada de carga ocorre quando um polímero com peso molecular médio ou baixo, e com elevada densidade de carga, interage com uma superfície com baixa densidade de carga oposta (Yan *et al.*, 2004). O excesso da carga da molécula reverte a carga elétrica na área da superfície coberta pelo polímero. Como consequência, a superfície passa a apresentar uma distribuição heterogênea de cargas, com áreas positivas e outras negativas (Figura 7). Quando a colisão de duas partículas ocorre entre regiões com cargas opostas, acontece a formação do floco.

A floculação por neutralização de cargas ocorre quando a molécula do polímero tem baixa densidade de carga, suficiente apenas para neutralizar a carga oposta da superfície mineral, reduzindo a repulsão eletrostática entre as partículas.

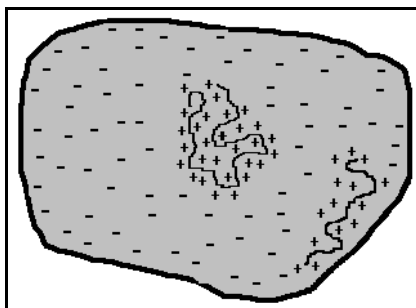


Figura 7 – Adsorção de um polímero catiônico em uma superfície com excesso de carga negativa, resultando na reversão localizada de carga.

Outros mecanismos de floculação são citados na literatura, como a floculação por rede molecular (*network flocculation*) e a floculação por depleção (*depletion flocculation*). A floculação por rede molecular é possível com polímeros que apresentam molécula bastante ramificada, que podem aprisionar partículas dando origem ao floco. A floculação por depleção, ou adsorção negativa do polímero, ocorre quando a distância entre as partículas é menor do que a molécula do floculante. A molécula é ejetada da região e as partículas se agregam (Rawson, *et al.*, 1988).

ESTRUTURA E CARACTERÍSTICAS DOS FLOCOS

Por meio do monitoramento das condições de adsorção e conformação da molécula do floculante, na superfície mineral, é possível controlar o mecanismo predominante na formação dos flocos e, consequentemente, a estrutura e características do floco.

A floculação por pontes produz flocos com estrutura aberta, onde as partículas não se tocam (Figura 8a). As ligações entre partículas ocorrem por meio da macromolécula do floculante. Nos sistemas onde predomina esse tipo de mecanismo, o crescimento dos flocos é um processo rápido. Os flocos têm forma helicoidal, são grandes, flexíveis e aprisionam água em seu interior (Eriksson, *et al.*, 1988). Apesar da

água retida diminuir a densidade média, os flocos apresentam alta velocidade de sedimentação, devido ao tamanho. Flocos com essas características são apropriados para operações de espessamento. A reconstrução dos flocos destruídos pelas tensões de cisalhamento é mais difícil nos sistemas onde predomina esse tipo de mecanismo (Claesson *et al.*, 1994) devido à quebra de moléculas do polímero.

No caso de predominância do mecanismo de floculação por reversão localizada de carga são produzidos flocos com estrutura fechada (Figura 8b). Existe o contato direto partícula-partícula, os flocos têm crescimento lento, apresentam formas esféricas e uniformidade de tamanho, são pequenos, compactos, rígidos, densos e permeáveis (Rose e John, 1985; Krishnan e Attia, 1988), sendo adequados para operações de filtração. A forma do agregado é semelhante à que ocorre em processos de coagulação com eletrólitos.

A resistência do floco cresce com a quantidade de pontos de contato da molécula com a superfície e com a intensidade energética de cada interação.

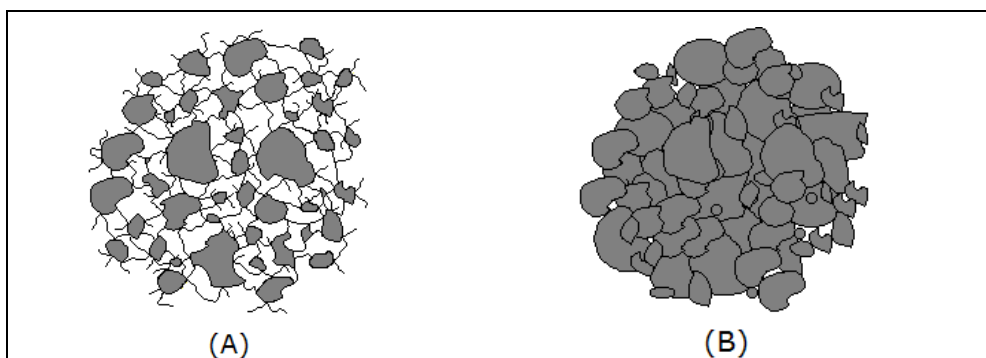


Figura 8 – Estrutura dos flocos resultante do mecanismo de adsorção do floculante. (A) floco aberto; (b) floco fechado.

PRÉ-TRATAMENTO

O pré-tratamento da suspensão, seja com eletrólitos ou com surfatantes, resulta na formação prévia de micro-agregados. Como consequência, do aumento de volume e redução da superfície específica total, a velocidade de floculação aumenta consideravelmente e o consumo de floculante é reduzido.

O pré-condicionamento com um surfatante tem grande influência na adsorção, conformação do polímero na superfície mineral, na estrutura e características dos flocos. A presença de moléculas de surfatante, previamente adsorvidas, pode aumentar a resistência dos flocos e a compactação do sedimento (Baltar, 1997; Baltar e Oliveira, 1998). A Figura 9 mostra que a altura do sedimento diminui com o aumento da concentração do surfatante, com todos os testes sendo realizados na proximidade do pcz.

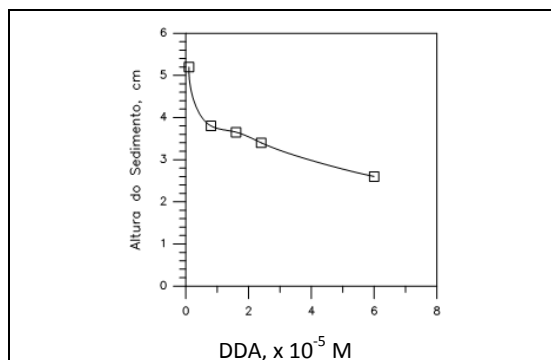


Figura 9 – Influência da concentração de surfatante na altura do sedimento formado por sílica coloidal nas proximidades do pcz, após floculação com poliacrilamida (Baltar e Oliveira, 1998).

Recentemente, alguns autores observaram vantagens do uso simultâneo de dois polímeros. Em pelo menos duas situações esse efeito positivo torna-se evidente: (1) A adsorção prévia de um polímero aniônico de baixo peso molecular vai ocupar uma parte dos sítios, disponíveis na superfície mineral, forçando uma conformação mais estendida para o segundo poliânion de elevado peso molecular (Bolto e Gregory, 2007); (2) A adsorção de um policátion de baixo peso molecular pode mudar a carga em uma determinada região de uma partícula com carga negativa servindo de âncora para a adsorção de um poliânion de elevado peso molecular.

Lee e Liu (2000), trabalhando com lodo ativado, usaram um polímero não-iônico e outro iônico, obtendo flocos maiores com menor retenção de água. A formação de flocos maiores e mais resistentes também foi observada por Yan *et al.*, (2004), com partículas de alumina e dois policátions de diferentes pesos moleculares e por Vorob'ev *et al.*, (2008) usando uma combinação de um policátion e um poliânion para a floculação de um caulim.

AValiação do Processo

Em geral, a avaliação do processo é feita indiretamente mediante a determinação de parâmetros como velocidade de sedimentação, turbidez, compressibilidade do sedimento, resistência do floco, tamanho do floco, velocidade de filtração e características reológicas da suspensão.

Não se deve avaliar um processo de floculação com base em um único parâmetro (Moudgil e Shah, 1986; Somasundaran e Ramachandran, 1993). As condições operacionais ótimas mudam conforme o parâmetro considerado. Por exemplo, a concentração de floculante que proporciona a melhor velocidade de sedimentação pode não ser exatamente a concentração que vai proporcionar a melhor clarificação do sobrenadante.

FLOCULAÇÃO SELETIVA

A floculação pode ser usada como técnica para a concentração de finos, desde que haja uma adsorção seletiva do floculante. Nesse caso, ocorre a agregação entre partículas de uma mesma espécie mineral, enquanto as demais espécies permanecem dispersas. A separação do agregado pode ser feita por sedimentação, elutriação, peneiramento ou flotação dos flocos (floco-flotação).

A floculação seletiva envolve as seguintes etapas: (i) dispersão; (ii) adsorção do floculante; (iii) formação e crescimento do floco; (iv) separação e, quando necessário, (v) limpeza, para libertar impurezas aprisionadas no interior dos flocos.

A eficiência do processo exige a completa dispersão inicial das partículas, a dosagem adequada do floculante e a seleção de um polímero seletivo. A dispersão inicial da polpa é necessária para promover a individualização das partículas. Os polifosfatos, o silicato de sódio (Na_2SiO_3) ou um polímero aniônico de baixo peso molecular são os dispersantes mais utilizados (Rubio e Marabini, 1987; Mathur, *et al.*, 2000).

A concentração do floculante merece uma atenção especial. Uma concentração acima do ponto ótimo pode favorecer uma heterofloculação, enquanto uma concentração insuficiente compromete a estrutura e eficiência da floculação.

O maior obstáculo com relação à seletividade decorre da facilidade com que os polímeros adsorvem-se nas superfícies minerais. Conforme foi comentado anteriormente, um floculante pode adsorver-se por meio de diferentes mecanismos (ligações de hidrogênio, interações hidrofóbicas, atração eletrostática e interação química). Essa variedade de opções torna difícil uma ação específica do polímero sobre a superfície de uma única espécie mineral.

Na escolha de um polímero para um processo de floculação seletiva, deve-se considerar as seguintes possibilidades:

- 1) Alguns polímeros possuem grupos funcionais com capacidade para formar compostos químicos com determinados íons presentes na superfície do sólido (Muhle, 1993). O grupamento carboxil ($-\text{COO}^-$) presente nas poliacrilamidas hidrolisadas tem grande afinidade por determinados cátions, especialmente os alcalinos terrosos (Ca^{+2} , Mg^{+2} , Ba^{+2} , e Sr^{+2}), com os quais forma sais insolúveis, de modo semelhante ao que ocorre na flotação de calcita, fluorita, barita, etc. com coletores carboxílicos, como os sais do ácido oléico, por exemplo.

No caso da poliacrilamida aniônica, o aumento do grau de hidrólise implica em uma maior quantidade de grupos carboxil na molécula e, conseqüentemente, em maior probabilidade de formar ligações químicas com os sítios favoráveis da superfície mineral (Jin *et al.*, 1987). A seletividade do processo também pode ser favorecida se a superfície

da espécie que deve permanecer dispersa apresentar excesso de carga negativa, já que com o aumento do grau de hidrólise há uma maior repulsão eletrostática e dificuldade para a adsorção do polímero.

- 2) A adsorção por ligações de hidrogênio pode ocorrer de forma seletiva. O poli(óxido)etileno (POE) adsorve-se, por ligações de hidrogênio, preferencialmente, em sítios silanol livres presentes na superfície de silicatos (Rubio e Kitchener, 1976). Em um estudo com minerais oxidados, Mathur e Moudgil (1997) relacionaram a seletividade à existência de ligações de hidrogênio específicas, com o POE adsorvendo-se por meio de reações ácido-base. Moléculas do polímero adsorvem-se fortemente em óxidos minerais com elevada acidez como os do tipo MO_3 , M_2O_5 e MO_2 , ao contrário do que ocorre com minerais oxidados do tipo MO_2 , M_2O_3 e MO .
- 3) Outra possibilidade consiste na hidrofobização seletiva de uma determinada espécie mineral (como na flotação), seguida da adsorção do polímero, por meio de sua cadeia hidrocarbônica, em sítios hidrofóbicos da superfície mineral (Rubio, 1977; Rubio, 1981). As partículas hidrofílicas devem permanecer dispersas.

A densidade de adsorção do polímero aumenta com a hidrofobização da superfície. Broseta e Medjahed (1995) verificaram uma variação na adsorção de uma poliacrilamida não-iônica em função do tratamento dado à superfície de partículas de areia quartzítica. A densidade de adsorção aumentou de $150 \mu\text{g}/\text{m}^2$ (amostra com menor hidrofobicidade) para até $1070 \mu\text{g}/\text{m}^2$ (amostra mais hidrofóbica).

Outras possibilidades estão relacionadas ao uso de agentes inibidores de sítios (Behl e Moudgil, 1993-a; Behl e Moudgil, 1993-b) e a síntese de polímeros que considerem as características químicas de superfície e o tamanho das partículas (Mathur *et al.*, 2000).

Um obstáculo para uma aplicação comercial mais ampla da floculação seletiva está relacionado à dificuldade de se reproduzir resultados de testes com espécies individuais em sistemas mistos e naturais. A perda de seletividade pode ser atribuída a diversos fatores:

- (i) interferência de íons dissolvidos de outra espécie mineral;
- (ii) recobrimento superficial *slimes coating*;
- (iii) aprisionamento de partículas no floco;
- (iv) contaminação durante a moagem.

Para a solução desses problemas pode-se recorrer ao uso de agentes complexantes (Acar e Somasundaran, 1989), dispersantes e à introdução de um estágio de limpeza do floco (Mathur *et al.*, 2000).

REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS

- 1) ACAR, S.; SOMASUNDARAN, P., (1988). Flocculation of sulfides and the role of a complexing agent in it. *International Journal of Mineral Processing*, 27, 111-123.
- 2) ALBONICO, P., LOCKHART, T.P., 1995. pH Effects on the Solubility of Polyacrylamides in Hard Brines. *Journal of Applied Polymer Science*, vol. 55, pp. 69-73.
- 3) ATTIA, Y.A., 1992. Flocculation. In.: *Colloid Chemistry in Mineral Processing*. Laskowski, J.S.; Ralston, J. (eds.). Elsevier Science Publishers, Chapter 9, p. 277-308.
- 4) BAJPAI, A.K., 1994. "Kinetics of Poly(acrylic acid) Adsorption at the Liquid-Glass Interface". *Journal of Applied Polymer Science*, vol. 51, pp. 651-659.
- 5) BALTAR, C.A.M., 1997. Influência da Interação Polímero-Surfatante na Floclulação de uma Sílica Coloidal com Poliacrilamida. Tese de Doutorado, COPPE/Universidade Federal do Rio de Janeiro, 198 p.
- 6) BALTAR, C.A.M.; OLIVEIRA, J.F., 1998. Flocculation of colloidal silica with polyacrylamide and the effect of dodecylamine and aluminium chloride pre-conditioning. *Minerals Engineering*, 11, 5, 463-467.
- 7) BALTAR, C.A.M.; OLIVEIRA, J.F., 1998. Interação polímero-surfatante e seu efeito nas características dos flocos. In.: *Encontro Nacional de Tratamento de Minérios e Metalurgia Extrativa, XVII, Anais. Águas de São Pedro-SP*, 626-643.
- 8) BALTAR, C.A.M.; OLIVEIRA, J.F., 1999. In.: Influência de interações hidrofóbicas na compactação de um sedimento. *Congresso Brasileiro de Química, XXXIX, Anais. Goiânia*, p.146.
- 9) BALTAR, C.A.M., 2008. Flotação no Tratamento de Minérios. Universidade Federal de Pernambuco, 213p.
- 10) BEHL, S.; MOUDGIL, B.M., 1993. Control of active sites in selective flocculation. II Role of site blocking agents. *Journal of Colloid and Interface Science*, 161, 422-429.
- 11) BEHL, S.; MOUDGIL, B.M., 1993. Control of active sites in selective flocculation. III Mechanism of site blocking. *Journal of Colloid and Interface Science*, 161, 430-436.
- 12) BJELOPAVLIC, M.; SINGH, P.K.; EL-SHALL, H.; MOUDGIL, B.M., 2000. Role of surface molecular architecture and energetics of hydrogen bonding sites in adsorption of polymers and surfactants. *Journal of Colloid and Interface Science*, 226, 159-165.
- 13) BOLTO, B.A., 1995. Soluble Polymers in Water Purification, *Progress Polymer Science*, 20, 987-1041.

- 14) BOLTO, B.; GREGORY, J., 2007. Organic polyelectrolytes in water treatment. *Water Research*, 41, 2301-2324.
- 15) BRHL, S.; MOUDGIL, B.M., 1993. Mechanisms of poly(ethylene oxide) interactions with dolomite and apatite. *Journal of Colloid and Interface Science*, 161, 443-449.
- 16) BROSETA, D., MEDJAHED, F., 1995. Effects of Substrate Hydrophobicity on Polyacrylamide Adsorption. *Journal of Colloid and Interface Science*, vol. 170, pp. 457-465.
- 17) CLAEISSON, P.M., CHRISTENSON, H.K., 1988. Very Long Range Attractive Forces between Uncharged Hydrocarbon and Fluorocarbon Surfaces in Water. *The Journal of Physical Chemistry*, vol. 92, pp. 1650-1655.
- 18) CLAEISSON, P.M., DAHLGREN, M.A.G., ERIKSSON, L., 1994. Forces between Polyelectrolyte-Coated Surfaces: Relations between Surface Interaction and Floc Properties, *Colloids and Surfaces*, vol. 93, pp. 293-303.
- 19) DAHLGREN, M.A.G., 1994. Effect of Counterion Valency and Ionic Strength on Polyelectrolyte Adsorption. *Langmuir*, vol. 10, pp. 1580-1583.
- 20) DUPONT, L.; FOISSY, A; MERCIER, R.; MOTTET, B., 1993. Effect of calcium ions on the adsorption of polyacrylic acid onto alumina. *Journal Colloid and Interface Science*, 161, 455-464.
- 21) DUPUIS, D.; LEWANDOWSKI, F.Y.; STEIERT, P., 1994. Shear thickening and time-dependent phenomena: the case of polyacrylamide solutions. *Journal of Non-Newtonian Fluid Mechanics*, 54, 11-32.
- 22) ERIKSSON, L., ALM, B., ALDÉN, L., 1988. Relations between Flocculation Mechanisms, Floc Structures and Separation Properties. In: Moudgil, B.M., Scheiner, B.J. (eds), *Flocculation & Dewatering*, New York, USA, Engineering Foundation.
- 23) EVERETT, D.H., 1988. *Basic Principles of Colloid Science*. London, Royal Society of Chemistry.
- 24) FLORY, P.J., 1990. In: Otsubo, Y., Watanable, K. *Rheological Studies on Bridging Flocculation, Colloids and Surfaces*, vol. 50, pp. 341-352.
- 25) GREGORY, J., 1978. Effects of Polymers on Colloid Stability. In.: *The Scientific Basis of Flocculation*. Ives, K.J. (Editor). Sijthoff & Noordhff, 101-130.
- 26) GREGORY, J., 1988. Polymer Adsorption and Flocculation in Sheared Suspensions, *Colloids and Surfaces*, 31, 231-253.
- 27) GREGORY, J., 1992. Flocculation of Fine Particles. In: Mavros, P., Matis, K.A. (eds), *Innovations in Flotation Technology*, Dordrecht, The Netherlands, Kluwer Academic Publishers, 101-124.

- 28) GREGORY, J., 1993. The role of colloid interactions in solid-liquid separation. *Water Science and Technology*, 27, 10, 1-17.
- 29) GRIOT, O., KITCHENER, J.A., 1965. Role of Silanol Groups in the Flocculation of Silica Suspensions by Polyacrylamide. Part 1 - Chemistry of the Adsorption Process. *Transaction Faraday Science*, vol. 61, pp. 1026-1032.
- 30) GRIOT, O., KITCHENER, J.A., 1965. Role of Silanol Groups in the Flocculation of Silica Suspensions by Polyacrylamide. Part 2 - Surface Changes of Silica Suspensions on Ageing. *Transaction Faraday Science*, vol. 61, pp. 1032-1038.
- 31) HEALY, T.W., La MER, V.K., 1962. The Adsorption-Flocculation Reactions of a Polymer with an Aqueous Colloidal Dispersion, *The Journal of Physical Chemistry*, vol. 66, pp. 1835-1838.
- 32) HEITNER, H.I., 1988. Effect of Functional Groups on Stability of Anionic Polyacrylamide Flocculants in the Presence of Fe^{2+} and Oxygen". In: Moudgil, B.M., Scheiner, B.J. (eds), *Flocculation Dewatering*, New York, Engineering Foundation.
- 33) HENDERSON, J.M., WHEATLEY, A.D., 1987. Factors Effecting a Loss of Flocculation Activity of Polyacrylamide Solutions: Shear Degradation, Cation Complexation, and Solution Aging. *Journal of Applied Polymer Science*, vol. 33, pp. 669-684.
- 34) HOGG, R., 1984. Collision Efficiency Factors for Polymer Flocculation, *Journal of Colloid and Interface Science*, vol. 102, n° 1, pp. 232-236.
- 35) HOGG, R., 1988. The Dynamics of Polymer-Induced Flocculation of Fine-Particle Suspensions. In: Moudgil, B.M., Scheiner, B.J. (eds.), *Flocculation Dewatering*, New York, USA, Engineering Foundation.
- 36) HOGG, R., 2000. Flocculation Dewatering. *International Journal of Mineral Processing*, 58 (1-4), 223-236.
- 37) HOLLANDER, A.F., SOMASUNDARAN, P., GRYTE, C.C., 1981. Adsorption Characteristics of Polyacrylamide and Sulfonate-Containing Polyacrylamide Copolymers on Sodium Kaolinite. *Journal of Applied Polymer Science*, vol.26, pp. 2123-2138.
- 38) HUGHES, M.A., 1981. Coagulation and Flocculation. In.: Svarovsky, L. (ed.), *Solid-Liquid Separation*. 2 ed. Butterworths.
- 39) JIN, R.; HU, W.; HOU, X., 1987. Mechanism of selective flocculation of hematite from quartz with hydrolyzed polyacrylamide. *Colloids and Surfaces*, 26, 317-331.
- 40) KHANGAONKAR, P.R., SUBRAMANI, K.J.B., 1993. Flocculation of Hematite Fines by Anionic Polyacrylamide Polymers. *Minerals Engineering*, vol. 6, n° 7, pp. 765-774.

- 41) KHERADMAND, H., FRANÇOIS, J., PLAZANET, V., 1990. Effect of Additives on the Degradation of Acrylamide-Acrylic Acid Copolymer in Aqueous Solution. *Journal of Applied Polymer Science*, vol. 39, pp. 1847-1857.
- 42) KITCHENER, J.A., 1978. Flocculation in Mineral Processing. In: Ives (ed), *The Scientific Basis of Flocculation*, Alphen aan den Rijn, The Netherlands, Sijthoff & Noordhoff International Publishers.
- 43) KITCHENER, J.A., 1992. Minerals and Surfaces. In: Laskowski, J.S., Ralston, J. (eds.), *Colloid Chemistry in Mineral Processing*, chapter 1, Amsterdam, The Netherlands, Elsevier Science Publishers.
- 44) KOKSAL, E.; RAMACHANDRAN, R.; SOMASUNDARAN, P.; MALTESH, C., 1990. Flocculation of oxides using Polyethylene Oxide. *Powder Technology*, 62, 253-259.
- 45) KRISHNAN, S.V.; ATTIA, Y.A., 1988. Polymeric Flocculants. In.: *Reagents in Mineral Technology*. Somasundaran, P. and Moudgil, B.M. Marcel Dekker, Inc. New York, 485-518.
- 46) LA MER, V.K., SMELLIE, JR., R.H., LEE, P-K., 1957. Flocculation, Subsidence, and Filtration of Phosphate Slimes. IV. Flocculation by Gums, and Polyelectrolytes and Their Influence on Filtration Rate. *Journal of Colloid Science*, vol. 12, pp. 230-239.
- 47) LECOURTIER, J., LEE, L.T., CHAUVETEAU, G., 1990. Adsorption of Polyacrylamides on Siliceous Minerals. *Colloids and Surfaces*, vol. 47, pp. 219-231.
- 48) LEE, C.H.; LIU, J.C., 2000. Enhanced sludge dewatering by dual polyelectrolytes. *Water Research*, 34, 18, 4430-4436.
- 49) LEE, L.T., SOMASUNDARAN, P., 1991. Effects of Inorganic and Organic Additives on the Adsorption of Nonionic Polyacrylamide on Hematite. *Journal of Colloid and Interface Science*, vol. 142, n° 2, pp. 470-479.
- 50) LEWELLYN, M.E.; AVOTINS, P.V., 1988. Dewatering/Filtering Aids. In.: *Reagents in Mineral Technology*. Somasundaran, P. and Moudgil, B.M. Marcel Dekker, Inc. New York, 559-578.
- 51) LYKLEMA, J., 1988. The Colloidal Background of Flocculation and Dewatering. In: Moudgil, B.M., Scheiner, B.J. (eds.), *Flocculation Dewatering*, New York, USA, Engineering Foundation, 1-20.
- 52) MACKENZIE, J.M.W., 1964. Relationships between Rheological and Flocculating Properties of Polymer Flocculants, *Transactions Society of Mining Engineering*, vol. 299, pp. 44-48.
- 53) McCORMICK, C.L., NONAKA, T., JOHNSON, C.B., 1988. Water-Soluble Copolymers. Synthesis and Aqueous Solution Behaviour of Associative Acrylamide/N-Alkylacrylamide Copolymers. *Polymer*, vol. 29, pp. 731-739.

- 54) MATHUR, S.; MOUDGIL, B.M., 1997. Adsorption mechanism(s) of poly(ethylene oxide) on oxide surfaces. *Journal of Colloid and Interface Science*, 196, 92-98.
- 55) MATHUR, S.; SINGH, P.; MOUDGIL, B.M., 2000. Advances in selective flocculation technology for solid-solid separations. *International Journal of Mineral Processing*, 58, 1-4, 201-222.
- 56) MICHAELS, A.S., 1954. Aggregation of Suspensions by Polyelectrolytes. *Industrial and Engineering Chemistry*, vol. 46, pp. 1485-1490.
- 57) MICHAELS, A.S., MORELOS, O., 1955. Polyelectrolyte Adsorption by Kaolinite. *Industrial and Engineering Chemistry*, vol. 47, n° 9, pp. 1801-1809.
- 58) MOLYNEUX, P., 1982. *Water-Soluble Synthetic Polymers: Beauty with Performance*. vol. 1, Florida, USA, CRC Press.
- 59) MOODY, G., 1992. The Use of Polyacrylamides in Mineral Processing. *Minerals Engineering*, v. 5. n. 3-5, pp. 479-492.
- 60) MOSS, N., 1978. Theory of Flocculation, *Mine and Quarry*, vol. 7, n° 5, pp. 57-61.
- 61) MOUDGIL, B.M., SHAH, B.D., 1986. Selection of Flocculants for Solid-Liquid Separation Processes. In: *Advances in Solid-Liquid Separation*. Muralidhara, H.S. (ed.). New York, USA, Battelle Press, pp. 191-204.
- 62) MOUDGIL, B.M., SHAH, B.D., SOTO, H.S., 1987. Collision Efficiency Factors in Polymer Flocculation of Fine Particles, *Journal of Colloid and Interface Science*, vol. 119, n° 1, pp. 466-473.
- 63) MOUDGIL, B.M.; BEHL, S.; PRAKASH, T.S., 1993. Effect of particle size in flocculation. *Journal of Colloid and Interface Science*, 158, 511-512.
- 64) MPOFU, P., ADDAI-MENSAH, J., RALSTON, J., 2005. Interfacial chemistry, particle interactions and improved dewatering behaviour of smectite clay dispersions. *International Journal of Mineral Processing*, 75, 155-171.
- 65) MUHLE, K., DOMASCH, K., 1991. Stability of Particle Aggregates in Flocculation with Polymers, *Chemical Engineering Processing*, vol. 29, pp. 1-8.
- 66) MUHLE, K., 1993. Floc Stability in Laminar and Turbulent Flow. In: Dobiás, B. (ed.), *Coagulation and Flocculation*, chapter 8, New York, USA, Marcel Dekker, Inc.
- 67) NAGASHIRO, W., TSUNODA, T., 1977. Degradation of Polyacrylamide Molecules in Aqueous Solutions by High-Speed Stirring. *Journal of Applied Polymer Science*, 21, 1149-1153.
- 68) NAPPER, D.H., 1977. Steric Stabilization, *Journal of Colloid and Interface Science*, 58, 2, 390-407.

- 69) NAPPER, D.H., 1983. *Polymeric Stabilization of Colloidal Dispersions*, London, Academic Press.
- 70) OTSUBO, Y., 1992. Effect of particle size on the bridging structure and elastic properties of flocculated suspensions. *Journal Colloid and Interface Science*, 153, 2, 584-586.
- 71) OTSUBO, Y., 1994. Effect of Surfactant Adsorption on the Polymer Bridging and Rheological Properties of Suspensions. *Langmuir*, vol. 10, pp. 1018-1022.
- 72) OWEN, A.T.; FAWELL, J.D.; SWIFT, J.D., FARROW, J.B., 2002. The impact of polyacrylamide flocculant solution age on flocculation performance. *International Journal of Mineral Processing*, 67, 123-144.
- 73) OWEN, A.T., FAWELL, J.D., SWIFT, J.D., 2007. The preparation and ageing of acrylamide/acrilate copolymer flocculant solutions. *International Journal of Mineral Processing*, 84, 3-14.
- 74) PASHLEY, R.M., ISRAELACHVILI, J.N., 1984. DLVO and Hydration Forces between Mica Surfaces in Mg^{2+} , Ca^{2+} , Sr^{2+} , and Ba^{2+} Chloride Solutions, *Journal of Colloid and Interface Science*, vol. 97, n° 2, pp. 446-455.
- 75) PENG, F.F., DI, P., 1994. Effect of Multivalent Salts - Calcium and Aluminum on the Flocculation of Kaolin Suspension with Anionic Polyacrylamide. *Journal of Colloid and Interface Science*, vol. 164, pp. 229-237.
- 76) RAWSON, S.; RYAN, K.; VINCENT, B., 1988. Depletion flocculation in sterically stabilized aqueous systems using polyelectrolytes. *Colloids and Surfaces*, 34, 89-93.
- 77) REY, P.A., 1988. The Effect of Water Chemistry on the Performance of Anionic Polyacrylamide-Based Flocculants. In: *Flocculation & Dewatering*. Moudgil, B.M., Scheiner, B.J. (eds.). New York, USA, Engineering Foundation. p. 195-214.
- 78) RICHSTFDON, P.F.; CONNELLY, L.J., 1988. Industrial Coagulants and Flocculants. In: *Reagents in Mineral Technology*. Somasundaran, P. and Moudgil, B.M. (editors). Marcel Dekker, Inc., 519-558.
- 79) ROGERS, D.W., POLING, G.W., 1978. Compositions and Performance Characteristics of some Commercial Polyacrylamide Flocculants, *The Canadian Mining and Metallurgical Bulletin*, pp. 1-7.
- 80) ROSE, G.R., JOHN, M.R., 1985. Flocculation. In: Mark, H.F., Bikales, N.M., Overberger, C.G., Menges, G. (eds), *Encyclopedia of Polymer Science and Engineering*, 2 ed. New York, John Wiley & Sons.

- 81) RUBIO, J., KITCHENER, J.A., 1976. The Mechanism of Adsorption of Poly(ethylene oxide) Flocculant on Silica. *Journal of Colloid and Interface Science*, vol. 57, nº 1, pp. 132-142.
- 82) RUBIO, J., 1977. New basis for selective flocculation of mineral slimes. *Transactions of the Institute of Mining and Metallurgy*, section C, 86, C97-C100.
- 83) RUBIO, J., 1981. The flocculation properties of poly(ethylene oxide). *Colloids and Surfaces*, 3, 79-95.
- 84) RUBIO, J.; MARABINI, A.M., 1987. Factors affecting the selective flocculation of hydroxyapatite from quartz and/or calcite mixtures. *International Journal and Minerals Processing*, 20, 59-71.
- 85) SAUER, B.B; YU, H., 1989. *Macromolecules*, 22, 786-791.
- 86) SCHEINER, B.J., 1988. New dewatering technique for fine particle waste. In.: *International Mineral Processing Congress, Proceedings, XVI*. Forssberg, E. (Editor), Elsevier Science Publishers, Amsterdam, 1951-1961.
- 87) SHYLUK, W.P., STOW, Jr., F.S., 1969. Aging and Loss of Flocculation Activity of Aqueous Polyacrylamide Solutions, *Journal of Applied Polymer Science*, vol. 13, pp. 1023-1036.
- 88) SMELLIE, Jr., R.H., La MER, V.K., 1956. Flocculation, Subsidence, and Filtration of Phosphate Slimes. III. Subsidence Behavior, *Journal of Colloid Science*, vol. 11, pp. 720-731.
- 89) SOMASUNDARAN, P.; RAMACHANDRAN, R., 1988. Innovative Approaches to Elucidate Floc Structures and Polymer Conformations at Interfaces. In.: *Flocculation Dewatering*. Moudgil, B.M; Scheiner, B.J. (Editors). Engineering Foundation, 21-41.
- 90) SOMASUNDARAN, P.; RAMACHANDRAN, R., 1993. Mineral aggregate formation and the measurement of aggregate size. In.: *Coagulation and Flocculation*. Dobiás, B. (editor), Marcel Dekker, New York, 627-652.
- 91) SPIELMAN, L.A., 1978. Hydrodynamic Aspects of Flocculation. In: Ives, K.J. (ed), *The Scientific Basis of Flocculation*, Alphen aan den Rijn, The Netherlands, Sijthoff & Noordhoff.
- 92) SHYLUK, W.P., STOW Jr., F.S., 1969. Ageing and loss of flocculation activity of aqueous polyacrylamide solutions. *Journal of Applied Polymer Science*, 13, 1023-1036.
- 93) THOMAS, W.M., WANG, D.W., 1985. Acrilamide Polymers. In: Mark, H.F., Bikales, N.M., Overberger, C.G., Menges, G. (eds), *Encyclopedia of Polymer Science and Engineering*, 2 ed. New York, John Wiley & Sons.

- 94) VINCENT, B., 1974. The Effect of Adsorbed Polymers on Dispersion Stability. *Advances in Colloid and Interface Science*, vol. 4, pp. 193-277.
- 95) VOROB'EV, P.D., KRUT'KO, N.P., VOROB'EVA, E.V., STRNADOVA, N., 2008. Successive Adsorption of polyacrylamide Compounds from Electrolyte Solutions on the Surface of Kaolinitic Clay Particles. *Colloid Journal*, 70, 2, 148-151.
- 96) VREUGDE, M.J.A., POLING, G.W., 1975. The Effect of Flocculation on Reclaim Water Quality for Flotation, *Canadian Mining and Metallurgical Bulletin*, pp. 1-6.
- 97) YAN, Y.D., GLOVER, S.M., JAMERSON, G.J., BIGGS, S., 2004. The flocculation efficiency of polydisperse polymer flocculants. *International Journal of Mineral Processing*, 73, 161-175.
- 98) YOUNG, S-Y; DENG, Y., 2004. Flocculation and reflocculation of clay suspension by different polymer systems under turbulent conditions. *Journal of Colloid and Interface Science*, 278, 139-145.
- 99) ZAJIC, J.E., 1971. *Water Pollution – Disposal and Reuse*, 2 ed. New York, Marcel Dekker, Inc.

REOLOGIA NO TRATAMENTO DE MINÉRIOS

Mario Valente Possa

Engenheiro de Minas pela UFRGS, Doutor em
Engenharia Mineral pela USP
Tecnologista Sênior do CETEM/MCT

Christine Rabello Nascimento

Engenheira Química pela UFRJ, Doutora em
Ciência e Tecnologia de Polímeros pelo IMA-UFRJ
Pesquisadora do CETEM/MCT

INTRODUÇÃO

O Brasil caracteriza-se por apresentar estruturas geológicas com idades das mais antigas conhecidas, estando seu território situado dentro de uma ampla faixa de clima tropical, propiciando, desta forma, que grande parte dos depósitos de minerais brasileiros viesse a se formar com espessas coberturas intemperizadas, que, por vezes, vieram a se constituir em jazidas. A característica comum na maioria destas jazidas é de apresentar uma grande quantidade de lamas, constituídas principalmente de argilo-minerais ou outros minerais advindos de processos genéticos de alteração, apresentando tamanhos finos, ultrafinos e coloidais.

Minerais úteis com estes tamanhos também são encontrados em volumosos depósitos de rejeitos que estão à espera do desenvolvimento de uma tecnologia capaz de proporcionar o seu beneficiamento de forma econômica. Paralelamente, cada vez mais a sociedade vem pressionando no sentido de minimizar os danos causados por estes depósitos ao meio ambiente, fazendo com que num futuro próximo, venha a tornar-se obrigatório o aproveitamento destes rejeitos ou seu confinamento sem agressão ao meio ambiente.

O beneficiamento de partículas finas vem se constituindo num grande desafio para os tratamentistas de minérios uma vez que, com o decréscimo do tamanho das partículas, começa a diminuir a ação das forças de caráter mecânico sobre as mesmas, passando a tornar significativas as forças referentes aos fenômenos eletrostáticos e aquelas devido à descontinuidade do meio (viscosidade). Neste momento, o estudo da reologia torna-se muito importante para o entendimento do comportamento das partículas numa polpa, razão pela qual se tem verificado nos últimos anos um interesse cada vez maior em diagnosticar os efeitos da viscosidade na fluidodinâmica das polpas, passando-se da fase de observação e constatação à de estudo, buscando na engenharia química uma base teórico/prática mais desenvolvida. Os estudos têm-se aprofundado graças ao grande avanço tecnológico experimentado pelos instrumentos de medição e de análise para partículas até mesmo de tamanhos coloidais.

As polpas de minério podem apresentar um comportamento reológico newtoniano, quando a viscosidade independe da taxa de cisalhamento, ou não-newtoniano, quando ela for dependente. No primeiro caso, a viscosidade medida em qualquer ponto do circuito será a mesma, desde que não tenha sido adicionado algum agente modificador (dispersante ou floculante). Já no segundo caso, a viscosidade estará sendo modificada constantemente dependendo do grau de agitação da polpa.

A reologia da polpa desempenha um papel muito importante nos diversos processos de tratamento de minérios como classificação, moagem, concentração, espessamento, filtração e disposição de polpas de rejeitos, com atuação na velocidade de sedimentação das partículas. Esta dependência é mais acentuada à medida que

diminui o tamanho da partícula. A reologia tem participação também no transporte de polpas ao longo de dutos não só na usina de beneficiamento, como também em minerodutos.

No presente capítulo será apresentado os efeitos da reologia de polpas no tratamento de minérios dando-se ênfase aos processos de ciclonagem e de moagem. São apresentadas as forças que atuam na caracterização da reologia de uma polpa, modelos empíricos para a determinação da viscosidade em fluidos newtonianos e não-newtonianos e tipos de viscosímetros.

CARACTERIZAÇÃO DA POLPA

A reologia da polpa é um assunto que vem despertando um interesse cada vez maior nos pesquisadores que atuam no tratamento de minérios diante do desafio imposto pelas empresas de mineração e pela sociedade em beneficiar minérios onde a presença de partículas finas e ultrafinas é cada vez mais significativa. Pode-se definir reologia como sendo a ciência que estuda a deformação e o escoamento de materiais sob a ação de uma força. O comportamento reológico dos materiais pode apresentar uma variação de resultados desde um fluido viscoso newtoniano à de um sólido elástico, passando por estados intermediários denominados de “viscoelásticos”.

Hunter (1992) e Shaw (1992) salientam que a análise teórica da reologia requer um extensivo arranjo de expressões matemáticas onde não são feitas maiores considerações sobre as causas, ficando restritas, em muitos casos, a tão somente a regiões de comportamento linear da teoria viscoelástica. Para que se possa ter um progresso na solução de problemas práticos, torna-se necessário adotar-se uma abordagem pragmática, buscando compreender o comportamento macroscópico e fazer inferências sobre o que pode estar ocorrendo em escala microscópica, envolvendo características individuais das partículas e da água na polpa, bem como as interações partícula-partícula.

Na caracterização microscópica da reologia de uma polpa Pawlik e Laskowski (1999) consideram importante o balanço de três forças originadas pela: interação hidrodinâmica; forças entre partículas; e difusão browniana. A contribuição específica de cada força depende do tamanho, da distribuição de tamanhos, da forma e da rugosidade das partículas, da percentagem de sólidos e das condições físico-químicas da polpa.

Hidrodinâmica

Na interação hidrodinâmica de um sistema água-partícula, o movimento de uma partícula na água é o resultado de um conjunto de forças que agem em diferentes sentidos tais como: força externa aplicada, força peso, empuxo e a força de resistência oferecida pelo fluido à partícula em movimento. Esta última força depende

principalmente: da velocidade da partícula; da sua forma; da quantidade de turbulência no seio do fluido; e da interação com outras partículas adjacentes ou com as paredes do equipamento que as contém.

O parâmetro empregado para caracterizar a turbulência a que uma partícula em movimento está submetida em um fluido é o número de Reynolds.

O número de Reynolds da partícula, em virtude de seu movimento em um fluido, é dado pela equação:

$$Re_p = \frac{\rho_L v d_i}{\mu} \quad [1]$$

onde:

- ρ_L densidade ou peso específico do fluido (t/m^3);
- v velocidade relativa partícula-fluido (m/s);
- d_i diâmetro da partícula (m);
- μ viscosidade absoluta ou dinâmica do fluido ($kg/m.s$).

Os diferentes tipos de regimes de uma partícula caracterizados pelo número de Reynolds são laminar, turbulento e intermediário.

Não há limites bem definidos para números de Reynolds na caracterização dos tipos de regime. Para partículas esféricas, o regime laminar (Lei de Stokes) pode ser verificado para $Re_p < 0,1$, podendo chegar até 2 sob condições controladas; o regime turbulento (Lei de Newton) estaria compreendido na faixa de valores de $500 < Re_p < 1.000$ e o regime intermediário, de $0,1 < Re_p < 500$ a 1.000 .

Para partículas irregulares torna-se necessário realizar uma correção no número de Reynolds mediante o cálculo do fator de esfericidade da partícula, ψ , que pode ser calculado pela equação:

$$\psi = \left(\frac{d_v}{d_s} \right)^2 \quad [2]$$

onde:

- d_v diâmetro volumétrico, ou seja, o diâmetro de uma esfera que tenha o mesmo volume da partícula;
- d_s diâmetro de área, ou seja, o diâmetro de uma esfera que tenha a mesma área da partícula.

Considerando uma partícula esférica em queda livre, grande parte dos mecanismos que a governam pode ser descrito pelas Leis de Newton e de Stokes.

Newton concluiu que a força de resistência exercida pelo fluido ao movimento de uma partícula varia com o quadrado da sua velocidade. Essa teoria não é completa, uma vez que leva em consideração apenas o aspecto dinâmico da força de resistência do fluido à partícula, não considerando os aspectos de turbulência e da viscosidade. Por isso, é muito difícil ocorrer uma concordância entre a Lei de Newton e os dados experimentais, razão pela qual foi inserido um coeficiente de correção na equação, denominado de coeficiente de resistência ou arraste, C_d , para a determinação da força de resistência, F_d .

A equação geral para a força de resistência, F_d , é dada por

$$F_d = \frac{1}{2} C_d A \rho_L v^2 \quad [3]$$

onde:

F_d força de resistência ou arraste (kgm/s^2);

C_d coeficiente de resistência ou de arraste, função da forma da partícula e do tipo de regime do fluxo (adimensional);

A área projetada da partícula, normal ao seu movimento (m^2).

A força de resistência ao movimento é constituída por duas componentes: a resistência de forma que é uma força do tipo inercial e a resistência de fricção, do tipo viscoso.

A resistência de forma tem origem na assimetria da distribuição de pressão do fluido sobre a partícula nas suas duas faces opostas, criando uma componente na direção do fluxo, com sentido contrário ao movimento da partícula.

A resistência de fricção é consequência da viscosidade do fluido. No deslocamento (movimento relativo) entre a partícula e o fluido é gerada uma força de cisalhamento na superfície da partícula, resultando também numa componente na direção do fluxo, com sentido contrário ao movimento desta.

No regime turbulento, a viscosidade não apresenta um papel importante na magnitude da força de resistência, predominando portanto a componente de resistência de forma. Por outro lado, no regime laminar a força de resistência passa a ser influenciada pela viscosidade do fluido e neste caso, predomina a componente de resistência de fricção.

No regime intermediário, à medida que aumenta o número de Reynolds da partícula, começa a diminuir gradativamente a participação da resistência de fricção e a aumentar a da resistência de forma.

Na sedimentação, o balanço das forças atuantes na partícula envolverá a força peso no sentido da sedimentação e no sentido contrário, o empuxo e a força de arraste.

Quando a força de resistência ao movimento de sedimentação de uma partícula adquire um valor igual e de sentido oposto à resultante de todas as forças atuantes na mesma, sua aceleração será nula ($dv/dt = 0$) e conferirá à partícula uma velocidade constante denominada velocidade terminal de queda ou sedimentação. Para uma partícula esférica com diâmetro d_i e volume $\pi d_i^3/6$, a sua velocidade terminal, v_s , será dada pela equação baseada na Lei de Newton:

$$v_s = \sqrt{\frac{4 d_i (\rho_s - \rho_L) g}{3 C_d \rho_L}} \quad [4]$$

onde:

v_s velocidade terminal de sedimentação (m/s);

ρ_s densidade da partícula;

ρ_L densidade do fluido.

Para a resolução dessa equação, torna-se necessário determinar o coeficiente de resistência, C_d , que está relacionado com o número de Reynolds da partícula, Re_p .

De acordo com Napier-Munn (1990) e Plitt (1991), para números de Reynolds da partícula maiores que 1.000, regime turbulento, C_d é praticamente independente do número de Reynolds da partícula e é somente uma função da forma da partícula, com valores em torno de 0,44.

A sedimentação muito lenta ou sob o regime laminar de uma partícula esférica é muito bem expressa pela Lei de Stokes.

Há uma relação linear entre C_d e Re_p , onde:

$$C_d = \frac{24}{Re_p} \quad [5]$$

e a força de resistência dada pela equação

$$F_d = 3 \pi d_i \mu v \quad [6]$$

Tem-se então, para a velocidade terminal (queda ou sedimentação) calculada pela Lei de Stokes:

$$v_s = \frac{d_i^2 (\rho_s - \rho_L) g}{18 \mu} \quad [7]$$

Para a região de regime intermediário, envolvendo número de Reynolds da partícula situados entre 0,2 e 1.000, Masliyah (1979) apud Plitt (1991) propôs a seguinte equação para a velocidade terminal:

$$v_s = \frac{d_i^2 (\rho_s - \rho_L) g}{18\mu (1 + 0,15\text{Re}_p^{0,687})} \quad [8]$$

De acordo com Bird *et al.*, (1978) pode-se tomar o valor aproximado de C_d no regime intermediário, para $2 < \text{Re}_p < 500$, como sendo igual a:

$$C_d = \frac{18,5}{\text{Re}_p^{0,6}} \quad [9]$$

Os estudos envolvendo sedimentação em queda livre retratam uma situação teórica ou para polpas com baixas percentagens de sólidos (menores que 3% em volume). A realidade no tratamento de minérios envolve o movimento de partículas em uma polpa de minérios onde à medida que aumenta a quantidade de sólidos, aumentam as colisões entre elas e as suas trajetórias ficam influenciadas pelo movimento das demais e pelo deslocamento da água através dos canais gerados entre as partículas. Tem-se como resultado, uma velocidade terminal de uma dada partícula menor do que aquela observada em queda livre.

As velocidades terminais de partículas numa sedimentação em queda retardada para regimes turbulento e laminar podem ser calculadas, aproximadamente, pelas Leis de Newton e de Stokes (Equações 4 e 7) modificadas, respectivamente,

$$v_s = \sqrt{\frac{4d(\rho_s - \rho_p)g}{3C_d\rho_p}} \quad (\text{Lei de Newton}) \quad [10]$$

$$v_s = \frac{d^2 (\rho_s - \rho_p) g}{18\mu} \quad (\text{Lei de Stokes}) \quad [11]$$

onde ρ_p é a densidade da polpa.

De acordo com Reynolds e Jones (1989), a velocidade terminal de sedimentação de partículas com formas irregulares em um fluido não-newtoniano tem um valor aproximado daquela obtida para partículas esféricas com volume e densidade equivalentes.

Forças entre Partículas

O papel das forças entre partículas em um meio aquoso pode ser explicado pelas teorias DLVO clássica (de autoria dos cientistas Derjaguin e Landau (russos) e Verwey e Overbeek (holandeses)), apresentada na década de 40 e X-DLVO que é a teoria DLVO estendida, sendo esta, mais recente Lins (1995).

Pela teoria DLVO a energia de interação pode provocar dispersão ou agregação de partículas e tem por origem as forças de Van der Waals e aquelas entre as duplas camadas elétricas.

As forças de Van der Waals atuantes entre duas partículas de mesma natureza, imersas em água, são sempre de atração. Estas forças dependem ainda da distância entre as partículas e são independentes da carga das partículas, do pH do meio e não dependem de forma significativa da concentração de eletrólito na solução. Já a interação entre as duplas camadas elétricas de partículas com a mesma carga superficial provocará a repulsão cuja intensidade é função da distância entre elas, da magnitude da carga ou potencial de superfície, do valor do pH do meio e da natureza e concentração do eletrólito. Entretanto para uma dada carga superficial, independem da natureza da partícula (Lyklema, 1989 apud Lins, 1995).

Pela teoria DLVO, a energia total V_T (Figura 1) é igual à adição da energia atrativa devida às forças de Van der Waals (V_W) com a energia repulsiva decorrente da interação entre as duplas camadas elétricas (V_E).

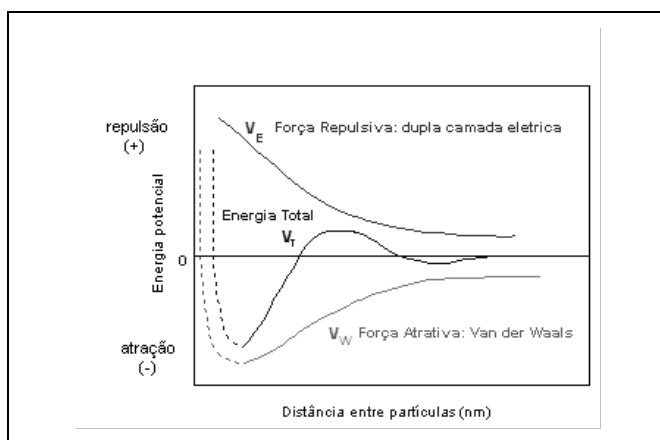


Figura 1 – Energias de interação entre partículas - teoria DLVO (Lins, 1995).

Com o advento de novos equipamentos, que vem proporcionando um maior alcance na observação de fenômenos microscópicos e ainda com a contribuição de simulações matemáticas, tornou possível aos cientistas confirmarem a teoria DLVO apresentada há mais de meio século e mais, levarem em consideração outro tipo importante de energia de interação, denominado forças estruturais Churaev (1991), vindo a constituir a denominada teoria X-DLVO. De acordo com (Lins, 1995), a origem destas forças estruturais ainda não está bem estabelecida. Pashley (1992) propõe uma explicação tendo por base a suposição de que a presença de uma superfície mineral altera a natureza da água na região próxima a sua superfície.

As forças estruturais podem ser repulsivas de hidratação ou atrativas hidrofóbicas. As primeiras são resultantes de mudanças na estrutura da água causadas pela indução de superfícies hidrofílicas hidratadas ou por íons hidratados próximos à superfície das partículas. As segundas devem-se a repulsão das partículas à água, promovendo a sua agregação.

Difusão Browniana

A difusão browniana está relacionada com a tendência apresentada pelas partículas em migrar de uma região mais concentrada para uma outra, de baixa concentração, sendo uma consequência direta do movimento Browniano, com trajetórias irregulares, em ziguezague, devido a colisões ao acaso com as moléculas do meio de suspensão, com outras partículas ou com as paredes do equipamento. Quanto menores as partículas, mais nítido será o movimento browniano.

VISCOSIDADE

A viscosidade de um fluido pode ser definida como sendo a propriedade que o mesmo apresenta em oferecer uma maior ou menor resistência à deformação, quando sujeito a esforços de escorregamento. O fluido, em tratamento de minérios, é constituído pelo sistema água/minério, ou seja, a polpa.

Isaac Newton realizou um dos primeiros estudos de escoamento de um fluido. Ele considerou um modelo constituído por duas lâminas paralelas, de mesma área, A , próximas uma da outra, a uma distância, y , entre as quais existe um fluido. Ao se aplicar uma força tangencial F sobre a lâmina superior, mantendo fixa a inferior, cada partícula do fluido percorre uma trajetória paralela às lâminas e com velocidade constante. No entanto, a velocidade das diversas partículas varia de v , junto à lâmina superior, a zero, junto à lâmina inferior. Newton postulou que a força tangencial F é diretamente proporcional à área A da lâmina e ao gradiente de velocidade ou taxa de cisalhamento dv/dy . A relação F/A é denominada tensão de cisalhamento e a relação tensão de cisalhamento por taxa de cisalhamento é denominada viscosidade absoluta ou dinâmica μ .

Assim,

$$\mu = \frac{F/A}{dv/dy} = \frac{\tau}{\gamma} \quad [12]$$

onde:

τ tensão de cisalhamento (Pa);

γ taxa de cisalhamento (1/s).

Um fluido newtoniano caracteriza-se por possuir viscosidade constante, viscosidade absoluta (μ), independentemente da variação da taxa de cisalhamento. É o coeficiente angular da reta, na Figura 2. Num regime laminar, um fluido newtoniano escoa em um tubo como se o fluido fosse constituído por inúmeros cilindros concêntricos com diferentes velocidades, como um telescópio.

Outros fluidos podem apresentar uma viscosidade dependente da taxa de cisalhamento. Estes são denominados fluidos não-newtonianos e podem ser classificados em: pseudoplástico com tensão de escoamento, plástico de Bingham, pseudoplástico e dilatante. Todos estes tipos de escoamento são independentes do tempo de atuação de uma taxa de cisalhamento constante. Há casos, de escoamentos de fluido dependentes do tempo de aplicação de uma taxa de cisalhamento. Eles são classificados como tixotrópicos ou reopéticos.

Os tixotrópicos apresentam uma diminuição da viscosidade aparente com o tempo de atuação de uma taxa de cisalhamento constante até alcançar um equilíbrio. É uma transformação isothermal reversível. Têm-se como exemplos as tintas e muitas argilas, particularmente a bentonita que se "liquefaz" por agitação e se "solidifica" quando em repouso. Já os reopéticos são raros e apresentam um comportamento oposto ao dos tixotrópicos. Há um aumento da viscosidade aparente com o tempo de atuação de uma taxa de cisalhamento constante.

A Figura 2 ilustra os diferentes tipos de comportamento de polpas tendo por base, estudos realizados para fluidos.

Para os fluidos não-newtonianos, a resistência oferecida ao escoamento é medida pela viscosidade aparente (μ_{ap}) cujo valor é o coeficiente angular da reta que passa pela origem e pelo ponto de interesse na curva (tensão por taxa de cisalhamento). Ela corresponde à viscosidade de um fluido newtoniano que exibe a mesma tensão de cisalhamento para uma dada taxa de cisalhamento Darley e Gray (1988).

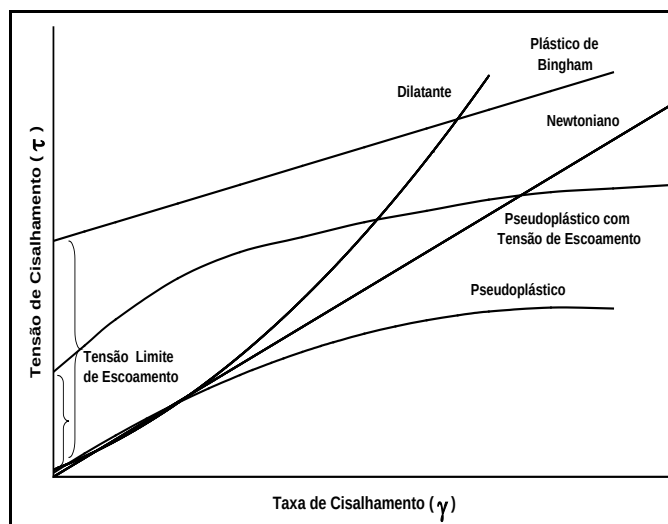


Figura 2 – Tipos de comportamento reológico de polpas (Bakshi e Kawatra, 1996).

Os fluidos denominados plástico de Bingham e pseudoplástico com tensão de escoamento distinguem-se dos outros fluidos por requererem uma tensão inicial, denominada de tensão limite de escoamento (*yield stress*), para que o fluido comece a escoar. De acordo com Chaves (1996), a maioria das polpas em tratamento de minérios apresenta o comportamento de plástico de Bingham.

Nos fluidos pseudoplásticos, a viscosidade aparente diminui com o aumento da taxa de cisalhamento. Este comportamento pode ser encontrado em sistemas coloidais onde as partículas assimétricas, com orientação ao acaso, ficam inicialmente emaranhadas, formando uma rede, dificultando o escoamento. Com o aumento da taxa de cisalhamento esta rede se rompe e o escoamento é facilitado, diminuindo a viscosidade.

Nos fluidos dilatantes, tem-se um aumento da viscosidade aparente com o aumento da taxa de cisalhamento. De acordo com Shaw (1992), este comportamento deve-se ao efeito da dilatação da polpa, com a água sendo suficiente apenas para preencher os vazios. Com o aumento da taxa de cisalhamento é gerada uma instabilidade na polpa fazendo com que as partículas se movam umas em relação às outras, expandindo a polpa. A água sendo insuficiente para preencher os novos vazios gerados dá lugar ao aparecimento de forças de tensão superficial. Pode ser observado também nos fluidos dilatantes, uma tensão limite de escoamento (*yield stress*).

Um cuidado especial deve ser dado à temperatura da polpa, cujo controle pode ser obtido empregando termostatos. Em um estudo realizado por He *et al.*, (2006), a viscosidade aparente de polpas de calcário decresceu quando a temperatura variou de 13°C para 55°C.

A unidade de viscosidade mais utilizada é o mPa.s cuja correspondência com outras unidades também empregadas é:

$$1 \text{ mPa.s} = 1 \text{ cP} = 0,001 \text{ kg/m.s}$$

onde:

mPa.s miliPascal segundo;

cP centiPoise;

Kg/m.s quilograma por metro segundo.

O comportamento não-newtoniano é descrito por equações empíricas que, frequentemente, são modificações da Lei de Newton pois os aspectos teóricos até hoje não foram bem estabelecidos.

Ceylan *et al.*, (1999) apresentaram uma equação para o cálculo do coeficiente de arraste para um fluido não-newtoniano cujo comportamento reológico possa ser descrito pela **Lei de Potência** (maiores detalhes adiante). A referida equação é dada por

$$C_d = \frac{24}{Re_n} X_n \quad [13]$$

onde:

X_n fator de correção para o coeficiente de arraste, tal que $X_n(n) = X_n$ e $X_n(1) = 1$;

Re_n número de Reynolds modificado.

O número de Reynolds modificado para fluido não-newtoniano é calculado por

$$Re_n = \frac{\rho_L d_i^n v^{(2-n)}}{\kappa} \quad [14]$$

onde:

ρ_L peso específico do fluido (t/m^3);

d_i diâmetro da partícula esférica (m);

n índice do comportamento do fluido que obedece a Lei de Potência ($n = 1$ para fluido newtoniano, $n < 1$ para fluido pseudoplástico e $n > 1$ para dilatante);

v velocidade relativa fluido/partícula (m/s);

κ índice de consistência do fluido.

Modelos Empíricos

O principal modelo empírico empregado na caracterização do escoamento de um fluido, de acordo com Darley e Gray (1988), é o de **Ostwald de Waele**, baseado na **Lei da Potência**, cuja equação é dada por

$$\tau = \kappa \gamma^n \quad [15]$$

onde:

τ tensão de cisalhamento (Pa);

κ índice de consistência do fluido sendo:

$\kappa = \mu$ para fluido newtoniano;

$\kappa = \mu_{ap} / (\gamma)^{n-1}$ para fluido não-newtoniano ($\mu_{ap} = \tau / \gamma = \kappa (\gamma)^{n-1}$);

γ taxa de cisalhamento (1/s);

n índice do comportamento do fluido sendo:

$n = 1$ para fluido newtoniano;

$n < 1$ para fluido pseudoplástico;

$n > 1$ para fluido dilatante.

Outros modelos que podem ser empregados são os de **Bingham**, **Casson**, **Herschel-Bulkley** e **Sisko** (Turian *et al.*, 1997 e 1998) cujas equações são dadas, respectivamente, por:

$$\tau = \tau_0 + \eta_p \cdot \dot{\gamma} \quad [16]$$

$$\tau^{1/2} = \tau_0^{1/2} + \mu_{ap}^{1/2} \dot{\gamma}^{1/2} \quad [17]$$

$$\tau = \tau_0 + K_h \cdot \dot{\gamma}^{n'} \quad [18]$$

$$\tau = \eta_\infty \cdot \dot{\gamma} + m \cdot \dot{\gamma}^n \quad [19]$$

onde:

τ_0 tensão limite de escoamento;

η_p viscosidade plástica ou de Bingham;

K_h e n' parâmetros do modelo Herschel-Bulkley;

m e n parâmetros do modelo Sisko;

η_∞ valor limite que a viscosidade assume em altas taxas de cisalhamento.

Turian *et al.*, (1998) estudaram o comportamento de fluxo de polpas de laterita e gesso e observaram que o melhor ajuste para os dados experimentais de tensão e taxa de cisalhamento, obtidos por reometria capilar e rotacional, foi conseguido com o modelo Sisko. Segundo este autor, o modelo Sisko também descreve adequadamente a dependência entre tensão e taxa de cisalhamento de diversas polpas concentradas de interesse industrial, como as de carvão com várias distribuições de tamanho de partícula, por exemplo, sendo também adequado para uma ampla faixa de taxas, incluindo as taxas usuais aplicadas no processo de bombeamento. A boa aproximação entre os pontos experimentais e a curva teórica, obtida com um determinado modelo, pode se dar apenas numa faixa de taxas de cisalhamento e, portanto, a previsão do comportamento reológico usando este modelo estará restrita nesta faixa. Desta forma, é importante observar se há correspondência entre a faixa de taxa de cisalhamento típica do processo de interesse (bombeamento, moagem etc.) e a faixa na qual o modelo aplicado proporciona um bom ajuste. Turian (1998) utilizou os parâmetros do modelo Sisko para estabelecer correlações entre o fator de atrito e o número de Reynolds, que podem ser aplicadas no projeto de minerodutos de polpas de minério finamente particulado, com velocidade de sedimentação baixa o suficiente para não estratificar sob fluxo.

Um outro aspecto relevante para a aplicação de modelos é o número ou a natureza dos parâmetros a serem determinados. Enquanto que os modelos de Ostwald de Waele, Bingham e Casson possuem apenas dois parâmetros, os modelos de Herschel-Bulkley e Sisko possuem três, aumentando a complexidade dos cálculos.

Turian (1997) relata a necessidade da utilização de um procedimento demorado de tentativa e erro na determinação dos parâmetros do modelo de Herschel-Bulkley, em que valores de τ_0 são sucessivamente assumidos até a linearização das curvas de $(\tau - \tau_0)$ versus γ . Após a determinação de τ_0 , os outros dois parâmetros podem ser determinados. A ambiguidade na determinação dos parâmetros do modelo de Herschel-Bulkley, que pode apresentar valores de parâmetros sem significado físico mas que satisfazem a equação, não ocorre no caso do modelo Sisko já que o valor de η_∞ pode ser obtido de forma independente e inequívoca. Também pode ocorrer que seja necessário, para simplificação dos cálculos, que se utilize um modelo mais simples, mesmo no caso de outro modelo descrever melhor o comportamento de fluxo do material. Este caso pode ser exemplificado com o trabalho de Sofrá e Boger (2002) que, para estabelecer uma relação entre as propriedades reológicas e o ângulo de repouso formado pelos depósitos de lama vermelha (resíduo do processo Bayer) na bacia de rejeitos, aplicaram o modelo de Bingham a despeito do modelo de Herschel-Bulkley proporcionar um melhor ajuste. Ou seja, pode-se optar por reduzir a precisão das estimativas em prol da simplificação dos cálculos do projeto de uma instalação, por exemplo.

Não existe garantia de que os valores de tensão limite de escoamento (τ_0), obtidos pela extrapolação das curvas de fluxo para $\gamma = 0$ (aplicando-se os modelos de Bingham, Herschel-Bulkley ou Casson) representem de fato esta propriedade, como grandeza física, intrínseca do material e independente da geometria do instrumento de medição (Turian *et al.*, 1997; Liddell & Boger, 1996). Desta forma, diversos autores (Dzuy & Boger, 1985; Hulston *et al.*, 2004; Uhlherr *et al.*, 2004) preferem fazer a medição direta de τ_0 com a utilização de rotores tipo *vane*, que se adaptam aos reômetros rotacionais. O τ_0 pode ser determinado como a razão entre o torque máximo e um fator geométrico do rotor, sendo que o teste reológico consiste em aplicar uma velocidade de rotação extremamente baixa (menor que 1rpm) ao elemento sensor imerso na amostra. Considera-se que o material só passa a ter o comportamento de um fluido em valores de tensões de cisalhamento superiores a τ_0 , daí a denominação tensão limite de escoamento, e que o valor de τ_0 é proporcional ao número de contatos e a energia total de interação entre as partículas presentes na suspensão (GARCIA *et al.*, 2003). Portanto, é esperado que suspensões diluídas, que não apresentem τ_0 , passem a apresentá-la a partir de uma dada concentração, na medida em que os pontos de contato entre as partículas comecem a restringir o deslocamento inicial da suspensão.

A tensão limite de escoamento é uma propriedade reológica que tem grande impacto no processo de bombeamento de polpas. A existência de τ_0 tem relação direta com a estabilidade da suspensão quanto a sedimentação das partículas, tanto que este parâmetro pode ser manipulado (aumentado) visando retardar a sedimentação das partículas no caso de uma parada do bombeamento, evitando entupimentos indesejáveis (Ferreira *et al.*, 2005). Nguyen e Boger (1998) comentam que uma polpa

com elevada tensão limite de escoamento pode ser bombeada por longas distâncias num mineroduto, sem que ocorram problemas de deposição de sólidos na tubulação. Por outro lado, quanto maior for τ_0 , maior será a sobrecarga para o motor da bomba no início do processo de bombeamento, mesmo se ocorrer a queda da viscosidade com o aumento da taxa de cisalhamento (pseudoplasticidade). Sofrá e Boger (2002) mostraram uma tendência de aumento exponencial de τ_0 com a concentração para polpas minerais diversas, o que implica na existência de níveis críticos de concentração que, se ultrapassados mesmo por pequenos incrementos, pode até inviabilizar a partida da bomba. Desta forma, o início do bombeamento de um fluido que apresenta τ_0 é uma operação que requer atenção pois o escoamento só ocorrerá se a pressão gerada pela bomba ocasionar numa taxa de cisalhamento igual ou superior a τ_0 (Oliveira *et al.*, 2007).

Tipos de Viscosímetros e Reômetros

Há um grande número de viscosímetros e reômetros comerciais para serem escolhidos de acordo com a sua geometria, as faixas de viscosidades e as taxas de cisalhamento necessárias para o trabalho ou estudo. Os critérios para a escolha devem envolver, principalmente: a natureza do material; se é de baixa ou alta viscosidade; se é elástico ou não; a dependência da temperatura na viscosidade etc. Outra importante consideração é a precisão e exatidão requeridas e se as medidas são para controle de qualidade ou para pesquisa.

A maioria dos viscosímetros disponíveis no mercado, que estão incorporados em ensaios padrão de muitas indústrias, em vez de descrever a viscosidade ou a tensão de cisalhamento abrangendo uma ampla faixa de taxas de cisalhamento, somente produz um único ponto da curva de escoamento, sendo os restantes desconhecidos. Tal procedimento não traz consequências para fluidos newtonianos porque a viscosidade é independente da taxa de cisalhamento mas pode deixar a desejar para fluidos não-newtonianos.

De acordo com Kirk e Othmer (1982), há três tipos básicos de viscosímetros: capilares, rotacionais e de movimento de um corpo.

Os viscosímetros de fluxo capilar são os mais antigos e usados para a medida de viscosidade. A tensão de cisalhamento é fornecida em função da pressão que o fluido é submetido ao fluir através de um tubo capilar. Eles são precisos nas medidas de viscosidades de fluidos newtonianos até valores de 20.000mPa.s. Uma desvantagem deste tipo de viscosímetro é que a velocidade de cisalhamento varia de zero, no centro do capilar, a um valor máximo nas paredes. O viscosímetro de fluxo capilar mais conhecido é o de Ostwald. Há diversas marcas com pequenas variações como os Cannon-Fenske, Ubbelohde, FritzSimons, SIL, Atlantic, Ford, entre outros.

A equação básica para o cálculo de viscosidade em viscosímetros capilares, estabelecida por Hagen-Poiseuille, é dada por Kirk e Othmer (1982):

$$\mu = \frac{\pi r_p^4 \Delta P}{8 Q_v L_p} \quad [20]$$

onde:

- μ viscosidade;
- r_p raio do capilar;
- ΔP queda de pressão através do capilar;
- t tempo;
- Q_v vazão volumétrica;
- L_p comprimento do capilar.

A taxa de cisalhamento (γ_w) e a tensão de cisalhamento (τ_w) nas paredes do capilar podem ser calculadas por

$$\gamma_w = \frac{4 Q_v \pi}{r_p^3} \quad e \quad [21]$$

$$\tau_w = \frac{r_p \Delta P}{2 L_p} \quad [22]$$

onde:

- γ_w taxa de cisalhamento na parede do capilar;
- τ_w tensão de cisalhamento na parede do capilar.

Os viscosímetros rotacionais são constituídos de duas partes básicas separadas pelo fluido que está sendo analisado. As partes podem ser de cilindros concêntricos (copo e rotor), de placas, de cone e placa ou de discos. Uma das partes gira em relação à outra e produz cisalhamento no fluido. A viscosidade é medida em função do torque fornecido para produzir uma determinada velocidade angular ou, uma velocidade angular necessária para produzir um determinado torque. Eles são mais versáteis que os de fluxo capilar e podem ser usados para fluidos não-newtonianos. Um moderno viscosímetro constituído por copo e rotor foi desenvolvido pela Debex, da África do Sul, e permite medir viscosidades da polpa *on line* e está sendo utilizado no JKMRRC, na Austrália (Shi e Napier-Munn 1996). As marcas de viscosímetros rotacionais mais conhecidas são: o Brookfield Synchro-Lectric, constituído por um copo e disco, sendo eficientes para baixas taxas de cisalhamento de até 74 1/s, segundo Bakshi e Kawatra (1996), o Fann, com cilindros concêntricos, para baixas e médias taxas de cisalhamento e o Haake Rotovisco, com cilindros concêntricos ou cone e placa, para altas taxas de cisalhamento chegando até 30.000 1/s e podendo medir viscosidades de até 10⁹ mPa.s.

De acordo com Ferreira *et al.*, (2005), as principais fontes de erros para este tipo de viscosímetro são o efeito da parte inferior do rotor (*end effect*), o deslizamento das partículas na parede do rotor (*wall effect*) e a migração e sedimentação das partículas durante as medidas.

Para fluidos newtonianos Margules (apud Kirk e Othmer, (1982) apresentou uma equação relacionando viscosidade, medida em viscosímetros com cilindros concêntricos (copo e rotor), com a velocidade angular e o torque aplicado no rotor,

$$\mu = \left(\frac{M}{w_a 4 \pi h_r} \right) \left(\frac{1}{r_i^2} - \frac{1}{r_o^2} \right) = \frac{k M}{w_a} \quad [23]$$

onde:

- M torque aplicado no rotor;
- h_r altura do rotor mergulhada no fluido;
- w_a velocidade angular do rotor;
- r_i raio do rotor;
- r_o raio do copo;
- k parâmetro do viscosímetro.

A taxa e a tensão de cisalhamento podem ser obtidas pelas equações,

$$\gamma = \frac{2 w_a r_o^2}{(r_o^2 - r_i^2)} \quad [24]$$

$$\tau = \frac{M}{2 \pi r_i^2 h_r} \quad [25]$$

Para viscosímetros de cone e placa tem-se para fluidos newtonianos,

$$\mu = \frac{3 \theta M}{2 r_n^3} \quad [26]$$

$$\gamma = \frac{M}{\theta} \quad [27]$$

$$\tau = \frac{3 M}{2 \pi r_n^3} \quad [28]$$

onde:

- r_n raio do cone;
- θ ângulo entre o cone e a placa.

Os viscosímetros de um corpo em movimento baseiam-se no movimento de uma esfera, de bolhas de ar, de disco ou de barra através do fluido a ser medido a viscosidade. Estes viscosímetros são utilizados de forma restrita, sendo mais de interesse acadêmico e destinados a fluidos newtonianos cuja viscosidade é calculada com base na Lei de Stokes. Existem viscosímetros especiais como os da Bendix Ultra-Viscoson, Automation Products Dynatrol e Nametre que utilizam a técnica de vibração ultra-sônica de um corpo. Neste último, de acordo com Bakshi; Kawatra (1996) e Kawatra; Bakshi (1996), o que transmite a vibração é uma esfera e as medidas de viscosidade da polpa podem ser obtidas *on-line*.

He *et al.*, (2004) comentam sobre o uso de diversos tipos de reômetros usados na caracterização reológica de polpas, relatando algumas limitações dos modelos existentes. Em se tratando de polpas com partículas grossas, existe a necessidade de evitar os erros associados à sedimentação das partículas durante a análise. No caso de viscosímetros rotacionais, existem adaptações em que a polpa sofre agitação num vaso e é continuamente bombeada para o copo do viscosímetro (ou reômetro), sendo o excedente eliminado por um dreno. Este procedimento, entretanto, introduz um erro experimental devido ao cisalhamento excedente provocado pela agitação prévia da amostra.

As medidas reológicas feitas em capilar (viscosímetro ou reômetro) requerem cuidados para que sejam evitados ou minimizados os erros relativos aos efeitos de parede e de entrada do capilar. Sofrá e Boger (2002, *apud* Nguyen, 1983) recomendam a utilização de capilares com razão de comprimento/diâmetro (L/D) superior a 60 e que a razão D/d_{50} (onde d_{50} é o diâmetro médio das partículas) também seja maior que 60. Para testar se os efeitos de parede e de entrada de capilar são desprezíveis, deve-se comparar os resultados obtidos com dois capilares com mesmo L (D diferentes) e dois capilares com mesmo D (L diferentes). Os resultados devem ser iguais.

REOLOGIA NO TRATAMENTO DE MINÉRIOS

A reologia da polpa desempenha um papel muito importante nos diversos processos de tratamento de minérios como classificação, moagem, concentração, espessamento, filtração e disposição de polpas de rejeitos, com atuação na velocidade de sedimentação das partículas. Esta dependência é mais acentuada à medida que diminui o tamanho da partícula. A reologia tem participação também no transporte de polpas ao longo de dutos não só na usina de beneficiamento, como também em minerodutos.

A influência da reologia não é bem compreendida e, em vista disso, ela é raramente incorporada como uma variável em projetos, análises e otimização. Uma das principais razões é a dificuldade de estudá-la em suspensões instáveis, que ocorrem em

grande parte dos processos de beneficiamento de minérios, aliado ao fato da falta de normas para a medida da viscosidade (Shi e Napier-Munn (1996a).

Até pouco tempo, quando as frações de partículas finas e ultrafinas eram descartadas dos circuitos de beneficiamento, considerava-se a percentagem de sólidos como a única responsável pela variação da viscosidade na polpa. Com a necessidade de beneficiar partículas finas e ultrafinas intensificaram-se os estudos envolvendo essas frações. Com o auxílio de instrumentos mais modernos de medição de propriedades das partículas, outras variáveis foram creditadas como significativas para a viscosidade da polpa. São elas a distribuição de tamanhos das partículas, o ambiente químico e a temperatura das polpas. A seguir, serão relatados trabalhos recentes alusivos à influência da viscosidade/reologia no tratamento de minérios.

Em um estudo muito interessante, Healy *et al.*, (1993) descreveram o comportamento de polpas de pigmento de dióxido de titânio com diferentes percentagens de sólidos em massa (45, 50 e 55%), a uma mesma taxa de cisalhamento (50 1/s), sob a ação de dispersante (silicato de sódio) em diferentes valores de pH. A maior viscosidade, para as três diferentes percentagens de sólidos, foi alcançada em pH 8,5, sendo decrescentes para valores de pH nas faixas mais ácidas e básicas. Quanto à influência da percentagem de sólidos, como era esperado, as maiores viscosidades foram observadas nas polpas com elevadas percentagem de sólidos.

Segundo Bakshi e Kawatra (1996) somente polpas com baixa percentagem de sólidos 3-5% por volume podem, normalmente, apresentar um comportamento de fluido newtoniano, embora Healy *et al.*, (1993) tenham observado este comportamento com polpas de até 30% de sólidos por volume.

Plitt (1991) investigou a influência do tamanho de partículas na viscosidade de uma polpa. Esta, contendo 100% de material abaixo de 10 μ m e com 10% de sólidos por volume, equivale a uma polpa contendo 30% de sólidos por volume, mas com 100% do material acima de 10 μ m, demonstrando ainda o risco de se relacionar exclusivamente viscosidade com percentagem de sólidos da polpa.

Shi e Napier-Munn (1996b) descreveram o comportamento de polpas (minério sulfetado de cobre-chumbo-zinco) com diferentes percentagens de sólidos por volume (15, 30 e 45%) e diferentes concentrações de partículas passante em 38 μ m (20, 50 e 95%). Os pesquisadores constataram que a reologia das mesmas apresentava três tipos de comportamento: dilatante, pseudoplástico e plástico de Bingham.

Para uma baixa percentagem de sólidos por volume (15%), a polpa comportou-se como um material dilatante. Aumentando a quantidade de finos contidos de 20 para 95% passante em 38 μ m, o comportamento de material dilatante tornou-se mais pronunciado.

Para uma percentagem de sólidos por volume intermediária (30%) e uma pequena quantidade de finos (20% passante em $38\mu\text{m}$), a polpa apresentou características de um material plástico de Bingham. Para uma grande quantidade de finos, ainda permaneceu a tendência do comportamento de material dilatante.

Quando a percentagem de sólidos por volume aumentou para 45% e a quantidade de finos maior que 20%, as polpas apresentaram um comportamento pseudoplástico com tensão de escoamento.

Aumentando ou a percentagem de sólidos por volume ou a quantidade de finos resultou, geralmente, num aumento da tensão de cisalhamento, sendo que o aumento foi mais significativo com o aumento da percentagem de sólidos.

Num trabalho realizado por Kawatra e Eisele (1988) eles constataram o efeito marcante da relação entre a percentagem de sólidos e quantidade de finos com a viscosidade, conforme mostrado na Figura 3. Em ensaios de ciclonagem com minério de ferro foram coletadas amostras da alimentação (80% passante em $74\mu\text{m}$) e do *overflow* (80% passante em $44\mu\text{m}$) com diferentes percentagem de sólidos.

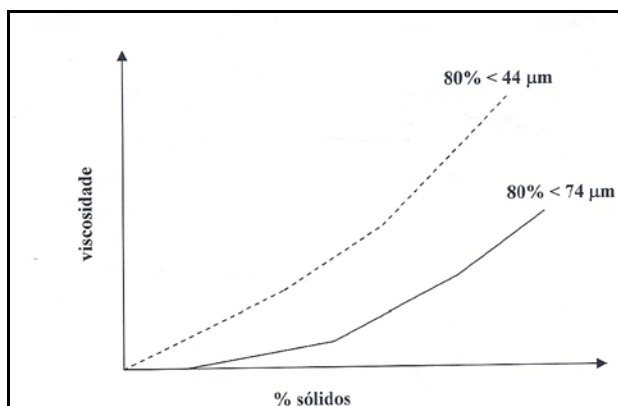


Figura 3 – Relação entre percentagem de sólidos e quantidade de finos com a viscosidade (Kawatra e Eisele, 1988).

A interação da quantidade de finos e percentagem de sólidos não pode ser desconsiderada. Ficou constatado que o efeito da quantidade de finos na tensão de cisalhamento é muito pequeno para pequenas percentagens de sólidos.

Kawatra *et al.*, (1996) realizando estudos com ciclones concluíram que nas polpas que variaram de 19 a 40% de sólidos em massa, a mudança da viscosidade não acarretou um efeito significativo na curva de partição reduzida, embora provocasse uma maior diferença entre os valores de d_{50} e d_{50c} .

Por outro lado, Hsieh e Rajamani (1991) constataram que o parâmetro α (nitidez da separação na partição reduzida) decrescia com o aumento da viscosidade da polpa.

O parâmetro α da curva de partição reduzida, apresentado por Linch e Rao (1975) no modelamento matemático de ciclones, caracteriza a qualidade da separação. Os valores de α variam de 1,5 a 3,5. Geralmente o α independe das dimensões do ciclone e das condições operacionais para uma dada alimentação, assumindo uma similaridade geométrica entre os ciclones de diferentes tamanhos (Lima, 1997).

Clifton *et al.*, (2007) relatam que a abrasão intensa da tubulação e o alto consumo energético do processo são problemas típicos no bombeamento da lama vermelha (resíduo do processo Bayer) para a bacia de rejeitos. O bombeamento de polpas mais concentradas acarreta na vantagem da utilização de áreas menores para a deposição mas, por outro lado, o gasto em energia para o bombeamento aumenta em decorrência do aumento da viscosidade aparente da lama. A aplicação de surfatantes na lama vermelha como forma de reduzir sua viscosidade foi o objetivo desse estudo, no qual o composto que apresentou melhor desempenho foi a mistura de ácido láurico com NaOH. A queda da viscosidade, demonstrada pelas curvas de viscosidade *versus* taxa de cisalhamento, ficou mais pronunciada conforme a proporção de soda aumentou. Para decidir sobre a aplicação deste aditivo no processo deve ser avaliado se a economia operacional resultante da queda da viscosidade compensa os gastos com os aditivos e o ácido adicional, necessário para a neutralização da lama.

Efeitos da Viscosidade em Ciclones

Upadrashta *et al.*, (1987) e Dyakowski *et al.*, (1994) concluíram que aumentando o número de Reynolds (o que diminui a viscosidade), a velocidade tangencial da polpa, próxima ao eixo do ciclone, também aumenta, resultando numa maior proporção de fluido no *overflow*.

Para valores grandes do número de Reynolds e posições no ciclone onde $r/r_c > 0,6$, os perfis das velocidades tangencial, radial e vertical são praticamente independentes do valor do número de Reynolds. Já para posições onde $r/r_c < 0,4$, em cotas abaixo do *vortex finder*, a pseudoplasticidade influencia os perfis das velocidades (Upadrashta *et al.*, 1987).

Bakshi e Kawatra (1996) apresentaram uma equação relacionando a taxa de cisalhamento com parâmetros operacionais e geométricos do ciclone,

$$\gamma = v \cdot n \cdot v_i \cdot r_c^n \cdot (1/r^{1+n}) \quad [29]$$

onde:

v parâmetro = 0,45;

n parâmetro = 0,80;

v_i velocidade no *inlet* (cm/s);

r_c raio do ciclone (cm);

r distância radial a partir do eixo de simetria (cm).

A velocidade de alimentação da polpa, v_i , ao atingir a seção cilíndrica do ciclone, sofre uma redução num valor υ e transforma-se na velocidade tangencial v_t . A relação entre estas duas velocidades é dada por

$$v_t/v_i = \upsilon. \quad [30]$$

O parâmetro n está relacionado com a velocidade tangencial da polpa no interior de um ciclone. À medida que aumenta a distância radial r ao longo do raio, a velocidade tangencial cresce até atingir um valor máximo. A partir de então, ela começa a decrescer em direção às paredes do ciclone. A velocidade tangencial está relacionada com uma dada distância radial a partir do eixo do ciclone, pela equação:

$$v_t r^n = \text{constante}. \quad [31]$$

Os valores dos parâmetros υ e n são determinados experimentalmente, que, para condições normais de operação, são atribuídos os valores de 0,45 e 0,80, respectivamente (Heiskanen, 1993).

No trabalho de Dyakowski *et al.*, (1994), utilizando um ciclone de 44 mm de diâmetro para polpas com diferentes viscosidades, modificadas pela adição de CMC (carboximetilcelulose) nas concentrações de 0,3; 1,0 e 3,0%, eles observaram que em altas viscosidades, ocorria uma redução na rotação do fluido à medida que se aproximava do apex. Isso foi também observado por outros pesquisadores, segundo Dyakowski *et al.*, (1994), inclusive com a ausência do núcleo de ar, indicando que a velocidade tangencial diminuiu mais significativamente em fluidos com altas viscosidades do que naqueles com viscosidades mais baixas.

Em geral, a magnitude das velocidades aumenta com o decréscimo da viscosidade, o que era esperado. Uma segunda observação é que as diferenças são maiores, próximas ao apex que ao teto. Isso mostra que o alcance da rotação do fluido no fundo do ciclone (longe do *inlet*) é influenciada pela viscosidade do fluido, ao contrário do que acontece no teto, onde a velocidade tangencial é função da velocidade no *inlet*.

A dependência da queda de pressão de alimentação da polpa é muito mais significativa para um fluido pseudoplástico do que para um fluido newtoniano.

Outras observações importantes sobre o efeito da viscosidade foram destacadas por Dyakowski *et al.*, (1994) e Asomah; Napier-Munn (1997). Eles constataram que há um decréscimo de pressão com o aumento da viscosidade aparente e nas regiões com altas taxas de cisalhamento encontra-se uma maior concentração de partículas. Um aumento da viscosidade acarreta um aumento da partição de água no *underflow* e um aumento do d_{50} e nos fluidos não-newtonianos estudados foram encontrados envelopes de velocidade vertical zero (EVVZ) similares aos de fluidos newtonianos.

Com os resultados obtidos nas medidas das velocidades num *Laser Doppler Velocímetro* (LDV), em ensaios com ciclone de vidro com 75 mm de diâmetro, utilizando três tipos de fluido: somente água (viscosidade 1 cP); água+glicerina, na proporção 1:1 (viscosidade 10 cP) e água com calcário com 10,47% sólidos em massa (viscosidade 1,13 cP), Hsieh e Rajamani (1991) observaram que o curto circuito é mais pronunciado numa posição do ciclone a 270° do *inlet* e constataram ainda, que ele aumenta com o aumento da viscosidade do fluido.

Uma outra consideração que merece destaque diz respeito à viscosidade da polpa nos modelos matemáticos. Alguns avaliam seus efeitos de forma indireta, por meio da percentagem de sólidos. Tal procedimento poderá levar a erros significativos, uma vez que a viscosidade da polpa não depende somente da percentagem de sólidos. Este efeito da viscosidade, em muitos casos, poderá perder seu significado físico por estar oculto nos parâmetros k dos modelos, após terem sido estimadas por procedimentos matemáticos. Num modelo matemático de Afuma, citado em Asomah e Napier-Munn (1997), a viscosidade é incorporada por meio do termo número de Reynolds que por sua vez é função da viscosidade. Este procedimento só é válido para polpas com comportamento newtoniano, pois a viscosidade da polpa, em qualquer ponto de seu percurso, será constante. Por outro lado, se ela apresentar um comportamento não-newtoniano, no interior do ciclone, por exemplo, onde são verificadas altas taxas de cisalhamento, a classificação ocorrerá numa condição em que a viscosidade será diferente daquela medida em um outro ponto do circuito.

Para levar em conta esta característica, Possa (2000) empregou uma metodologia em que a viscosidade de uma polpa de rocha fosfática com comportamento não-newtoniano é estudada numa ampla faixa de taxas de cisalhamento. Para que seja incorporada à variável viscosidade aparente, no estudo de beneficiamento de polpas não-newtonianas, tornou-se necessário determiná-la no lugar geométrico do equipamento onde ocorre o processo, uma vez que a intensidade dos esforços de cisalhamento que a polpa está sendo submetida é que irá determinar o valor da viscosidade aparente em questão. Possa (2000) considerou que o lugar geométrico onde ocorre o processo de separação no interior de um ciclone é o do envelope de velocidades verticais zero (EVVZ), onde se situa o d_{50} . Esta viscosidade particular foi denominada de viscosidade de separação μ_{50c} . De acordo com Pereira (1997), a viscosidade de separação μ_{50c} , que é pela autora denominada de viscosidade efetiva, é o elo entre os fluidos com comportamentos newtonianos e não-newtonianos. Ainda de acordo com Possa (2000), foi demonstrado que é possível obter-se com uma polpa de 35% sólidos, previamente dispersa com reagente químico até alcançar uma viscosidade mais baixa, d_{50c} tão finos quanto aqueles obtidos com uma mesma polpa, mas com 15% sólidos.

Aplicação de Modelo Ostwald de Waele na Ciclonagem

Com uma amostra de rocha fosfática representativa da alimentação do circuito de deslamagem dos finos naturais da Fertilizantes Serrana S.A. (1996), e que apresenta uma distribuição de tamanhos apresentada na Tabela 1, a seguir, foram preparadas cinco tipos de polpa, sendo duas delas modificadas com a adição de dispersante para diminuir a viscosidade da polpa com 35% sólidos natural, conforme mostrado na Tabela 2. A viscosidade inicial de cada tipo de polpa foi medida com o viscosímetro Brookfield, modelo RV, com a velocidade do disco em 100rpm.

Tabela 1 – Distribuição de tamanhos da amostra de finos de rocha fosfática estudada.

Tamanho (μm)	Massa Passante (%)	Massa Retida (%)
35,56	93,5	6,5
26,20	88,9	4,6
19,31	83,9	5,0
14,22	78,9	5,0
10,48	74,1	4,8
7,72	69,4	4,7
5,69	64,8	4,6
4,19	60,5	4,3
3,09	56,5	4,0
2,28	52,9	3,6
1,68	49,4	3,5
1,24	45,9	3,5
0,91	43,1	2,8
0,67	39,6	3,5
0,49	32,5	7,1
- 0,49		32,5

Tabela 2 – Características das polpas utilizadas nos ensaios.

% Sólidos Média		Estado	Visc. Brookfield	Variação Temp.	Modificador Viscosidade
Massa	Vol.		mPa.s	°C	(massa/t fof.seco)
14,9	4,9	natural	23-34	30-24	-
24,8	8,8	natural	108-140	36-26	-
36,8	14,5	natural	232-240	32-26	-
35,1	13,6	dispersa	112-130	34-27	Polysal A (946g/t)
33,2	12,7	dispersa	20-24	33-28	Polysal A (2,6kg/t)

Com cada tipo de polpa utilizado nos ensaios foi realizado um estudo para caracterizar o seu comportamento reológico. Este estudo foi desenvolvido em um reômetro HAAKE Rotovisco (modelo RS 100, sensor DG 41, DIN 53018), tipo rotacional - cilindros concêntricos) com variação de taxa de cisalhamento de até 4.000 1/s. Com esses valores obtidos mais com aqueles de tensão de cisalhamento foi caracterizado o tipo de comportamento reológico e estabelecida a equação do modelo de Ostwald de Waele (Lei de Potência), com auxílio do programa de ajuste de curvas para cada tipo de polpa.

Os resultados obtidos no estudo de reologia realizado com o reômetro HAAKE RS 100, com os diferentes tipos de polpas utilizados nos ensaios de ciclonagem, estão apresentados nas Figuras 4 (a) e (b) e Anexos 1,2 e 3.

Na Tabela 3 são apresentados os resultados encontrados para o modelo de Ostwald de Waele [Equação 16] com os respectivos valores de R^2 (coeficiente de determinação, [equação 32]), obtidos nos ajustes, para os diferentes tipos de polpas estudados (Tabela 2).

O coeficiente de determinação ou R^2 é a razão entre a variância dos resíduos (diferença entre os valores das variáveis dependente e independente) e a variância total da variável dependente. Assim, por exemplo, se o valor observado é a variável dependente e o valor previsto, a variável independente, R^2 pode ser calculado pela equação:

$$R^2 = 1 - \frac{\sum(\text{obs} - \text{prev.})^2}{\sum(\text{obs})^2 - \frac{(\sum \text{obs})^2}{n}} \quad [32]$$

onde n é o número de valores da variável dependente.

Tabela 3 – Equação do modelo Ostwald de Waele para as polpas estudadas.

% Sólidos	Estado	Visc.	Modelo $\tau = \kappa \dot{\gamma}^n$	R^2
15	natural	baixa	$\tau = 0,0267 (\dot{\gamma})^{0,6733}$	0,9929
25	natural	média	$\tau = 0,1718 (\dot{\gamma})^{0,5306}$	0,9782
35	natural	alta	$\tau = 1,4949 (\dot{\gamma})^{0,3568}$	0,9534
35	dispersa	média	$\tau = 0,3288 (\dot{\gamma})^{0,4658}$	0,9547
35	dispersa	baixa	$\tau = 0,0087 (\dot{\gamma})^{0,8085}$	0,9989

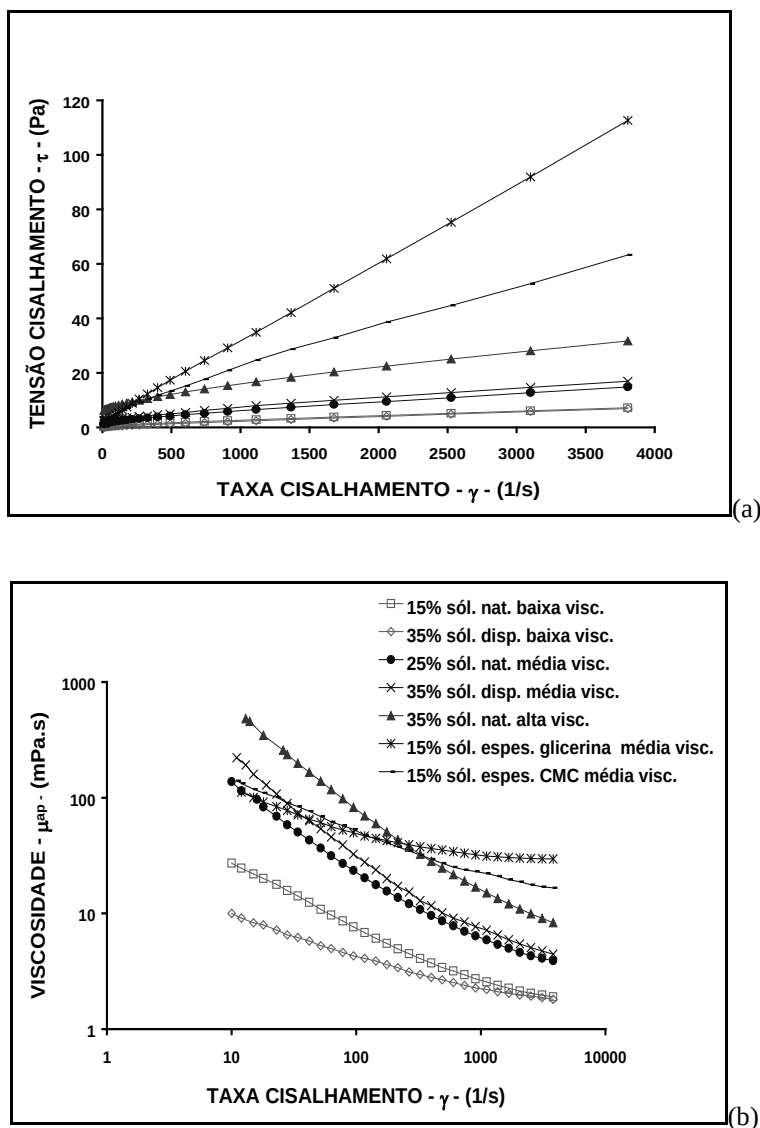


Figura 4 – Resultados do estudo de reologia das polpas: (a) relação entre taxa e tensão de cisalhamento; (b) relação entre taxa de cisalhamento e viscosidade de polpa (Possa,2000).

Pelos resultados mostrados na Figura 4 e Tabela 3 observa-se que todas as polpas apresentaram um comportamento reológico pseudoplástico, destacando-se a polpa com 35% sólidos em estado natural que apresentou a maior plasticidade, devido ao menor valor do índice n . Desta forma, para cada tipo de polpa submetida aos ensaios de ciclonagem, a viscosidade aparente foi função da taxa de cisalhamento $\dot{\gamma}$.

Os resultados foram muito bem ajustados pelo modelo de Ostwald de Waele, apresentando uma pequena dispersão entre os valores observados e aqueles previstos pelo modelo, conforme demonstrado pelos coeficientes de determinação R^2 onde todos são maiores que 0,95.

Viscosidade na Moagem

O consumo de energia no processo de moagem na indústria mineral é muito significativo uma vez que em média, atinge cerca de 25% do total requerido para o processamento global da usina e somente menos de 5% dessa energia é efetivamente destinada à geração de novas superfícies (Kawatra e Eisele, 1988). Otimizar o processo de moagem, portanto, está diretamente relacionado com a otimização do consumo de energia. Dentro deste espírito, Klimpel (1982,1983), no início da década de 80 estudou com detalhes os efeitos da reologia da polpa na moagem. Ele propôs correlações empíricas para as taxas de moagem, tendo por base os resultados obtidos em ensaios realizados sob várias condições, em escalas de laboratório e industrial. A maioria das polpas de carvão e de minério que contém uma percentagem de sólidos por volume menor que 40-45%, uma distribuição normal de tamanhos e uma viscosidade baixa, apresenta um comportamento reológico do tipo dilatante. Sob essas condições, a taxa de quebra é de primeira ordem. Em muitos casos, aumentando a viscosidade da polpa pelo aumento da percentagem de sólidos ou da quantidade de finos ou ainda, controlando a distribuição de tamanhos, a polpa pode revelar um comportamento pseudoplástico e, se não apresentar uma tensão limite de escoamento (*yield stress*), as taxas de quebra ainda mantêm-se como sendo de primeira ordem, mas seus valores são maiores que aqueles obtidos com uma polpa com comportamento dilatante. Essa é uma das condições que proporciona uma maior eficiência de moagem. Aumentando ainda mais a viscosidade da polpa (percentagem de sólidos, quantidade de finos ou controle da distribuição de tamanhos), ela pode passar a exibir valores mais significativos de tensões limites de escoamento e as taxas de quebra devido a isso, deixam de ser de primeira ordem e seus valores decrescem consideravelmente. Para contornar esse problema, Klimpel (1982,1983) sugeriu a adição de reagentes químicos para mudar o comportamento reológico da polpa. A adição de dispersantes, por exemplo, pode diminuir a tensão limite de escoamento e aumentar a sua fluidez. O dispersante adequado é função do tipo de minério ou material que está sendo moído. As dosagens de dispersantes normalmente são pequenas, menos que 0,1% em peso.

No trabalho mais recente de Ssi e Napier-Munn (1996), com base em grande número de dados industriais, foram confirmados os resultados e melhor compreendidas as observações de Klimpel (1982,1983), sobre os efeitos da reologia das polpas no processo de moagem. Foram consideradas, como parâmetros, a variação da viscosidade (independentemente de outras variáveis), da densidade, da quantidade de partículas finas e da vazão de alimentação no moinho para polpas com comportamento reológico

dilatante, pseudoplástico e newtoniano. Constataram que aumentando a vazão de alimentação sempre reduzirá a taxa de moagem (relação entre a geração de novas superfícies produzidas para as condições consideradas); aumentando a viscosidade, geralmente aumenta a taxa de moagem, exceto para polpas dilatantes com uma grande tensão limite de escoamento; aumentando a quantidade de finos, aumenta a taxa de moagem para polpas com comportamento pseudoplástico e diminui, para polpas dilatantes e newtonianas. Shi e Napier-Munn (1996) concluíram que se o objetivo de um trabalho for o de otimizar o processo de moagem, primeiro torna-se necessário compreender a reologia da polpa. Também, parece que alguns fenômenos inesperados e intuitivos da prática industrial podem ser atribuídos à reologia da polpa.

Fuerstenau *et al.*, (1990) estudaram o efeito de dispersantes (tipo polímeros) na viscosidade de polpas densas na moagem a úmido com bolas. Eles concluíram que as polpas com percentagens de sólidos relativamente baixas (segundo os autores, menos de 40% de sólidos por volume), suas viscosidades aparentes são mais ou menos independentes da distribuição de tamanhos de partículas ou adição de qualquer dispersante. Para maiores percentagens de sólidos, a reologia da polpa suporta uma mudança qualitativa, que é refletida no aumento significativo da viscosidade aparente. Além de uma certa percentagem de sólidos, a viscosidade aumenta repentinamente e as taxas de moagem decrescem. Esta entrada de sólidos é alcançada progressivamente com valores baixos, quando o tamanho médio de partícula torna-se mais fino, devido à presença de uma maior quantidade de finos gerados durante a moagem. A adição de dispersantes poliméricos pode desagregar os flóculos, e como consequência, a polpa pode suportar mais 7% de sólidos antes de atingir um limite crítico.

Atesok *et al.*, (2005) estudaram o efeito da adição de dispersante iônico (poliestireno sulfonato de sódio) na moagem de carvões e concluíram que aumentou em cerca de 20% a geração de finos para o carvão de maior *rank* e de até 32% para o carvão de menor *rank* (linhito).

Hartley *et al.*, (1978) estudaram o ganho de rendimento na moagem a partir da adição de reagentes. Esse ganho foi expresso pelo fator de taxa de moagem (igual a relação entre as novas superfícies produzidas com a adição de reagente por novas superfícies produzidas sem a adição de reagente). Na Tabela 4, a seguir, são apresentados os ganhos de rendimento obtidos com alguns tipos de aditivos adicionados na moagem de minérios e materiais.

O fator taxa de moagem é calculado por:

$$F_m = \frac{S_1}{S_2} = \frac{\sum_{i=1}^n Mi_1/dm}{\sum_{i=1}^n Mi_2/dm} \quad [33]$$

onde:

F_m fator taxa de moagem;

S_1 e S_2 superfície total de duas distribuições de tamanhos;

M_{i1} e M_{i2} massa retida em um intervalo de tamanhos de duas distribuições;

d_m tamanho médio de um intervalo de tamanhos.

Tabela 4 – Ganhos de rendimento obtidos com alguns aditivos usados na moagem.

Aditivo	Minério/Material	Fator Taxa de Moagem*
água	mármore	1,6
água	clínquer	1,3
isopentanol	quartzo	1,29
isopentanol	Pó de ferro	20,1
acetona	clínquer	1,37
amina (Flotigan)	quartzito	2,2
amina (Flotigan)	calcáreo	1,7
ácido oleico	calcáreo	1,1
oleato de sódio	quartzo	2,0
oleato de sódio	calcáreo	2,0
estearato de sódio	clínquer	1,2
ácido naftênico	clínquer	1,33
naftenato de sódio	quartzito	1,40
sulfonaftenato de sódio	quartzito	1,80
acetato de anila	quartzo	1,23
carbonato de sódio	calcáreo	2,0
dióxido de carbono	quartzito	1,55
polimetáfospato de sódio (Calgon)	minério chumbo e zinco	1,65

* Relação entre novas superfícies produzidas com aditivo/ novas superfícies produzidas sem aditivo.

Na literatura técnica, há uma grande quantidade de trabalhos realizados em escala de laboratório que demonstram um aumento nas taxas de moagem, quando são usados aditivos. No entanto, quando são realizados em escala industrial, geralmente os resultados não se reproduzem.

As forças hidrodinâmicas na polpa podem ocultar os efeitos causados na moagem pela adição de reagentes. Incrementos de melhorias no desempenho da moagem produzidos pelos aditivos químicos podem ser absorvidos pelos efeitos das contínuas mudanças na alimentação do moinho. Até mesmo com alimentações constantes, a moagem em circuito fechado frequentemente é dinamicamente instável. A percentagem de sólidos num moinho muda constantemente. Devido a tais flutuações, um aditivo de moagem que seja potencialmente eficiente pode dar a impressão de não produzir efeito esperado.

Um aditivo de moagem pode ter, basicamente, dois tipos de atuação: reduzindo o consumo de energia, kWh/t, ou mudando a forma de quebra das partículas e com isso aumentando sua liberação. Como resultado, espera-se que um aditivo de moagem irá aumentar a produção sem aumentar a quantidade de finos ou gerar um produto mais fino para uma mesma produção. A meta de maximizar a recuperação de mineral útil, a um menor custo, é função do balanço entre essas duas situações.

Deve ser lembrado também que se de alguma forma a adição de reagentes químicos pode resultar em uma otimização do processo de moagem, em muitos casos, esses mesmos reagentes podem ser prejudiciais aos processos subsequentes, constantes do circuito, como por exemplo, a flotação.

SÍMBOLOS E UNIDADES

As unidades podem ser apresentadas como múltiplo ou submúltiplo.

A =	área projetada da partícula (m^2).	M =	Torque aplicado ao rotor.
C_d =	coeficiente de resistência ou arraste.	M_i =	massa retida em um intervalo de tamanhos.
d_i =	tamanho ou diâmetro da partícula (μm).	n =	expoente de equações. Para a lei de potência é o índice de comportamento do fluido.
d_{50} =	tamanho ou diâmetro mediano da partição real (μm).	P =	pressão (psi ou kPa).
d_{50c} =	tamanho ou diâmetro mediano da partição corrigida (μm).	ΔP =	diferença de pressão.
dm =	tamanho médio de um intervalo de tamanhos.	Q_v =	vazão volumétrica de polpa (L/min).
d_s =	diâmetro de uma esfera com área equivalente (μm).	r =	distância radial a partir do eixo do ciclone (cm).
dv =	diâmetro de uma esfera com volume equivalente (μm).	r_c =	raio do cilone (cm).
F =	força tangencial (kgm/s^2).	r_i =	raio do rotor do viscosímetro.
F_d =	força de resistência ou arraste (kgm/s^2).	r_o =	raio do copo do viscosímetro.
Fm =	fator taxa de moagem.	r_p =	raio do capilar.
g =	aceleração da gravidade (m/s^2)	Re_p =	número de Reynolds da partícula (adimensional).
h_r =	altura do rotor mergulhada no fluido.	Re_n =	número de Reynolds modificado (adimensional).
k_0, k_n =	parâmetros de equações de modelos.	R^2 =	coeficiente de determinação.
L_p =	comprimento do capilar.	S_i =	superfície total de uma distribuição de tamanhos.
v =	velocidade relativa partícula/fluido (m/s).	v_s^* =	termo de correção da sedimentação em queda impedida.
v_i =	velocidade no inlet (m/s).	v_t =	velocidade tangencial (m/s).
v_r =	velocidade radial (m/s).	v_v =	velocidade vertical ou axial (m/s).
v_s =	Velocidade terminal da partícula (m/s).	w_a =	velocidade angular (rad/s).
		Xn =	fator de correção do coeficiente de arraste

Letras Gregas

α =	parâmetro de nitidez da separação.	ρ_a =	densidade ou peso específico da água (t/m^3).
γ =	taxa de cisalhamento (1/s).	ρ_L =	densidade ou peso específico do líquido (t/m^3).
γ_w =	taxa de cisalhamento nas paredes do capilar.	ρ_s =	densidade ou peso específico do sólido (t/m^3).
k =	índice de consistência do fluido.	ρ_p =	densidade ou peso específico da polpa (t/m^3).
μ =	viscosidade absoluta (kg/m.s ou mPa.s).	τ =	tensão de cisalhamento (Pa).
μ_a =	viscosidade da água (kg/m.s ou mPa.s).	τ_0 =	tensão limite de escoamento (Pa).
μ_{ap} =	viscosidade aparente (kg/m.s ou mPa.s).	τ_w =	tensão de cisalhamento nas paredes do capilar.
μ_{50c} =	viscosidade de separação (kg/m.s ou mPa.s).	v =	parâmetro de redução de velocidade de polpa.
θ =	ângulo entre o cone e a placa do viscosímetro.	ψ =	fator de esfericidade.

REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS

- 1) ASOMAH, A.K.; NAPIER-MUNN, T.J. (1997) An empirical model of hydrocyclones, incorporating angle of cyclone inclination. Minerals Engineering, vol. 10, n° 3, p. 339-43.
- 2) ATEOK, G.; OZER, M.; BOYLU, F.; DINCER, H. (2005) The effect of anionic dispersants on grindability of different rank coals. International Journal of Mineral Processing, vol. 77, n° 4, p. 199-207.
- 3) BAKSHI, A.K.; KAWATRA, S.K. (1996) Rapid determination of non-Newtonian flow behaviour in mineral suspensions. Minerals and Metallurgical Processing, vol. 13, n° 4, p. 165-9, November.
- 4) BIRD, R.B.; STEWART, W.E.; LIGHTFOOT, E.N. (1978) Transporte de interfase en sistemas isotérmicos. In: Fenómenos de transporte. Editorial Reverté S.A., Cap. 6. (várias paginações).
- 5) CEYLAN, K.; HERDEM, T.; ABBASOV, T (1999) A theoretical model of drag force in the flow of non-newtonian fluids around spherical solid particles. Powder Technology. vol. 103, p. 286-91.

- 6) CHAVES, A.P. (1996) Teoria e Prática do Tratamento de Minérios. Editora Signus, vol. 1, 235p.
- 7) CHURAEV, N.V. (1991) Surface forces and their role in mineral processing. In: XVII International Mineral Processing Congress, Dresden, vol.2, p. 1-15.
- 8) CLIFTON, M.; NGUYEN, T.; FROST, R. (2007) Effect of ionic surfactants on bauxite residues suspensions viscosity. Journal of Colloid and Interface Science, vol. 307, p. 572–577
- 9) DARLEY, H.C.H.; GRAY, G.R. (1988) Rheology of drilling fluids. In: Composition and Properties of Drilling and Completion Fluids, fifth edition, Gulf Publishing Company, chapter 5, p. 184-281.
- 10) DYAKOWSKI, T.; HORNING, G.; WILLIAMS, R.A. (1994) Simulation of non-newtonian flow in a hydrocyclone. Transaction of the Institution of Chemical Engineers, vol. 72, part A, p. 513-20.
- 11) DZUY, N.Q.; BOGER, D. V.(1985) Direct Yield Stress Measurement with the Vane Method. Journal of Rheology, vol. 29, p. 335-347.
- 12) Fertilizantes SERRANA S.A. - Complexo Industrial ARAFÉRTIL (1996) Dados obtidos em visita técnica à usina de beneficiamento, Araxá, Minas Gerais.
- 13) FERREIRA, E.E.; BRANDÃO, P.R.G.; KLEIN, B.; PERES, A.E.C. (2005) Reologia de suspensões minerais: uma revisão. Revista Escola de Minas, vol. 58, n° 1.
- 14) FUERSTENAU, D.W.; KAPUR, P.C.; VELAMAKANNI, B. (1990) A multi-torque model for the effects of dispersants and slurry viscosity on ball milling. International Journal of Mineral Processing, vol. 28, p. 81-98.
- 15) GARCIA, F.; LE BOLAY, N.; FRANCÊS, C. (2003) Rheological behaviour and related granulometric properties of dense aggregated suspensions during an ultrafine comminution process. Powder Technology, vol. 130, p. 407-414.
- 16) HARTLEY, J.N.; PRISBREY, K.A.; WICK, O.J. (1978) Chemical additives for ore grinding: How effective are they? Engineering and Mining Journal, vol. 179, n° 10, p. 105-11.
- 17) HE, M.; WANG, Y.; FORSSBERG, E. (2006) Parameter studies on the rheology of limestone slurries. International Journal of Mineral Processing, vol. 78, n° 2, p. 63-77.
- 18) HE, M.; WANG, Y.; FORSSBERG, E. (2004) Slurry rheology in wet ultrafine grinding of industrial minerals: a review. Powder Technology, vol. 147; p. 94–112.

- 19) HEALY, T. W.; BOGER, D. V.; WHITE, L. R.; SCALES, P. J. (1993) Particulate fluids - a key concept in advanced mineral processing. In: XVIII International Mineral Processing Congress, Sydney, Australia, p. 47-55, May.
- 20) HEISKANEN, K.G.H. (1993) Particle classification. Powder Technology Series, Brian Scarlet ed., várias paginações, 321 p.
- 21) HSIEH, K.T.; RAJAMANI, K. (1991) Mathematical model of hydrocyclone based on physics of fluid flow. American Institute of Chemical Engineers Journal, vol. 37, n° 5, p. 735-46.
- 22) HULSTON, J.; DE KRETZER, R.G.; SCALES, P.J. (2004) Effect of temperature on the dewaterability of hematite suspensions. Int. J. Miner. Process., vol. 73, p. 269– 279
- 23) HUNTER, R.J. (1992) Rheology of colloidal dispersions. In: Foundations of colloid science, Clarendon Press-Oxford, v. II, chapter 18, p. 993-1057.
- 24) KAWATRA, S.K.; BAKSHI, A.K.; RUSESKY, M.T. (1996) The effect of viscosity on the cut (d_{50}) size of hydrocyclone classifiers. Minerals Engineering, vol. 9, n° 8, p. 881-91.
- 25) KAWATRA, S.K.; BAKSHI, A.K. (1996) On-line measurement of viscosity and determination of flow types for mineral suspensions. International Journal of Mineral Processing, vol. 47, n° 3-4, p. 275-83.
- 26) KAWATRA, S.K.; EISELE, T.C. (1988) Rheological effects in grinding circuits. International Journal of Mineral Processing, vol. 22, p. 251-9.
- 27) KIRK, R. E.; OTHMER, D.F. (1982) Refractories to silk. In: Encyclopedia of chemical technology, vol. 20, third edition, John Wiley & Sons, p. 259-319.
- 28) KLIMPEL, R.R. (1982) Slurry rheology influence on the performance of mineral/coal grinding circuits. Mining Engineering, December, p. 1665-8.
- 29) KLIMPEL, R.R. (1983) Slurry rheology influence on the performance of mineral/coal grinding circuits - part 2. Mining Engineering, January, p. 21-6.
- 30) LIDDELL, P.V.; BOGER, D.V. (1996) Yield stress measurements with the vane. J. Non-Newtonian Fluid Mech., vol.63, p. 235-261.
- 31) LIMA, J.R.B. (1997) Estudo da modelagem matemática da microciclonagem, Tese de Livre Docência, Escola Politécnica da Universidade de São Paulo, EPUSP, 162 p.
- 32) LINS, F.A.F. (1995) Uma metodologia para o cálculo da constante de Hamaker de minerais e aplicação da teoria X-DLVO à agregação e flotação de talco, Tese de Doutorado, COPPE-UFRJ, Rio de Janeiro, 123 p.

- 33) LYKLEMA, J. (1989) The colloidal background of flocculation and dewatering. In: MOUDGIL, B.; SCHEINER, J. eds. *Flocculation and Dewatering*, Eng. Foundation, New York, p. 1-20.
- 34) LYNCH, A.J.; RAO, T.C. (1975) Modelling and scale-up of hydrocyclone classifiers. In: XI International Mineral Processing Congress, paper 9, Calgari, Italy.
- 35) MASLIYAH, J.H. (1979) Hindered settling in multi-species particle system. *Chemical Engineering Science*, vol. 34, p. 1166.
- 36) NAPIER-MUNN, T.J. (1990) The effect of dense medium viscosity on separation efficiency. *Coal Preparation*, vol. 8, p. 145-65.
- 37) NGUYEN, Q.D. (1983) Rheology of concentrated bauxite residue, Ph.D. Thesis, University of Melbourne, Melbourne.
- 38) NGUYEN, Q.D.; BOGER, D.V. (1998) Application of rheology to solving tailings disposal problems. *Int. J. Miner. Process.*, vol. 54, p. 217-233.
- 39) OLIVEIRA, G.M.; ROCHA, L.L.V.; FRANCO, A.T.; NEGRÃO, C.O.R.; MARTINS, A.L. (2007) Reinício da circulação de fluidos de perfuração gelificados. 4º PDPETRO; Campinas, SP; 21-24 de Outubro de 2007; p. 2.2.0113-1- 1/10.
- 40) PASHLEY, R.M. (1992) Interparticulate forces. In: LASKOWSKI, J.S.; RALSTRON, J. eds., *Colloid Chemistry in Mineral Processing*, chapter 3, p. 97-114.
- 41) PAWLIK, M.; LASKOWSKI, J.S. (1999) Evaluation of flocculants and dispersants through rheological tests. In: *Polymers in Mineral Processing*. 38 th Annual Conference of Metallurgists of CIM, Quebec, Canada, p. 541-55, August.
- 42) PEREIRA, C.M.S. (1997) Separação sólido-fluido não-newtoniano em hidrociclone, 126 p., Tese de Doutorado, COPPE-UFRJ, Rio de Janeiro.
- 43) PLITT, L.R. (1991) A mathematical model of the gravity classifier. In: XVII th International Mineral Processing Congress, Dresden, vol. 1, p. 123-35.
- 44) POSSA, M.V. (2000) Efeitos da viscosidade no processo de deslamagem com microciclones em polpa não-Newtoniana de rocha fosfática, Tese de Doutorado, EPUSP, São Paulo, 154 p.
- 45) REYNOLDS, P.A.; JONES, T.E.R. (1989) An experimental study of the settling velocities of single particules in non-newtonian fluids. *International Journal of Mineral Processing*, vol. 25, n° 1-2, p. 47-77.
- 46) SHAW, D.J. (1992) Rheology. In: *Introduction to Colloid and Surface Chemistry*, Butterworths-Heinemann Ltd, fourth edition, chapter 9, p. 244-61.

- 47) SHI, F.N.; NAPIER-MUNN, T.J. (1996a) Measuring the rheology of slurries using an on-line viscometer. *International Journal of Mineral Processing*, vol. 47, n° 3-4, p. 153-76.
- 48) SHI, F. N.; NAPIER-MUNN, T.J. (1996b) A model for slurry rheology. *International Journal of Mineral Processing*, vol. 47, n° 1-2, p. 103-23.
- 49) SOFRÁ, F; BOGER, F.D. (2002) Environmental rheology for waste minimisation in the minerals industry. *Chemical Engineering Journal*, vol.86 , p. 319-330.
- 50) TURIAN, R.M.; MA, T.-W; HSU, F.-L.G.; SUNG, D.-J. (1997) Characterization, settling, and rheology of concentrated fine particulate mineral slurries. *Powder Technology*, vol. 93, p. 219-233.
- 51) TURIAN, R.M.; MA, T.-W; HSU, F.-L.G.; SUNG, D.-J. (1998) Flow of concentrated non-Newtonian slurries: 1. Friction losses in laminar, turbulent and transition flow through straight pipe. *Int. J. Multiphase Flow*, vol.24, n° 2, p. 225-242.
- 52) UHLHERR, P.H.T.; GUO, J.; TIUA, C.; ZHANG, X.-M.; ZHOU, J.Z.-Q.; FANG, T.-N. (2005) The shear-induced solid–liquid transition in yield stress materials with chemically different structures. *J. Non-Newtonian Fluid Mech.* vol.125, p. 101-119.
- 53) UPADRASHTA, K.R.; KETCHAM, V.J.; MILLER, D.J. (1987) Tangential velocity profile for pseudoplastic power-law fluids in the hydrocyclone - a theoretical derivation. *International Journal of Mineral Processing*, vol. 20, p. 309-18.

ANEXO 1
Reômetro HAAKE RS100
REOLOGIA DAS POLPAS

15% SOL. NAT. BAIXA VISC.			25% SOL. NAT. MÉDIA VISC.		
TAXA	TENSAO	VISC.	TAXA	TENSAO	VISC.
1/s	Pa	mPa.s	1/s	Pa	mPa.s
3805	7,22	1,90	3805	14,83	3,90
3101	6,10	1,97	3101	12,71	4,10
2526	5,15	2,04	2526	10,86	4,30
2057	4,38	2,13	2058	9,46	4,60
1677	3,79	2,26	1677	8,38	5,00
1366	3,26	2,39	1366	7,37	5,40
1114	2,84	2,56	1113	6,56	5,90
907	2,46	2,72	907	5,80	6,40
739	2,18	2,95	739	5,17	7,00
602	1,91	3,18	602	4,69	7,80
490	1,67	3,41	490	4,21	8,60
400	1,49	3,73	400	3,84	9,60
326	1,32	4,07	326	3,52	10,80
266	1,19	4,49	266	3,21	12,10
216	1,06	4,94	216	2,95	13,70
176	0,96	5,50	176	2,74	15,60
144	0,87	6,10	144	2,54	17,70
117	0,79	6,82	117	2,37	20,30
95	0,72	7,64	95	2,23	23,50
78	0,67	8,61	78	2,10	27,00
63	0,60	9,67	63	1,98	31,50
52	0,56	10,84	52	1,90	36,70
42	0,52	12,44	42	1,80	43,00
34	0,48	14,13	34	1,71	50,40
28	0,44	15,78	28	1,63	58,30
23	0,40	17,79	23	1,58	69,10
18	0,36	20,03	18	1,49	83,00
15	0,35	21,91	16	1,54	96,70
12	0,29	24,59	12	1,37	114,70
10	0,27	27,18	10	1,37	137,50

$Tensão = a (Taxa)^n$

a = 0,02674
n = 0,67326

$Tensão = a (Taxa)^n$

a = 0,171769
n = 0,530622

ANEXO 2
Reômetro HAAKE RS100
REOLOGIA DAS POLPAS

35% SOL. NAT. ALTA VISC.			35% SOL. DISP. MEDIA VISC.		
TAXA	TENSÃO	VISC.	TAXA	TENSÃO	VISC.
1/s	Pa	mPa.s	1/s	Pa	mPa.s
3805	31,69	8,33	3805	16,93	4,45
3101	28,09	9,06	3101	14,67	4,73
2526	25,05	9,92	2526	12,78	5,06
2058	22,49	10,93	2058	11,24	5,46
1677	20,32	12,12	1677	9,94	5,93
1366	18,40	13,47	1366	8,88	6,50
1113	16,75	15,05	1113	7,98	7,17
907	15,34	16,92	907	6,97	7,68
739	14,10	19,08	739	6,24	8,44
602	13,02	21,63	602	5,47	9,08
490	12,07	24,64	490	4,95	10,11
400	11,26	28,17	400	4,67	11,67
326	10,55	32,37	326	4,20	12,87
266	9,94	37,40	266	4,07	15,31
216	9,37	43,42	216	3,70	17,11
176	8,93	50,77	176	3,52	20,02
144	8,60	59,75	144	3,44	23,87
117	8,14	69,63	117	3,25	27,79
95	7,83	82,50	95	3,09	32,48
78	7,63	97,87	78	3,05	39,08
63	7,40	117,60	63	2,88	45,74
52	7,21	138,70	52	2,80	53,91
42	6,97	165,90	42	2,65	63,07
34	6,76	198,70	34	2,51	73,94
28	6,62	236,30	28	2,50	89,19
26	6,70	257,70	23	2,47	107,47
18	6,24	346,50	19	2,44	128,45
14	6,39	456,70	15	2,40	159,67
13	6,28	483,00	13	2,49	191,89
			11	2,44	221,53

Tensão = $a(Taxa)^n$

a= 1,49486
n= 0,35682

Tensão = $a(Taxa)^n$

a= 0,328849
n= 0,46579

ANEXO 3
Reômetro HAAKE RS100
REOLOGIA DA POLPA

35% SÓL. DISP. BAIXA VISC.		
TAXA	TENSÃO	VISC.
1/s	Pa	mPa.s
3805	6,89	1,81
3101	5,80	1,87
2526	4,88	1,93
2058	4,05	1,97
1677	3,42	2,04
1366	2,87	2,10
1113	2,45	2,20
907	2,06	2,27
739	1,77	2,39
602	1,52	2,53
490	1,31	2,67
400	1,12	2,80
326	0,96	2,96
266	0,83	3,12
216	0,73	3,40
176	0,64	3,62
144	0,56	3,88
117	0,48	4,08
95	0,41	4,30
78	0,36	4,60
63	0,31	4,97
52	0,27	5,25
42	0,24	5,77
34	0,21	6,20
28	0,18	6,53
23	0,17	7,18
18	0,14	7,95
15	0,12	8,30
12	0,11	9,12
10	0,10	10,00

$$\text{Tensão} = a (\text{Taxa})^n$$

$$a = 0,00866$$

$$n = 0,80851$$

SEPARAÇÃO SÓLIDO-LÍQUIDO

Sílvia Cristina A. França

Engenheira Química pela UFS, Doutora em
Engenharia Química pela PEQ-COPPE-UFRJ
Tecnologista Sênior do CETEM/MCT

Giulio Massarani(*in memoriam*)

Engenheiro Químico pela Universidade do Brasil,
Doutor pela Université de Toulouse - França
Professor Titular do PEQ-COPPE-UFRJ

INTRODUÇÃO

Existem diversos processos na indústria mineral que requerem, em alguma etapa do beneficiamento, operações de separação sólido-líquido. Essas são consideradas, na maioria das vezes, etapas cruciais num fluxograma de beneficiamento mineral, porque, além da complexidade de algumas operações de separação, tem-se também os elevados investimentos de capital e manutenção associados aos equipamentos utilizados.

O projeto de um equipamento para realização da separação das fases sólida e líquida depende das necessidades específicas do processo, bem como das características da alimentação. Sabe-se que dois objetivos básicos deverão ser atendidos em um processo de separação sólido-líquido, quais sejam: a produção de um sólido desaguado e a produção de um líquido clarificado. Nesse capítulo serão abordadas as operações de desaguamento, com ênfase na obtenção de concentrados de minério ou tortas de filtração.

Quando se trabalha com polpas minerais, é importante que a operação de separação sólido-líquido seja escolhida mediante a observação de características da polpa, como a concentração de sólidos. As polpas diluídas com baixas concentrações de sólidos geralmente requerem algum tipo de pré-tratamento (concentração) antes da etapa de desaguamento, já as com maior concentração podem ser processadas diretamente nos equipamentos de desaguamento propriamente ditos.

Entretanto, existe uma variedade de equipamentos de separação sólido-líquido que podem ser utilizados nas plantas de beneficiamento mineral. A sua escolha dependerá da resposta a algumas questões, como reportado por Silverblatt e Easton (2002):

- (i) objetivos do processo de separação e qual o efeito da eficiência desse processo no fluxograma de beneficiamento;
- (ii) tipo da operação, se contínua ou em batelada;
- (iii) deve-se saber qual a sua vazão de alimentação, concentração de sólidos, distribuição granulométrica e densidade dos sólidos da polpa de minérios;
- (iv) necessidade de pré-tratamento da polpa, como coagulação/floculação, tipo de reagentes a serem utilizados (orgânicos ou inorgânicos) e características de resistência requeridas para os flocos;
- (v) quantidade de sólidos solúveis e umidade final requerida para a torta de filtração;
- (vi) para a fase líquida, deve-se saber qual a turbidez requerida e a quantidade de sólidos dissolvidos, além da necessidade e adequação de auxiliares de filtração.

A compreensão do processo permitirá uma avaliação detalhada das operações disponíveis para o atendimento a um determinado fluxograma de beneficiamento. Deve-se, contudo, ter sempre em mente que os custos operacionais – equipamentos e processo – devem ser levados em consideração na concepção de fluxograma de beneficiamento. Por exemplo, em um processo de desaguamento existe uma escala de custo por operação unitária, o qual aumenta à medida que se torna mais difícil remover a água da polpa de minérios.

A Figura 1 ilustra a variação de custos das operações de desaguamento e a sua dependência de acordo com o tamanho das partículas presentes no processo, bem com o tipo de equipamento utilizado.

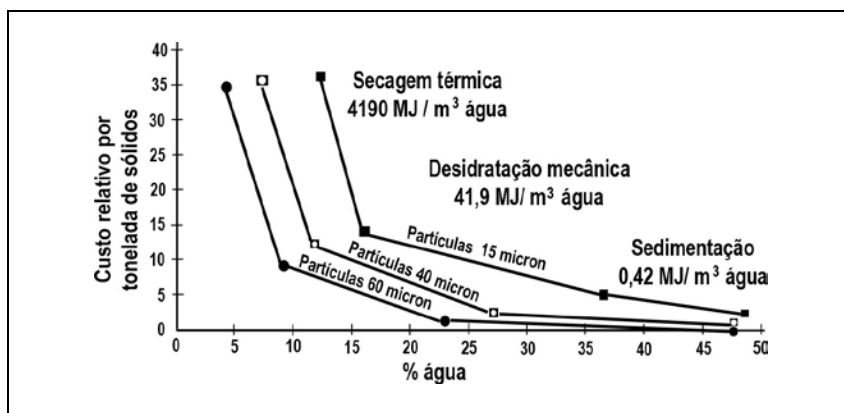


Figura 1 – Custo da operação unitária para desaguamento em função do tamanho das partículas presentes na polpa (Metso Minerals, 2006).

As curvas representam o custo relativo por operação unitária para reduzir a quantidade de água de uma polpa mineral, num processo de beneficiamento. Também neste caso alguns questionamentos devem ser respondidos para auxiliar na definição do fluxograma e do custo final de beneficiamento, por exemplo:

- (i) o desaguamento poderá ser obtido apenas por espessamento?
- (ii) caso haja necessidade de uso de filtros, dar a preferência aos filtros a vácuo e utilizar os de pressão apenas quando a umidade final requerida for muito baixa;
- (iii) qual o máximo de eficiência de desaguamento que pode ser obtida nos filtros para que a energia gasta em processos térmicos (secagem) seja minimizada?

As operações de desidratação mecânica são dependentes da granulometria dos sólidos e podem ser utilizadas conforme o diagrama apresentado a seguir na Figura 2.

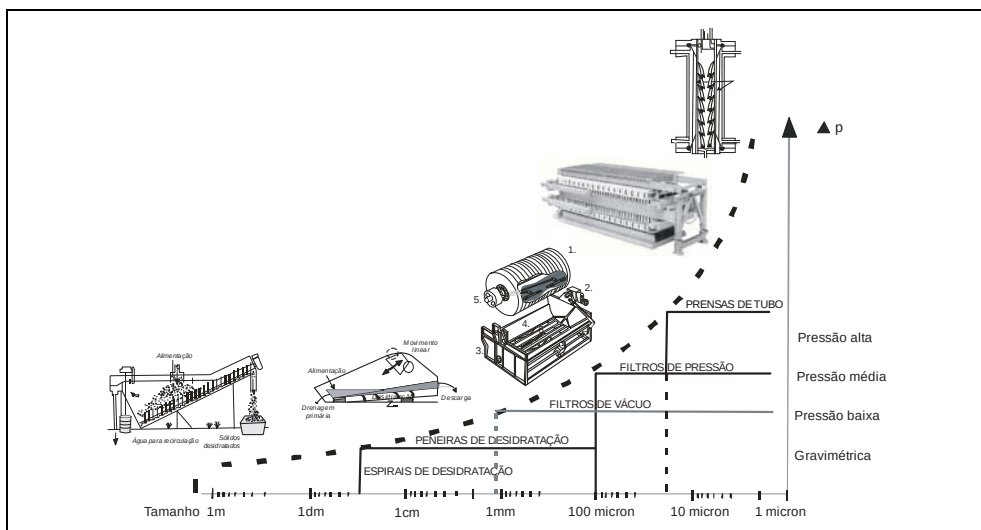


Figura 2 – Tipos de equipamento de desaguamento em função do tamanho de partícula a ser separada (adaptado de Metso Minerals, 2006).

Fatores a Serem Considerados na Escolha da Operação de Separação Sólido-Líquido

Dependendo do tipo de produto que se deseja obter, as operações de separação sólido-líquido devem ser escolhidas com base ao atendimento de algumas exigências operacionais, como descrito a seguir, de acordo com Silverblatt e Easton (2002).

Capacidade Requerida

A escolha de equipamentos de separação sólido-líquido está diretamente relacionada à capacidade de processo requerida. Para processos com baixa capacidade de alimentação e produção, geralmente a operação de filtragem, contínua ou em batelada, é a mais adequada, enquanto nos casos em que são requeridas maiores capacidades, opta-se pelo espessamento. A decisão pelo tipo de operação unitária a ser empregada no processo está relacionada também aos custos operacionais. Neste caso, os espessadores têm prioridade sobre os filtros, devido ao seu baixo custo operacional e menor demanda operacional e de manutenção, ainda que necessitem de grandes áreas para serem instalados.

Distribuição de Tamanhos e Forma das Partículas

Essa variável é uma das mais importantes na determinação da eficiência e custo dos processos de separação sólido-líquido. Quando a polpa de minérios a ser tratada contém grande quantidade de partículas finas ou ultrafinas, a atenção dedicada à medida da área superficial específica passa a ser mais significativa.

Deve-se atentar para a consideração de que quanto mais finas as partículas da polpa a ser tratada, menores serão a capacidade e a eficiência de separação e mais restrita será a escolha do equipamento. Ainda deve ser considerado que distribuição de tamanho de partículas com faixa estreita de partículas ultrafinas é mais fácil de ser tratada do que as que apresentam distribuição mais alargada. Como exemplo, cita-se a produção do hidrato de alumínio, na produção de alumina, em que um percentual das partículas provenientes dos tanques de cristalização retornam como semente para os mesmos tanques, até que se obtenha o tamanho adequado dos cristais (mais grossos) para os processos subsequentes de desaguamento.

No caso de suspensões/polpas minerais contendo partículas menores do que 10 μm , especialmente na fração argila ($<2 \mu\text{m}$), o processo de separação sólido-líquido é extremamente afetado pelo efeito de dispersão das partículas, causado pelo movimento browniano característico dos colóides, o qual dificulta a sedimentação. Nestes casos, deve-se avaliar a necessidade de aglomeração prévia das partículas – coagulação/floculação – antes de submetê-las à operação de separação propriamente dita. A presença de partículas ultrafinas tem efeito nas eficiências de espessamento, reduz as taxas de filtração e pode acumular mais umidade do que a desejada nas tortas oriundas da filtração. Por isso, a importância do pré-tratamento dessas polpas.

Quanto à forma, as partículas podem influenciar a eficiência dos processos de separação sólido-líquido à medida que se distanciam da forma esférica. Partículas com forma lamelar ou placoidal são indesejadas, por exemplo, no processo de filtração, por formarem tortas com baixa permeabilidade e, por conseguinte, baixas taxas de filtração. As partículas com formato mais alongado (semelhante a agulhas), também causam problemas à formação de torta de filtração pois podem entupir os poros do meio filtrante (tecido), impedindo a permeação do líquido.

Como exemplo, cita-se o caso de polpas de minério de ferro, que, devido à granulometria grossa e à alta densidade do minério, podem aglomerar-se no fundo dos espessadores, tornando-se de difícil remoção. Para driblar esse tipo de dificuldade operacional, deve-se optar por polpas de minérios com menores concentrações de sólido, maiores velocidades de rotação e desenho apropriado dos raspadores.

Aglomeração das Partículas (coagulação e floculação)

Os processos de aglomeração de partículas, que têm papel importante na melhoria da eficiência das operações de separação sólido-líquido são convencionalmente descritos pelos mecanismos de coagulação e floculação. Esses processos, já abordados detalhadamente no Capítulo 13, são diferenciados pelo tipo de composto químico utilizado para a aglomeração das partículas.

Figura 3 – Diagrama de solubilidade de equilíbrio para os sais de ferro e alumínio (Perase, 2003).

Os floculantes são polímeros orgânicos responsáveis por criar pontes entre as partículas de uma suspensão, permitindo um aumento no seu diâmetro efetivo e, conseqüentemente, nas taxas de separação sólido-líquido. A floculação não acontece imediatamente após a adição da solução polimérica, havendo a necessidade de tempo para que a solução viscosa seja adsorvida na superfície das partículas. A eficiência dessa adsorção está diretamente relacionada à tensão de cisalhamento (velocidade de agitação) aplicada à suspensão durante a adição do floculante.

Atualmente, além dos polímeros convencionais, também conhecidos como polieletrólitos (poliacrilamidas), uma nova família de polímeros ganha espaço no mercado dos floculantes: são as moléculas com estrutura única (*UMA – unique molecular architecture*), como mostrado no trabalho de Weir e Moody (2003). Segundo os autores, o ganho na eficiência de floculação se deve à maior facilidade na dispersão das moléculas do polímero na polpa e à maior resistência do floco formado.

Os flocos formados terão comportamento diferente das partículas originais. Para a previsão de novas taxas de sedimentação, o que é extremamente complexo, faz-se necessário o conhecimento de um novo fator de forma e valor de densidade, os quais são, geralmente, determinados por métodos empíricos (França, 2000). A grande dificuldade na determinação destas variáveis é a sua dependência, não apenas do tipo de floculante utilizado, mas também das condições físico-químicas sob as quais ocorreu a floculação (Braga e França, 2008).

Embora tenham efetiva participação na melhoria da eficiência de processos de separação sólido-líquido, a utilização dos agentes aglomerantes deve ser fortemente considerada na concepção dos equipamentos, para evitar erros de escalonamento, quando se utilizam os resultados de laboratório para o escalonamento e projeto de unidades industriais. Usher *et al.*, (2009) mostraram que as discrepâncias observadas entre os valores preditos e reais de eficiência dos processos de separação podem estar embutidas na variação das características dos flocos, devido aos processos de cisalhamento aos quais são submetidos durante a operação de separação de fases.

Concentração de Sólidos na Polpa

Tem importância na escolha dos equipamentos de separação sólido-líquido, pois, geralmente, estas operações antecedem as etapas de desaguamento. Dessa forma, suspensões diluídas necessitarão de concentração prévia, geralmente em espessadores, antes de serem submetidas ao desaguamento final. Entretanto, se há a necessidade de floculação das partículas, é importante lembrar que polpas com concentração de sólido elevada não apresentam bom comportamento frente à floculação; polpas mais diluídas permitem a floculação mais eficiente, com flocos de mais fácil sedimentação e desaguamento.

Um exemplo da influência da concentração de sólidos é citado por Silverblatt e Easton (2002) para uma planta de lavagem de finos de carvão. A elevada concentração de sólidos na polpa dificultou o processo de floculação das partículas, o que resultou em baixa eficiência do espessador quanto às taxas de sedimentação, concentração de sólidos no *underflow*, arraste de sólidos no *overflow*. Segundo os autores, a solução do problema foi obtida com a diluição da polpa antes da floculação, utilizando o líquido clarificado do próprio espessador.

Geometria dos Equipamentos de Separação

A geometria e as dimensões do tanque têm influência no processo de sedimentação. A existência de paredes ou obstáculos no trajeto da partícula promove a redução da taxa de sedimentação, já a altura de suspensão no tanque não altera a taxa de sedimentação nem a concentração de sólidos na lama ao final do teste. Entretanto, se a concentração de sólidos é muito alta, é importante que o tanque seja alto o suficiente para que o processo de sedimentação aconteça livremente, sem que as partículas sejam indevidamente desaceleradas devido ao fundo do tanque.

Dessa forma, considerando as diversas opções oferecidas pelas operações unitárias de separação sólido-líquido, esse capítulo apresenta aspectos importantes relacionados ao projeto e análise do desempenho de alguns equipamentos tradicionais para o espessamento e a filtração.

No que se refere ao espessamento, será abordada a sedimentação contínua no campo gravitacional – espessador Dorr-Oliver/Eimco – Nas configurações convencional e de alta capacidade. A filtração de suspensões, que também será abordada neste capítulo, se restringirá aos filtros prensa e rotativo, nos quais se considera a operação descontínua e sob pressão de algumas atmosferas, no primeiro caso, e continuamente e sob vácuo, no segundo.

Para o melhor entendimento do comportamento das fases sólida e líquida em cada operação unitária de separação, faremos uma abordagem sobre os aspectos fluidodinâmicos aos quais estão submetidos os sistemas particulados, além dos fundamentos da teoria sobre escoamento em meios porosos. Finalmente, serão apresentadas as operações de espessamento e filtragem, com exemplos práticos da sua aplicação.

Fluidodinâmica da Partícula

Em muitas situações, como na operação de um ciclone, a concentração da fase particulada está relacionada ao comportamento dinâmico das partículas em movimento no interior do equipamento.

A velocidade terminal de sedimentação, v , de uma partícula isolada em movimento no fluido com densidade ρ_f e viscosidade μ_f é dada pela equação empírica (Massarani, 2002):

$$v = \frac{\mu_f}{D_p \rho_f} \left[\left(k_1 \frac{c_D Re^2}{24} \right)^{-1,20} + \left(\frac{c_D Re^2}{k_2} \right)^{-0,60} \right]^{-0,83} \quad [1]$$

Na qual C_D é o coeficiente de arraste da partícula e Re é o número de Reynolds:

$$Re = \frac{\rho_f v D_p}{\mu_f}$$

$$c_D Re^2 = \frac{4 \rho_f (\rho_s - \rho_f) b D_p^3}{3 \mu_f^2}$$

$$k_1 = 0,843 \log_{10} \frac{\phi}{0,065} \quad \text{e} \quad k_2 = 5,31 - 4,88 \phi$$

Neste resultado a partícula é caracterizada pela sua densidade ρ_s , diâmetro da esfera com igual volume que o da partícula, D_p (diâmetro volumétrico) e pelo fator de forma ϕ , ou esfericidade:

$$V_p = \frac{\pi D_p^3}{6} \quad [2]$$

$$\phi = \frac{\text{superfície da esfera com o volume da partícula}}{\text{superfície da partícula}} \quad [3]$$

A intensidade do campo exterior b , gravitacional ou centrífugo, na direção perpendicular ao campo de velocidades tangenciais do fluido u_θ toma, respectivamente, a forma:

$$b = g \quad [4]$$

$$b = r u_\theta^2 \quad [5]$$

em que r é a posição radial da partícula em relação ao eixo de rotação do sistema.

Cabe, ainda, mencionar que o resultado expresso pela Equação [1] encerra a bem conhecida equação de Stokes, válida para o deslocamento lento de uma partícula esférica, quando o número de Reynolds é menor que 0,5, como apresentado na Equação [6]:

$$v = \frac{(\rho_s - \rho_f) b D_p^2}{18 \mu_f} \quad [6]$$

A velocidade da partícula no seio da massa fluida é reduzida pela presença de outras partículas, como mostra a correlação de Richardson e Zaki (1954):

$$\frac{v}{v_{\infty}} = \varepsilon_f^n \quad [7]$$

v_{∞} é a velocidade terminal da partícula isolada, ε_f é a fração volumétrica de fluido e n é um parâmetro que depende do número de Reynolds da partícula isolada.

Na Tabela 1 encontram-se os valores de n usados para o cálculo da velocidade terminal de sedimentação da partícula, sob diferentes regimes de escoamento.

Tabela 1 – Valores de n usados para o cálculo da velocidade terminal de sedimentação da partícula.

$Re = \frac{D_p v_{\infty} \rho_f}{\mu_f}$	< 0,2	0,2 – 1	1 - 500	> 500
n	3,65	$4,35 Re_{\infty}^{-0,03}$	$4,45 Re_{\infty}^{-0,1}$	1,39

Exemplo 1

Estimativa do valor do diâmetro das menores partículas que são coletadas com eficiência de 100% no ciclone esquematizado na Figura 4 e já abordado no Capítulo 6.

Dados:

propriedades do líquido (água a 20°C): $\rho_f = 1.000 \text{ kg/m}^3$ e $\mu_f = 10^{-3} \text{ Pa.s}^{-1}$;

densidade das partículas sólidas: $\rho_s = 2.500 \text{ kg/m}^3$;

Dimensões do ciclone:

$R = 25 \text{ mm}$, $R_i/R = 0,3$, $R_o/R = 0,25$ $L/R = 10$;

vazão de líquido na alimentação: $Q = 2 \text{ m}^3/\text{h}$;

intensidade média do campo centrífugo estimado em 15 g;

São feitas as seguintes considerações:

a suspensão é diluída, não sendo necessário levar em conta os efeitos da concentração na separação das partículas;

as partículas são esféricas e prevalece o regime de Stokes - Equação [6];

o tempo de residência das partículas no ciclone é igual ao tempo de residência médio do fluido na zona de separação, dado pela Equação [8].

$$t_R = \frac{\pi(R^2 - R_o^2)L}{Q} \quad [8]$$

na qual L é o comprimento do ciclone e Q a vazão do fluido.

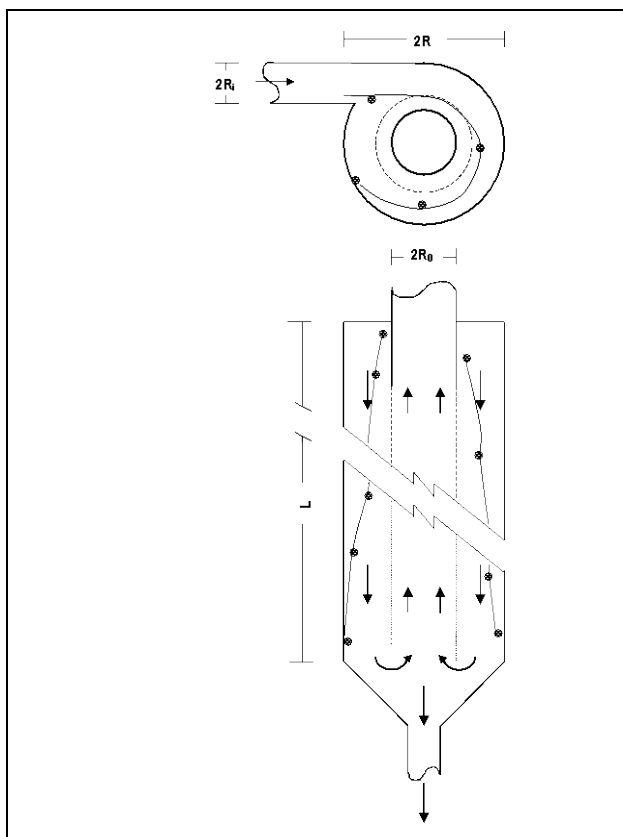


Figura 4 – Trajetória da menor partícula separada com eficiência de 100% no ciclone.

O valor do diâmetro da menor partícula separada no ciclone com eficiência de 100% pode ser estimado igualando-se o tempo de residência da partícula no ciclone ao tempo consumido para que essa atinja a parede do mesmo, Equações [9] e [10].

$$t_R = \frac{\pi(R^2 - R_o^2)L}{Q} = \frac{2R_i}{(\rho_s - \rho_f)bD_p^2} \cdot \frac{18\mu_f}{18\mu_f} \quad [9]$$

$$D_p = \left\{ \frac{36\mu_f \left(\frac{R_i}{R} \right) Q}{\pi R^2 \left[1 - \left(\frac{R_o}{R} \right)^2 \right] \frac{L}{R} (\rho_s - \rho_f) b} \right\}^{1/2} \quad [10]$$

Portanto, resulta para os dados do problema que $D_p = 38,5 \mu\text{m}$. Dentro das condições idealizadas, conclui-se que partículas maiores que $38,5 \mu\text{m}$ são separadas completamente pelo ciclone e que partículas menores que $38,5 \mu\text{m}$ são separadas com menor eficiência.

Cabe ressaltar que quanto maior a concentração da suspensão, menor será a velocidade de separação das partículas, maior o diâmetro crítico e, conseqüentemente, menor a eficiência global de separação do ciclone. Sendo válido o regime de Stokes, resulta da Equação [7] que a velocidade radial da partícula é determinada por:

$$v = \frac{(\rho_s - \rho_f) b D_p^2}{18 \mu_f} \epsilon_f^{3,65}$$

e o diâmetro crítico, por:

$$D_p = \left\{ \frac{36 \mu_f \left(\frac{R_i}{R} \right) Q}{\pi R^2 \left[1 - \left(\frac{R_o}{R} \right)^2 \right] \frac{L}{R} (\rho_s - \rho_f) b} \right\}^{\frac{1}{2}} \cdot \frac{1}{\epsilon_f^{1,83}} \quad [11]$$

Assim, por exemplo, se a concentração de sólidos é 100 g/L de suspensão, a fração volumétrica de fluido é dada por:

$$\epsilon_f = \frac{1000 - \frac{100}{2,5}}{1000} = 0,96$$

E o diâmetro crítico passa de $38,5 \mu\text{m}$ para $41,5 \mu\text{m}$.

Escoamento em Meios Porosos

As operações de filtração e espessamento de suspensões levam à formação de tortas e de sedimentos que se caracterizam por exibirem uma variação de compactação ao longo da sua estrutura, causada pela percolação de líquido.

Seja a configuração de escoamento representada na Figura 5.

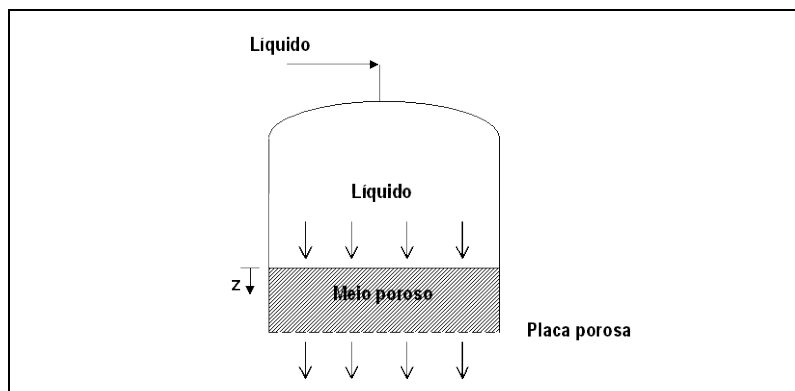


Figura 5 – Escoamento de líquido através de um meio poroso

As equações básicas do escoamento de um líquido em um meio poroso, dentro das simplificações feitas tradicionalmente, são (Massarani, 2002):

para a fase líquida:
$$-\frac{dP_f}{dz} = m - \rho_f g \quad [12]$$

para a fase particulada:
$$-\frac{dP_s}{dz} = -m - \varepsilon_s (\rho_s - \rho_f) g \quad [13]$$

P_s e P_f são, respectivamente, a pressão exercida sobre a fase sólida e a fase fluida, g é a aceleração da gravidade e m é a força resistiva fluido-partícula (por unidade de volume do sistema particulado), dada pela Equação [14]:

$$m = \frac{\mu_f}{k} q_f \quad [14]$$

$$q_f = \frac{Q_f}{A} \quad [15]$$

$$k = \frac{(D_p^2 \Phi)}{180} \frac{(1 - \varepsilon_s)^3}{\varepsilon_s^2} \quad [16]$$

$$\varepsilon_s = f(P_s) \quad [17]$$

Nesta formulação, q_f é a velocidade superficial de fluido, ε_s a fração volumétrica de sólido e k a permeabilidade do meio poroso, Φ é a esfericidade e D_p o diâmetro da partícula. A Equação [14] exprime a Lei de Darcy, válida para escoamento lento através do meio poroso e a Equação [17] permite levar em conta a compressibilidade do sedimento.

Combinando-se as Equações [12] e [13] tem-se:

$$-\left(\frac{dP_f}{dz} + \frac{dP_s}{dz}\right) = -[\rho_f + \epsilon_s(\rho_s - \rho_f)]g = -(\epsilon_f\rho_f + \epsilon_s\rho_s)g = -\rho_M g \quad [18]$$

onde ρ_M é a densidade do sistema particulado e $\epsilon_f = 1 - \epsilon_s$.

A integração da Equação [18] leva ao resultado

$$P_s(z) = P_f(0) - P_f(z) + \rho_M g z \quad [19]$$

evidenciando que:

- a) a pressão sobre o fluido aumenta no sentido do escoamento do fluido;
- b) a pressão sobre o sólido aumenta com a vazão de líquido - Equações [12], [14] e [19].

ESPESSAMENTO

A sedimentação é um dos processos de separação sólido-líquido baseados na diferença entre as densidades dos constituintes de uma suspensão. A remoção das partículas sólidas presentes em uma corrente líquida se dá pela ação do campo gravitacional, o que oferece ao processo as características de baixo custo e grande simplicidade operacional. A larga utilização industrial dos sedimentadores promove um crescente interesse no conhecimento do dimensionamento e operação desses equipamentos, com a finalidade de melhorar a sua utilização e eficiência no atendimento aos objetivos operacionais.

Na literatura, costuma-se classificar os sedimentadores em dois tipos: os espessadores e os clarificadores. Os espessadores têm como produto de interesse o sólido e são caracterizados pela produção de material espessado com alta concentração de sólidos. Já os clarificadores têm como produto de interesse o líquido e se caracterizam pela produção de material com baixas concentrações de sólidos. Industrialmente os espessadores são os mais utilizados e operam, geralmente, em regime contínuo. Tais equipamentos podem ser construídos em aço ou concreto armado, sendo os primeiros mais indicados para diâmetros menores, devido ao custo (Chaves *et al.*, 2004).

Na indústria da mineração, os espessadores são largamente utilizados para as seguintes finalidades:

- (i) obtenção de polpas com concentrações adequadas a um determinado processo subsequente; exemplo: elevação da percentagem de sólidos de uma polpa de minério de ferro, de 45 para 70%, para ser bombeada através de um mineroduto. Neste caso são considerados espessadores de concentrado;
- (ii) espessamento de rejeitos com concentração de sólidos elevada, visando transporte e descarte mais eficazes. Aqui são chamados de espessadores de rejeito;

- (iii) recuperação de água para reciclo industrial; atualmente, a maioria dos espessadores de concentrado e de rejeito é usada, também, com a finalidade de recuperar o fluxo de sobrenadante, como água de recirculação para o processo de beneficiamento de minérios. Essa aplicação, cada vez mais presente, decorre da aplicação dos conceitos de sustentabilidade (Chaves *et al.*, 2004);
- (iv) recuperação de sólidos ou solução de operações de lixiviação, utilizados em processos hidrometalúrgicos.

A operação de sedimentação é baseada em fenômenos de transporte, em que a partícula sólida em suspensão está sujeita à ação das forças da gravidade, do empuxo e de resistência ao movimento. O mecanismo da sedimentação descontínua auxilia na descrição do processo contínuo, com o uso do teste de proveta, que é baseado no deslocamento da interface superior da suspensão com o tempo, conforme ilustra a Figura 6. Durante esse teste pode ser observada a co-existência de três regiões distintas: a região de líquido clarificado, a de sedimentação livre e a de compactação. Algumas considerações físicas devem ser estabelecidas, a fim de caracterizar cada região:

- (i) na região de sedimentação livre, as partículas sólidas sedimentam sem que haja interação entre elas; a velocidade de sedimentação e a concentração de sólidos são consideradas constantes;
- (ii) na região de compactação, as partículas sólidas já começam a interagir entre si; é notada a variação da concentração de sólidos ao longo dessa região, devido à desaceleração sofrida por essas partículas.

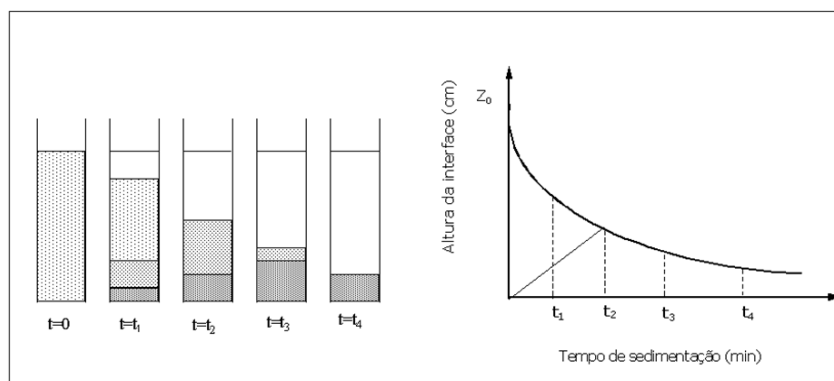


Figura 6 – Etapas de um teste de proveta e a curva típica do ensaio de sedimentação em batelada.

No início do teste ($t=0$), a polpa apresenta-se homogênea e a concentração de sólidos é constante em todos os pontos da proveta. Instantes depois, as partículas maiores começam a sedimentar e a formar uma fina camada de sólidos no fundo da proveta, que é a região de compactação. Essa região é formada por partículas mais pesadas e com maior

velocidade de sedimentação. As partículas mais finas sedimentam mais lentamente e sem interação entre elas (há apenas a resistência da fase líquida), dando origem a uma região intermediária, de concentração de sólidos constante, que é a região de sedimentação livre. Ao tempo que os sólidos começam a sedimentar, tem início a formação de uma região de líquido clarificado, isenta de sólidos, na parte superior da proveta.

Com o decorrer do teste são observadas variações na altura das regiões. As regiões de líquido clarificado e de compactação tornam-se maiores devido ao desaparecimento da região de sedimentação livre. Em seguida é atingido um ponto onde existe apenas uma região de sólidos (compactação) e uma região de líquido clarificado. A partir desse ponto o processo de sedimentação consiste numa compressão lenta dos sólidos, que expulsa o líquido existente entre essas partículas para a região de líquido clarificado. A expulsão do líquido promove a acomodação das partículas sólidas, que pode ser observada por meio de uma pequena variação na altura da região de compactação.

Tipos de Espessadores

A capacidade de uma unidade de espessamento é diretamente proporcional à sua área e usualmente determinada em função da taxa de sedimentação dos sólidos na suspensão, que independe da altura de líquido. Durante o processo de sedimentação a polpa passa através de zonas nas quais a concentração de sólidos é variável, da alimentação e da descarga final. Consequentemente, nas zonas intermediárias existentes entre esses limites de concentração, cada partícula encontrará diferentes taxas de sedimentação, e a zona que exibir a menor taxa de sedimentação será a responsável pelo dimensionamento da unidade.

A capacidade de uma unidade contínua de espessamento está baseada na sua habilidade em processar suspensões, tanto na função de espessador quanto de clarificador. A área da unidade controla o tempo necessário para que ocorra a sedimentação dos sólidos através do líquido, a uma dada taxa de alimentação do mesmo, e é importante na determinação da capacidade de clarificação do equipamento. A altura da unidade controla o tempo necessário para o espessamento da polpa, para uma dada taxa de alimentação dos sólidos, e é importante na determinação da capacidade de espessamento da unidade.

No projeto das unidades de espessamento, a relação entre altura e diâmetro é importante apenas para avaliar se o volume do tanque proporcionará um tempo de sedimentação necessário aos objetivos do equipamento, considerando fatores como eficiência operacional e projeto mecânico.

Os tipos de espessadores variam em função da geometria ou forma de alimentação do equipamento. Basicamente são tanques cilíndrico-cônicos construídos em concreto armado ou aço e equipados com um mecanismo de raspagem, para carrear o material sedimentado até o ponto de retirada, o que corresponde ao maior custo do equipamento. Os braços raspadores (*rakes*), também chamados de ancinhos ou rastelos, são acoplados à

estrutura de sustentação do tubo central de alimentação da suspensão e devem ser projetados com base no torque aplicado ao motor. Devem também ter flexibilidade para suportar diferentes volumes e tipos de cargas impostas.

O torque dos *rakes* é detectado e monitorado eletronicamente e o seu aumento é sinal de que a carga de sólidos no *underflow* do espessador está aumentando; isso pode representar algum problema operacional no processo, como aumento da carga de sólidos na alimentação, defeito na bomba de *underflow*, ou ainda, presença de algum objeto ou ferramenta no fundo do tanque. Dessa forma, o operador deve estar atento ao aumento no torque, para proceder com ações corretivas, para evitar danos no sistema de acionamento dos *rakes* ou, o que é pior, a parada do equipamento. Algumas definições são utilizadas para os valores de torque (Metso Minerals, 2006):

- (i) torque de 10 anos ou torque equivalente, é a carga de torque pela qual o cabeçote da engrenagem tem uma duração calculada de 10 anos;
- (ii) torque de corte – nominal 3.000 horas de duração, o que representa aproximadamente 3 x torque de 10 anos. Se o sistema de monitoramento detecta um torque acima deste valor, haverá a parada do cabeçote de transmissão e um alarme sonoro será ativado. Inicia-se, também, um procedimento de elevação dos braços raspadores;
- (iii) torque máximo é, na prática, um valor correspondente a 2 x torque de corte. Nesse valor ocorre a parada da rotação dos braços raspadores e a sua elevação já está em nível máximo.

A Figura 7, baseada no manual de equipamentos da Metso Minerals (2006), ilustra a variação do torque e as medidas de segurança adotadas pelo sistema de monitoramento automático utilizado nos espessadores.

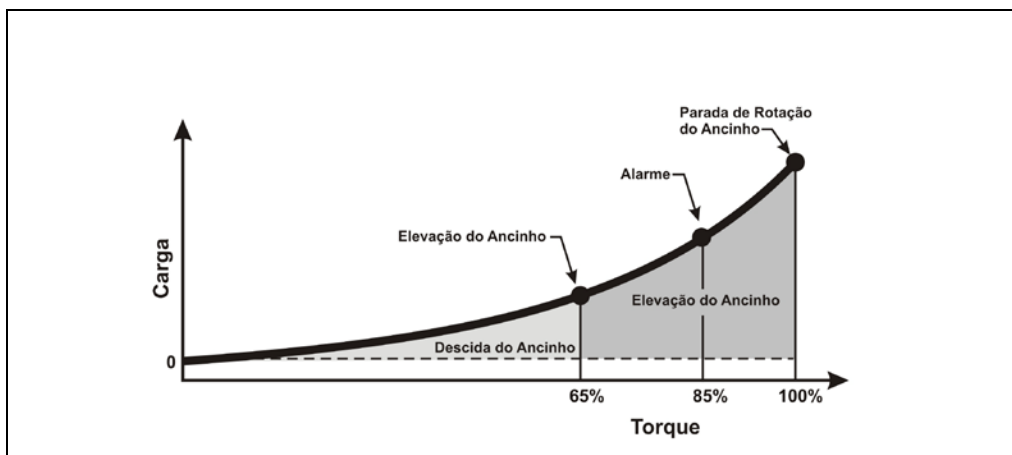


Figura 7 – Variação do torque e medidas de segurança na operação de espessadores (Metso Minerals, 2006).

Espessador Contínuo Convencional

O espessador contínuo convencional consiste em um tanque provido de um sistema de alimentação de suspensão e outro de retirada do espessado (raspadores), dispositivos para descarga do *overflow* e do *underflow*. Esse tipo de espessador contínuo é o mais utilizado industrialmente. Outros detalhes sobre a sua estrutura e mecanismos de operação podem ser vistos na Figura 8.

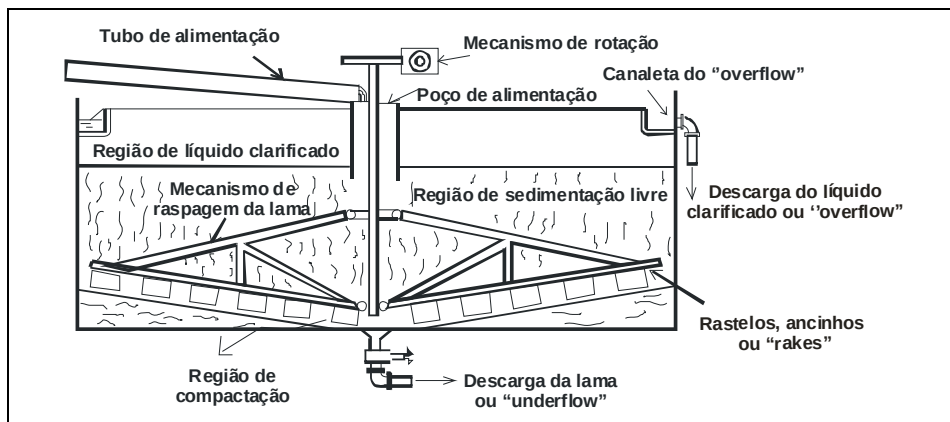


Figura 8 – Esquema operacional de um espessador contínuo convencional.

Na Figura 9 tem-se uma fotografia de um espessador industrial, feito em concreto armado, em fase final de montagem. Pode-se visualizar detalhes do tubo e poço de alimentação (*feedweel*), dos braços raspadores (*rakes*) e, principalmente, das suas dimensões de diâmetro e altura, de 46 e 6 m, respectivamente, que correspondem a 150 e 20 ft.



Figura 9 – Vista de um espessador industrial em fase de montagem.

Espessadores de Alta Capacidade (Super Espessadores)

Esse tipo de espessador é bastante semelhante ao contínuo convencional, porém com alguma modificação estrutural de projeto - seja por meio da inserção de lamelas ou modificação no posicionamento da alimentação da suspensão, entre outras – que promove o aumento da capacidade do equipamento. Uma das vantagens desse equipamento, além de aumentar a capacidade, é promover um aumento na área de espessamento, sem que haja aumento no seu diâmetro. Este fato é muito atraente industrialmente, especialmente no que diz respeito ao espaço necessário para a montagem dos mesmos.

Espessador de Lamelas

Essa unidade de espessamento, que também é um espessador de alta capacidade, consiste numa série de placas inclinadas (lamelas), dispostas lado a lado, formando canais (Figura 10). A vantagem dessa configuração é a economia de espaço, uma vez que a capacidade de sedimentação nesses equipamentos é bem maior que no espessador convencional, pois a área efetiva de sedimentação é dada pela soma das áreas projetadas de cada lamela. Outra vantagem da configuração lamelar está na rápida sedimentação das partículas sólidas. Como o tempo de sedimentação é proporcional à altura de queda vertical, este tempo pode ser reduzido, diminuindo-se o espaçamento entre as lamelas.

Nesses espessadores, a suspensão pode ser introduzida diretamente no compartimento de alimentação ou numa câmara de mistura e floculação. Os sólidos sedimentam sobre as lamelas e deslizam até o fundo do equipamento, formando o material espessado, que é, em seguida, bombeado.

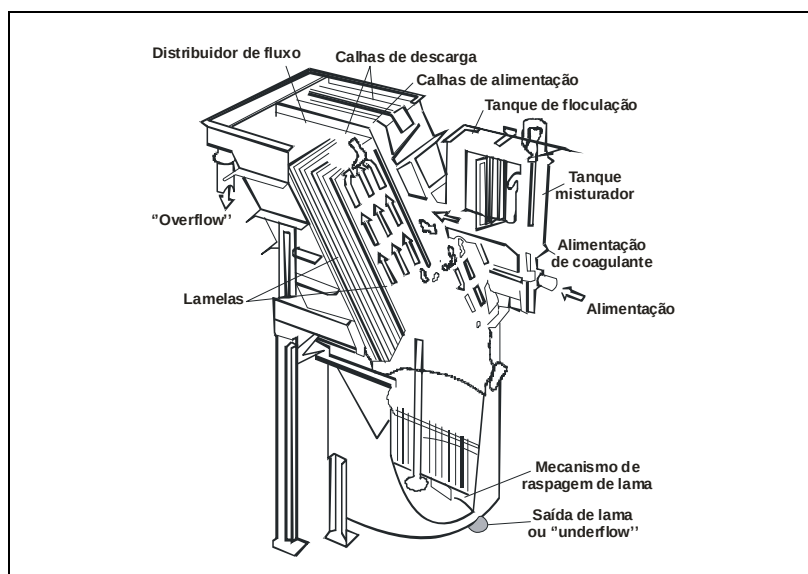


Figura 10 – Esquema operacional de um espessador de lamelas.

Espessador com Alimentação Submersa

Nesse tipo de espessador, a alimentação da suspensão é feita dentro da região de compactação, por isso é considerada submersa. Isso elimina a necessidade da sedimentação livre das partículas sólidas, pois essas são alimentadas dentro do leito de lama já existente, que aprisiona as partículas sólidas, enquanto o líquido percola o leito em movimento ascendente, em direção à região de líquido clarificado. Essa configuração é de fabricação da Dorr Oliver-EIMCO. A simples modificação de projeto promove um aumento na capacidade do equipamento em cerca de 30% para suspensões de partículas (França, 1996) e de até uma ordem de grandeza para suspensões floculadas (Concha *et al.*, 1994).

Outro tipo de espessador também conhecido como de alta capacidade, de fabricação da Dorr-Oliver, difere do primeiro por possuir uma câmara de mistura e floculação antes da alimentação da suspensão, que é feita na parte superior do equipamento, como no sedimentador convencional. A literatura também cita aumentos de capacidade na ordem de 50% para essa configuração (Dorr-Oliver, 1991).

Projeto do Espessador Convencional Contínuo

O dimensionamento de um espessador convencional contínuo consta do cálculo da sua altura e área transversal e é baseado em dados operacionais de sedimentação em batelada. A curva de sedimentação, que representa a variação da altura da interface de sólidos com o tempo, fornece dados de taxa de sedimentação, razão de concentração entre a alimentação e o espessado formado, concentração máxima do espessado, dentre outros, necessários ao projeto da unidade contínua. É importante ressaltar que esses dados fornecem informações sobre a natureza da suspensão, porém o comportamento da suspensão tem alguma variação de um processo de sedimentação para o outro. Na realidade o projeto é uma extrapolação da operação em batelada para a contínua e, com isso, há a necessidade da inclusão de parâmetros de correção ao projeto.

Embora tenham efetiva participação na melhoria da eficiência de processos de separação sólido-líquido, a utilização dos agentes aglomerantes deve ser fortemente considerada na concepção dos espessadores, para evitar os erros de escalonamento, quando se utilizam os resultados de laboratório para a simulação e projeto de unidades industriais. Usher *et al.*, (2009) defendem em seu trabalho que as discrepâncias de ordens de grandeza, observadas entre os valores de vazão preditos e obtidos para o projeto de espessadores, podem estar embutidas na variação das características dos flocos, devido aos processos de cisalhamento aos quais são submetidos enquanto ocorre a sedimentação, antes de entrarem na região de compactação para formar o sedimento propriamente dito (*underflow*).

Os programas computacionais utilizados para a modelagem e projeto de equipamentos de separação sólido-líquido não levam em consideração as modificações sofridas pelo material. Dessa forma, Usher e colaboradores (2009) propõem que um dos

fenômenos possivelmente responsáveis por tais discrepâncias seja o aumento na densidade dos agregados, os quais sofrem compactação, tornando-se menores devido às forças de cisalhamento na sedimentação.

A floculação com polímeros é muito utilizada para aumentar as taxas de sedimentação das partículas. Entretanto, as forças de cisalhamento podem ser maiores em concentrações de sólidos próximas ao ponto gel da solução polimérica, ou ainda devido ao uso dos rastelos, à sedimentação próxima às paredes ou ao fundo do sedimentador, à colisão entre os flocos, além do fluxo de líquido entre e através desses flocos. Os resultados do estudo mostram que o fenômeno de adensamento dos flocos é basicamente irreversível, devido às forças de coesão inerentes às moléculas do polímero, que mantêm os flocos resistentes. Propõe-se a teoria de que o aumento na força de cisalhamento gera um gradiente de pressão local que promove a expulsão da água dos flocos, ocasionando o adensamento.

Cálculo da Área Transversal de Sedimentação

No caso de um espessador contínuo em operação, com a região de líquido clarificado isenta de sólidos, o balanço de massa para as fases sólida e líquida pode ser representado pelas equações a seguir:

Balanço de massa do sólido

$$\rho_s Q_a c_a^* = \rho_s Q_c^* = \rho_s Q_e c_e^* \quad [20]$$

que resulta em

$$L_l = \frac{L \cdot c^*}{c_e} \quad [21]$$

onde ρ_s é a densidade da fase sólida, Q é a vazão de suspensão descendente e c^* , a concentração volumétrica de sólidos e L altura de uma seção transversal qualquer do espessador. Os subíndices a e e são referentes à alimentação e ao espessado, respectivamente.

Balanço de massa do líquido (entre uma seção transversal qualquer e a retirada do material espessado).

$$\rho_f Q_f (1 - c^*) = \rho_f Q_f = \rho_f Q_e (1 - c_e^*) \quad [22]$$

Do arranjo das Equações [20], [21] e [22], tem-se:

$$Q_f = Q_a c_a^* \left(\frac{1}{c^*} - \frac{1}{c_e^*} \right) \quad [23]$$

onde ρ_f é a densidade da fase fluida, Q_f é a vazão de fluido ascendente numa seção transversal qualquer do espessador.

Considerando-se que a velocidade ascensional do líquido e a concentração mássica de sólidos numa seção transversal qualquer do espessador sejam dadas, respectivamente, por:

$$v = \frac{Q_f}{A} \quad \text{e} \quad c = \rho_s c^*$$

pode-se escrever a Equação [23] em termos de área de sedimentação:

$$A = \frac{Q_a c_a}{v} \left(\frac{1}{c} - \frac{1}{c^*} \right) \quad [24]$$

ou em termos de capacidade do espessador:

$$\frac{Q_a}{A} = \frac{1}{c_a} \cdot \frac{v}{\left(\frac{1}{c} - \frac{1}{c_e} \right)} \quad [25]$$

onde A representa a área da seção transversal do espessador.

O funcionamento adequado de um espessador requer uma corrente de líquido clarificado isenta de sólidos e, para que isso aconteça, é necessário que a velocidade ascendente de líquido clarificado seja menor do que a velocidade de sedimentação dos sólidos, para que não ocorra o arraste dessas partículas. A capacidade do espessador é a medida do volume de suspensão que pode ser tratado por unidade de tempo, para a obtenção de um espessado com características predeterminadas. Para isso, é necessário que o cálculo da capacidade seja feito para toda a faixa de concentrações de sólido existente dentro do espessador, desde a concentração de alimentação até a concentração desejada para o material espessado. O valor mínimo de capacidade deverá ser utilizado nos cálculos de projeto do espessador.

Os dados de concentração e velocidade de sedimentação utilizados na Equação [25], específicos para cada sistema sólido-fluido, podem ser determinados por ensaio de proveta clássico na versão Kynch (1952), por meio da observação do deslocamento da interface de sólidos com o tempo, como pode ser observado na Figura 11.

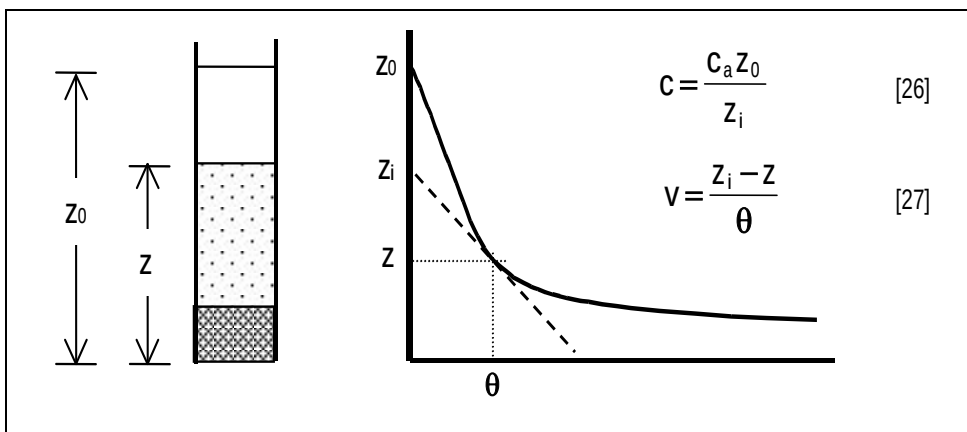


Figura 11 – Ensaio de proveta na versão Kynch.

Biscaia Jr. (1982) propôs uma simplificação ao procedimento de Kynch e a minimização de $(L/A)^{proj}$, Equação [28], baseando-se no fato de que a curva de sedimentação resulta na combinação de uma reta com uma exponencial, como mostra a Figura 12.

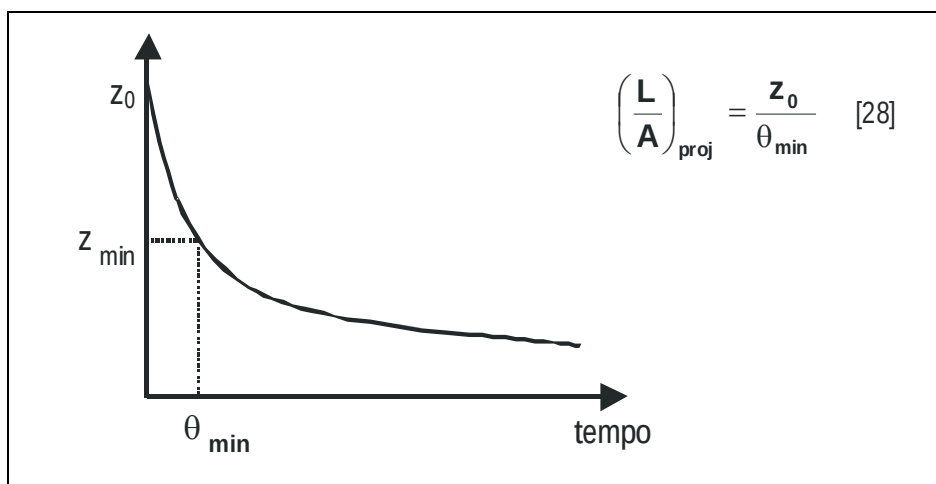


Figura 12 - Procedimento simplificado de Biscaia Jr. (1982).

Cálculo da Altura do Espessador

Seja um espessador em operação contínua, como representado na Figura 13. Pavlov *et al.*, (1981) propõem o cálculo da altura do espessador mediante a soma das parcelas indicadas na Figura 13.

$$H = H_1 + H_2 + H_3 \quad [29]$$

na qual tem-se que H_1 é a altura da região de líquido clarificado, que pode variar entre 0,45 e 0,75 m, cujo valor médio corresponde a 2 ft (0,60 m); H_2 é a altura da região de espessamento e H_3 a altura do fundo do espessador.

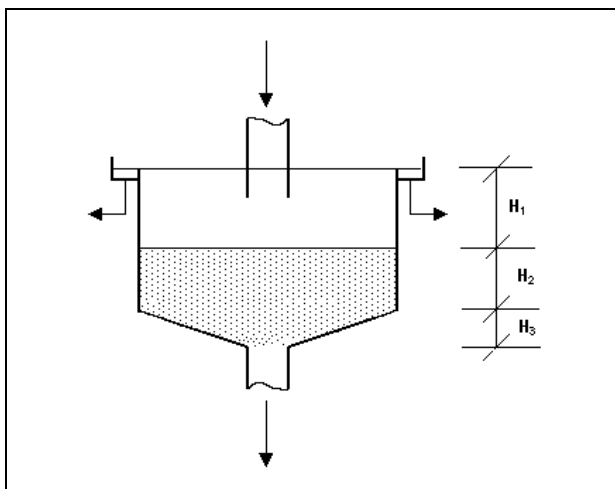


Figura 13 – Esquema de alturas em um espessador convencional.

A altura da região de espessamento, H_2 , pode ser estimada valendo-se de um balanço de massa para essa região:

$$H_2 = \frac{4 L_a c_a t}{3 A \rho_s} \left(\frac{\rho_s - \rho_f}{\rho_{esp.} - \rho_f} \right) \quad [30]$$

onde:

C_a é a concentração de sólidos na alimentação.

L_a é a vazão volumétrica da alimentação.

t é o tempo de residência da partícula sólida, calculado pelo método gráfico mostrado na Figura 14.

$\rho_{esp.}$ a densidade da espessado.

O fator 4/3 tem a finalidade de corrigir a imprecisão do uso da densidade do espessado em vez da densidade média na região de espessamento.

A altura do fundo do espessador é dada pela expressão:

$$H_3 = 7,3 \cdot 10^{-2} D \quad [31]$$

onde D é o diâmetro do espessador, calculado previamente.

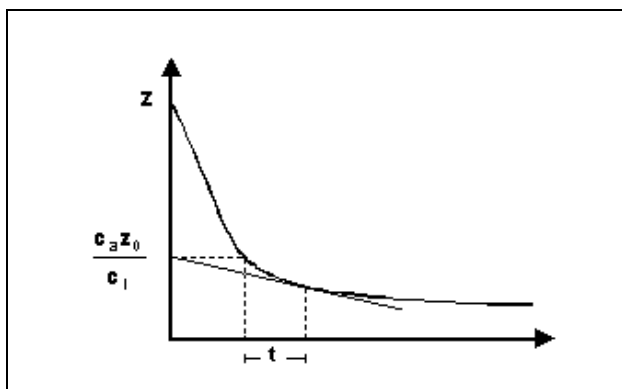


Figura 14 – Determinação do tempo de residência na região de espessamento.

Devido ao caráter semi-empírico da metodologia de Kynch (1952) para o projeto de espessadores contínuos, deve-se fazer uma verificação da validade física da altura do espessador, para evitar equívocos na hora de projetar e construir o equipamento. A regra dos 3 ft é largamente empregada nesse procedimento de correção e será comentada a seguir.

Regra dos 3 ft

Essa correlação empírica é aplicada na correção do dimensionamento de espessadores, sempre que o cálculo da altura da região de compressão exceder o valor de 1m (que é uma aproximação da medida de 3 ft = 0,910 m). Para evitar subdimensionamento do equipamento, deve-se, então, recalcular a área de sedimentação livre.

Algumas evidências práticas foram observadas durante a operação de espessadores contínuos e são citadas por King (1980) e Chaves *et al.*, (2004), por isso a razão de adotar a regra dos 3 ft no dimensionamento de espessadores:

- (i) quando as polpas espessam rapidamente e atingem facilmente a percentagem de sólidos necessária, como no caso de concentrados metálicos, a altura de região de compressão deixa de ser um ponto crítico do projeto;
- (ii) quando a variação na altura da zona de compressão não significa, necessariamente, grande variação na percentagem de sólidos final desejada;

Wilhelm e Naide (1981) também propuseram uma metodologia alternativa de projeto para espessadores contínuos, partindo dos ensaios convencionais de sedimentação em batelada (ensaio de proveta), realizados em recipientes de grande altura. Dessa forma, leva em consideração os efeitos compressivos dos sedimento, quando a polpa é floculada, uma vez que a negligência dessa propriedade no projeto do espessador certamente acarretará em erros de projeto na altura do equipamento.

Considerando que a concentração de sólidos no *underflow* da operação contínua seja correspondente ao valor médio da concentração de sólidos abaixo da interface no ensaio de sedimentação em batelada, é possível projetar equipamentos contínuos com maior precisão, a partir da equação que relaciona a velocidade de sedimentação com a concentração de sólidos como uma função de potência, como mostrado na Equação [32]:

$$\frac{1}{V} = a.C^b \quad [32]$$

Em estudo mais recente sobre o dimensionamento de espessadores contínuos a partir de dados de sedimentação em batelada, Schneider *et al.*, (2006) propõem a integração do modelo de Wilhelm e Naide, visando a obtenção de uma velocidade média de uma velocidade média de sedimentação, entre os valores de concentração inicial da polpa e final desejada no *underflow*. Com essa metodologia os autores chegaram a um desvio de cerca de 10% entre os valores preditos pela simulação e o observado na planta industrial; essa diferença é perfeitamente aceitável, considerando-se as dificuldades operacionais do ensaio de proveta, além das simplificações matemáticas impostas ao modelo.

Exemplo 2

Deseja-se dimensionar um espessador do tipo Dorr-Oliver para operar com 1.200 m³/h de uma polpa de finos de bauxita (-37µm), cuja concentração de sólidos na alimentação é igual a 20%, e a concentração desejada para o *underflow* é de 50%. A densidade do sólido é 2.600 kg/m³, densidade do *underflow* é 1.460 kg/m³ e a temperatura de operação do espessador é 25°C.

O ensaio de proveta realizado previamente fornece a curva ilustrada na Figura 15.

Cálculo da área do espessador

A área do espessador é calculada com base na Equação [28], proposta na simplificação de Biscaia Jr. (1982):

$$z_{\min} = 42 \text{ cm e } \frac{L_a}{A_{\text{proj}}} = 3,04 \text{ m}^3 / \text{m}^2 \text{h}$$

A partir desses valores e do uso da curva da Figura 15 tem-se que:

Área de sedimentação: $A = 395 \text{ m}^2$;

Diâmetro do sedimentador: $D = 22,5 \text{ m}$.

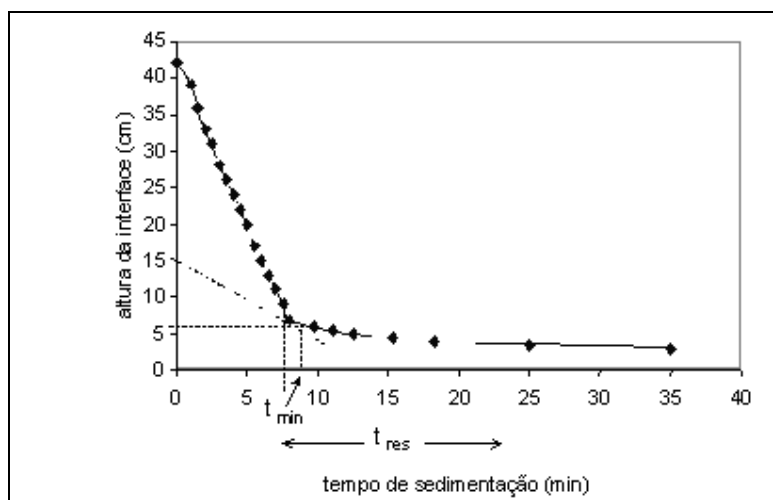


Figura 15 – Curva de sedimentação em batelada e estratégia de determinação do tempo de residência para uma polpa de bauxita ($-37\ \mu\text{m}$) com 20% de sólidos.

Cálculo da altura do espessador

Com base nos dados da curva de sedimentação apresentados na Figura 15, foi determinado o tempo de residência $t = 15\ \text{min}$. Considerando-se $H_1 = 0,60\ \text{m}$ e calculando-se H_2 e H_3 por meio das Equações [30] e [31], respectivamente, tem-se uma altura final para o sedimentador de $H = 2,8\ \text{m}$.

Quando os resultados de projetos não forem condizentes com a realidade experimental, algumas correções nos cálculos da altura e diâmetro dos espessadores devem ser realizados (Chaves, 2004).

Novas ferramentas estão sendo largamente utilizadas para projeto e monitoramento de espessadores e de outras unidades industriais no processamento mineral. Uma das ferramentas de grande aplicação é a modelagem por fluidodinâmica computacional (CFD – *computational fluid dynamics*), que auxilia na redução de custos operacionais e aumenta a eficiência do processo. A aplicação de CFD e de modelagem matemática de operações unitárias para projeto de equipamentos são exemplificados a seguir.

Burger *et al.*, (2004) propuseram um algoritmo numérico para a simulação do espessamento contínuo, entretanto também consideraram características do equipamento operando em estado estacionário. Essa implementação permite maior flexibilidade e abrangência do fenômeno físico no projeto das unidades contínuas.

Outra abordagem matemática da sedimentação é feita no algoritmo proposto por Usher e Scales (2005), que envolve a predição da carga de sólidos que alimenta o espessador *versus* a concentração de sólidos no *undeflow*, abordadas de forma diferente, a depender da região do espessador que está sendo retratada no modelo:

região de sedimentação livre ou de compactação, onde propriamente ocorre o fenômeno do espessamento. Para a região de sedimentação livre, foi utilizado o método de Coe e Clevenger, enquanto que para a região de compactação foi feita a partir das equações da teoria fundamental do desaguamento, apresentada por Buscall e White (1987).

A modelagem matemática e simulação da sedimentação também podem ser aplicadas à operação em batelada, como reportado por França *et al.*, (1998) e Chu *et al.*, (2002), para a estimação de parâmetros de compressibilidade e permeabilidade do sedimento.

FILTRAÇÃO COM FORMAÇÃO DE TORTA

A filtração de polpas minerais pode ocorrer basicamente de duas formas distintas: na primeira, a colmatagem, a polpa percola uma matriz porosa rígida que retém as partículas sólidas. Na segunda, estas partículas se acumulam no exterior do meio filtrante, resultando na formação de um leito de partículas - a torta. O capítulo retrata o estudo da filtração com formação de torta, conduzida em filtros rotativos a vácuo (tambor e disco), filtros de correia, filtro prensa e filtros de pressão (hiperbáricos), os quais são largamente utilizados na indústria mineral.

Teoria da Filtração com Formação de Torta

A teoria da filtração permite estabelecer a relação entre a capacidade do equipamento e as variáveis área, tempo e pressão de filtração. Essa relação, por sua vez, depende intrinsecamente das propriedades da torta resultante do processo de filtração, um meio poroso que se compacta pela percolação do próprio filtrado.

No estágio atual de conhecimento, a caracterização da torta não pode ainda prescindir da condução de ensaios em escala de bancada, e os resultados são utilizados no *scale up* com base na teoria, por meio de procedimento simples e seguro.

O processo de filtração está esquematizado na Figura 16. A suspensão escoar por ação da pressão contra o meio filtrante, resultando na separação entre o filtrado e a torta. A maior parte do líquido da suspensão constitui o filtrado e as partículas sólidas formam uma torta saturada com o líquido. O meio filtrante é um tecido que tem como função reter as partículas no início da operação. Em seguida essa tarefa é realizada pela própria torta, que sofre um aumento da sua espessura com o tempo.

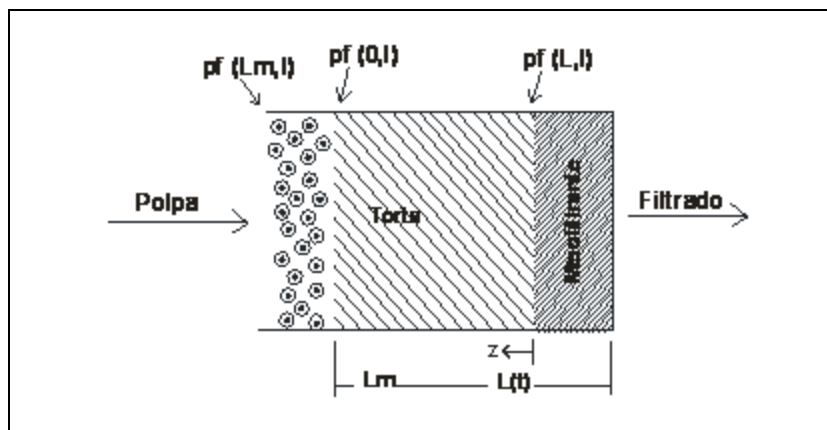


Figura 16 – Filtração com formação de torta.

Uma teoria para a filtração pode ser estabelecida considerando-se que:

- (i) o filtrado escoa através de dois meios porosos em série: a torta e o meio filtrante;
- (ii) a torta cresce continuamente ao longo da operação pelo aporte de suspensão;
- (iii) as propriedades da torta dependem da posição em relação ao meio filtrante e do tempo de filtração.

Com base na equação que relaciona vazão e queda de pressão no escoamento de fluido através do meio poroso, Equação [12], pode-se chegar à equação da filtração na forma amplamente utilizada no projeto e análise de desempenho de filtros (Massarani, 2002):

$$\frac{dt}{dV} = \frac{\mu_f}{A(\Delta p)} \left[\frac{\langle \alpha \rangle V p_f c}{A} + R_m \right] \quad [33]$$

com:

- t tempo de filtração (θ);
- V volume de filtrado (L^3);
- A área de filtração (L^2);
- Δp queda de pressão no filtro ($M/L\theta^2$);
- $\langle \alpha \rangle$ resistividade média da torta (L/M);
- c concentração de sólidos na suspensão que alimenta o filtro (M de sólido/M de líquido);
- R_m resistência do meio filtrante ($1/L$);

A resistividade α caracteriza pontualmente a torta,

$$\alpha = \frac{1}{\rho_s \varepsilon_s k} \quad [34]$$

onde:

ρ_s representa a densidade das partículas sólidas;

ε_s a fração volumétrica de sólidos;

k a permeabilidade local, Equação [16].

A resistividade média da torta depende, como indica a Equação [19], da queda de pressão Δp no filtro:

$$\langle \alpha \rangle = f(\Delta p) \quad [35]$$

Nas condições operacionais que prevalecem na indústria, como consequência das características da bomba centrífuga utilizada na filtração sob pressão e do sistema de vácuo empregado no filtro rotativo, a filtração ocorre essencialmente sob queda de pressão constante. A equação da filtração toma a forma:

$$\frac{t}{V} = \frac{\mu_f}{A(\Delta p)} \left[\frac{\langle \alpha \rangle V \rho_f c}{2A} + R_m \right] \quad [36]$$

A caracterização da torta e do meio filtrante pode ser feita experimentalmente em equipamento de bancada operando sob uma dada queda de pressão. A Equação [36] evidencia a relação linear consagrada entre V e t/V , que permite determinar a resistividade média da torta e a resistência do meio filtrante em função das condições operacionais do filtro. A fração volumétrica de sólidos na torta pode ser calculada a partir da expressão:

$$\langle \varepsilon_s \rangle = \frac{\rho_f}{\rho_f + (\gamma - 1)\rho_s} \quad [37]$$

onde γ é a relação entre a massa da torta e a massa da torta seca; ρ_f e ρ_s são as densidades de líquido e das partículas sólidas, respectivamente.

Tipos de Filtro Usados na Indústria Mineral

A operação de filtração é baseada na diferença de pressão (ΔP) que deve existir através da torta de sólidos formada durante o processo. Essa queda de pressão é diretamente relacionada com a porosidade da torta, que é função da distribuição de tamanho das partículas. Ou seja, quanto menores os espaços interparticulares (poros), maior será a queda de pressão através da torta.

A diferença de pressão necessária ao desaguamento é, geralmente, ditada pelas características da polpa a ser filtrada, como percentagem de sólidos e distribuição granulométrica, e do produto final do desaguamento – umidade da torta de filtração. Se a diferença de pressão requerida na operação for menor do que 1 Bar, os filtros a vácuo têm aplicação destacada. Para diferenças de pressão maiores, os filtros indicados passam a ser, então, os de pressão.

Uma regra geral deve ser respeitada na escolha dos equipamentos de filtração: quanto maior for a diferença de pressão requerida, maiores serão os custos com equipamento e consumo energético por tonelada de produto (Cox e Traczyk, 2002). Entretanto, o uso dos filtros de pressão vem crescendo na indústria mineral, devido à necessidade crescente de recuperação de material particulado fino, menor do que 44 μm (325 Mesh), nas polpas ou rejeitos dos processos minerais.

Filtros a Vácuo

Os filtros a vácuo de tambor, disco ou correia operam sob o mesmo princípio físico. De acordo com este princípio, a diferença de pressão entre o tanque de polpa e a superfície do meio filtrante é instituída por meio de um sistema de vácuo, permitindo a passagem do líquido através do meio filtrante, enquanto as partículas são retidas nesse meio, formando a torta de filtração.

A operação do filtro rotativo a vácuo (Figura 17) caracteriza-se por produzir tortas secas de pequena espessura (inferior a 1 cm) e operar continuamente e sob queda de pressão reduzida (inferior a 0,8 atm). A filtração é realizada sobre o meio filtrante que recobre a superfície cilíndrica do equipamento, que pode ser um tambor ou discos. O filtrado alimenta a câmara adjacente ao meio filtrante e é drenado pela parte central do filtro através de dutos sob vácuo.

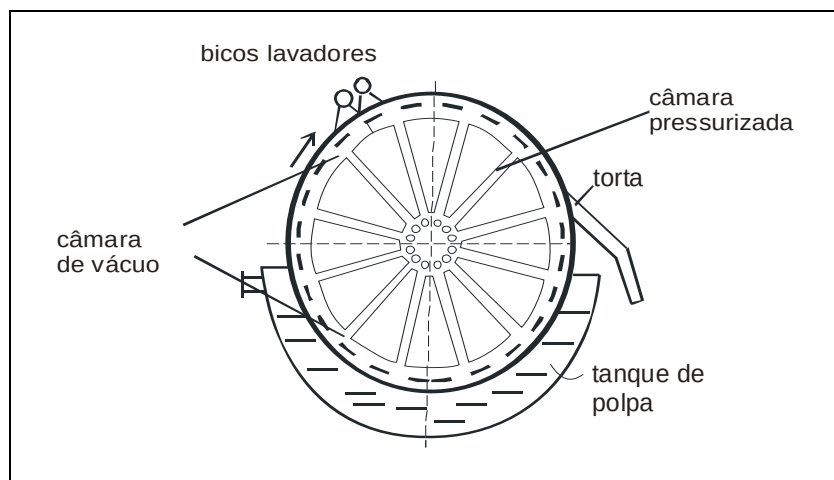


Figura 17 – Operação do filtro rotativo a vácuo (adaptado de Pavlov *et al.*, 1981).

Após a formação da torta, durante o contato cilindro-suspensão, seguem-se as seguintes operações ao longo de uma rotação do filtro: drenagem a vácuo do líquido da torta, lavagem da torta com o auxílio de bicos lavadores, nova drenagem de líquido e retirada da torta em contato com o meio filtrante.

Na Figura 18 é apresentado um esquema da montagem industrial de uma unidade de filtração a vácuo, baseada em FPCT (1967).

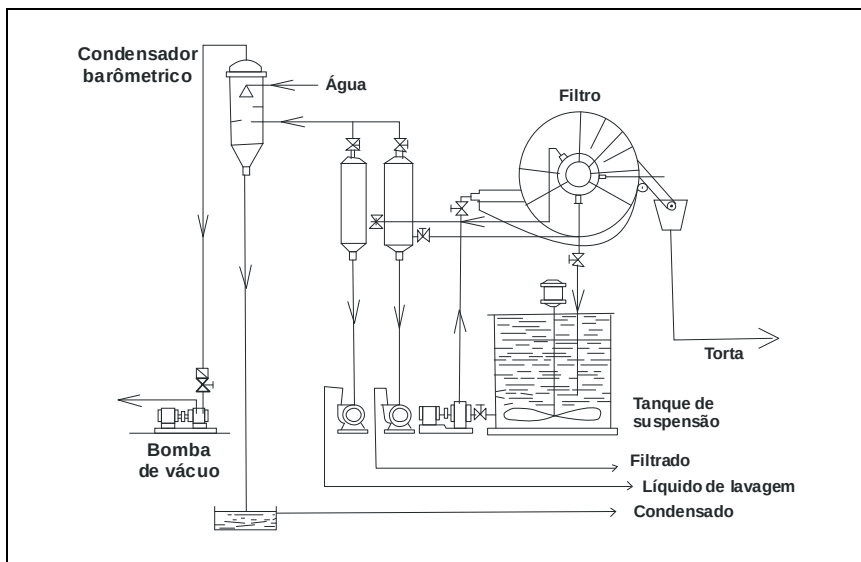


Figura 18 – Instalação com filtro rotativo a vácuo (adaptado de FPCT, 1967).

Os filtros a vácuo são compostos por seções perfuradas de metal ou cerâmica - através das quais escoo o líquido - recobertos com o meio filtrante ou tecido de filtração, sob o qual os sólidos são depositados para formar a torta. A coleta do filtrado é feita nos compartimentos receptores de vácuo; as bombas de vácuo podem ser montadas ao lado do filtro ou em outro compartimento. Câmaras ou armadilhas para umidade devem ser instaladas antes das bombas de vácuo (condensadores barométricos), evitando que líquidos, principalmente os corrosivos, sejam succionados para dentro delas. Esse dispositivo passa a ser desnecessário quando são utilizadas no processo bombas com selagem líquida ou quando o filtrado não é danoso aos equipamentos (Cox e Trackzyk, 2002).

Na Figura 19 são mostrados alguns filtros industriais a vácuo em operação nos processos de beneficiamento do caulim (a) e na produção de alumina (b). Em (a) o filtro é constituído por um tambor de 12 m de comprimento e 3,5 m de diâmetro. O cilindro menor, posicionado à meia altura do tambor, tem o objetivo de comprimir a torta para remoção de líquido ainda remanescente, antes da sua descarga. Em (b) tem-se no detalhe as placas horizontais (seções) que compõe o tambor; a montagem por seções

proporciona maior agilidade na manutenção do filtro, no que se refere ao reparo das placas e troca do tecido filtrante, de forma mais simples e rápida, o que operacionalmente é muito importante. É importante frisar que cada seção é coberta por um tecido filtrante individual.



Figura 19 – Unidades industriais de filtração a vácuo: (a) filtro de tambor (indústria de caulim) e (b) seções horizontais de um filtro de tambor (indústria de alumina – lama vermelha)

Na Figura 20 são mostradas algumas partes componentes dos filtros de disco a vácuo: em (a) tem-se a armação das seções que formam o disco; em (b) as seções envolta no tecido filtrante e em (c) o disco já montado e em operação, no filtro.

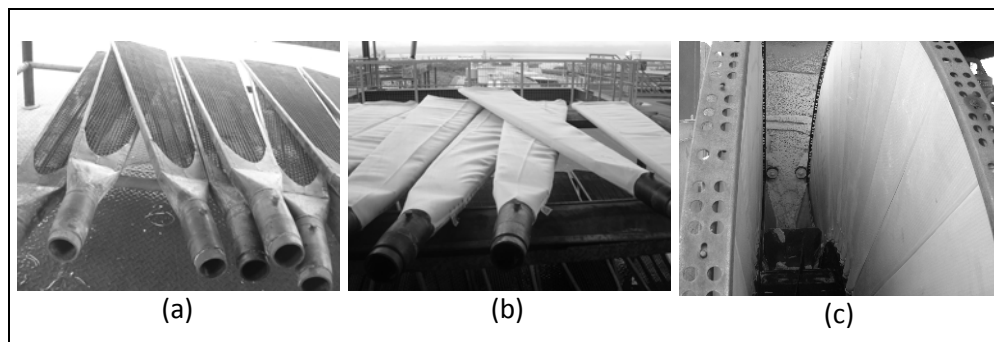


Figura 20 – Partes de um filtro de disco industrial

Exemplo 3

A fábrica de acetileno Santos Dumont estuda a possibilidade do emprego de um filtro rotativo a vácuo, no momento desativado, na separação de borra de carbureto. Trata-se de um produto de baixo valor agregado, que pode ser utilizado como corretor de solo (cal e carvão). O filtro disponível, com 3 m de diâmetro e 3 m de altura, pode operar com 65% de sua superfície filtrante submersa e na rotação de 0,15 rpm.

Propriedades da água: $\rho_f = 1 \text{ g/cm}^3$, $\mu = 0,8 \text{ cP}$;

Densidade da borra: $\rho_s = 2,6 \text{ g/cm}^3$;

Concentração da suspensão: 230 g de borra/L de suspensão.

Deseja-se estimar a capacidade do filtro e o valor da espessura da torta que deixa o tanque de suspensão, admitindo-se que o filtro possa operar sob uma queda de pressão de 0,8 atm:

$$\langle \alpha \rangle = 1,29 \cdot 10^{10} \text{ cm/g e } \langle \varepsilon_s \rangle = 0,28.$$

A resistência do meio filtrante é $R_m = 2,8 \cdot 10^{-9} \text{ cm}^{-1}$.

Sendo a borra de carbureto um produto de descarte, as operações de drenagem e lavagem da torta não são consideradas neste problema.

O valor da capacidade do filtro pode ser estimado com base na equação da filtração, Equação [38]:

$$\frac{t}{V} = \frac{\mu_f}{A(\Delta p)} \left[\frac{\langle \alpha \rangle V \rho_f c}{2A} + R_m \right] \quad [38]$$

sendo:

$$A = \pi DL = 28,3 \text{ cm}^2$$

$$c = 0,252.$$

Tempo de um ciclo, $60/0,15 = 400 \text{ s}$,

Tempo de filtração, $t = 400 \times 0,65 = 260 \text{ s}$.

Resulta:

Volume de filtrado, $V = 0,73 \text{ m}^3$;

$$\text{Capacidade relativa ao filtrado, } P_f = \frac{0,73}{400 / 3600} = 6,6 \text{ m}^3 / \text{h}.$$

Capacidade relativa à suspensão, $P_{\text{sus}} = 7,2 \text{ m}^3 / \text{h}$.

A espessura da torta pode ser calculada a partir da Equação [39]:

$$c = \frac{\langle \varepsilon_s \rangle \rho_s V_t}{\rho_f V_f}, \quad [39]$$

resultando $l = 0,9 \text{ cm}$.

O projeto de um filtro rotativo a vácuo pode ser feito com base em experimentos em filtro-folha (*leaf test*) de laboratório. Os dados obtidos permitem quantificar as operações de formação, lavagem, drenagem e retirada de torta, sendo o *scale up* realizado essencialmente por meio das relações entre área filtrante e capacidade do filtro.

Filtro Prensa

Os elementos do filtro prensa são os quadros e as placas, separadas entre si pelo meio filtrante. Como ilustra a Figura 21 a suspensão alimenta concomitantemente o conjunto de quadros, formando-se a torta junto ao meio filtrante. O filtrado percola o meio filtrante, escoa pelas ranhuras dos quadros e é conduzido para fora do filtro. A etapa de filtração está concluída quando a torta ocupa todo o espaço oferecido pelos quadros. Ocorre, então, a lavagem da torta e, em seguida, o filtro é aberto e a torta descarregada, sendo a operação do filtro prensa caracteristicamente conduzida em batelada.

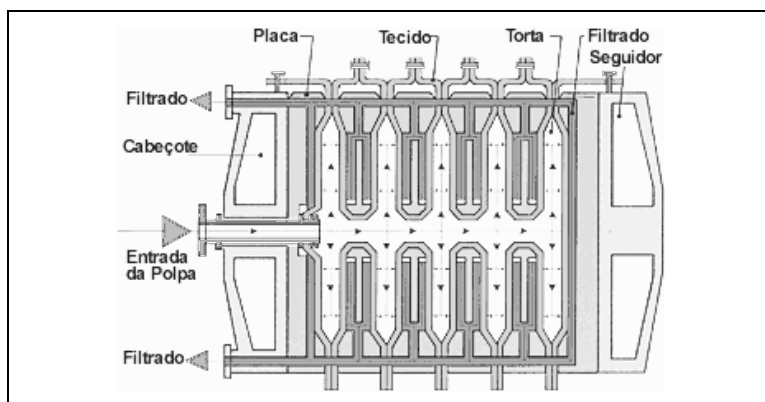


Figura 21 – Partes componentes e operação do filtro prensa (adaptado de Halberthal, 2009).

O desempenho do filtro prensa pode ser expresso pelo volume de filtrado (V_f) produzido no tempo total de um ciclo completo: tempo de filtração (t_f), tempo de lavagem da torta (t_l) e tempo de dismantelamento, limpeza e montagem do filtro (t_d).

$$P = \frac{V_f}{t_f + t_l + t_d} \quad [40]$$

Como o filtro prensa forma tortas espessas, da ordem de 2,5 cm, a influência do meio filtrante será relevada na formulação que leva aos tempos de filtração e de lavagem. O tempo de dismantelamento, limpeza e montagem depende de fatores externos à teoria da filtração, como características mecânicas do filtro e aspectos operacionais da instalação industrial.

Tempo de Filtração

O tempo consumido para que todo volume dos quadros seja ocupado pela torta – tempo de filtração, t_f – pode ser calculado combinando-se a equação da filtração com aquela que permite correlacionar o volume de filtrado (V_f), a concentração da suspensão (c) e o volume da torta (v_t):

$$t_f = \frac{\mu_f \langle \alpha \rangle \rho_f c}{2(\Delta p)} \left(\frac{V_f}{A} \right)^2 \quad [41]$$

$$c = \frac{\langle \epsilon_s \rangle \rho_s v_t}{\rho_f V_f} \quad [42]$$

$$v_t = \frac{A}{2} e \quad [43]$$

onde e é a espessura dos quadros, como pode ser observado na Figura 22. Rearranjando as equações, tem-se:

$$t_f = \frac{1}{8} \frac{\mu_f \langle \alpha \rangle \langle \epsilon_s \rangle^2 \rho_s^2 e^2}{\rho_f c (\Delta p)} \quad [44]$$

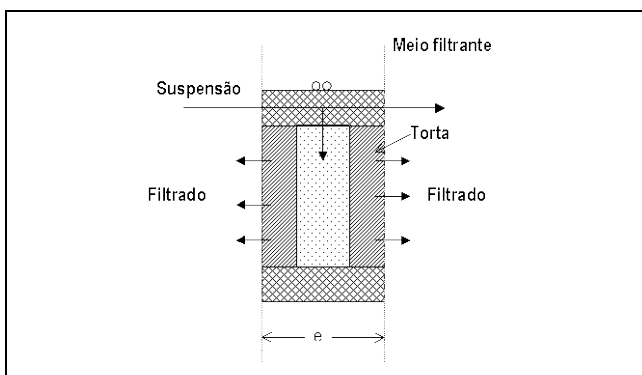


Figura 22 – Filtração no quadro do filtro prensa.

Tempo de Lavagem da Torta

Na Figura 23 pode ser visualizado o esquema frequentemente utilizado na lavagem da torta, o qual emprega as placas com três botões.

Considera-se que o processo de filtração e lavagem da torta sejam feitos sob a mesma pressão. Neste caso, levando-se em conta a configuração do escoamento do líquido de lavagem na torta formada, a vazão de lavagem é:

$$Q_l = \frac{1}{4} \left(\frac{dV}{dt} \right)_{\text{final da filtração}} \quad [45]$$

Para o tempo de lavagem tem-se:

$$t_l = 6\beta \frac{\rho_f c t_f}{\langle \epsilon_s \rangle \rho_s}, \quad [46]$$

sendo β a relação entre o volume de líquido de lavagem e o volume de torta para se alcançar um produto dentro das especificações desejadas. A Equação [46], que fornece a relação entre os tempos de lavagem e de filtração, pode ser estabelecida no contexto da teoria da filtração.

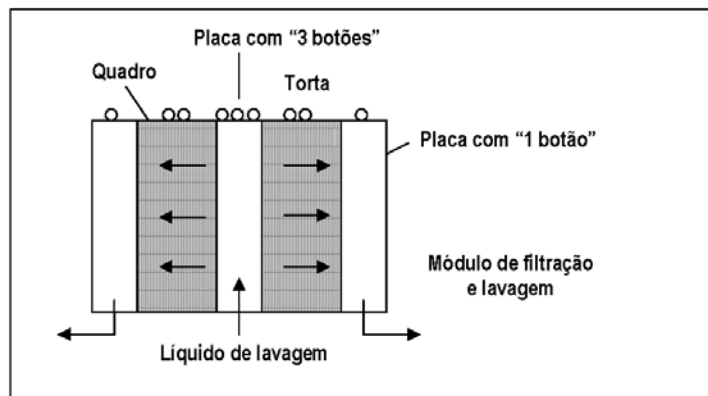


Figura 23 – Lavagem da torta utilizando placas com três botões.

Na Figura 24 é mostrado um fluxograma para operação do filtro prensa.

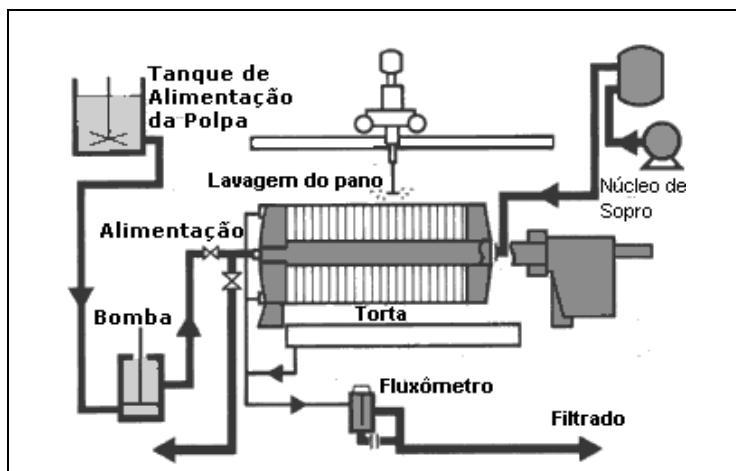


Figura 24 – Fluxograma do processo de filtração em filtro prensa (adaptado de Halberthal, 2009) www.solidliquid-separation.com

Exemplo 4

Estão reunidos na Tabela 2 e na Figura 25 os dados referentes à filtração de uma suspensão aquosa de talco, 5% em massa. A área de filtração é 670 cm².

Tabela 2 – Dados operacionais do filtro prensa para suspensão aquosa de talco, 5%.

Δp (atm)	T (°C)	$\langle \alpha \rangle$ (cm/g)	R_m (cm ⁻¹)	$\langle \varepsilon_s \rangle$
5	34,5	$1,17 \cdot 10^{10}$	$4,01 \cdot 10^9$	0,47
8	41,0	$2,00 \cdot 10^{10}$	$3,74 \cdot 10^9$	0,56
11	38,0	$2,67 \cdot 10^{10}$	$4,58 \cdot 10^9$	0,63

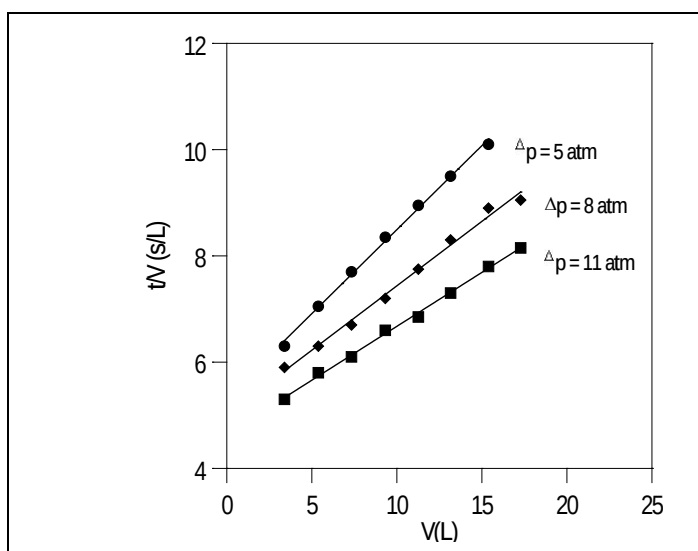


Figura 25 – Filtração de suspensão aquosa de talco 5% em peso. Área de filtração 670 cm² (Massarani, 1985).

A resistividade e a fração volumétrica de sólidos na torta aumentam com a pressão de filtração. A resistência do meio filtrante pode ser considerada constante, com a pressão expressa em atm, na faixa de 5 a 11 atm.

$$\langle \alpha \rangle = 2,17 \cdot 10^{10} \Delta p^{1,05} \text{ cm/g}$$

$$\langle \varepsilon_s \rangle = 0,259 \Delta^{0,37}$$

$$R_m = 4,11 \cdot 10^9 \text{ cm}^{-1}$$

Exemplo 5

Deseja-se especificar o filtro prensa com elementos de metal para a filtração de $10 \text{ m}^3/\text{h}$ de uma suspensão aquosa de CaCO_3 .

Propriedades da água : $\rho_f = 1 \text{ g/cm}^3$, $\mu_f = 0,9 \text{ cP}$

Densidade do CaCO_3 : $\rho_s = 2,7 \text{ g/cm}^3$

Concentração da suspensão: 50 g de CaCO_3/L de água

Propriedades da torta ($0,4 < \Delta p < 6 \text{ atm}$)

$$\langle \alpha \rangle = 1,38 \cdot 10^{10} \Delta p^{0,29} \quad (\text{cm/g}) \quad (p \text{ em atm})$$

$$\langle \varepsilon_s \rangle = 0,256 + 2,92 \cdot 10^{-2} \Delta p \quad (p \text{ em atm}).$$

Condições operacionais na filtração e na lavagem: $\Delta p = 2,7 \text{ atm}$.

A lavagem deve ser efetuada com volume de água duas vezes maior que o volume da torta: $\beta = 2$.

Tempo de desmontelamento, limpeza e montagem: 20 minutos.

Das Equações [41], [42], [44] e [46] resulta:

$$t_f = 2,08 \cdot e^2 \quad (\text{min}) \quad (e \text{ em cm}) \quad [47]$$

$$t_l = 0,884 \cdot t_f \quad [48]$$

$$V_f = 9,81(t_f + t_l + t_d) \quad (\text{m}^3) \quad (t \text{ em h}) \quad [49]$$

$$A = 0,111 \frac{V_f}{e} \quad (\text{m}^2) \quad (V_f \text{ em m}^3; e \text{ em cm}). \quad [50]$$

A Tabela 3 permite correlacionar a espessura da torta nos valores consagrados para os filtros industriais, com o tempo de um ciclo completo e a área de filtração.

Tabela 3 – Análise de desempenho de filtro prensa para as condições operacionais do Exemplo 5.

$e \text{ (in)}$	$t_f \text{ (Eq. 53)}$ (min)	$t_l \text{ (Eq. 54)}$ (min)	$t_f + t_l + t_d$ (min)	$V_f \text{ (Eq. 55)}$ (m^3)	$A \text{ (Eq. 56)}$ (m^2)
1	13,4	11,9	45,3	7,41	32,3
1 ¼	21,0	18,6	59,6	9,74	34,1
1 ½	30,2	26,7	76,9	12,6	36,7
1 ¾	41,2	36,4	97,6	16,0	40,0
2	53,8	47,5	121	19,8	43,3
3	121	107	248	40,6	59,1

Os dados apresentados na Tabela 3 mostram que, quanto maior a espessura dos quadros, maior será o tempo de um ciclo completo e maior a área de filtração requerida. Tempos curtos podem ser incômodos na estratégia operacional da instalação.

Estão reunidos na Tabela 4 dados relativos à dimensão nominal dos elementos e à área de filtração dos filtros Shriver (T. Shriver & Company, Harrison, N.J., Estados Unidos, catálogo 59).

Tabela 4 – Filtro prensa Shriver.

Área de filtração (m ²)	Dimensão recomendada para os elementos do filtro (in)	
0,5 – 3,5	12	
3 – 10	18	
7 – 25	24	
15 – 40	30	
25 – 65	36	
45 – 100	43 ¼	
> 95	48 e 56	
Dimensão nominal dos elementos (in)	Área filtrante efetiva por quadro (m ²)	
	Metal	madeira
12	0,16	0,084
18	0,36	0,21
24	0,65	0,45
30	0,98	0,68
36	1,5	1,0
43 ¼	2,1	1,4
48	2,7	1,8
56	-	2,6

Seja escolhido o filtro com quadros de 1¼ in de espessura, o que conduz a um ciclo completo de 60 min e área filtrante 35 m². A Tabela 4 fornece:

- (i) dimensão nominal dos elementos (placas e quadros): 30 in;
- (ii) área filtrante efetiva por quadro de metal: 0,98 m²;
- (iii) número de quadros: 36;
- (iv) número de placas com “um botão”: 36;
- (v) número de placas com “três botões”: 18.

Filtros Hiperbáricos, de Pressão e Cerâmicos

A tendência de moagens mais finas de minérios em usinas concentradoras resultou em maior dificuldade de desaguamento, o que requer filtração sob pressão. O uso crescente desses equipamentos na hidrometalurgia também aumentou a necessidade da filtração sob pressão para desaguar e lavar resíduos de lixiviação e precipitados.

Os filtros de pressão operam sob pressões acima da atmosférica, e, há cerca de trinta anos atrás, eram considerados uma grande inovação na indústrias mineral e metalúrgica. Diversas indústrias utilizavam em suas etapas de desaguamento a operação de filtração a vácuo, seguida por secagem térmica. Entretanto, a necessidade de redução no consumo de energia e o aumento na produtividade dos equipamentos, torna os filtros de pressão cada vez mais comuns nas plantas industriais.

Nessa categoria de filtros, citam-se os filtros Larox[®] e Andritz[®], bastante utilizados nas operações de desaguamento de concentrados de flotação ou de concentrados minerais transportadas através de dutos. A Larox Corporation, empresa finlandesa, é uma das maiores fabricantes de filtros de pressão. Algumas informações de projeto e operação desses filtros serão apresentadas a seguir (Larox Corporation, 2007).

Os filtros automáticos de pressão Larox são filtros de membrana em placas de recesso, nas quais as câmaras são dispostas horizontalmente. Cada placa do filtro tem área de filtração em um só lado, de 1,6, 2,5 e 6 m², ou áreas de filtração em ambos os lados, de 0,9, 2,1 e 4,7 m², dependendo do modelo do filtro. As placas são empilhadas verticalmente para resultar em uma área de filtração total entre 1,6 e 168 m², e a capacidade do filtro pode ser ampliada acrescentando-se mais placas. Uma manta filtrante única percorre o espaço entre as placas em zig-zag.

Diversos tipos de mantas filtrantes estão disponíveis para diferentes aplicações. O conjunto de placas é aberto e fechado por cilindros hidráulicos. Na posição fechada, as placas formam câmaras lacradas interpostas pela manta. A polpa a ser desaguada é bombeada simultaneamente para todas as câmaras através de tubulação e *manifold*. Após a formação da torta, o conjunto de placas é aberto e a manta é impulsionada para frente, descarregando as tortas completamente. Simultaneamente, a manta que deixa o conjunto de placas passa por jatos de água de alta pressão que mantêm a permeabilidade do tecido e estendem sua vida útil.

Townsend (2003) apresenta em seu trabalho as diversas razões que levam à instalação de filtros de pressão nas operações de desaguamento de concentrados minerais, que consideram desde a distribuição granulométrica das partículas nos concentrados à possibilidade de completa automação da operação de filtragem:

i) distribuição de tamanho de partículas; ii) elevado custo da operação de secagem térmica; iii) maior capacidade por área de filtração; iv) possibilidade de automação do processo.

Entretanto, a decisão por um sistema de filtração sob pressão ou a vácuo dependerá do objetivo final dessa operação unitária: produção de tortas com baixa umidade (sólidos praticamente secos), recuperação da fase líquida, ou ainda, a remoção de contaminantes. Parâmetros como turbidez do filtrado, taxa de filtração *versus* umidade final da torta, além da eficiência de lavagem da torta frente ao consumo de água de lavagem, devem ser fortemente considerados, pois geralmente ditam o custo final do processo.

Os sistemas de filtração sob pressão podem aumentar a capacidade do secador pela diminuição do teor de umidade da torta de filtração, em comparação aos filtros centrífugos e a vácuo, resultando no aumento da capacidade da planta (Larox Corporation, 2008).

Outros filtros bastante utilizados nas operações de desaguamento de concentrados e de suspensões na indústria mineral são os filtros Ceramec®. A tecnologia Ceramec® é baseada na substituição do tecido de filtração por discos cerâmicos de estrutura microporosa de alta capilaridade, que drena o líquido através desses poros. Devido ao efeito da capilaridade dos discos, a separação do líquido requer apenas uma bomba de vácuo, o que reduz significativamente o consumo de energia na etapa de desaguamento. Essa tecnologia, desenvolvida pela Outokumpu na década de 80, foi vendida para a Larox Corporation, no final de 2003.

A escolha do tipo de filtro a ser empregado em um determinado processo industrial depende das características exigidas para o produto filtrado, bem como de peculiaridades operacionais de cada usina de beneficiamento. Entretanto, algumas questões devem ser respondidas, tais como: natureza dos sólidos, densidade da polpa, necessidade de lavagem da torta (hidrometalurgia), umidade final da torta e turbidez do filtrado, com o intuito de verificar qual tipo de filtro atende às necessidades do processo. Rea e Jay (2005) realizaram experimentos de filtração para concentrados de cobre e cobalto, utilizando filtros hiperbáricos, de pressão e cerâmicos, para avaliar a performance de cada equipamento diante dos desafios de cada empresa.

Os filtros horizontais de correia são largamente empregados na indústria mineral; são equipamentos que combinam as operações de sedimentação gravitacional com filtração na zona de formação de torta, formando um produto (torta) que possa ser posteriormente seco ou lavado. A etapa de sedimentação permite que as partículas mais grossas formem uma pré-capa de filtração, proporcionando maior eficiência de filtração da polpa. A Pannevis-Larox, fabricante de filtros horizontais de correia, garante que este tipo de equipamento tem melhor desempenho, quando comparado aos filtros rotativos a vácuo (Larox Corporation, 2010).

A Figura 26 ilustra um diagrama com o sistema de filtração em correias horizontais da Pannevis-Larox (Larox Corporation, 2010), com a possibilidade de operações conjuntas de filtração e secagem, para obtenção de tortas com umidade reduzida, abaixo de 1%.

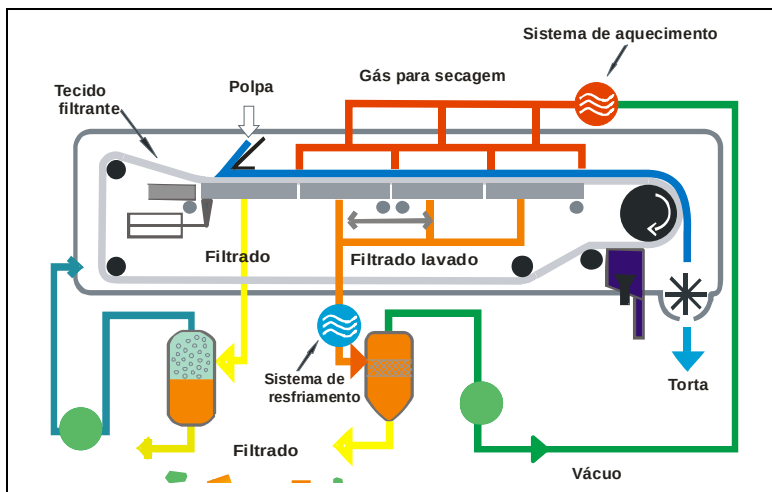


Figura 26 – Sistema de filtração em correia horizontal Pannevis-Larox (adaptado de Larox Corporation, 2010).

REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS

- BRAGA, P.F.A. e FRANÇA, S.C.A. (2008), Beneficiamento de sedimentos do Canal do Cunha por peneiramento, espessamento e filtração em *geobags*, CETEM/MCT, Rio de Janeiro-RJ, RT 2008-014-00, 30p.
- BURGER, R., DAMASCENO, J.J.R. e KARLSEN, K.H. (2004), A mathematical model for batch and continuous thickening of flocculated suspensions in vessels with varying cross-section. *Int. J. Miner. Processing*, issue 73, p. 183– 208.
- CARVALHO, S.H.V. (1998), Projeto e Análise de Desempenho de um Sedimentador Lamelado para Suspensões Floculentas. Tese de Doutorado, PEQ/COPPE/UFRJ, Rio de Janeiro, 78 p.
- CHAVES, A.P. (2004), Teoria e Prática do Tratamento de Minérios, vol. 2, 2ª Edição, Ed. Signus, São Paulo-SP, 199 p.
- CONCHA, F., BARRIENTOS, A. e BUSTOS, M.C. (1995), Phenomenological Model of High Capacity Thickening. In: *Proceedings of the 19th International Mineral Processing Congress (XIX IMPC)*, San Francisco, pp. 75-79 (Chapter 14).

- COX, C. and TRACZYK, F. (2002), Design features and types of filtration equipments. In: Mineral Processing Plant Design, Practice and Control - Proceedings. Eds: Mular, A.L., Halbe, D.N. and Barratt, D.J., SME Inc., vol. 2, 1342-1357 p.
- DAHLSTROM, D.A. and FITCH, B. (1985) *Thickenning*. In: WEISS, N.L. SME Mineral Processing Handbook, SME Editor, New York.
- DORR-OLIVER (1991), Bulletin of High Rate Thickening Systems.
- FPCT (1967), (Sistema didattico per unità coordinate di apprendimento), Tecnologia di fabbrica chimica: operazione tecnologiche. Vallecchi Editore, Firenze - Italia.
- FRANÇA, S.C.A. (1996), *Operação de Espessadores Não-convencionais*. Dissertação de Mestrado, PEQ/COPPE/UFRJ, Rio de Janeiro, 55 p.
- FRANÇA, S.C.A., CARVALHO, S.H.V., e FREIRE, N.O. (1997), *Caracterização de suspensões floculentas e de biomassa*. In: *Revista Ciência e Engenharia*, UFU, vol. 2, 16-21p.
- FRANÇA, S.C.A., MASSARANI, G. e BISCAIA Jr., E.C. (1999), *Study on batch sedimentation – establishment of constitutive equations*. In: *Powder Technology*, vol. 101, nº 2, 157-164 p.
- FRANÇA, S.C.A. (2000), *Equações Constitutivas para a Sedimentação de Suspensões Floculentas*. Tese de Doutorado, PEQ/COPPE/UFRJ, Rio de Janeiro, 96 p.
- KAHANE, R., NGUYEN, T. e SCHWARD, M.P. (2002), CFD modelling of thickeners at Worsley Alumina Pty Ltd, Applied Mathematical Modelling 26 , pp. 281–296.
- KING, D.L. (1980) *Thickeners*. In: MULLAR, A.L and BHAPPU, R.B. Mineral Processing Plant Design. 2nd Edition. New York, SME, Cap. 27, pp. 541-577.
- LAROX CORPORATION (2009), Soluções de filtração para mineração e metalurgia – Filtros automáticos de pressão Larox. Catálogo de produtos, In: www.larox.com, 20p. (acesso em 26/11/2009).
- LAROX CORPORATION (2010), Horizontal vacuum belt filters – Pannevis. Filtration Solutions. Catálogo de produtos, In: www.larox.com, 20p. (acesso em 01/05/2010).
- MANTTARI, M., NYSTROM, M. e EKBERG, B. (1996), Influence of flocculants on the filtration of copper concentrates with a ceramic capillary filters. *Minerals Engineering*, Issue 9, vol. 4. pp. 419-428.
- MASSARANI, G. (1985), Filtração. Número especial da Revista Brasileira de Engenharia, Caderno de Engenharia Química, Rio de Janeiro, 69p.
- MASSARANI, G. (1986), Tópicos Especiais em Sistemas Particulados – Alguns Aspectos da Separação Sólido-Fluido, EDUFSCar, vol. 2, 67p.

- MASSARANI, G. (2002), Fluidodinâmica em Sistemas Particulados. Editora E-paper, Rio de Janeiro, 2ª Edição, 152p.
- METSO MINERALS (2006), Conceitos Básicos em Processamento de Minerais – Manual do Produto.
- PAVLOV, K.F., ROMANKOV, P.G., NOSKOV, A.A. (1981), Problemas y ejemplos para el curso de operaciones básicas y aparatos en tecnología química, Editorial Mir, Moscou, 611p.
- PEARSE, M.J. (2003), Historical use and future development of chemicals for solid-liquid separation in the mineral processing industry. *Minerals Engineering*, vol. 16, 103-108p.
- REA, T.H. e JAY, P. (2005), Performance of ceramic filters on the Zambian copperbelt, *Minerals Engineering*, vol. 18, 927–930 p.
- RICHARDSON, J.F., ZAKI, W.N. (1954), Sedimentation and Fluidization: Part I. *Trans. Instn. Chem. Engrs.* vol. 32, 35-42p.
- SCHNEIDER, C.L., GONÇALVES, K., GOBBO, O. e ALVES, W.K. (2006), Cálculo de parâmetro de modelo de sedimentação para simulação e escalonamento de espessadores de polpa. In: Anais do 36º Seminário de Minério de Ferro, Ouro Preto-MG, vol. 2, 527-537p.
- SILVERBLATT, C.E. e EASTON, J.H. (2002), Solid-Liquid Separation: Characterization of process objectives and general approach to equipment selection. Mineral Processing Plant Design, Practice and Control. Eds: Mular, A.L., Halbe, D.N. and Barratt, D.J., SME Inc., vol. 2, 1255-1261p.
- TOWNSEND, I. (2003). Automatic pressure filtration in mining and metallurgy, *Minerals Engineering*, Issue 16, pgs. 165–173.
- USHER, P.S. e SCALES, P.J. (2005), Steady state thickener modelling from the compressive yield stress and hindered settling function. *Chemical Engineering Journal*, vol. 111, p. 253–261.
- USHER, P.S., SEPHAR, R. e SCALES, P.J. (2009), Theoretical analysis of aggregate densification: impact on thickener performance. *Chemical Engineering Journal*, vol. 151, nº 1-3, pp. 202-208.
- WEIR, S. e MOODY, G.M. (2003), The importance of flocculant choice with consideration to mixing energy to achieve efficient solid-liquid separation. *Minerals Engineering*, vol. 16, 109-113p.
- WILHELM, J.H. e NAIDE, Y. (1981), Sizing and operating continuous thickeners. *Mining Engineering*, vol.33, nº 12, 1710-1718 p.

AGLOMERAÇÃO

PARTE I: BRIQUETAGEM

Eduardo Augusto de Carvalho

Engenheiro Metalúrgico, Doutor em
Engenharia Metalúrgica e de
Materiais pela COPPE-UFRJ
Engenheiro da NUCLEP

Valter Brinck

Engenheiro Metalúrgico pela UFOP
Consultor

PARTE II: PELOTIZAÇÃO

Antônio Rodrigues de Campos

Engenheiro Metalúrgico pela UFOP, Doutor
em Engenharia Mineral pela USP
Pesquisador Titular do CETEM/MCT

Vinícius Rodrigues de Campos

Engenheiro Metalúrgico pela UFOP, Mestre
em Engenharia dos Materiais pela UFOP
Gerente de Projetos de Pelotização
da Ferrous Resources do Brasil

PARTE I - BRIQUETAGEM

INTRODUÇÃO

A recente preocupação ambiental, resultando em leis cada vez mais rígidas, além da necessidade de aproveitar economicamente os resíduos e as partículas finas geradas no beneficiamento de minérios fez com que a briquetagem voltasse a ser uma importante alternativa para aglomerar valor econômico a esses “rejeitos”. Hoje, a briquetagem permite a reutilização de rejeitos industriais (finos de carvão vegetal, turfa, plásticos, lixo biológico, limalhas metálicas e outros) seja como fonte de energia ou seja como matéria prima^(1,2,3).

A primeira patente relacionada à briquetagem foi concedida a William Easby, em 1848. O processo desenvolvido por Easby possibilitava a formação de aglomerados sólidos de tamanho e forma variados, a partir de frações finas de qualquer tipo de carvão mineral, por meio da pressão exercida sobre esse material. Sendo assim, materiais de pequeno ou quase nenhum valor agregado podiam ser transformados em um produto de elevado valor combustível para máquinas a vapor, forjas, culinária e outras aplicações, permitindo recuperar grande parte dos finos considerados como rejeito do processo de beneficiamento de carvão.

No final do século XIX, a crise econômica fez com que a concepção de Easby se transformasse em realidade. A primeira aplicação industrial do processo de briquetagem de finos de carvão mineral foi desenvolvida nos Estados Unidos. Após a secagem do ROM, o carvão era britado e classificado por tamanho. O material fino não aproveitado comercialmente era misturado com 6% de asfalto fundido. A mistura era conduzida a uma máquina com rolos, onde era alimentada sobre pressão, produzindo sólidos aglomerados. Após a secagem realizada em transportador de correias, os sólidos aglomerados, agora denominados de briquetes, eram encaminhados para comercialização.

Logo após a Segunda Guerra Mundial, antes da indústria desenvolver aquecedores domésticos movidos a óleo diesel e gasolina, mais de 6 milhões de toneladas anuais de briquetes de carvão mineral eram produzidas nos Estados Unidos. Apesar da queda de consumo nos países mais frios, o carvão mineral continua sendo, até hoje, o principal material briquetado.

Devido a usos mais nobres, torna-se necessário o beneficiamento do carvão mineral para remoção de enxofre e de cinzas. O processo consiste na britagem, e moagem do carvão bruto, além de processos físico-químicos necessários para a remoção dos elementos deletérios. Após o beneficiamento, partículas de carvão menores do que 6,0 mm para serem utilizadas na produção de combustíveis sintéticos, devem ser aglomeradas. A briquetagem parcial de carvões, durante a coqueificação, melhora a qualidade do coque (aumento da densidade) e possibilita a utilização de carvões fracamente coqueificáveis.

Além do carvão mineral, outros exemplos clássicos do uso da briquetagem para aglomeração de partículas finas são: óxido de magnésio, poeiras finas de conversor LD, lama de aciaria, carvão vegetal, barita, cromita, dolomita, entre outros.

A BRIQUETAGEM NO BRASIL

No Brasil, uma das primeiras iniciativas de utilização industrial do processo de briquetagem ocorreu no início da década de 60 na Companhia Siderúrgica Belgo Mineira (CSBM), na usina de João Monlevade, MG, com a aglomeração de finos de carvão vegetal, utilizando prensa da empresa alemã Humboldt.

Em 1965, a Companhia Brasileira de Briquetes, situada em Mateus Lemes, MG, passou a aglomerar finos de carvão vegetal para uso doméstico e na siderurgia, em fornos *cubilot*. A empresa trabalhou também na fabricação de máquinas e instalações de briquetagem.

A partir de 1974, a Empresa Carvel, estabelecida em Contagem, MG, iniciou a fabricação de prensas para briquetagem, além de produzir briquetes de diversos materiais, como por exemplo o carbonato de sódio, usado na dessulfuração de gusa nas usinas siderúrgicas integradas.

Em 1994, a Companhia Siderúrgica de Tubarão (CST) de modo a aproveitar os resíduos gerados na produção do aço, colocou em operação uma unidade experimental de briquetagem de lama de aciaria e outros resíduos, com capacidade instalada da ordem de 20.000 t/mês de briquetes.

ATIVIDADES DE PESQUISA & DESENVOLVIMENTO

Na pesquisa e desenvolvimento para obtenção de briquetes de qualidade é importante levar em consideração os seguintes fatores:

- (i) *Trabalhabilidade*, ou seja avaliar as características físicas e químicas do material aglomerado e também das condições técnicas necessárias para a briquetagem (a quente, a frio, sem aglutinante, com aglutinante, composição e umidade da mistura, forma e tamanho dos briquetes).
- (ii) *Condições operacionais* necessárias para aglomeração do material, ou sejam, a pressão e a velocidade de trabalho, além do ajuste dos teores de umidade da mistura para obtenção de briquetes com a resistência mecânica necessária à aplicação desejada.
- (iii) *Operações complementares* necessárias para melhorar a qualidade do briquete, tais como a secagem ou ajuste da temperatura dos finos antes de serem aglomerados, classificação por tamanho dos diferentes componentes da mistura, a pré-mistura, a pré-prensagem, cura a frio ou a quente do produto obtido, as suas condições de embalagem/estocagem, etc.

Essas informações são fundamentais para elaboração do projeto de instalação industrial e também para análise preliminar de viabilidade técnica e econômica do empreendimento, dentro dos níveis desejados de risco.

CONCEITOS

Aglomeração é o termo geral empregado para designar operações aplicadas a materiais de granulometria fina para transformá-los em corpos, ou fragmentos coesos, por meio da ligação rígida e consolidação de suas partículas, entre si, por meio de mecanismos físicos e/ou químicos, conferindo-lhes tamanho e forma adequados ao uso.

O conceito de granulometria fina na indústria mineral, depende muito do minério envolvido. Assim, no beneficiamento convencional de carvão, as partículas com tamanho inferior a 0,6 mm são consideradas finas. Entretanto, no beneficiamento de minério de ferro, a fração fina, não aproveitada pelo processo de flotação, pode apresentar partículas menores do que 20 μm . Dessa forma, não é simples generalizar o conceito de fração fina.

As aplicações mais frequentes dos processos de aglomeração são verificadas para o aproveitamento de:

- (i) minérios ou concentrados de granulação fina, sem causar prejuízos à permeabilidade da carga e às condições de reação gás-sólido nos fornos metalúrgicos, especialmente nos fornos verticais;
- (ii) resíduos, ou subprodutos finos de outros processos mineiros e metalúrgicos, para sua reutilização, ou reciclagem, de forma adequada, interna e/ou externamente;
- (iii) resíduos metálicos (cobre, ferro, titânio, etc) e outros materiais (papel, algodão, madeira, e outros) para transporte e/ou reciclagem.

A pelotização, a sinterização e a briquetagem são os principais processos de aglomeração de finos usados pela indústria minero-metalúrgica⁽⁴⁾. A pelotização de finos de minérios e/ou concentrados de ferro pelas mineradoras, a sinterização desses materiais nas usinas siderúrgicas integradas e a briquetagem de finos de carvão mineral são aplicações clássicas na indústria de base.

A escolha do processo ideal depende de uma análise cuidadosa e exaustiva, considerando parâmetros que definem as características físicas e químicas do material, o volume anual de material a ser processado, o investimento, os custos operacionais, entre outros.

A sinterização se baseia na fusão incipiente dos componentes de uma mistura constituída de um componente principal e de adições de fundentes, promovendo a ligação rígida das partículas, com a solidificação da fase líquida. A sinterização não pode ser utilizada em casos, onde há alteração da composição química do material quando aquecido.

Há, basicamente, dois tipos de instalações de sinterização: as do tipo panela (menor capacidade de produção), que operam em regime intermitente de carregamento, queima e descarregamento, e as de esteira contínua (alta capacidade de produção), que operam continuamente o carregamento, a queima e o descarregamento. A sinterização do tipo esteira atinge taxas de produção compatíveis com os alto-fornos de grande capacidade.

A utilização do processo de sinterização teve maior avanço tecnológico após 1930, quando começou a ser utilizada, em geral, na ustulação e aglomeração de minérios sulfetados e na simples aglomeração de concentrados oxidados de ferro (magnetitas) na Suécia⁽⁴⁾. As instalações são normalmente localizadas nas próprias usinas, ou no local de enformamento. É indicada para materiais com tamanho máximo de partículas entre 6,4 mm e 12 mm e com uma pequena parcela de partículas com tamanho inferior a 0,30 mm.

A pelotização é o processo mais recente de aglomeração, sendo resultante da necessidade de utilização de concentrados finos de magnetita, obtidos no processamento de certos minérios de ferro nos EUA⁽⁴⁾. O material fino a ser aglomerado deve apresentar um elevado índice de pulverização, ou seja, uma superfície específica elevada ($2.000 \text{ cm}^2/\text{g}$), além de umidade constante. Nesse processo, um aglutinante deve ser utilizado, de modo que o produto aglomerado apresente maior resistência mecânica, logo após a sua formação. Quando a aplicação não exige resistência mecânica muito elevada, as pelotas passam apenas por um processo de secagem. Quando se faz necessária resistência mecânica mais elevada, para manuseio do sinter, é fundamental a presença de etapa de queima, de modo a tornar as ligações entre as partículas, mais fortes.

As usinas de pelotização são constituídas basicamente de discos de pelotização que apresentam grande capacidade de produção e alta produtividade.

A briquetagem consiste na aglomeração de partículas finas por meio de pressão, com auxílio ou não de um aglutinante, permitindo a obtenção de um produto não só compactado, porém com forma, tamanho e parâmetros mecânicos adequados. A redução de volume do material, em alguns casos, além dos benefícios tecnológicos, permite que materiais finos possam ser transportados e armazenados de forma mais econômica⁽³⁾.

Um dos parâmetros mais importantes para a confecção de briquetes é a umidade da mistura. A adição de água só não é realizada quando a substância aglomerante se apresenta na forma de solução aquosa ou como um fluído.

A fim de apresentarem a resistência mecânica desejada, os briquetes são submetidos a um tratamento de endurecimento, realizado à temperatura ambiente, em estufas e secadores (400°C) ou em fornos (acima de 1.000°C).

Os briquetes, cujo o processo de endurecimento foi realizado à temperatura ambiente, apresentam baixa resistência mecânica quando submetidos à temperatura elevada. O seu uso fica restrito aos processos onde se utiliza baixa pressão.

Nos briquetes endurecidos a temperaturas superiores à ambiente, as impurezas do minério e do próprio constituinte principal são os responsáveis pela ligação entre as partículas. Essa ligação pode ser realizada por meio dos processos de:

- (i) fusão incipiente do constituinte principal;
- (ii) difusão e recristalização do constituinte principal;
- (iii) escorificação ou reação química;
- (iv) endurecimento ou cristalização do constituinte principal.

PROCESSO DE BRIQUETAGEM

No processo de aglomeração de partículas finas em prensas, as forças de atração molecular de Vander Waals apresentam forte influência na união das partículas. Entretanto, somente tornam-se efetivas quando a distância entre as partículas é reduzida pela ação de uma força externa elevada.

Na aplicação da pressão externa ao material a ser briquetado, podem ser utilizados três processos:

- (i) briquetagem em prensas de rolos (Figura 1), onde o material flui continuamente, entre dois rolos paralelos, com cavidades ou moldes dispostos em sua superfície, de tamanho e forma adequados, rigidamente ligados entre si, girando com a mesma velocidade de rotação, todavia em sentidos contrários;
- (ii) briquetagem por extrusão contínua em máquinas do tipo maromba;
- (iii) briquetagem em prensas hidráulicas, em que os moldes são preenchidos, de forma intermitente.

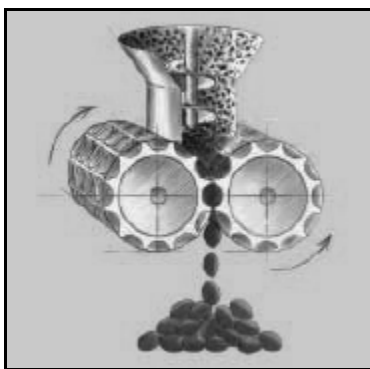


Figura 1 – Princípio da compressão em prensas de rolos⁽⁵⁾.

Por ser o mais utilizado, o processo de briquetagem em máquina de rolos será detalhado a seguir.

O processo pode ser dividido em quatro etapas: preparação; mistura; compressão e tratamento térmico.

Preparação

Consiste na determinação das características de compactação do material a ser briquetado e do tipo de equipamento que deve ser utilizado, para facilitar a adesão das partículas finas.

A determinação das propriedades do material permite conhecer não só o valor máximo da pressão a ser aplicada, como também a taxa de compactação requerida pelo material. O conhecimento do coeficiente de atrito do material permite gerar uma previsão do comportamento do mesmo, no momento da saída dos rolos e, também, se a superfície dos briquetes úmidos poderá ser ou não danificada durante a queda⁽⁶⁾.

A quantidade de aglutinante ou de ligante necessária à produção de briquetes com boa resistência mecânica depende, entre outros fatores, da qualidade do material a ser briquetado, do aglutinante utilizado, da superfície específica do material e da quantidade de partículas finas ou grossas da mistura. Quanto menor for a quantidade de partículas finas, menor será a quantidade de aglutinante necessária para gerar um briquete de boa qualidade. No caso da briquetagem de carvão, a mistura não pode conter mais de 20% das partículas com tamanho menor do que 0,5 mm e não mais do que 5% de partículas com tamanho menor do que 90 μm .

Outro fator importante é o teor de umidade do material antes da adição do aglutinante. A umidade ideal depende do material e do tipo de aglutinante utilizado, além de influenciar no valor da pressão a ser aplicada. Para estabilizar e otimizar a umidade nos briquetes é importante que sejam tomados cuidados especiais com o controle do processo. O ajuste da quantidade de água na mistura torna-se ainda mais importante quando se aglomera materiais termo-plásticos e também quando são utilizados aglutinantes solúveis em água. Para carvões minerais, o teor de umidade normalmente utilizado é de 1,5-2% $\pm$ 0,5%, sendo que quanto maior for a umidade, menor será o poder calorífico do briquete⁽²⁾.

Na briquetagem de carvões não coqueificáveis ou semi-coque (materiais inertes), torna-se necessário o uso de carvões coqueificáveis na mistura. O carvão coqueificável, nesse processo, apresenta a função de aglutinante e necessita de um aquecimento a uma temperatura entre 100 e 350°C, antes de ser misturado. O carvão não coqueificável é aquecido em torno de 600°C, também, antes de sua mistura com o carvão coqueificável⁽⁷⁾. A proporção de carvões na mistura deve ser ajustada, para que a temperatura da mistura situe-se na zona de amolecimento do carvão coqueificável, normalmente entre 420-540°C⁽⁸⁾.

Mistura

A mistura dos reagentes é uma das etapas mais importantes da briquetagem. É de fundamental importância que o aglutinante seja distribuído uniformemente por toda superfície do material a ser briquetado.

O misturador deverá ser dimensionado de modo que o tempo de residência da mistura no equipamento não seja elevado. Quando há necessidade de tratamento térmico da mistura, esse pode ser realizado no próprio equipamento por meio da aplicação de vapores saturados ou superaquecidos. Como exemplo, para briquetagem de carvão utilizando piche como aglutinante, a temperatura de descarga da mistura deve estar pelo menos 7°C acima do ponto de amolecimento do piche. A mistura deve apresentar uma temperatura entre 85-90°C na prensa e uma umidade de $3\% \pm 1\%$ ⁽⁹⁾.

Caso a mistura não seja suficientemente seca no condicionador entre o misturador e a prensa, os gases (na maioria das vezes, vapor d'água) presos nos briquetes sofrem uma forte compressão. Quando os briquetes deixarem a prensa e a pressão for relaxada os gases expandem, causando fraturas no briquete.

No manuseio de materiais com pequena densidade aparente, torna-se necessária a remoção dos grandes volumes de ar antes da alimentação do material na unidade de compactação. Nesses casos torna-se recomendável a utilização de alimentadores por meio de vácuo, sendo esse o responsável pela remoção do ar presente no alimentador.

Compactação

A compressão do material se dá na cavidade existente entre os dois rolos que, montados um diante do outro, giram com velocidade de rotação igual e em sentidos contrários.

A pressão exercida sobre o material cresce de forma progressiva ao longo do segmento do rolo, a partir do ponto em que se inicia a ação da força de compressão sobre o material, atingindo o seu valor máximo no ponto de menor distância entre os rolos, caindo de forma abrupta até a liberação e saída do aglomerado.

A forma das cavidades do equipamento e, conseqüentemente, do briquete, é função da susceptibilidade do material à compactação. Para materiais que apresentam dificuldade de compactação são utilizadas formas arqueadas, eliminando o plano de divisão dos briquetes e proporcionando uma distribuição mais uniforme da pressão. A uniformidade de pressão sobre o material permite que sejam aplicadas pressões mais elevadas sobre a mistura. Tal procedimento gera a redução da vida útil dos elementos de compactação da prensa.

Quando se deseja um produto aglomerado com um tamanho menor que 8 mm, realiza-se normalmente uma primeira compactação do material, seguida da fragmentação e posterior classificação granulométrica, recuperando a fração que

apresente o tamanho desejado. A compactação inicial pode ser realizada por meio da briquetagem convencional ou na compressão de partículas na forma de barras ou de folhas, podendo essas serem do tipo lisas ou onduladas.

Alguns produtos, como por exemplo os fertilizantes, são compactados e granulados, evitando a formação de aglomerados quando acondicionados em recipientes apropriados. Os materiais particulados podem também ser aglomerados na forma de tiras ou barras contínuas, em equipamentos do tipo rolo.

As tiras de material aglomerado são removidas horizontalmente da prensa. Dessa forma, o material pode alimentar diretamente etapas subsequentes como por exemplo os fornos utilizados para secagem ou cura do material aglomerado. Cimento Portland, ferro esponja, coque, metais e ligas, minérios sinterizados, partículas finas provenientes da fabricação do aço e de outros processos metalúrgicos e muitos outros produtos são processados em forma de tiras, observando-se um ganho na eficiência térmica do processo, devido à redução das perdas com partículas finas.

Se os rolos possuírem superfícies lisas, o material adquire uma forma tabular, ou de uma barra e é denominado tablete, fita, barra etc.

Quando as superfícies dos rolos possuem cavidades, ou moldes, de mesma forma e tamanho, a rotação dos rolos faz com que essas cavidades se situem em uma posição simétrica; o material aglomerado é denominado briquete e tem a forma e o tamanho dos moldes, como ilustrado na Figura 2.

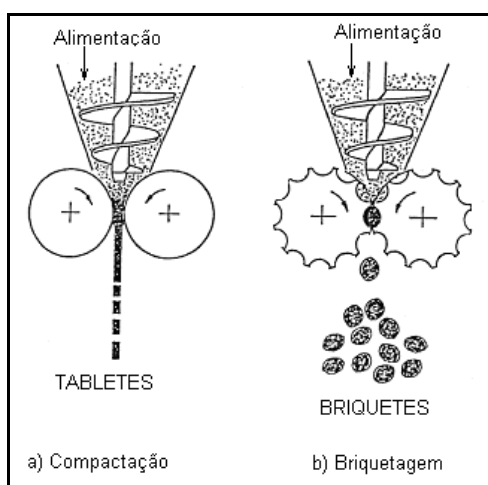


Figura 2 – Formas diferentes de aglomeração de partículas finas, com aplicação de pressão.

No processo de compactação (Figura 2a), a vazão de tabletes gerados, m , pode ser obtida pela seguinte relação:

$$m = B \times S \times V_p \times d_a \quad [1]$$

onde:

B - largura do rolo; V_p - velocidade periférica do rolo;

S - espessura do tablete; d_a - densidade do aglomerado.

Já no processo de briquetagem (Figura 2b), a vazão de briquetes, M, é calculada em função do volume de um briquete (V_b), do número de moldes em uma coluna (Z) na circunferência do rolo⁽⁸⁾, do número de colunas ao longo da largura do rolo (R), da velocidade dos rolos (N, em rpm) e da densidade do briquete (d_b).

$$M = V_b \times Z \times R \times N \times d_b \quad [2]$$

Tratamento Térmico

Para evitar a fratura devida à choques térmicos e também permitir o manuseio, os briquetes ou tabletes devem ser imediatamente aquecidos após a sua formação e em seguida resfriados lentamente, segundo uma velocidade controlada.

Na aglomeração de finos de carvões coqueificáveis, os briquetes produzidos devem ser aquecidos até 600°C, a fim de recuperar todo o alcatrão ainda presente no processo. Após esse tratamento térmico, a quantidade de materiais voláteis é reduzida de tal forma, que permite a utilização dos briquetes como material redutor em altos fornos. A utilização de briquetes na câmara de coqueificação, além da maior otimização da densidade da carga, permite a obtenção de um coque de melhor qualidade.

BRIQUETAGEM COM AGLUTINANTES

Os aglutinantes são utilizados quando o material a ser aglomerado não possui resistência à compressão e ao impacto, após a compactação. Além de permitirem uma maior adesão das partículas finas, os aglutinantes podem aumentar ou diminuir as propriedades coqueificantes do material a ser briquetado. Os aglutinantes podem ser divididos de acordo com sua função na mistura, podendo ser do tipo: matriz, filme ou aglutinantes químicos (Quadro 1).

Os aglutinantes do tipo matriz provocam um embutimento das partículas dentro de uma fase substancialmente contínua, sendo as propriedades dos briquetes determinadas pelas características do aglutinante.

Os aglutinantes do tipo filme apresentam função parecida com as colas adesivas e dependem, principalmente, da evaporação da água ou de algum solvente para desenvolver uma maior resistência mecânica.

Os aglutinantes químicos podem ser utilizados tanto como matriz, como filme. Um bom exemplo são os aglutinantes químicos utilizados em areias de fundição.

Alguns autores costumam utilizar outra forma de classificação, dividindo os aglutinantes em líquidos, sólidos, solúveis e insolúveis em água. O Quadro 2 apresenta alguns exemplos de aglutinantes utilizados na briquetagem de partículas finas.

Quadro 1 – Exemplos de tipos diferentes de aglutinantes.

Tipo Matriz	Tipo Filme	Aglutinantes Químicos
Alcatrão	Água	Ca(OH)_2 + molasses
Asfalto de petróleo	Silicato de sódio	Silicato de sódio + CO_2
Cimento Portland	Lignosulfonatos	Epóxies

Quadro 2 – Alguns aglutinantes utilizados na briquetagem de partículas finas.

Material	Aglutinante
Minério de ferro	Cal e melaço
Cromita	Cal e melaço
Fluorita	Cal, melaço ou silicato de sódio
Bauxita	Cimento Portland
Carvão	Melaço
Cobre	Lignosulfonatos
Magnesita	Lignosulfonatos
Areia de quartzo	Água e NaOH
Barita	Melaço e <i>black-ash</i>

BRIQUETAGEM SEM AGLUTINANTES

Os briquetes produzidos com aglutinantes são normalmente comprimidos em baixas pressões, de modo a evitar uma nova fragmentação das partículas. Quando é necessário produzir briquetes sem aglutinantes, o sucesso da operação depende de como ocorreu a cominuição ou a deformação plástica das partículas. Tal dependência deve-se à necessidade das partículas estarem situadas o mais próximo possível uma das outras, compensando assim a ausência de uma substância aglutinante. Muitos materiais orgânicos e inorgânicos podem ser briquetados sem a utilização de aglutinantes. As forças, que mantêm esses cristais unidos, não são necessariamente fortes, nem específicas, devendo apenas fazer com que os cristais individuais estejam suficientemente próximos uns dos outros.

As variáveis mais importantes na produção de briquetes sem aglutinantes são:

- (i) umidade do material;
- (ii) capacidade de compressão das partículas;
- (iii) porosidade do briquete;
- (iv) tratamento térmico posterior à briquetagem.

No caso da aglomeração de finos de carvão, o uso ou não do aglutinante depende principalmente do tipo de carvão utilizado. Nos carvões betuminosos, a necessidade de aglutinantes é muito rara, enquanto que nos carvões semi-betuminosos, a utilização do aglutinante é bastante comum, podendo ser substituído por carvões de características coqueificantes⁽¹⁰⁾.

Em estudo realizado no CETEM por Silva e Schinzel⁽⁸⁾, para que o briquete de lignina (subproduto da fabricação do álcool com base em madeira seca, bagaço da cana e outras substâncias vegetais) apresentasse uma boa resistência mecânica, foi necessário o uso de pressão capaz de elevar a densidade aparente de 0,366 g/cm³ para 0,95-1,1 g/cm³. No entanto, a maior densidade aparente ocasionou a redução da porosidade, prejudicando a reatividade da lignina.

Apesar da grande maioria dos processos de briquetagem sem aglutinantes utilizar baixas pressões para a compactação, na produção de briquetes de óxido de cálcio e hidróxido de magnésio torna-se necessária a utilização de pressões mais elevadas. É comum a utilização de lubrificantes (água, grafite e outros) para redução do atrito entre as partículas e também entre os briquetes e os rolos.

BRIQUETAGEM A QUENTE

Utilizada quando o material a ser aglomerado possui elevada resistência mecânica. A elevação da temperatura da mistura tem como objetivo prático o alcance do regime plástico do material, o que permite o uso de pressões menores na compactação. Um exemplo prático ocorre na briquetagem de minério de ferro e dos pós gerados nos altos fornos, onde as partículas são aquecidas a uma temperatura da ordem de 1.000°C. O limite máximo da temperatura a ser utilizada na briquetagem a quente é definido pela temperatura de fusão das partículas em conjunto.

A briquetagem a quente, também, é fortemente influenciada pelo tratamento térmico utilizado logo após a compactação. Alguns materiais necessitam de resfriamento lento, em tambores, com materiais resfriados, de modo a recuperar parte de seu calor sensível. Esse processo é utilizado para permitir a recristalização do briquete, aliviando as tensões internas geradas durante a deformação plástica.

O uso do processo de briquetagem a quente permite a produção de fibras de carbono ativado, com densidade aparente elevada, não havendo a necessidade do uso de qualquer tipo de aglutinante. O método consiste na compactação de fibras estabilizadas, utilizando pressão mecânica de até 204 kg/cm^2 e aquecimento entre 100 e 250°C para a fibra piche (piche isotrópico de petróleo) e $200\text{-}600^\circ\text{C}$ para a fibra estabilizada. Sendo assim é possível controlar facilmente a densidade aparente da fibra de carbono em uma faixa que vai de $0,2$ a $0,86 \text{ g/cm}^3$. A função da briquetagem a quente, nesse método, é iniciar a carbonização da fibra, aumentando a sua dureza o suficiente para que não haja mudança em sua forma. Quando a pressão mecânica é aliviada, a fibra formada apresenta densidade e dureza mais elevadas⁽¹¹⁾.

Através da briquetagem a quente é possível a reciclar, de maneira econômica, resíduos de metais, oriundos de tornos ou em máquinas de furar (Figura 3). Os resíduos metálicos são aquecidos a 725°C , antes de serem encaminhados para prensa do tipo rolo, onde são comprimidos a uma pressão de aproximadamente 3.000 kg/cm^2 . Após a compactação, os briquetes são imediatamente resfriados em água. Grande parte do combustível necessário para aquecer os resíduos metálicos é obtido no óleo presente nos próprios resíduos.

Uma das principais vantagens da briquetagem dos resíduos metálicos é a ausência de óleo no briquete de metal, evitando dessa forma a formação de fumaça durante a queima nos fornos.

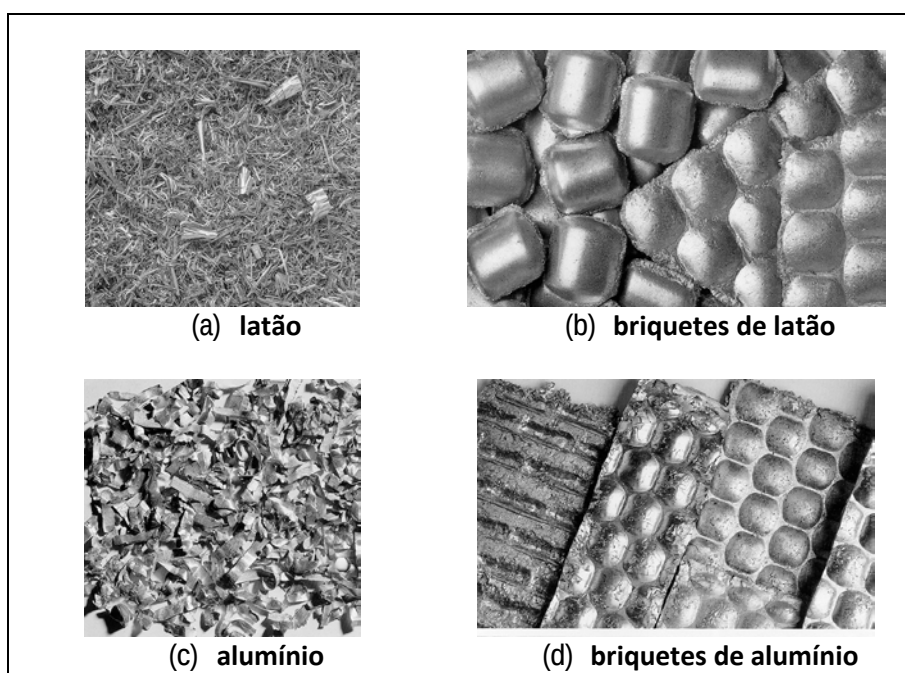


Figura 3 – Resíduos metálicos e os respectivos briquetes produzidos.

AVALIAÇÃO DA QUALIDADE DOS BRIQUETES

Até o momento, ainda não foi possível estabelecer ensaios padrões para verificação do poder combustível dos briquetes. Para avaliação das propriedades físicas, os ensaios padronizados e os mais utilizados, consiste na avaliação da resistência dos briquetes à compressão, ao impacto, à abrasão e à penetração de água⁽¹²⁾. Em alguns casos, é feita a avaliação da temperatura de choque.

As propriedades que, determinam a qualidade de um briquete são apresentadas no Quadro 3.

Quadro 3 – Propriedades dos materiais, do processo e dos equipamentos responsáveis pela qualidade de um briquete.

Propriedades geométricas das partículas	Tamanho de partícula Distribuição granulométrica Forma da partícula	Estrutura Densidade
Propriedades mecânicas das partículas	Ângulo de repouso Ângulo de atrito interno	Tensão cisalhante Tensão axial
Propriedades químicas das partículas	Contaminação superficial Natureza da fase gasosa Fenômeno de superfície Coesão entre as partículas e adesão à superfície externa	Fenômeno eletrostático Energia superficial
Propriedades estruturais dos sólidos	Deslocamentos Estrutura cristalina	Geometria molecular Densidade
Propriedades mecânicas dos sólidos	Tensão cisalhante Tensão axial Resistência à compressão	Limite de escoamento Módulo de elasticidade Dureza
Propriedades químicas dos sólidos	Atrito Composição Impurezas	Tipo de ligação química Método de preparação
Condições de Processo:	Pressão Taxa de deformação Velocidade dos rolos Temperatura	Teor de umidade Aglutinantes Lubrificantes
Características do Equipamento:	Rolos	Diâmetro Tamanho e forma das cavidades dos briquetes Composição dos rolos
	Alimentador	Efeitos da pressão Pré-compressão dos materiais no alimentador
	Sistema Hidráulico	Rigidez dos rolos
	Mancais	Orientação dos rolos Localização
	Estrutura	Rigidez dos rolos

Resistência à Compressão

Ensaio utilizado para determinar a resistência do briquete aos esforços compressivos, durante a sua estocagem.

No ensaio, o briquete é submetido à pressão contínua e progressiva até que o mesmo frature. A resistência à compressão é um parâmetro bastante significativo na avaliação da resistência do briquete ao manuseio, empilhamento, condições de trabalho, entre outros. Uma resistência de $3,57 \text{ kg/cm}^2$ é considerada como um valor ideal⁽¹²⁾.

Resistência ao Impacto

Ensaio que determina a resistência do briquete ao suportar repetidas quedas, simulando aquelas que ocorrem durante o manuseio e transporte.

Antes do tratamento térmico (cura), a resistência ao impacto dos briquetes pode ser determinada por meio de ensaios de queda livre, a partir de uma altura de 0,3 m. Nesse ensaio é utilizado como anteparo, uma placa de aço com espessura de 10 mm. Se o briquete for submetido a um tratamento térmico para aumentar sua resistência mecânica, a altura do ensaio de queda livre deverá passar para 1,5 m.

A resistência ao impacto é determinada pelo número de quedas consecutivas que o briquete consegue resistir sem fragmentar. Para briquetes sem cura, considera-se 3 quedas como um número razoável, enquanto que para briquetes submetidos a um tratamento térmico, esse número passa para 10.

Alguns autores⁽¹³⁾ mencionam outra forma de avaliação da resistência ao impacto, utilizando metodologia diferente para o ensaio de queda. A resistência ao impacto passa a ser avaliada em função da quantidade de partículas do briquete com tamanho inferior a 3,3mm, após 20 quedas consecutivas de uma altura de 2,3 m de altura. Em alguns casos é determinado o número de quedas que o briquete resiste. Uma perda em peso de até 5% é considerada um valor ótimo. No entanto, os resultados são considerados ruins quando as perdas são superiores a 10%.

Resistência à Ação da Água

Consiste na avaliação do ganho de massa obtido pelo briquete, após a imersão em recipiente com água. É comum determinar a variação do peso, ao longo do tempo. Essa informação é muito importante para os casos em que os briquetes são estocados em ambientes externos.

Temperatura de Choque

A temperatura de choque é definida como a temperatura na qual 90% do briquete resiste, sem explodir, ao impacto de uma rápida elevação da temperatura. Essa propriedade é de fundamental importância para avaliação da qualidade dos briquetes que serão utilizados como combustível em fornos.

Resistência à Abrasão

Consiste na avaliação da degradação física sofrida por um briquete durante o seu transporte. Alguns pesquisadores avaliam a resistência à abrasão, quantificando a perda de peso de um briquete, devido à geração de partículas com tamanho inferior a 3,3 mm, após 15 min de peneiramento em peneirador vibratório do tipo *Ro-Tap* (Figura 4).

Os parâmetros de avaliação são semelhantes ao ensaio de resistência ao impacto, sendo que o briquete é considerado de excelente qualidade, quando menos de 5% das partículas do seu peso inicial apresentam tamanho inferior à malha teste após o ensaio. Outros ensaios, baseados nas normas do antigo *Bureau of Mines* (Estados Unidos), utilizam uma peneira de abertura de 4,7 mm e um tempo de peneiramento de 10 min, com peneirador vibratório, também, do tipo *ro-tap*. Os critérios de avaliação são semelhantes ao descrito anteriormente. Quando a perda em peso na malha teste é superior a 15%, o briquete é considerado de péssima qualidade⁽¹⁴⁾.



Figura 4 – Peneirador vibratório, do tipo *ro-tap*, utilizado nos ensaios de resistência à abrasão.

Castelões e Campos⁽¹⁵⁾ utilizaram outra forma de avaliar a resistência à abrasão de briquetes de barita, procurando trabalhar em condições próximas àsquelas utilizadas nos fornos rotativos das indústrias. Os pesquisadores colocaram os briquetes em um tambor rotativo, com velocidade de 30 rpm, durante um período de 2h, onde a peneira, com abertura de 4,8 mm, foi usada para avaliar a perda em peso.

Densidade

Trata-se de um dos parâmetros mais importantes para avaliar a qualidade do briquete. Pode ser determinado pelo quociente entre o peso do briquete e o volume, obtido a partir de suas dimensões. Uma outra forma de determinação do volume, consiste no método clássico de medir o volume deslocado pelo briquete, quando o mesmo é imerso em um líquido.

EQUIPAMENTOS DE BRIQUETAGEM

O equipamento mais utilizado na briquetagem de materiais finos é a prensa de rolos. O equipamento é constituído, basicamente, de um sistema de alimentação, um par de rolos de prensagem, (montados sobre um chassi), um sistema hidráulico que possibilita o ajuste e o controle da pressão exercida pelos rolos sobre o material e um sistema motor-redutor, responsável pelo movimento de rotação dos rolos. As principais características do equipamento são:

- (i) tamanho dos rolos (diâmetro e largura);
- (ii) forma, tamanho e número das cavidades ou moldes nos rolos;
- (iii) força de compressão específica máxima dos rolos ou seja a força máxima exercida por centímetro, ao longo da largura do rolo; e
- (iv) velocidade de rotação dos rolos.

Experimentalmente, a força mínima de compressão exercida pelos rolos, para um determinado material, é função das características do material, do diâmetro dos rolos, da forma e do tamanho do briquete. Para um diâmetro de rolo de 1.000 mm, a pressão de compressão pode variar de 10 a 140 kN/cm² (Tabela 1).

A velocidade periférica V_p de um rolo é definida pelo seu diâmetro e sua velocidade de rotação. Assim, para um rolo com diâmetro R em m e velocidade de rotação N em rpm, a velocidade periférica será:

$$V_p = \pi R N / 30 \text{ m/s} \quad [3]$$

Essa velocidade determina o tempo de residência do material sob a ação da força de compressão dos rolos. Quanto mais fino for o material, maior será a quantidade de volume de vazios a serem eliminados, provocando maior redução de volume durante a compactação. A redução de volume (Equação 4) faz com que a densidade aparente dos finos cresça assintoticamente e se aproxime da densidade real do material.

Tipos de Rolos

Nas primeiras prensas fabricadas, os eixos dos rolos eram dispostos sempre na horizontal, sendo os centros fixos na estrutura. A alimentação era realizada por gravidade, sendo a mesma colocada em simples caixa de alimentação ou em tremonha montadas acima dos rolos.

Nos equipamentos mais recentes, normalmente, um dos rolos se apresenta fixo na estrutura, enquanto o outro rolo se apresenta móvel, no entanto, com movimento limitado por cilindros hidráulicos. Anteparos localizados entre os blocos suspensos impedem que os rolos entrem em contato, permitindo a passagem do material que se deseja aglomerar.

Durante o processo de aglomeração, os cilindros hidráulicos resistem aos esforços até que a força exercida pelo material supere a dos cilindros. O rolo móvel é movimentado e, em seguida, desloca os pistões nos cilindros hidráulicos até que ambos os esforços voltem a ser iguais. O óleo deslocado pelos pistões é armazenado sobre pressão em um acumulador cheio de gás. Para que o rolo móvel retorne à posição inicial é necessário que o óleo deslocado retorne aos pistões. O sistema hidráulico funciona como uma balança. A força inicial que mantém os rolos juntos pode ser ajustada pela pressão de óleo dos cilindros. A força adicional necessária para deslocar o rolo móvel é também controlada pelo volume de gás no acumulador.

A maior eficiência dos novos equipamentos se deve, em grande parte, à capacidade do sistema hidráulico em administrar a inclinação da curva força-deslocamento do rolo, de acordo com as necessidades do processo de briquetagem.

Os rolos podem se apresentar dispostos horizontalmente, lado a lado na estrutura, ou também sobrepostos como um moinho de rolo. Além disso, podem ser colocados, simetricamente, entre os pontos de apoio ou podem ser montados externamente aos pontos de apoio no final dos eixos. Cada forma de colocação dos rolos apresenta um fim específico. Outras formas de colocação podem ser estudadas de forma a atender as condições de um processo especial⁽¹⁶⁾.

Os rolos são classificados em integrais, sólidos ou segmentados. Todos apresentam cavidades que dão forma aos briquetes. Os rolos normalmente apresentam uma faixa de aço inoxidável, ou de algum material resistente à abrasão ou à corrosão, soldada à sua circunferência ou superfície de trabalho.

Quando os rolos integrais (Figura 5) não apresentam juntas ou superfícies unidas, esses são normalmente utilizados para briquetagem de produtos farmacêuticos ou alimentícios, já que não há aglomeração de materiais em regiões de difícil limpeza. Os rolos integrais podem ser facilmente aquecidos ou resfriados com água, no entanto, não é recomendada a sua utilização na compactação de materiais abrasivos.

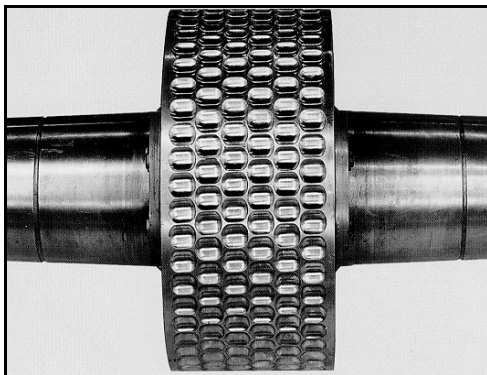


Figura 5 – Rolos integrais com revestimento de uma liga especial⁽¹⁶⁾.

Grande parte dos equipamentos existentes utilizam rolos do tipo sólidos (Figura 6), que apresentam anéis substituíveis chavetados ou ajustados ao eixo. Ao contrário dos rolos integrais que precisam de materiais específicos para sua construção, os rolos sólidos e os seus eixos podem ser fabricados com diferentes tipos de materiais, apenas com a condição que sejam resistentes à corrosão e à abrasão.

Os rolos segmentados (Figura 7) são produzidos em uma série de seções ou segmentos, presos mecanicamente aos eixos. Os rolos segmentados são recomendados para briquetagem a quente ou de materiais abrasivos. Da mesma forma que os rolos sólidos, podem ser produzidos com o material que mais se adapte ao processo.

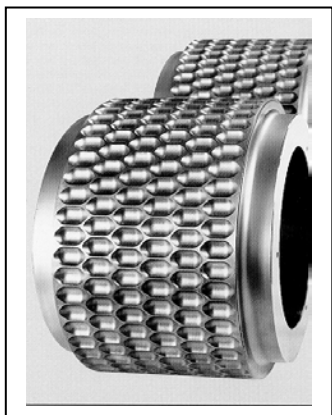


Figura 6 – Rolos sólidos, que permitem a substituição das tiras que dão forma aos briquetes⁽¹⁷⁾.



Figura 7 – Rolos segmentados para aplicações de materiais altamente abrasivos⁽¹⁷⁾.

Na construção mecânica dos rolos deve ser levado em consideração aspectos como confiabilidade, facilidade de manutenção e custos de operação. O efeito que os rolos exercem sobre o material a ser aglomerado depende, acima de tudo, da geometria do mesmo.

Tipos de Alimentador

Quando se trabalha com materiais que necessitam de aglutinante, a alimentação da prensa deve ser realizada com um alimentador por gravidade. Nesse caso, o processo de briquetagem é um processo simples de moldagem, sendo observado uma pequena alteração na densidade do produto, após a passagem no equipamento. A pressão necessária para essa aplicação é normalmente mais baixa.

Os alimentadores do tipo rosca ou broca são utilizados quando os materiais se encontram secos ou com grande quantidade de partículas finas. São capazes de gerar efeitos secundários importantes no processo, podendo pré-comprimir o material antes dos rolos, além de possibilitar a fragmentação de partículas permitindo alcançar um tamanho mais favorável para aglomeração. Existe suposição de que a mobilidade das partículas, em um alimentador do tipo rosca, permite que os eixos dos cristais se alinhem sozinhos, gerando briquetes com melhores propriedades. Esse tipo de alimentador permite a obtenção de produtos de melhor qualidade, indiferentemente do uso ou não de aglutinante.

REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS

- 1) GRANDIN, F.H. – Compacting and Briquetting in environmental technology applications – Powder Handling & Processing, vol.6, n° 1, jan/march, 1994.
- 2) DEMIRBA, A.- Physical properties of briquettes from waste paper and wheat straw mixtures – Energy Conversion and Management, vol. 40, mar., 1999, p. 437-445.
- 3) DEMIRBA, A. – Briquetting waste paper and wheat straw mixtures – Fuel Processing Technology, Elsevier Science B.V., vol.55, n° 2, may, 1998, p.175-183.
- 4) TRAJANO, R.B. – Princípios de Tratamento de Minérios – PUC, Rio de Janeiro, Cap.8, 1966, p. 158-169.
- 5) KÖPERN – Briquetting with roller presses (Prospecto).
- 6) DRZYMALA, Z.; HRYNIEWICZ, M. – Problem of selection of roll presses for biquetting fine-grained raw minerals – XX IMPC, Aachen, sept., 1997 , p. 397-404.
- 7) SCHINZEL, W. – The briquetting of coal. General information regarding. The possibilities and requirements. – CETEM. Relatório Informativo. RI 61/81, may, 1981.

- 8) SCHINZEL, W.; SILVA, R.C.M. – Briquetagem e a sua importância para a indústria carbonífera.
- 9) Coal briquetting with binders – KG Industries, INC – (Prospectos).
- 10) CASTELÕES, R.C.M. ; CORREIA, J.C.G – Briquetagem de finos de carvão mineral da mina de São Roque da Carbonífera Criciúma –SC – XVI Encontro nacional de Tratamento de Minérios e Hidrometalurgia, Rio de Janeiro, set., 1995, vol.1, p.80-87.
- 11) MIURA, K.; NAKAGAWA, H.; OKAMOTO, H. – Production of high density activated carbon fiber by a hot briquetting method – Carbon, Elsevier Science Ltd., vol. 38, 2000, p. 119-125.
- 12) THOMS, L.J.; SNAPE, C.E.; TAYLOR, D. – Physical characteristics of cold cured anthracite/coke breeze briquettes prepared from a coal tar acid resin – Fuel, vol. 78, nov., 1999, p.1691-1695.
- 13) LEITE, F.A.D. – Briquetagem de fluorita – CETEM, Relatório de Projeto, RP33/83, jun., 1983.
- 14) CASTELÕES, R.C.M. – Estudos de briquetagem em escala piloto de finos produzidos na Cia. Metalúrgica Barbará – CETEM, Relatório Técnico, RT20/95, set., 1995.
- 15) CASTELÕES, R.C.M; CAMPOS, A.R. – Briquetagem de finos de barita da Bahia – CETEM, CT 02/75, nov., 1994.
- 16) K.R. KOMAREK INC. - Home-page: www.komarek.com.
- 17) HOSOKAWA BEPEX – MS SERIES ROLL COMPACTORS, MACHINE SPECIFICALLY DESIGNED FOR DEMANDING APPLICATIONS – (Prospectos).

PARTE II -PELOTIZAÇÃO

INTRODUÇÃO

Conceitualmente, a Pelotização consiste na mistura úmida de finos de minério de ferro concentrados na fração menor que 0,149 mm com quantidades pré-definidas de aglomerante, óxidos básicos, e energéticos, seguida de rolamento em disco ou tambor, que pela ação da tensão superficial de capilaridade, promove a formação de um aglomerado esférico de tamanho entre 8 e 18mm, as pelotas, que depois de submetidas a um tratamento térmico específico, apresentam elevada resistência mecânica ao manuseio, e propriedades metalúrgicas superiores, quando submetidas ao processo de redução.

A Pelotização de minério de ferro é um processo relativamente novo em comparação com a história da mineração e metalurgia que datam da idade da pedra. Desenvolvido no início do século XX, o processo de Pelotização de minério de ferro foi criado inicialmente com o objetivo de aproveitar os finos de minério de ferro gerados durante sua lavra e beneficiamento e que não eram aproveitados nos processos de redução devido a sua dificuldade de manuseio e transporte, e principalmente, por diminuir a permeabilidade dos gases redutores no interior dos altos-fornos. Além disso, os materiais finos eram carregados pelo fluxo de gases durante o processo de redução, gerando grande quantidade de emissão de poeira na atmosfera.

Por muitos anos, os minérios carregados nos altos-fornos eram britados e parcialmente classificados na mina ou nas usinas siderúrgicas e assim, enquanto a fração grosseira (*lump ore*) era carregada, a fração fina acumulava-se continuamente em pilhas e bacias, sem uso econômico viável. Naquela época, a busca pelo aproveitamento desta fração fina do minério de ferro foi importante para o desenvolvimento das tecnologias de aglomeração que conhecemos nos dias de hoje, como são os casos da Sinterização e da Briquetagem. Neste contexto, inicialmente foi desenvolvido o processo de Sinterização, que aproveita os finos de minério de ferro com distribuição granulométrica composta de frações de tamanho desde 1,0 mm até 0,15mm, e após alguns anos, surgiu o processo de Pelotização como uma alternativa à Sinterização, para aproveitamento das frações menores que 0,15 mm.

As primeiras patentes do processo de aglomeração de finos de minério de ferro por Pelotização surgiram na Europa, precisamente na Suécia, em 1912, pelo inventor A. G. Anderson, porém sem aprofundamento de informações e simultaneamente na Alemanha, em 1913, pelo inventor C.A. Brackelsberg, que complementou os estudos de Anderson ao apresentar evidências de que os aglomerados esféricos produzidos, poderiam ser reduzidos mais rapidamente que o minério granulado e que os aglomerados de Sinterização produzidos com o mesmo minério de ferro.

A primeira planta piloto de Pelotização, com capacidade de produção de 120 toneladas por dia, só foi construída após a primeira guerra mundial na Alemanha, em 1926, e reconstruída em 1935, ainda na Alemanha⁽¹⁾. A partir da década de 1940, à medida que ocorria o desenvolvimento tecnológico da mineração de minério de ferro, o processo de Pelotização passou a ter um papel mais importante na rota de produção do aço, pelo descobrimento de seu potencial para agregação de valor na cadeia de produção, pela viabilização da lavra e beneficiamento de minérios menos compactos, friáveis e de menor teor de ferro.

É neste contexto que o conceito de Pelotização se consolida e se mantém viável e em desenvolvimento até os dias de hoje.

Nesta trajetória, foram desenvolvidas diferentes rotas para a produção de pelotas, principalmente nas etapas de pelletamento propriamente dita, e no processamento térmico ou queima. Na etapa de pelletamento, foram desenvolvidos os discos de pelletização e os tambores, como mostrados nas Figuras 8 e 9.

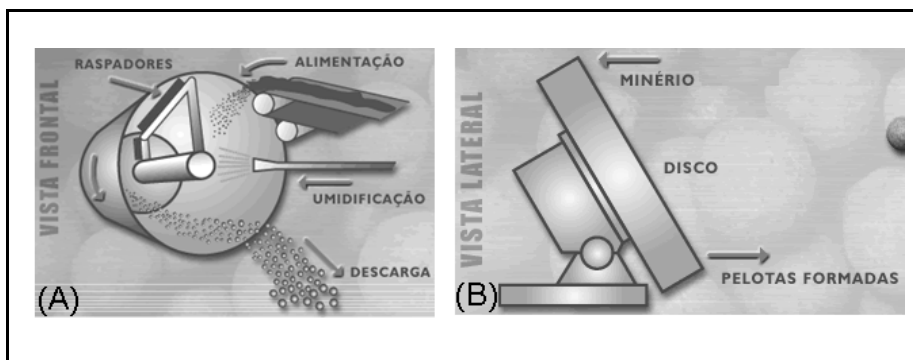


Figura 8 (A) – Tambor de pelletamento e (B) Disco de pelletamento [3].

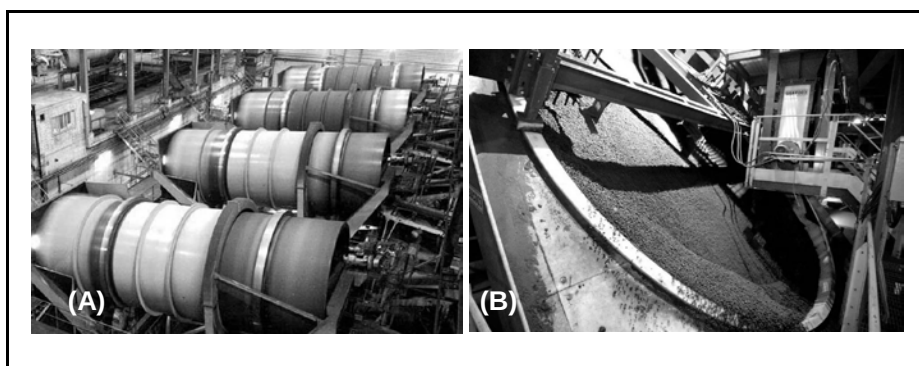


Figura 9 (A) – Foto de Tambores de pelletamento em operação e (B) Foto de um Disco de pelletamento em operação.

No processamento térmico ou queima das pelotas surgiram três tipos diferentes de fornos, que serão tratados com detalhe mais adiante neste capítulo:

- (i) Os fornos rotativos (*grate kiln*), bastante difundidos na China;
- (ii) Os fornos de grelha móvel (*traveling grate*), adotados em larga escala em todo o mundo, principalmente nos Estados Unidos e no Brasil;
- (iii) Os fornos de cuba (*shaft furnaces*) que tendem a cair em desuso devido a sua limitação de produção e elevado custo operacional, em comparação com os outros tipos de fornos, sendo mais encontrados na China.

Atualmente, a tecnologia de *Traveling Grate* equivale a 2/3 da capacidade total de produção de pelotas no mundo⁽²⁾, assim distribuídos:

- (i) Shaft Furnace: 31 Mt/ano (7%)
- (ii) Rotary Kiln: 136 Mt/ano (31%)
- (iii) Traveling Grate: 272 Mt/ano (61%)
- (iv) Outras tecnologias consideradas obsoletas: 4,4 Mt/ano (1%)

Nestes fornos são processados diferentes tipos de minério, como os minérios hematíticos, magnetíticos, ghoetíticos, minérios hidratados e suas misturas. Dentre as principais características que diferenciam estes tipos de minério, estão as seguintes:

Minérios hematíticos necessitam de fornecimento de calor para favorecer a cinética de difusão atômica na rede da hematita, para que ocorra a sinterização das partículas de minério de ferro. Além do calor gerado nos queimadores, necessitam de adição de combustível sólido moído no minério a pelotizar, normalmente carvão mineral (antracito).

Minérios magnetíticos liberam grande quantidade de calor em atmosfera oxidante favorável à oxidação da magnetita a hematita, que se processa por meio de reações fortemente hexotérmicas. Como a etapa de queima nos fornos é extremamente oxidante e favorável a ocorrência destas reações, o processamento de minérios magnetíticos favorece a economia de combustível nos queimadores e não requer a adição de combustível sólido moído no minério a pelotizar.

Minérios ghoetíticos e minérios hidratados, apresentam moléculas de água em sua estrutura cristalina, proveniente do processo de formação geológica, e geralmente são muito porosos, retendo umidade durante a etapa de preparação para o pelotamento. Desta forma, a etapa de queima requer maior temperatura na fase de secagem das pelotas uma vez que sua perda por calcinação (PPC) é muito superior aos demais tipos de minério, o que geralmente só é obtido com restrição de produção. A PPC destes minérios quando puros podem chegar a valores próximos de 10%, e por isso, seu uso é

normalmente viabilizado por meio de misturas com os minérios hematíticos, magnetíticos ou a misturas hematítico/magnetítico.

Misturas de minérios hematíticos e magnetíticos geram comportamento intermediário entre o uso de minério hematítico e o uso de minério magnetítico. Em média, o consumo de combustível nos queimadores e de combustível sólido moído deve ser inferior ao consumo obtido com minério hematítico e um pouco superior ao consumo obtido com minério magnetítico.

O consumo energético e de combustível sólido será abordado no detalhamento das etapas do processo de pelletização.

A Figura 10 apresenta dados estatísticos que correlacionam os tipos de minério com a tecnologia de forno empregada⁽⁴⁾.

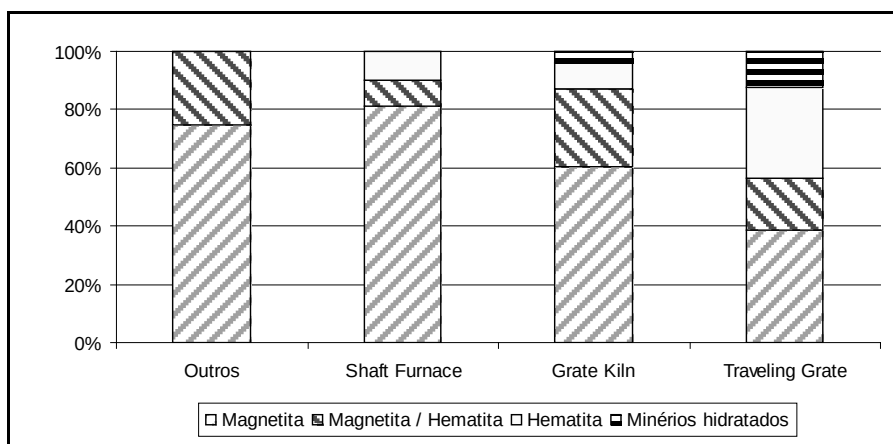


Figura 10 – Dados estatísticos que correlacionam os tipos de minério com a tecnologia de forno empregada.

De forma geral, no Brasil, predomina o uso de discos, ficando a operação em tambores restrita a planta situada em Congonhas, em Minas Gerais, responsável por 6,9% da produção de pelotas do Brasil.

As demais plantas de pelletização instaladas no Brasil, responsáveis por 93,15 da produção, operam com discos e estão situadas em São Luis, no Maranhão (1 planta), em Vitória (7 plantas) e em Anchieta no Espírito Santo (3 plantas), e Vargem Grande em Minas Gerais (1 planta). Com relação ao tipo de forno, no Brasil, 100% dos fornos instalados são do tipo *Traveling Grate*.

Sendo assim, neste capítulo, será abordado com maior nível de detalhes, o processo de pelletização com o pelletamento em discos e a queima em fornos tipo *Traveling Grate*.

A partir da década de 1990, também foram incorporadas novas tecnologias que têm grande importância na adequação do processo de pelletização à demanda crescente de produção, como é o caso da introdução de uma etapa de cominuição do pellet feed logo após sua filtragem para aumentar a superfície específica das partículas e o peneiramento das pelotas cruas em mesa ou peneira de rolos para eliminação de finos, assim como no atendimento às exigências ambientais, como é o caso da tecnologia de despoeiramento com precipitadores eletrostáticos nos fornos de queima das pelotas e a aplicação de soluções de polímeros para a supressão de poeira durante o manuseio das pelotas prontas.

A produção mundial de pelotas, em 2007, foi de 438,6 milhões de toneladas e, considerando os projetos de novas plantas previstas para entrar em operação nos próximos anos e a crescente demanda do mercado de aço, estima-se que a produção de pelotas deve atingir valores superiores a 730 milhões de toneladas em 2015. Toda essa capacidade produtiva está distribuída em dois cenários que diferem entre si pela capacidade nominal de produção dos fornos e na resistência mecânica ao manuseio requerida para as pelotas: Cenário 01 - Produção para consumo próprio em usinas siderúrgicas integradas ou consumo em usinas siderúrgicas instaladas próximas das plantas produtoras; e Cenário 02 - Produção para comercialização no mercado transoceânico.

No Cenário 01, a China ocupa o primeiro lugar em escala de produção com capacidade instalada em plantas que produzem em média 2,0 milhões de toneladas por ano, da ordem de 107,48 milhões de toneladas por ano, seguida dos Estados Unidos com 67,0 milhões de toneladas por ano. A proximidade com as usinas siderúrgicas consumidoras das pelotas, minimiza a exigência de resistência mecânica das pelotas devido a menor quantidade de manuseio.

Os requisitos de qualidade, típicos para as pelotas do mercado transoceânico, são apresentados mais adiante.

No Cenário 02, o Brasil ocupa a primeira posição na produção anual de pelotas, que é atualmente da ordem de 60,0 milhões de toneladas seguido do Canadá com 16 milhões de toneladas por ano. Devido as longas distâncias a serem percorridas durante o transporte em toda a logística existente no mercado transoceânico, aumenta a exigência da resistência mecânica requerida para as pelotas. A Figura 11 ilustra a logística de transporte e manuseio referente ao Cenário 02.

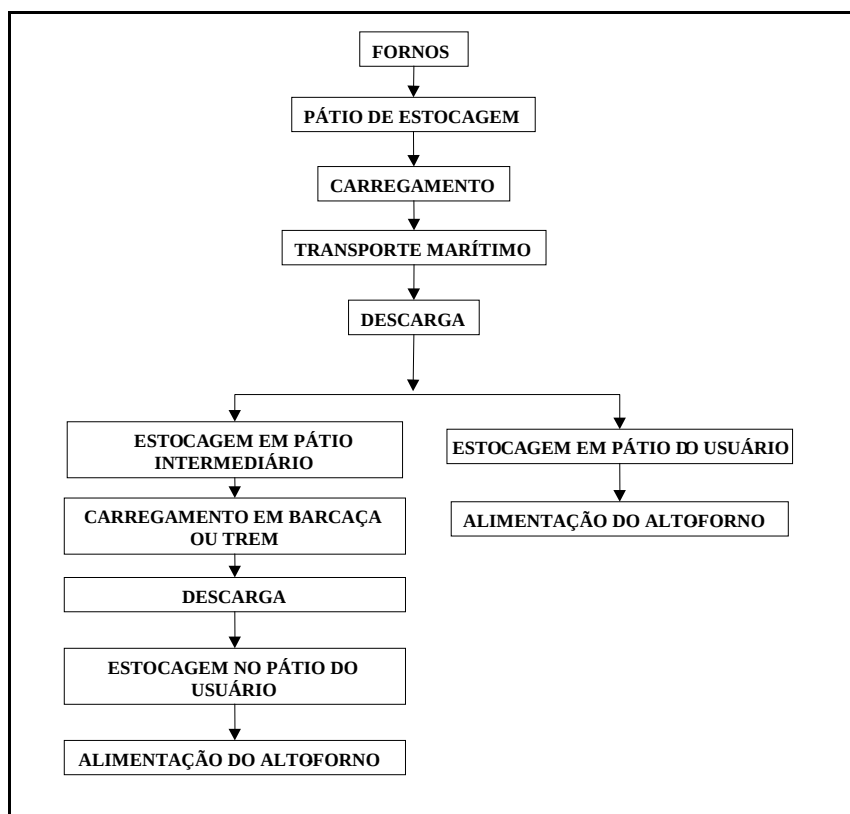


Figura 11 – Logística de transporte e manuseio referente ao mercado transoceânico de pelotas, Cenário 02⁽⁵⁾.

De uma maneira geral, são três as principais etapas do processo de pelletização, nesta sequência:

Preparação da matéria prima;

Formação das pelotas cruas ou pelletamento;

Processamento térmico ou queima.

A seguir, serão apresentados detalhes de cada uma destas etapas.

Preparação da matéria prima⁽⁵⁾

No universo da pelletização, a matéria prima é conhecida como *pellet feed*, que é o minério de ferro com teor de umidade entre 8 e 10%, previamente moído até adquirir as características requeridas de granulometria na fração menor do que 44 μm (88% mínimo) e superfície específica (1650 cm^2/g mínimo). Este minério de ferro moído, recebe a adição de insumos essenciais, para garantir a qualidade das pelotas produzidas, em termos das suas características físicas, químicas e metalúrgicas, necessárias à sua utilização nos processos subsequentes (pelotamento e queima).

Os principais insumos utilizados são: carvão mineral (antracito), calcário, magnesita/olivina, bentonita, aglomerantes orgânicos e, em alguns casos, cal hidratada. Após a adição dos insumos ao *pellet feed* em proporções adequadas, é feita uma mistura dos mesmos para que se obtenha uma perfeita homogeneização do material a ser alimentado nos discos ou tambores de pelotização.

As principais finalidades da utilização desses insumos ao *pellet feed*, são:

CARVÃO MINERAL (ANTRACITO): introdução de energia térmica ao processo para o endurecimento da pelota, proporcionando uma perfeita distribuição de calor no interior da mesma, durante a etapa de queima. Isso favorece a cinética das reações de sinterização das partículas de minério entre si e formação de fases escorificadas, contribuindo para uma melhoria na qualidade física da pelota, assim como aumento de produtividade do processo. Adicionalmente, proporciona, ainda, significativa redução do consumo de óleo combustível ou gás natural do forno. A dosagem de carvão, normalmente varia de 13 a 17 kg/tonelada de pelotas produzidas em misturas para o processamento de minérios hematíticos. No caso de minérios magnetíticos, a dosagem depende do tipo de forno utilizado para a queima das pelotas;

CALCÁRIO E (OU) MAGNESITA⁽²³⁾: Sua utilização é fundamental para que a pelota queimada adquira resistência mecânica e características metalúrgicas adequadas aos processos posteriores de redução, como, por exemplo, a resistência a degradação em temperatura da ordem de 500°C, em atmosfera redutora, decorrente da transformação cristalina da hematita em magnetita. Estes insumos são também responsáveis pelo fornecimento de óxido de cálcio (CaO) e óxido de magnésio (MgO), que proporcionam o endurecimento da pelota. O CaO é fundamental no processo físico-químico de formação dos compostos que irão favorecer a geração de uma escória ácida ou básica, fundamental para o fortalecimento da ligação entre as partículas de minério (sinterização), aumentando consideravelmente a resistência das pelotas após a queima, evitando a sua degradação durante a etapa de manuseio. O MgO atuará melhorando as propriedades das pelotas durante o processo de redução nos altos-fornos, pela formação de fases escorificadas de ponto de fusão superior a temperatura em que se processam as primeiras reações de redução do minério, que normalmente são seguidas de degradação decorrente da transformação cristalina da hematita em magnetita. Neste caso, a existência de fases escorificadas ainda não fundidas devido a presença do MgO, contribuem para manter a estrutura física da pelota íntegra, minimizando a geração de finos que diminuem a permeabilidade dos gases redutores no leito, criando os indesejáveis fluxos preferenciais. Operacionalmente, a dosagem de calcário é ajustada de acordo com o teor de sílica (SiO₂) do *pellet feed*, para obter um valor de basicidade binária (%CaO/%SiO₂) ou quaternária ((%CaO+MgO/%SiO₂+Al₂O₃)) que se deseja obter na composição química das pelotas queimadas. Por exemplo, para um *pellet feed* com teor médio de SiO₂ em 2,0%, a dosagem pode variar de 12,0Kg/tonelada

de pelota produzida para uma basicidade binária de 0,30, até 51Kg/tonelada de pelota produzida para uma basicidade binária de 1,0 e calcário com a composição química descrita na Tabela 3.

Da mesma forma, a dosagem de magnesita como fonte de MgO, será uma função do teor de MgO que se deseja obter nas pelotas queimadas.

O controle da basicidade binária é importante em pelotas destinadas a redução em altos-fornos, devido a sua relação com a resistência das pelotas durante a redução.

BENTONITA, AGLOMERANTE ORGÂNICO E CAL HIDRATADA: Tanto a bentonita, o aglomerante orgânico, normalmente a base de carboximetilcelulose ou poliácridamida, quanto a cal hidratada, hoje empregada em menor escala devido aos riscos inerentes da hidratação, são utilizados como aglomerantes durante a etapa de formação das pelotas cruas nos discos de pelotamento ou tambores. Com a sua utilização, procura-se promover a aglomeração a frio das partículas de minério de ferro, facilitando o pelotamento, bem como a otimização da resistência a seco e a úmido das pelotas cruas. Essa resistência é de extrema importância para garantir que as pelotas ainda cruas resistam ao manuseio e transporte nas correias transportadoras até o forno e durante a etapa de secagem que ocorre durante a queima. Recomenda-se que a resistência seja superior a 1,5 kg/pelota para as pelotas cruas úmidas e superior a 5 kg/pelota para a pelota crua seca.

A dosagem de bentonita, aglomerante orgânico ou cal hidratada está basicamente relacionada ao tipo de minério em processamento (hematítico, magnetítico, ghoetítico, hidratado, ou suas misturas) e seu teor de umidade. Sua composição química deve ser levada em consideração no balanço químico global da mistura para pelotamento, uma vez que afeta a composição química das pelotas produzidas. A Tabela 3 apresenta dados típicos de análise química dos principais insumos utilizados no processo de pelotização. Na tabela, estão incluídos dados específicos para o carvão. Os aglomerantes orgânicos são compostos de cadeias poliméricas orgânicas e não possuem em sua composição, nenhum dos elementos citados na Tabela 3.

Normalmente, a dosagem de bentonita varia de 3 a 7 kg/t de pelota produzida, a dosagem de aglomerante orgânico varia de 300 a 600 ppm de pelota produzida e a dosagem de cal vai depender do balanço químico supra citado.

A aplicação de CMC-Carboxil Metil Celulose e outros aglomerantes orgânicos estão sendo aplicados em larga escala em usinas de pelotização de diversas partes do mundo.

Nos últimos 10 anos, a busca por menores teores de sílica, por parte dos produtores de ferro esponja (redução direta), e a forte demanda por minério de ferro, impulsionada pelo crescimento mundial, potencializaram a oportunidade de desenvolvimento destes tipos de aglomerantes. Esses aglomerantes são compostos

básicamente de cadeia carbônica e não alteram a composição química das pelotas, como é o caso da bentonita, que contribui com o aumento do teor de sílica, dentre outros. Além disso, esse insumo é normalmente adicionado em dosagens da ordem de ppm, como foi mencionado acima, o que viabiliza seu uso em relação a bentonita, no que diz respeito ao fator custo/benefício.

Há inúmeros trabalhos publicados sobre esse assunto, inclusive no Brasil.

Tabela 3 – Características químicas típicas dos insumos empregados em pelotização.

	Calcário Calcítico	Calcário Dolomítico	Magnesita	Olivina	Carvão	Bentonita
% Fe total	-	-	-	5,14	-	5,4
% SiO ₂	4,0	3,35	6,12	41,76	-	54,0
% Al ₂ O ₃	-	-	-	0,35	-	15,5
% CaO	49,5	37,4	0,67	0,06	-	1,0
% MgO	3,35	17,7	43,52	45,52	-	2,3
PPC (%)	40,83	42,9	45,92	0,53	-	8,7
% Carbono Fixo	-	-	-	-	72,5	-
% Matérias voláteis	-	-	-	-	11,1	-
% Cinzas	-	-	-	-	16,5	-
Poder Calorífico (cal/g)	-	-	-	-	63,08	-

FORMAÇÃO DAS PELOTAS CRUAS OU PELOTAMENTO^(6, 7)

Na etapa de pelotamento, o minério de ferro devidamente preparado granulometricamente, e já tendo recebido os aditivos necessários, é alimentado nos discos de pelotamento (Figura 12), onde se inicia a formação das pelotas cruas.

As principais características dos discos de pelotamento, são:

Capacidade de alimentação: 200 t/h máximo;

Diâmetro do disco: 7,5 m;

Profundidade total: até 680 mm;

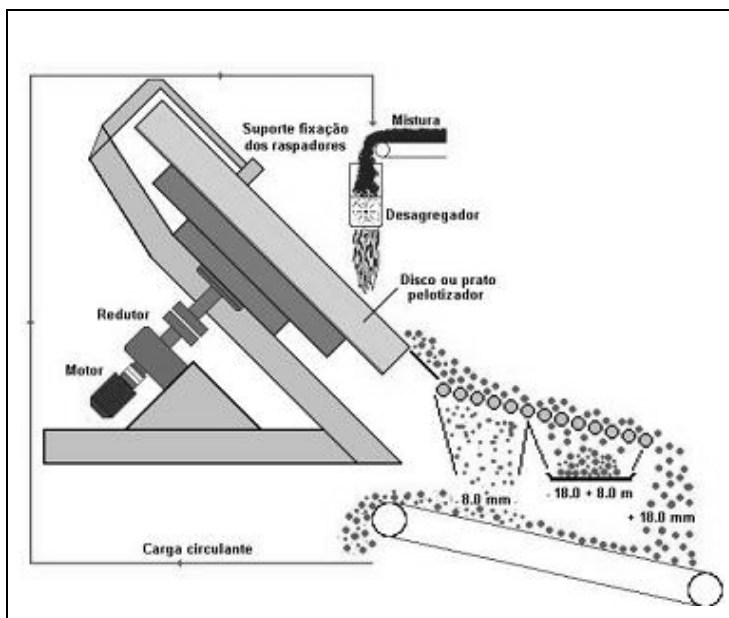
Profundidade útil: até 645 mm;

Ângulo de inclinação variável: até 49° ;

Rotação: 5,0 a 8,0 rpm;

Quatro raspadores alinhados para controle da espessura da camada de minério no fundo do disco;

Ponto de alimentação do disco em direção a borda para melhorar a homogeneidade das pelotas formadas.

Figura 12 – Disco de Pelotamento⁽⁵⁾.

O desagregador de pelotas mostrado, esquematicamente, na Figura 5, tem a função de reduzir o diâmetro dos aglomerados que estão contidos na carga circulante do processo de pelotamento.

A disposição e a forma de operação do disco permitem a classificação das pelotas em função do diâmetro, devido a combinação da força centrífuga e do próprio peso das pelotas formadas, como ilustrado na Figura 13. A carga é alimentada numa determinada posição do disco (que pode ser alterada) e as pelotas sofrem rolamentos sucessivos sobre as partículas finas alimentadas, acarretando o aumento gradativo do diâmetro das pelotas. Os raspadores funcionam como direcionadores de fluxo, orientando a trajetória dos aglomerados de diferentes tamanhos até sua descarga, na região oposta à da alimentação.

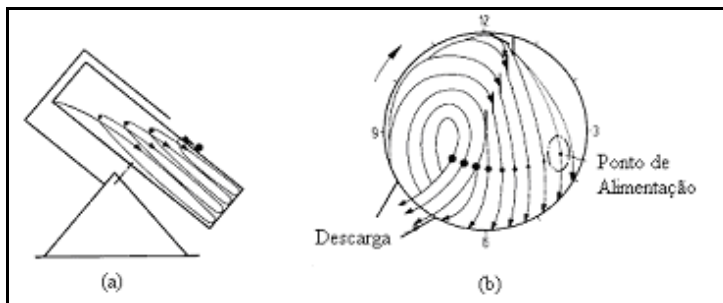


Figura 13 – Formação das Pelotas Cruas em um Disco de Pelotamento. (a) Vista Lateral do Disco de Pelotamento e a Formação de Diferentes Camadas. (b) Vista Frontal do Disco de Pelotamento e a Movimentação das Pelotas Cruas em Várias Etapas de Crescimento das Mesmas.

De acordo com Capes⁽⁸⁾ e Meyer⁽¹⁾, a principal variável a ser controlada no disco de pelotamento é o tempo de residência do material dentro do prato pelotizador. Este parâmetro é influenciado diretamente pelas seguintes variáveis operacionais do disco:

- taxa de alimentação;
- velocidade de rotação;
- ângulo de inclinação;
- profundidade útil;
- posição dos raspadores;
- espessura da camada de fundo;
- posição do ponto de alimentação.

Normalmente, quanto maior é a taxa de alimentação, menor será o tempo de residência dos aglomerados, menor será a densificação dos mesmos e como consequência, haverá tendência dos aglomerados apresentarem uma menor resistência mecânica e tamanho.

Mecanismos de Formação das Pelotas Cruas

Adicionalmente à fase sólida (mistura de finos de minérios, aditivos e aglomerantes) é necessária uma fase líquida (água) para a formação de pelotas cruas. As forças que se estabelecem nas interfaces sólido/líquido têm um efeito coesivo sobre o sistema sólido-líquido-ar. Estas forças interfaciais consistem na tensão superficial da água, e nas forças capilares atuantes nas pontes líquidas formadas entre as partículas de minério. A superfície das pontes líquidas tem formato côncavo. Portanto nestas condições ocorre uma resistência a tensão⁽¹⁾.

Os efeitos de capilaridade têm grande importância no mecanismo de formação das pelotas cruas. A água preenche os vazios intersticiais entre as partículas sólidas, formando um sistema capilar com múltiplas ramificações. Nas situações em que as extremidades dos capilares atingem a superfície externa da pelota (constituindo poros externos), a sucção capilar desenvolvida na interface ar/água provoca uma reação de igual intensidade sobre os grãos, mantendo as partículas unidas⁽¹⁾. Estes efeitos são mostrados na Figura 14.

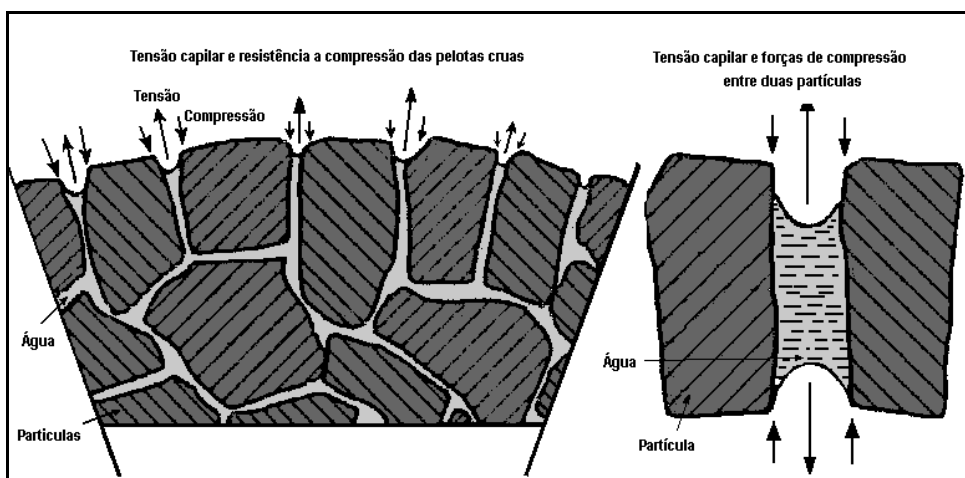


Figura 14 – Influência das forças capilares no mecanismo de aglomeração de finos de minério de ferro.

Os movimentos relativos entre as partículas favorecem a adesão entre as mesmas, pelo aparecimento de diversos pontos de contato entre grãos e superfícies, nas quais o maior número possível de capilares deve ser formado.

As partículas da mistura para a pelletização, envolvidas por um filme de água (Figura 15A), tocam umas nas outras. Devido a tensão superficial do filme de água, pontes de líquido são formadas (Figura 15 B), e como resultado do movimento das partículas dentro do disco de pelletamento e da combinação individual das gotas de água, ocorre a formação de um aglomerado com diversas partículas (Figura 15 C).

No interior do aglomerado não compactado, as primeiras pontes líquidas aparecem entre um grande número de vazios que ainda existem. Estas pontes líquidas mantêm as partículas juntas como em uma rede, formando as pelotas sem compactação. Com uma fonte adicional de água, os aglomerados condensam-se. Mais e mais água é depositada no interior e os aglomerados tornam-se mais densos (Figura 15 D). Neste estágio da formação das pelotas, as forças capilares das pontes líquidas individuais estão essencialmente ativas. O ponto ótimo desta fase de formação da pelota é alcançado quando todos os poros dentro das mesmas são preenchidos com o

líquido, mas ainda não reveste completamente o aglomerado (Figura 15 E). Nesta fase, o efeito das forças capilares é forte. O estágio final é obtido quando as partículas sólidas estão completamente cobertas pelo filme de água. A tensão superficial das gotas de água que mantém as partículas sólidas torna-se inteiramente ativa (Figura 15 F) e o efeito das forças capilares reduz drasticamente⁽¹⁾.

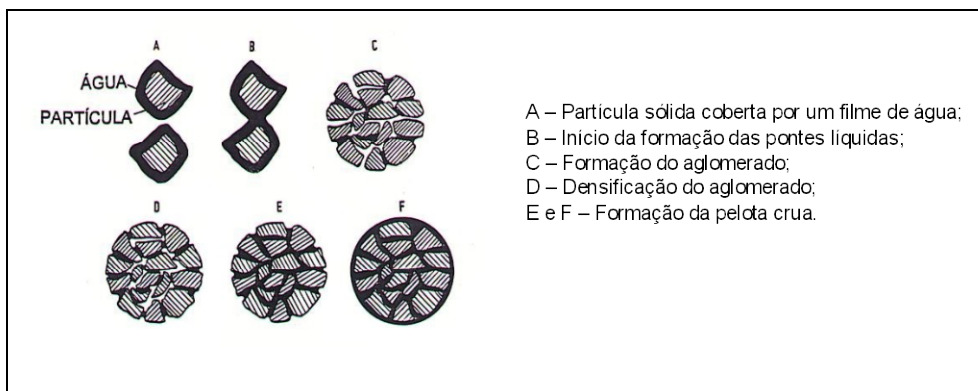


Figura 15 – Estágios de formação das pelotas cruas⁽¹⁾.

O mecanismo de crescimento determina a resistência do aglomerado. As forças coesivas presentes no núcleo devem suportar as forças de agitação destrutivas do processo. Uma vez formado, o tamanho final do aglomerado representa um balanço entre estas forças.

A quantidade necessária de líquido sob a forma de umidade, depende de vários fatores como:

- (i) molhabilidade (efeito capilar) do sistema sólido-líquido;
- (ii) energia e tempo de agitação mecânica da mistura;
- (iii) propriedades do líquido (viscosidade e tensão superficial);
- (iv) características do sólido (forma, tamanho, rugosidade superficial, capacidade de adsorção de água;
- (v) fração de poros internos ocupados por líquido.

É a fase líquida livre total que controla o processo de aglomeração.

Assim, os principais fatores que influenciam na taxa de crescimento dos aglomerados e que devem ser controlados e mantidos o mais constante possível durante o processo de pelotização, de acordo com Meyer⁽¹⁾ e Capes⁽⁸⁾ são:

Quantidade de Água Utilizada: No processo de pelotamento, o crescimento ocorre devido à plasticidade e a molhabilidade da superfície dos grânulos que contêm quantidade de líquido no intervalo teórico de saturação. Assim, pequenas variações no

conteúdo de líquido causam variações na plasticidade do aglomerado e na condição de deformar e coalescer por meio das pontes líquidas da superfície do grão.

Velocidade de Rotação do Equipamento: O mesmo efeito sobre a plasticidade é notado quando a velocidade de rotação do equipamento é mantida muito abaixo do valor da velocidade crítica (velocidade onde ocorre o levantamento do material sem permitir o efeito de rolamento no interior do disco), levando a um tempo maior para se obter o aglomerado no tamanho adequado. Velocidades de rotação do disco e taxas de alimentação excessivas podem produzir um crescimento muito rápido e incontrollável das pelotas devido à ação de cascatas e pulverização dos aglomerados de maior tamanho. Um crescimento excessivo e rápido gera um produto sem forma, de alta porosidade interna e de baixa resistência.

Taxa de Alimentação do Material no Disco: A taxa de crescimento das pelotas é diretamente proporcional a taxa de alimentação. Contudo, elevadas taxas de alimentação geram pelotas com menor resistência e que se desfazem no momento seguinte à saída do disco, gerando assim, partículas finas e fora do tamanho desejado.

Distribuição de Tamanho das Partículas do Material Alimentado: Se a distribuição granulométrica é ampla, ou seja, variando desde a fração menor que $10\mu\text{m}$ até a fração passante em $0,044\text{ mm}$, a resistência dos aglomerados é alta devido ao melhor empacotamento e ao grande número de pontos de contato, alterando a porosidade dos aglomerados (o que influencia nas propriedades das pelotas queimadas) e modificando seu comportamento durante o crescimento. Se a distribuição granulométrica é estreita, a resistência é menor devido ao menor número de pontos de contato.

Tensão Superficial do Líquido: Quanto maior a tensão superficial da água presente, maior será a resistência do aglomerado formado. A temperatura do líquido influencia na sua tensão superficial e, portanto, a temperatura é inversamente proporcional a resistência da pelota.

Presença de Sementes ou Micronúcleos: A cinética do processo é alterada pela adição de sementes recicladas, uma vez que as mesmas sequestram material fino e crescem pela formação de camadas.

Classificação

Ao serem descarregadas dos discos, as pelotas cruas passam por um processo de classificação individual por disco, sendo posteriormente re-classificadas na alimentação do forno de endurecimento (Figura 16).

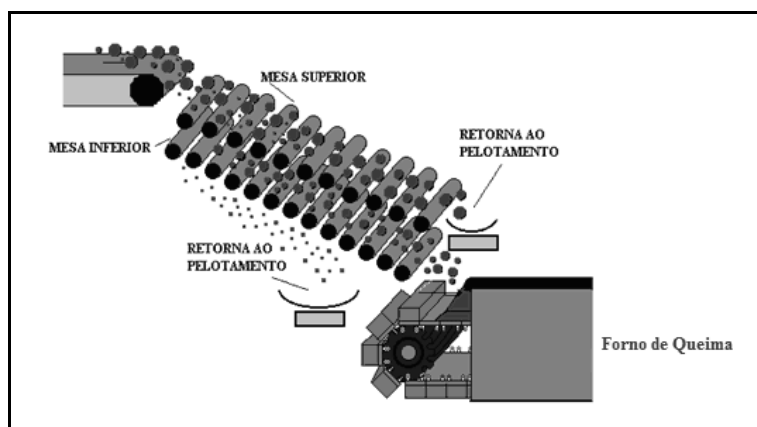


Figura 16 – Classificação das pelotas cruas.

O objetivo desta etapa é manter a maior uniformidade possível na alimentação do forno, melhorando, conseqüentemente, o acabamento superficial das pelotas e as condições operacionais do forno de endurecimento. Essa classificação é realizada pela distribuição uniforme das pelotas sobre as mesas de rolos, onde serão eliminadas as pelotas de tamanho maior e menor que o desejado. As pelotas grandes e pequenas rejeitadas são coletadas por correias transportadoras, e retornam para o estágio de pelotamento, onde são previamente destruídas por desagregadores situados na região de alimentação dos discos (Figura 12).

Variáveis de Processo

As principais variáveis de processo e suas influências nas características das pelotas cruas são mostradas na Tabela 4.

Tabela 4 – Influência das principais variáveis de processo nas características das pelotas cruas.

			Tempo de residência do material	Acabamento superficial	Tamanho de pelotas	Homogeneidade do material na descarga do disco
Pellet Feed	S. Específica	MAIOR	MAIOR	MELHOR	MENOR	MAIOR
	Umidade	MAIOR	MENOR	PIOR	MAIOR	MENOR
	% < 325#	MAIOR	MAIOR	MELHOR	MENOR	MAIOR
Discos	Rotação	MAIOR	MAIOR	MELHOR	MAIOR	MENOR
	Profundidade útil	MAIOR	MAIOR	MELHOR	MAIOR	MAIOR
	Tonelagem de alimentação	MAIOR	MENOR	PIOR	MENOR	MENOR
	Inclinação	MAIOR	MENOR	PIOR	MENOR	MENOR
	Granulometria dos insumos	MAIOR	MAIOR	MELHOR	-	MAIOR

Para que as pelotas formadas nos discos de pelotamento possam resistir às operações de manuseio e transporte até o cliente, ou seja, estocagem no pátio, carregamento, transporte e descarga do navio, e para que suportem as pressões e os choques térmicos dentro dos reatores de redução para os quais se destinam as pelotas de minério de ferro, durante sua transformação em ferro-gusa (alto-forno) ou ferro-esponja (redução direta), torna-se necessário submetê-las a um tratamento térmico cuidadoso e bem balanceado, proporcionando às mesmas, a resistência física e mecânica apropriada. A este tratamento dá-se o nome de processo de endurecimento ou processo de queima das pelotas, o qual é realizado no forno de queima, também chamado forno de endurecimento. A Figura 17 apresenta o desenho esquemático típico de um forno de endurecimento do tipo grelha móvel.

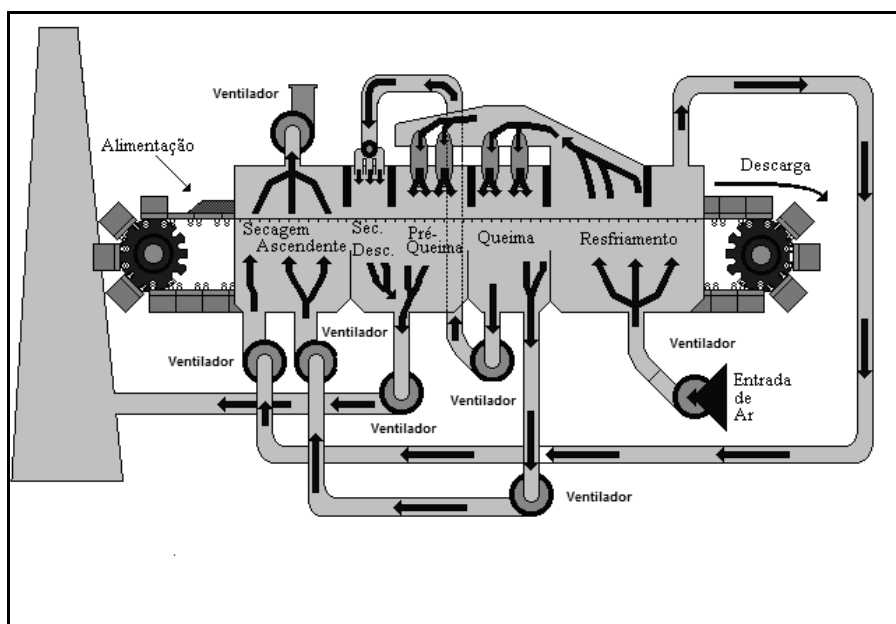


Figura 17 – Forno de Queima ou Endurecimento da Pelota.

PROCESSO DE QUEIMA NO FORNO^{[5][9]}

A matéria-prima principal para o processo de queima no forno de endurecimento é a pelota crua, produzida pelos discos na etapa anterior de pelotamento. Estas pelotas devem possuir características físicas e químicas adequadas ao bom desempenho do processo de endurecimento. Dentre estas características, procurou-se na Tabela 3, a seguir, ilustrar sua influência no processo de queima.

Tabela 5 – Características das pelotas cruas e sua influência no processo de queima e na qualidade das pelotas queimadas.

Nas pelotas cruas, quando	No processo de queima
melhora o acabamento superficial,	Aumenta a permeabilidade do leito de pelotas; Melhora a qualidade física das pelotas queimadas.
aumenta a homogeneidade granulométrica (%Pelotas abaixo de 18 e acima de 8mm),	Aumenta a taxa de alimentação do forno; Diminui o retorno das mesas de rolos; Aumenta a permeabilidade do leito de pelotas.
aumenta a umidade da pelota crua,	Aumenta a energia térmica requerida para secagem; Piora a qualidade física das pelotas queimadas.
a dosagem de carvão aumenta (dentro de certos limites),	Melhora a qualidade física das pelotas queimadas; Reduz-se o consumo de óleo combustível.
a dosagem de carvão diminui abaixo de um limite aceitável,	Piora a qualidade física das pelotas queimadas.
a dosagem de carvão aumenta acima de um limite aceitável,	Piora a qualidade física das pelotas queimadas; Aumenta a formação de cachos.
a basicidade binária (%CaO/%SiO ₂) aumenta acima de um limite aceitável,	Aumenta a formação de cachos.
a basicidade binária (%CaO/%SiO ₂) diminui,	Aumenta o inchamento sob redução; Diminui a degradação a baixa temperatura (LTD -0,5mm).
diminui a resiliência (resistência a queda),	Aumenta a alimentação do forno com pelotas “fracas” e/ou com trincas.
aumenta a resiliência (resistência à queda), acima de um limite aceitável, em função da umidade elevada,	Aumenta a alimentação do forno com pelotas “plásticas”; Diminui a permeabilidade do forno.
aumenta resistência à compressão da pelota crua e úmida ou seca,	Aumenta a estabilidade (permeabilidade) do leito de pelotas.
aumenta a dosagem de bentonita,	Aumenta o teor de sílica na pelota.

Etapas do Processo

Após o pelotamento e a classificação nas mesas de rolos, as pelotas cruas abaixo de 18 e acima de 8 mm de tamanho passam pelas seguintes etapas:

(i) alimentação da grelha;	(ii) secagem ascendente (i e II);
(iii) secagem descendente;	(iv) pré-queima;
(v) queima;	(vi) descarga
(vii) resfriamento(primário e secundário);	

Para o leitor, deve ficar entendido que os valores de pressão e temperaturas informados nas Figuras 18 a 28, servem como referência para o entendimento do processo de queima, mas não devem ser considerados como um padrão de operação, uma vez que esses valores podem ser modificados dependendo das condições do processo.

Alimentação da Grelha

Após as mesas de rolos da entrada do forno, as pelotas passantes na mesa superior (abaixo de 18 mm de diâmetro) e retidas na mesa inferior (acima de 8 mm) são alimentadas na grelha, conforme ilustrado na Figura 18.

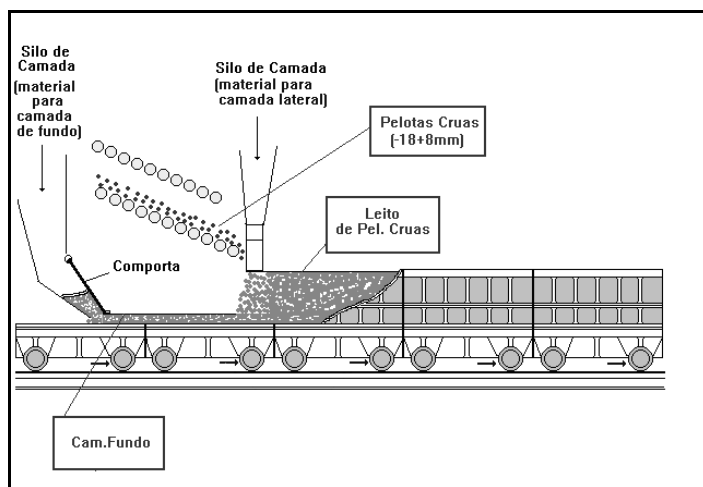


Figura 18 – Alimentação da grelha, com pelotas cruas e com pelotas de camada lateral e de fundo.

Após o preenchimento do carro de grelha, tem-se a configuração representada pela Figura 19.

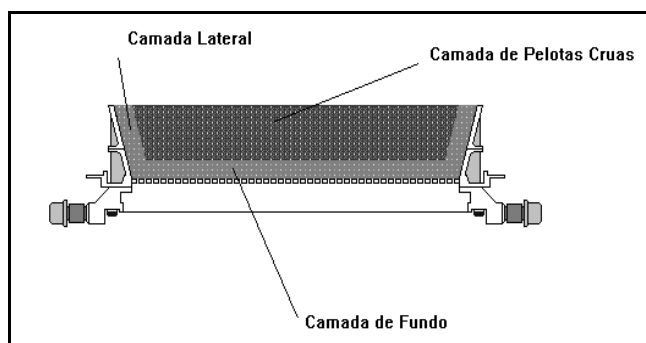


Figura 19 – Carro de grelha preenchido com pelotas cruas.

Pode-se notar, pelas Figuras 18 e 19, que cada carro de grelha, antes de ser preenchido totalmente com as pelotas cruas, recebe uma camada de pelotas que já foram queimadas e que retornaram da descarga do forno, como será visto mais adiante. A esta se dá o nome de camada de forramento, que é constituída pela camada de fundo e pela camada lateral. O objetivo principal deste tipo de forramento é minimizar a agressão térmica sobre a estrutura do carro de grelha e das barras de grelha (Figura 20) aumentando, com isto, sua vida útil.

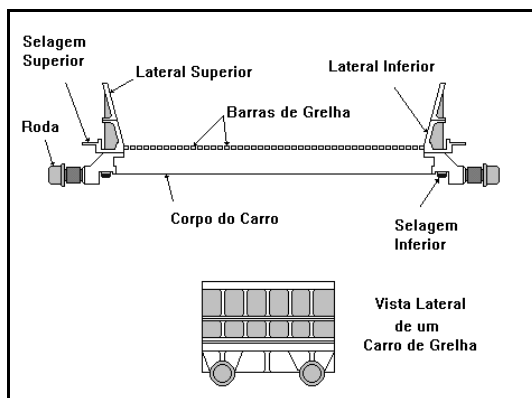


Figura 20 – Carro de grelha.

Secagem Ascendente e Descendente

Nestas etapas, a água contida nas pelotas cruas alimentadas no forno é evaporada devido ao fluxo de gases quentes que atravessa o leito de pelotas. A este processo de retirada da água da pelota, dá-se o nome de secagem.

Existem três zonas no forno de pelotização responsáveis pela secagem:

zona de secagem ascendente I (Figura 21)

zona de secagem ascendente II (Figura 22)

zona de secagem descendente (Figura 23)

Nas Figuras 21, 22, 23, 25 e 28, foram empregadas as palavras em inglês para identificar partes do forno de queima, por serem mais usuais. Desta forma, ao visualizar estas figuras, o leitor deve conhecer os seguintes significados: *Bleed In* e *Bleed Of* significam entrada de ar atmosférico no forno e saída de ar do forno para a atmosfera, respectivamente e, *Damper* é o sistema de controle de fluxo de ar.

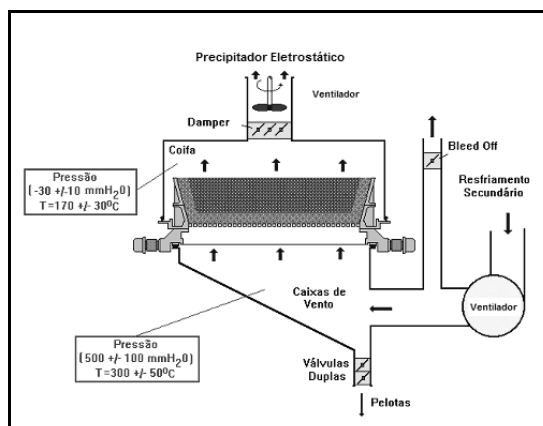


Figura 21 – Zona de secagem ascendente I do forno de queima.

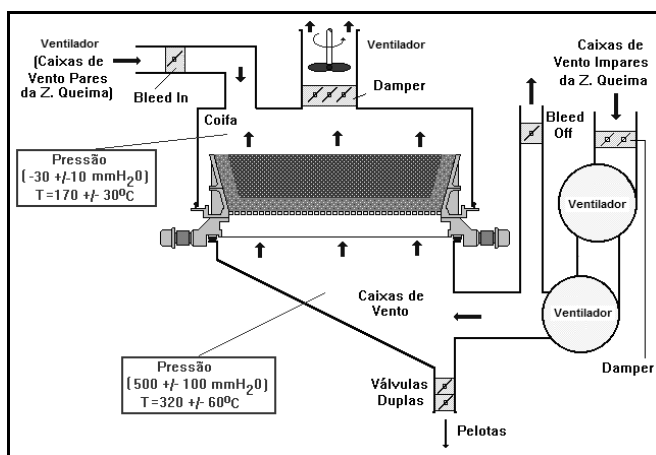


Figura 22 – Zona de secagem ascendente II do forno de queima.

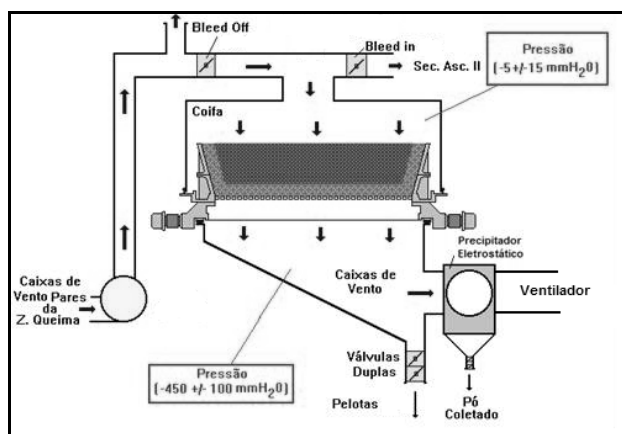


Figura 23 – Zona de secagem descendente do forno de queima

A secagem ascendente recebe este nome devido ao fato do fluxo gasoso estar no sentido ascendente (de baixo para cima) e, portanto, será mais eficiente nas pelotas localizadas na parte inferior do leito de pelotas cruas que atingiram temperaturas de secagem mais elevadas. Tal situação se inverte na secagem descendente.

Pré-queima

A etapa de pré-queima (ou de pré-aquecimento) é a fase intermediária às fases de secagem e queima, onde as pelotas são expostas a um fluxo descendente de gases à temperaturas da ordem de 500 a 900°C . Nestas condições, as pelotas sofrem um aquecimento adequado antes de serem submetidas às rigorosas temperaturas de endurecimento, na zona de queima. A zona de pré-queima encontra-se esquematizada na Figura 24.

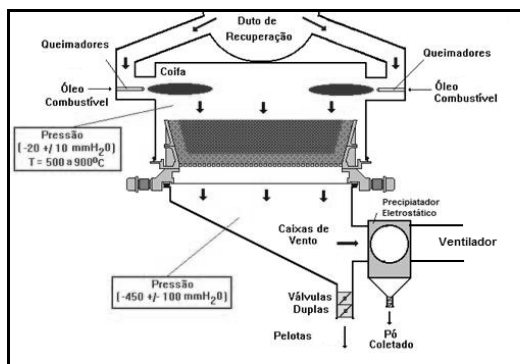


Figura 24 – Zona de pré-queima no forno de queima.

A Queima, ou Zona de Queima do Forno

É a fase na qual as pelotas experimentam um fluxo gasoso também descendente, com os mais elevados níveis de temperatura (da ordem de 1000 a 1380°C). Para tanto, utiliza-se óleo combustível que é injetado lateralmente na coifa desta região do forno, por meio de queimadores. A combustão do óleo produz o calor necessário ao atingimento de tais temperaturas, como pode ser visto na Figura 18. É importante comentar que existem fornos que operam com o gás natural como combustível, quando há disponibilidade de fornecimento.

As zonas de pré-queima e queima possuem, juntas, um certo número de queimadores, que depende do tamanho e tipo de forno. Para fornos de grelha móvel, existem fornos com um número de queimadores que chega a 80 para operação com óleo combustível ou gás natural. Porém, fornos tipo Traveling Grate mais modernos possuem um menor número de queimadores, cerca de 46, distribuídos de forma a priorizar o aproveitamento do ar para melhoria das condições de secagem e pré-queima.

Apenas como observação, é importante comentar que em fornos tipo Grate Kiln, só é utilizado um único queimador, que pode operar com injeção de diversos combustíveis, incluindo carvão. É possível controlar, automaticamente, a temperatura de cada um destes grupos. O calor produzido pela combustão do óleo, juntamente com o calor contido no ar proveniente da zona de resfriamento, é transferido às pelotas, via fluxo gasoso, até o ponto em que se inicia a combustão do carvão finamente contido nas mesmas, gerando-se mais calor, agora do interior para fora das pelotas, como pode ser visto na Figura 25. Parte do calor envolvido no processo de queima é utilizada nas reações químicas entre os constituintes contidos no minério, no calcário e no aglomerante (bentonita, aglomerante orgânico ou cal hidratada). Estas reações propiciam o endurecimento das pelotas, ou seja, estas, após a queima, adquirem a resistência física necessária para serem transportadas da descarga da grelha até o forno de redução do cliente, como já mencionado.

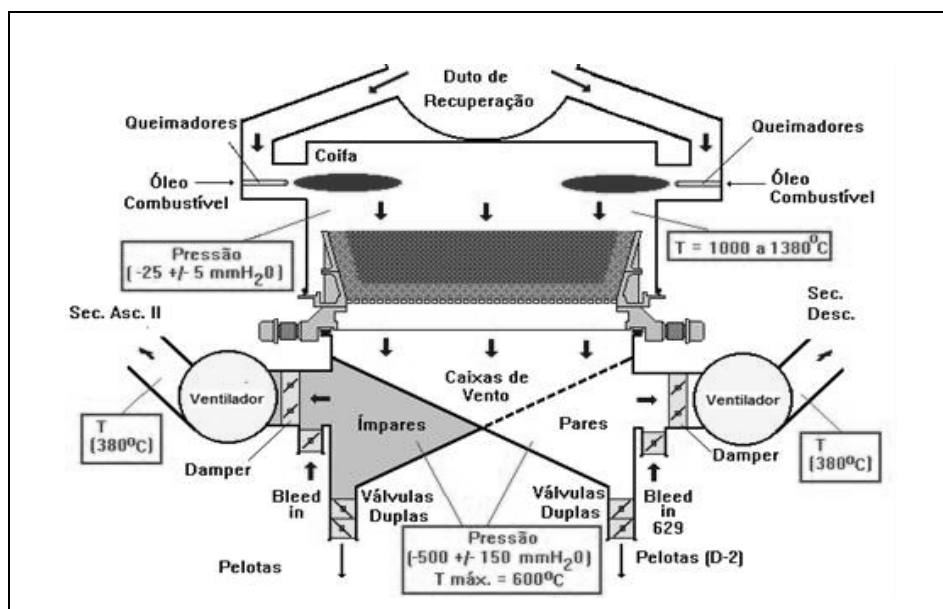


Figura 25 – Zona de queima do forno de queima.

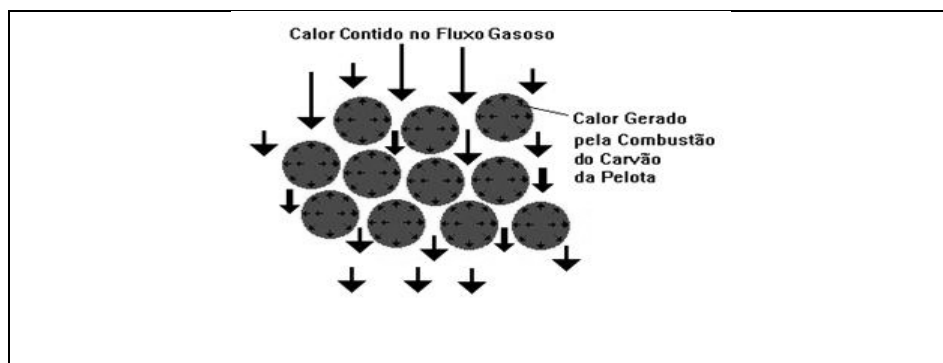


Figura 26 – Transferência de calor do fluxo gasoso para o leito de pelotas na zona de queima.

A maior eficiência de queima é obtida nas pelotas localizadas na camada superior do leito de pelotas, devido ao fato do fluxo gasoso ser descendente, o que significa dizer que as pelotas da camada inferior estão expostas a níveis mais baixos de temperatura, na zona de queima. Em outras palavras, é válido afirmar que as pelotas da camada superior terão melhor resistência física do que as pelotas da camada intermediária, que, por sua vez, serão melhores do que as da camada inferior.

Resfriamento

Pode-se observar que as pelotas, ao saírem da zona de queima, estão incandescentes devido às elevadas temperaturas resultantes da etapa anterior. Torna-se, então, necessário efetuar o resfriamento, a seco, do leito de pelotas, até uma temperatura em que seja possível o seu transporte, via correias transportadoras, até o pátio de estocagem. Este resfriamento se dá por meio de um fluxo ascendente intenso de ar atmosférico, à temperatura ambiente. Naturalmente, a maior eficiência de resfriamento é obtida nas pelotas localizadas na camada inferior, já que o fluxo é ascendente.

O ar, ao passar através do leito de pelotas, retira o calor contido nestas, e por isso, adquire temperaturas que permitem o seu reaproveitamento da seguinte forma:

ar resultante do resfriamento primário: é direcionado para a zona de queima por meio do duto de recuperação. Atinge temperaturas superiores a 900°C (Figura 27).

ar resultante do resfriamento secundário: é direcionado para a zona de secagem ascendente I. Atinge temperaturas superiores a 300°C (Figura 28).

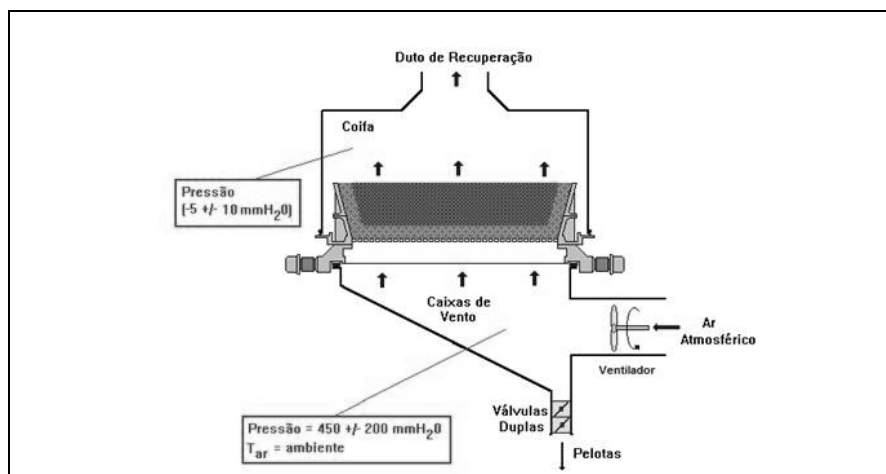


Figura 27 – Zona de resfriamento primário do forno de queima.

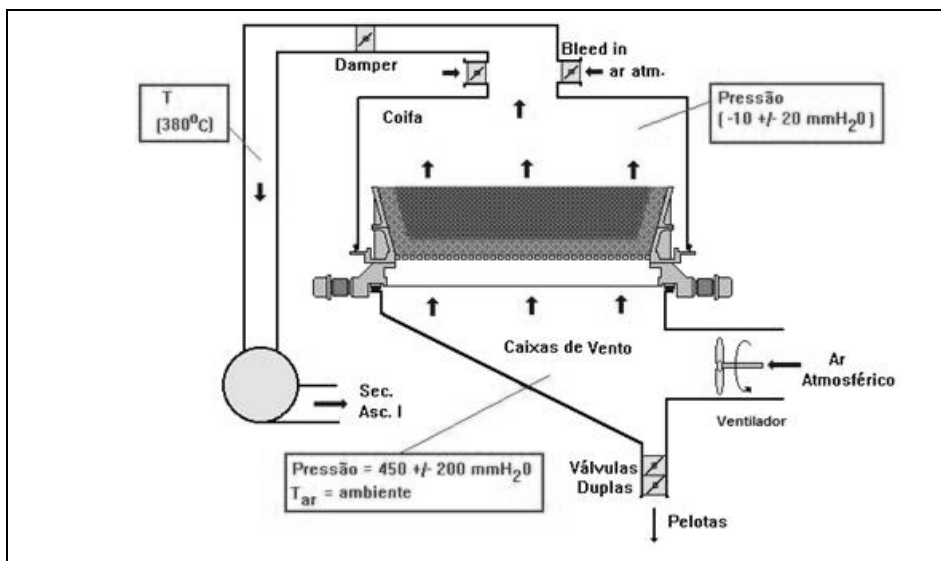


Figura 28 – Zona de resfriamento secundário do forno de queima.

Descarga

As pelotas, ao saírem da zona de resfriamento do forno, são descarregadas por gravidade no silo de descarga, à medida que o carro de grelha, em movimento, vai se inclinando na roda abaixadora, para retornar ao início do forno. Os blocos de pelotas desprendidos dos carros, ao caírem em queda livre, são desfeitos por impacto quando encontram barras existentes no fundo do silo de descarga, chamadas de “quebra cachos”. É muito importante, para o bom andamento da operação do forno, que o silo de descarga não trabalhe com um nível muito alto, o que naturalmente minimizará a altura de queda livre, dificultando, assim, o fluxo contínuo de pelotas nas correias transportadoras na descarga, podendo ocorrer entupimento na descarga em função da existência de blocos de pelotas não desfeitos.

Ao sair do silo de descarga, as pelotas terão dois destinos básicos: peneiramento e pátio; circuito de camada de fundo.

Nas correias transportadoras da descarga do forno até o empilhamento, é muito comum o uso de jatos de água para proteger o tapete de borracha das correias e contenção de poeira. No entanto, no caso da contenção de poeira, diversos estudos⁽⁵⁾ realizados recentemente evidenciaram que a prática de aspersão de água sobre as pelotas descarregadas do forno podem causar forte degradação das mesmas, e por isso, essa prática não é recomendada, devendo ser substituída pelo uso de supressores químicos de poeira e/ou o emprego de precipitadores eletrostáticos.

ASPECTOS METALÚRGICOS E ESTRUTURAIS EM PELotas DE MINÉRIO DE FERRO⁽⁵⁾

Dentre as propriedades das pelotas de minério de ferro, a resistência mecânica é uma das mais importantes. Pelotas, com resistência mecânica adequada, resistem mais às solicitações de natureza física relacionadas às etapas de manuseio e transporte, além de serem menos susceptíveis aos efeitos de degradação a baixas temperaturas de redução (*Low Temperature Degradation*), decorrente do inchamento das pelotas devido a transformação da hematita em magnetita, durante a redução das pelotas nos altos-fornos e reatores de redução direta.

Durante o processo de queima, ocorre uma série de transformações na estrutura das pelotas, as quais exercem influência direta sobre as propriedades físicas e metalúrgicas das pelotas. A seguir são descritos alguns aspectos relacionados a essas transformações, as quais interferem diretamente na qualidade das pelotas, após a conclusão da etapa de queima.

Sinterização e Crescimento dos Grãos de Hematita.

Durante a etapa de queima, o aumento de temperatura favorece a ocorrência de reações de sinterização entre os grãos de minério de ferro que compõem as pelotas.

Em análises mais aprofundadas, Wynnyckyj e Fahidy⁽¹⁰⁾, Monjardim⁽¹¹⁾ e German⁽¹²⁾ descrevem a eficiência de sinterização em pelotas de minério de ferro, como sendo função: (i) da recristalização e crescimento dos grãos de hematita submetida a um determinado perfil de temperatura de queima; (ii) do tempo de permanência em cada temperatura e (iii) do crescimento do pescoço na interface entre os grãos, decorrente da mobilidade atômica do processo de difusão superficial e volumétrica, como mostrado na Figura 29.

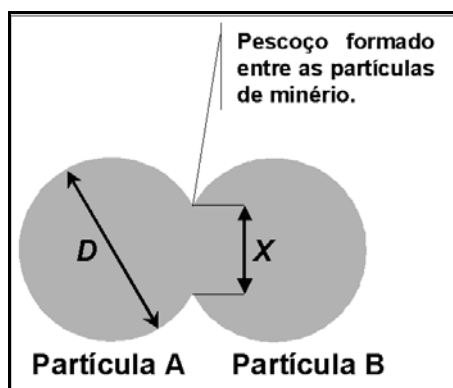


Figura 29 – Ilustração da formação de pescoço no processo de sinterização entre partículas de minério de ferro.

Por se tratar de um processo cinético, a relação da eficiência da sinterização com adequadas condições e tempo de queima tem seu elo de ligação baseado no processo de difusão atômica. A difusão entre partículas de minério de ferro se caracteriza como um processo que diminui a energia livre ou que, alternativamente, aumenta a entropia.

Descrevendo este fenômeno de forma bastante sucinta, se as superfícies de duas partículas de minério de ferro fossem mantidas em contato durante uma unidade de tempo, uma vez havendo, em algum ponto da superfície de uma delas, concentração atômica maior que na outra, deveria ocorrer um fluxo atômico partindo da região de maior concentração em direção àquela de menor concentração. Dessa maneira, quanto maior a área de contato entre as superfícies das partículas de minério, maior será o fluxo atômico ou a quantidade de material que migrará de uma superfície para a outra.

Considerando esses conceitos, a Primeira Lei de Fick considera a proporção entre o fluxo de material que passa da região de maior concentração, para a de menor concentração em relação ao tamanho da área de contato, através do coeficiente de proporcionalidade D , conhecido como Difusividade. A Equação [5] apresenta a Primeira Lei e Fick.

$$J_x = -D \frac{dC}{dx} \quad [5]$$

Onde J_x é o fluxo de material da região de menor concentração para a região de maior concentração, C é a concentração e x é a distância ao longo da qual ocorreu o fluxo.

O caso prático mais comum de difusão, no entanto, ocorre quando a concentração da espécie em difusão varia com o tempo e, portanto, o fluxo J_x muda à medida que o tempo passa. Essa consideração é representada pela Segunda Lei de Fick, descrita na Equação [6] e, para o caso de D não depender da concentração, na Equação [7].

$$\frac{dC_x}{dt} = \frac{d}{dx} \left[D \frac{dC_x}{dx} \right] \quad [6]$$

$$\frac{dC_x}{dt} = D \frac{d^2 C_x}{dx^2} \quad [7]$$

onde t é o tempo.

Como a mobilidade atômica entre as partículas de minério de ferro depende fortemente da superação, por parte destes átomos, da barreira de energia imposta pelo poço de potencial energético em que se encontram à temperatura ambiente, a temperatura deve ser introduzida neste conceito. Desta forma, situações experimentais

levaram as leis de Fick a servir como diretriz para a determinação de expressões que explicam o processo de difusão como sendo um processo cinético, termicamente ativado. O repetido trabalho de medições de concentração, em diversos tempos e temperaturas de ensaio, mostrou que a difusividade de muitos materiais obedece à Equação de Arrhenius, Equação [8].

$$D = D_0 e^{-\left(\frac{Q}{RT}\right)} \quad [8]$$

onde D é a difusividade ($\text{cm}^2 \cdot \text{s}^{-1}$), D_0 é o coeficiente cinético de difusão, constante para cada tipo de material e temperatura, e que leva em consideração variações de entropia ($\text{cm}^2 \cdot \text{s}^{-1}$), Q é a energia de ativação (calorias/mol), R é a constante dos gases ($1,98 \text{ cal/mol } ^\circ\text{K}$) e T é a temperatura absoluta (K).

Diferentes materiais possuem diferentes difusividades e, assim, abordagens mais aprofundadas sobre esse assunto levaram a explicações do fato, em função de haver diferenças de natureza:

Física: relativas a defeitos na estrutura, tais como a presença de lacunas, interstícios, sítios e outros;

Estrutural: contornos de grão, superfície de contato, porosidades, trincas;

Química: tipos de ligações existentes entre os átomos e moléculas (iônicas, covalentes, metálicas, atração eletrostática, pontes de hidrogênio etc).

Morfológica: materiais amorfos, vítreos e cristalinos.

Para as pelotas de minério de ferro, onde há porosidade entre e dentro das partículas de minério e formação de escória, o processo de difusão não ocorre seguindo um modelo pré-estabelecido. A difusão acontece entre as partículas de minério de ferro e entre estas e as fases escorificadas. Estas últimas, por sua vez, têm seus átomos difundidos entre si e entre outras fases escorificadas contendo espécies diferentes.

Como descrito por Meyer⁽¹⁾, a presença de CaO, por exemplo, favorece a difusão atômica, aumentando a mobilidade de elétrons na estrutura das pelotas. Isto ocorre porque o CaO reage com a hematita e com a sílica, formando fases escorificadas fundidas, cujo ponto de fusão normalmente se encontra em torno de 1250°C , temperatura esta atingida e superada durante o processo de queima. A presença de uma fase líquida, capaz de dissolver algumas das partículas sólidas, produz um caminho de transporte que é geometricamente o mesmo caminho pelo contorno do grão na sinterização de fase sólida⁽¹³⁾. Essas fases, em contato com a superfície das partículas de hematita, funcionam como um veículo de transporte para o processo de difusão atômica. Como já foi dito anteriormente, a difusão atômica é um fenômeno termicamente ativado, o que significa que há uma energia mínima necessária para que ocorra a movimentação atômica e iônica entre as partículas de minério.

Esta movimentação depende dos átomos e íons atingirem um nível de energia igual ou maior que a energia de ativação necessária para migrar entre os espaços disponíveis da estrutura atômica. Desta forma, quanto mais se processa a difusão atômica e a mobilidade de elétrons, mais eficiente é a sinterização e o crescimento dos grãos, partindo da superfície de contato entre as partículas de minério de ferro. À medida que a relação X/D (Figura 29) aumenta, mais expressivo é o crescimento dos grãos de hematita. A Figura 30 mostra o resultado⁽³⁾ de testes que evidenciam a influência do CaO e da temperatura de queima no tamanho dos grãos de hematita.

Outro fato é que, dependendo da temperatura atingida no interior das pelotas durante o processo de queima devido a combustão dos finos de carvão adicionados, mais eficiente se torna esse processo [11]. Em pelotas hematíticas, por exemplo, a temperaturas entre 1050 e 1150°C, quanto maior o tempo de permanência nestas temperaturas, maior é a possibilidade de formação de compostos contendo CaO e Fe_2O_3 , chamados ferritos de cálcio, que facilitam a mobilidade atômica. A relação entre a adição de carvão, resistência à compressão das pelotas e produtividade da grelha durante a queima, é mostrada na Figura 31. A Figura 32 apresenta o efeito do tempo e da temperatura de queima no crescimento dos grãos de hematita, segundo Meyer⁽¹⁾.

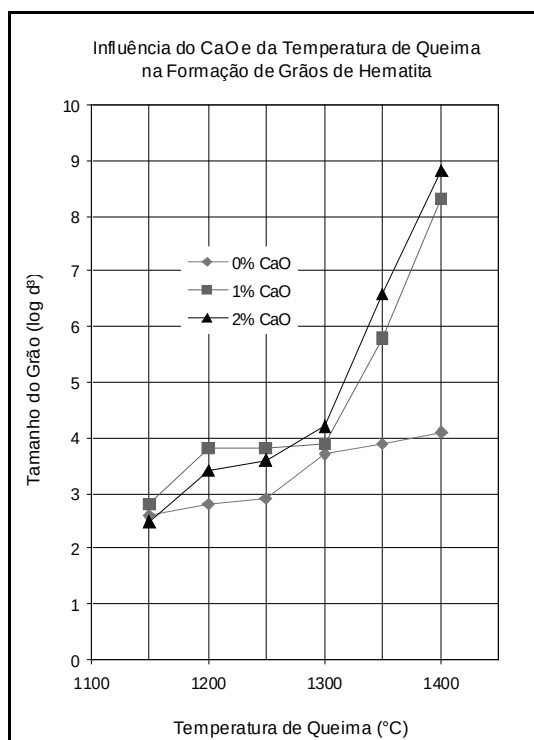


Figura 30 – Resultado de testes que evidenciam a influência do CaO e da temperatura de queima no tamanho dos grãos de hematita⁽¹⁾.

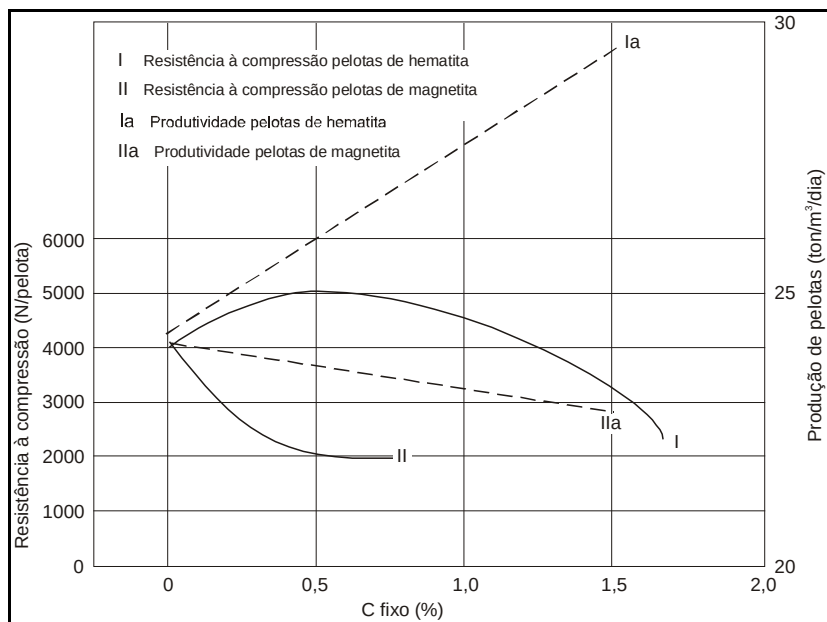


Figura 31 – Relação entre a adição de carvão, resistência à compressão das pelotas e produtividade da grelha durante a queima⁽¹⁾.

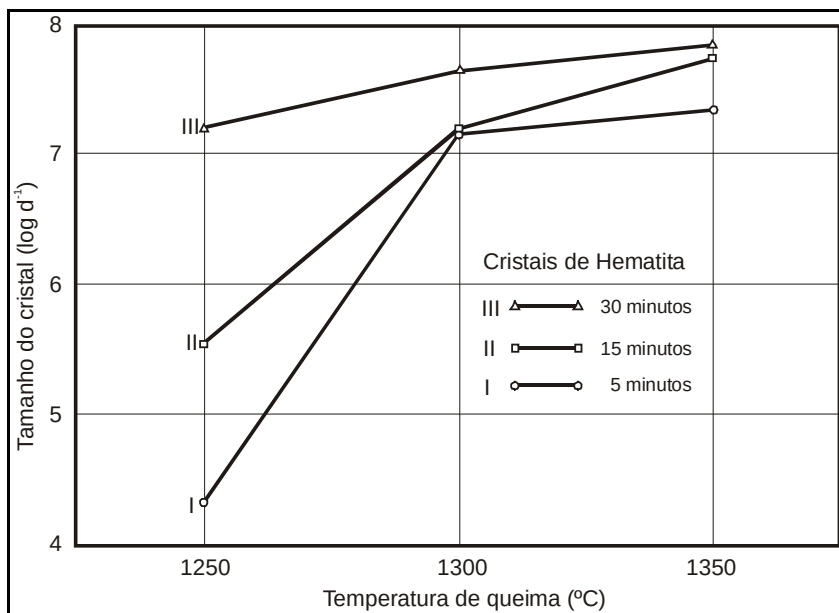


Figura 32 – Efeito do tempo e temperatura de queima no crescimento dos grãos de hematita⁽¹⁾.

Mais uma evidência de que a sinterização dos grãos de hematita, que ocorre durante o processo de queima das pelotas, é um fenômeno termicamente ativado. Isto foi demonstrado por Wynnyckyj e Fahidy⁽¹⁰⁾, ao constatarem que os mecanismos responsáveis pelo aumento da resistência à compressão também são comandados por leis do tipo Arrhenius, com a energia de ativação dada pela inclinação de gráficos de $\log$ da resistência à compressão versus $1/T$.

Em resumo, com relação à parcela da resistência à compressão referente à eficiência da sinterização e ao crescimento dos grãos de hematita, espera-se que pelotas com maior teor de CaO e maior tempo de permanência em temperaturas da ordem de 1300°C apresentem maior eficiência de sinterização, traduzida em maior resistência à compressão a frio. Embora os estudos de Toríbio⁽¹⁶⁾ tenham concluído que a eficiência de sinterização seja influenciada pela tipologia do minério processado, neste trabalho optou-se por utilizar um único tipo de minério, minimizando este efeito.

Fases Escorificadas

Os aglomerados de minério de ferro produzidos por meio de processos de pelletização e sinterização constituem-se, geralmente, de Fe_2O_3 , CaO, SiO_2 , Al_2O_3 e MgO. Elementos tais como P, S, Na, K, Cu, Ti e V, aparecem em quantidades muito pequenas (menores que 0,05%), em produtos comerciais.

Quando submetidas às condições de queima, além do já descrito fenômeno de sinterização que ocorre entre as partículas de minério de ferro (Fe_2O_3), várias outras transformações também se processam, envolvendo, além do Fe_2O_3 , também outros compostos (CaO, SiO_2 , Al_2O_3 e MgO), chamados aqui de formadores de escória.

Os compostos Fe_2O_3 , CaO, SiO_2 e MgO apresentam-se como óxidos estáveis sob determinadas condições. Essa estabilidade é intrínseca de cada óxido e medida, quantitativamente, pela energia livre de formação destes compostos (ΔG°), em função da temperatura. Quanto mais negativo é o valor dessa variável termodinâmica (ΔG°), maior é a estabilidade do óxido em relação aos elementos que o formam.

A Figura 33 mostra um diagrama de variação de ΔG° com a temperatura, para importantes óxidos presentes nos processos industriais que envolvem a rota de fabricação de aço em altos-fornos. Nota-se que cálcio e magnésio formam óxidos de elevada estabilidade, enquanto que níquel e cobre formam óxidos de estabilidade relativamente baixa e, ainda, que ferro e cromo podem ser chamados de intermediários, com relação à estabilidade dos óxidos que formam. Outra observação importante a ser ressaltada na Figura 33, refere-se à inclinação das curvas, representada por $(d(\Delta G^\circ)/dT) = -\Delta S^\circ$. Neste caso, ΔS° é a entropia de formação do óxido. De fato, quando metais reagem com um gás para formar um óxido, o desaparecimento da fase gasosa resulta em um grande decréscimo da entropia do sistema, tornando positiva a inclinação das curvas.

Óxidos puros apresentam, em geral, pontos de fusão elevados (por exemplo, SiO_2 , 1740°C ; Al_2O_3 , 2030°C e FeO , 1370°C). Nos processos metalúrgicos industriais de fabricação de aço, assim como no processo de pelotização, há, quase sempre, uma mistura de óxidos participando de reações que formam compostos e fases com pontos de fusão geralmente mais baixos. À medida que a temperatura é aumentada durante os processos de queima das pelotas, dependendo do tempo de permanência em cada temperatura e dos percentuais de cada elemento formador de escória, ocorrem diferentes transformações de fase.

Segundo Adamian⁽¹⁴⁾, em uma solução binária na qual a quantidade de um dos componentes, chamado solvente, seja preponderante sobre a de outro, o soluto, em menor proporção, a atividade deste último variará de acordo com sua concentração, tão somente. No entanto, se a essa mesma solução for adicionada, uma pequena quantidade de um terceiro composto, mantendo-se a concentração do soluto original, o comportamento termodinâmico deste soluto, em princípio, será afetado pela adição do terceiro, como resultado da mudança nas forças interatômicas, provocada pela introdução de átomos da nova espécie. Esse tipo de interação normalmente leva a alterações marcantes na atividade do soluto original. Se mais compostos forem adicionados à solução, certamente novas e ainda mais marcantes alterações ocorrerão, dificultando enormemente a determinação experimental das atividades envolvidas no sistema.

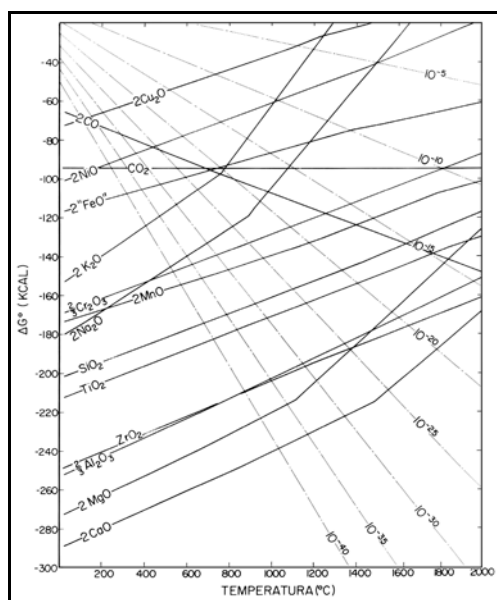


Figura 33 – Diagrama de estabilidade de vários óxidos, mostrando a energia livre padrão de formação em função da temperatura. As linhas traço-ponto estão indexadas com valores da pressão parcial de oxigênio na fase gasosa que está em equilíbrio com cada óxido⁽¹⁵⁾.

Os constituintes na formulação das pelotas estudadas no presente trabalho são Fe_2O_3 , CaO , SiO_2 e MgO . Ao considerarmos o processo de queima das pelotas, onde há interação entre os componentes, tanto no estado sólido como no estado líquido, estamos tratando de um sistema de elevada complexidade. Partindo dessa abordagem, para facilitar o entendimento do comportamento termodinâmico e das atividades destes constituintes, serão utilizadas as combinações de dados termodinâmicos provenientes das soluções ternárias, presentes nos diagramas de estabilidade de fases. Esses diagramas são ferramentas de grande importância e utilidade para a comunidade científica, no trato de materiais diversos, uma vez que as informações deles extraídas, embora representem condições de equilíbrio, podem ser utilizadas como uma forma bastante aproximada das condições práticas de trabalho. A Figura 34 ilustra, dentre uma infinidade de diagramas existentes, a representação ternária da projeção da superfície *liquidus* do sistema $\text{CaO} - \text{Fe}_2\text{O}_3 - \text{SiO}_2$, considerando condições de equilíbrio.

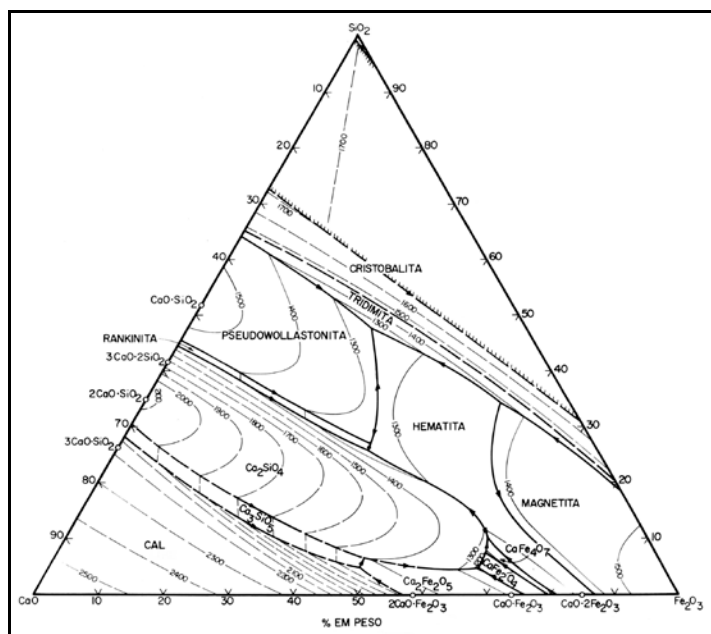
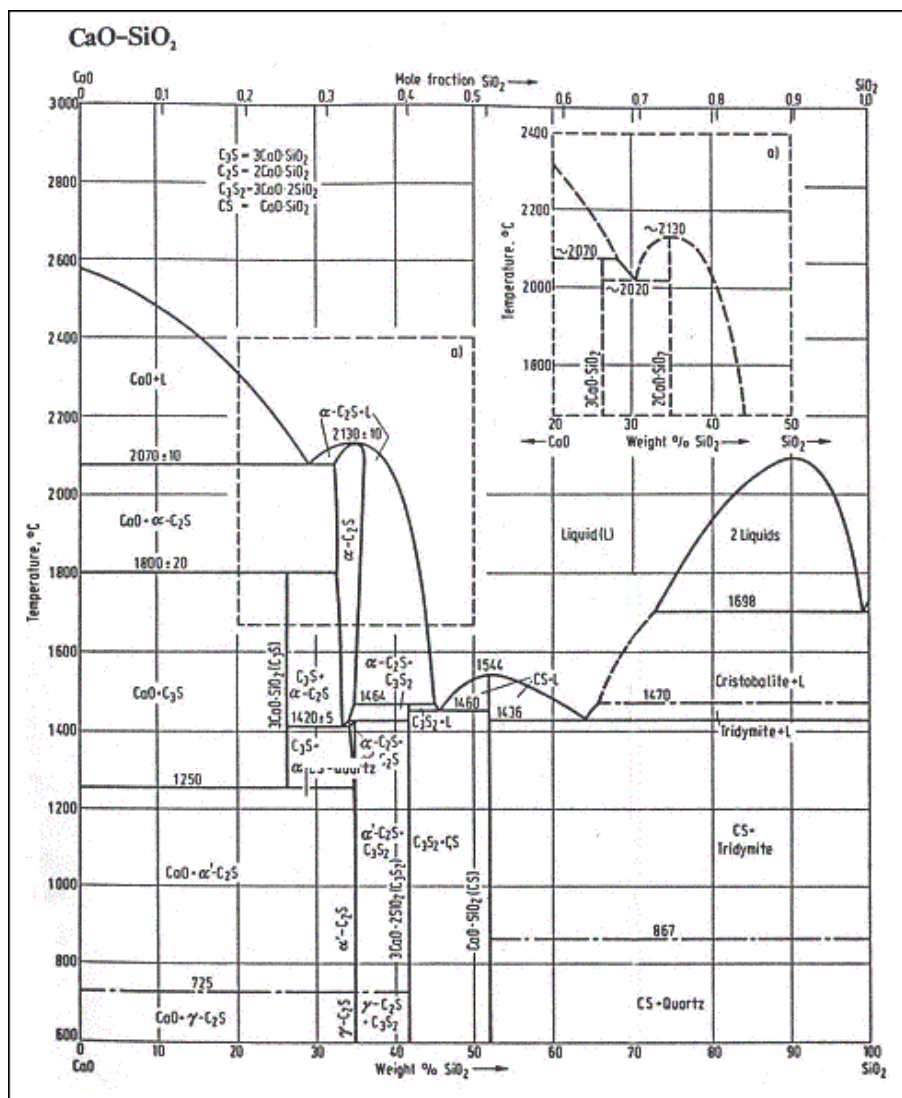


Figura 34 – Diagrama ternário do sistema $\text{CaO} - \text{Fe}_2\text{O}_3 - \text{SiO}_2$ ⁽¹⁸⁾.

As isotermas do diagrama representado na Figura 34 permitem estudos detalhados das composições às temperaturas especificadas, com resultados tão mais precisos, quanto mais confiável for a fonte e mais exato o desenho do diagrama. Cada isoterma deve ser interpretada como sendo um corte horizontal do prisma de base triangular, realizado à temperatura especificada, e os lados do triângulo representam as projeções, sobre a base, dos três diagramas binários correspondentes aos três pares de componentes. Como exemplo de diagrama binário, o sistema $\text{CaO} - \text{SiO}_2$ está representado na Figura 35.



De um modo geral, os efeitos da presença de CaO, SiO₂, Al₂O₃ e MgO na composição da escória que compõe as pelotas de minério de ferro (ou mesmo sínteres), bem como sua associação com o perfil de temperatura de queima e o tempo de permanência nestas temperaturas, foram estudadas por diversos pesquisadores^(1,11,19), para prever e determinar o comportamento físico e metalúrgico desses aglomerados. Considerando o fato de que a composição química das pelotas produzidas na atualidade, quando se buscam elevados teores de ferro, contém cada vez mais baixas proporções destes compostos (CaO, SiO₂, Al₂O₃ e MgO), comparativamente com a composição dos sínteres, é possível perceber grandes diferenças, principalmente nas

propriedades relacionadas à resistência física. Aproveitando-se dos diversos conhecimentos gerados nos estudos com sínteres, foi possível que Pimenta⁽¹⁹⁾ e Mazanek & Jasienska⁽²⁰⁾ confirmassem, por exemplo, que a existência de transformações alotrópicas do β -2CaO.SiO₂ promovem trincas no sínter e, que a presença de tri-cálcio-silicato (3CaO.SiO₂) aumenta a sua resistência.

O sínter, no processo de redução, deve ser utilizado quase imediatamente após a sua produção, uma vez que sua resistência não é suficiente para suportar os esforços de estocagem, transporte e manuseio. A menor quantidade de fases escorificadas em pelotas confere às reações de sinterização entre as partículas de minério, papel principal na resistência deste aglomerado. Apesar de em menor escala, muitas das fases formadas nos sínteres também ocorrem em pelotas. Neste caso, a estabilidade destas fases durante e sob as condições de manuseio, ganha importância na manutenção das propriedades originais das pelotas, uma vez que o processo pelo qual ocorrem as reações de sinterização entre as partículas de minério é completamente estabilizado à temperatura ambiente, pelo fato de a difusão em pelotas, por ser um processo cinético termicamente ativado, praticamente não ocorrer nesta temperatura.

Sendo elevada a taxa de resfriamento após a queima, no processo de pelletização, é perfeitamente razoável considerar a introdução de fortes tensões internas nas pelotas, devido à interrupção brusca do processo difusional que estava em curso no início do resfriamento. A Figura 36 permite notar que, entre 1400 e 1100°C, o coeficiente de difusão do cálcio na estrutura do tri-cálcio-silicato (3CaO.SiO₂) diminui bruscamente em temperaturas próximas de 1250°C. Este fato reforça a hipótese, aqui formulada, de que a estabilidade das fases escorificadas será atingida no momento em que o aumento da energia interna, causado pelo resfriamento brusco, for revertido por meio do rearranjo atômico e iônico dos componentes das fases, reduzindo, assim, as tensões internas, seja pela formação de trincas, ou pela ocorrência de dissociações e reações químicas.

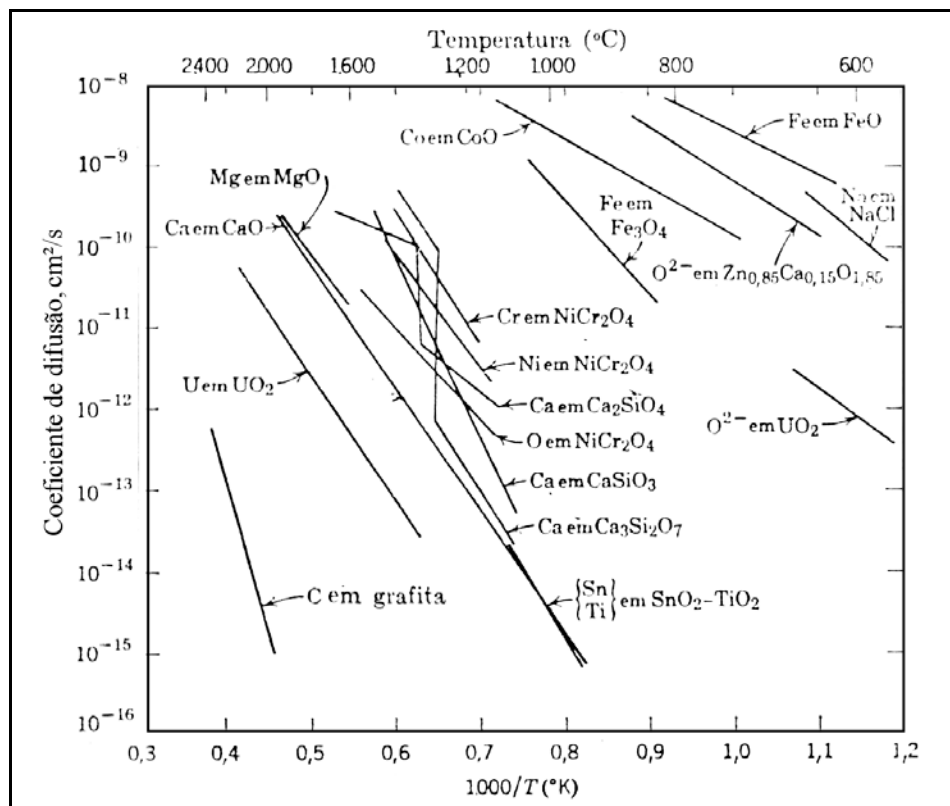


Figura 36 – Coeficientes de difusão de alguns óxidos em função da temperatura⁽¹³⁾.

Poros e Cavidades não Preenchidas

A existência de poros na estrutura de pelotas de minério de ferro é uma característica intrínseca deste tipo de aglomerado. A abordagem deste tema, aqui, será direcionada para considerações de ordem prática e, desta forma, são listadas as seguintes possibilidades acerca da origem e dos tipos de poros presentes em pelotas de minério de ferro:

poros originados no processo de pelletização em discos por meio da rede de capilares contendo umidade;

vazios provenientes da calcinação do calcário, não preenchidos ou parcialmente preenchidos com escória;

vazios originados de sinterização insuficiente entre partículas adjacentes de minério de ferro durante o processo de recristalização e crescimento dos grãos de hematita, não preenchidos ou parcialmente preenchidos com escória;

cavidades internas de partículas de minério não preenchidas ou parcialmente preenchidas com fases escorificadas ou minério de ferro;

cavidades vazias provenientes do consumo de carvão; trincas.

Yang e Standish⁽²¹⁾, em seus estudos, dividiram a estrutura das pelotas de minério de ferro em duas partes: (i) a parte mineral composta de minério de ferro e fases escorificadas e (ii) os poros. Esses estudos mostraram que há uma forte influência da composição química das pelotas na porosidade e propuseram alguns mecanismos para a formação dos poros:

Durante o aquecimento das pelotas, no processo de queima, ocorre calcinação do calcário (CaCO_3), por meio da reação $\text{CaCO}_3 \rightarrow \text{CaO} + \text{CO}_2$, liberando dióxido de carbono (CO_2). A liberação de CO_2 possibilita a geração de trincas devido à expansão volumétrica deste gás. O monóxido de cálcio formado (CaO) reage com o mineral de ferro (Fe_2O_3), formando compostos denominados ferritos de cálcio (CF), de baixo ponto de fusão, os quais se mantêm líquidos nas temperaturas de queima, fluindo imediatamente pelos capilares provenientes do processo de pelotamento, devido à tensão superficial e/ou forças de capilaridade, para a superfície do CaO , para as superfícies em torno das partículas de minério de ferro, para os vazios, para o interior das partículas de CaO , por meio de trincas, e para o interior das partículas de minério, por meio de poros abertos.

Reações entre o minério de ferro e o CaO continuam ocorrendo entre os pontos de contato diretamente ou por meio da fase líquida, que continua dissolvendo o CaO .

Quanto mais líquido é formado, menores vão se tornando as partículas de CaO , até este ser completamente consumido e, em seu lugar, estarão formados poros.

A fase líquida poderá preencher totalmente ou parcialmente alguns vazios entre as partículas de minério de ferro.

A queima de partículas de carvão contidas nas pelotas libera gás e, com isso, deixa espaços vazios.

O tamanho e a quantidade de partículas de calcário e carvão exercem forte influência na estrutura dos poros.

Assim, os poros formados pelo mecanismo de formação proposto por Yang e Standish^(21,22) podem ser classificados em cinco tipos:

Tipo 1 : Poros formados pelos vazios provenientes do consumo do calcário.

Tipo 2 : Poros formados pelo não preenchimento ou pelo preenchimento parcial de alguns vazios provenientes do consumo do calcário e/ou da sinterização insuficiente entre partículas adjacentes de minério de ferro.

Tipo 3 : Poros internos de partículas de minério não preenchidos ou parcialmente preenchidos.

Tipo 4 : Poros formados pelos vazios provenientes do consumo de carvão.

Tipo 5 : Trincas.

Entendendo que redutibilidade é a medida da facilidade com que o oxigênio, combinado ao ferro do minério presente nas pelotas, pode ser removido sob a ação de um agente redutor, Khaki, Kashiwaya e Ishii⁽²⁴⁾ avaliaram os efeitos da porosidade e da quantidade de escória em pelotas durante a redução em altos-fornos. Uma de suas conclusões, foi que a redutibilidade destas pelotas aumentava com o aumento da porosidade e com o decréscimo na quantidade de escória formada, uma vez que, ao ser fundida, ela obstrui os poros. Por outro lado, para quantidades de escória e porosidade constantes, a redutibilidade aumenta com o aumento da basicidade das pelota⁽⁵⁾. Assim, dependendo do percentual de poros não preenchidos ou parcialmente preenchidos, há possibilidade de ganho significativo nas características de redutibilidade das pelotas.

ESTOCAGEM E EMBARQUE DAS PELOTAS

Nesta etapa do processo, a temperatura das pelotas descarregadas dos fornos é reduzida por transferência de calor para o meio ambiente ou pela aspersão de água para contenção de poeira. Toda a produção é empilhada no pátio de estocagem e, depois, recuperada para o carregamento dos navios. O tempo de estocagem no pátio da Samarco varia de acordo com a demanda do mercado.

Empilhamento de Pelotas ^[5]

Existem diversos métodos de empilhamento que podem ser aplicados para pelotas. No entanto, o método mais usual é o método conhecido *Windrow*, ilustrado esquematicamente na Figura 37. Este método consiste em cobrir toda a área prevista de ser ocupada pela pilha, por uma série de pequenas pilhas paralelas entre si na direção longitudinal do pátio. Cada uma destas pilhas da base consistirá em um deslocamento da empilhadeira na direção longitudinal escolhida, até que a sequência seja formada.

Completado o primeiro conjunto de pilhas, um novo conjunto é iniciado, agora no sentido contrário ao primeiro, sendo o empilhamento feito nos espaços entre as pilhas que formaram a base. Essa sequência deve ser seguida até que a pilha seja completada.

A secção transversal da pilha é triangular, com as pilhas sobrepostas. Se o empilhamento for feito por meio de empilhadeira recuperadora, pode-se contar com o movimento de giro da lança durante o empilhamento. A utilização deste método de empilhamento visa a minimizar a segregação granulométrica das pelotas na pilha, tornando o produto mais homogêneo e a posterior operação de recuperação mais rápida.

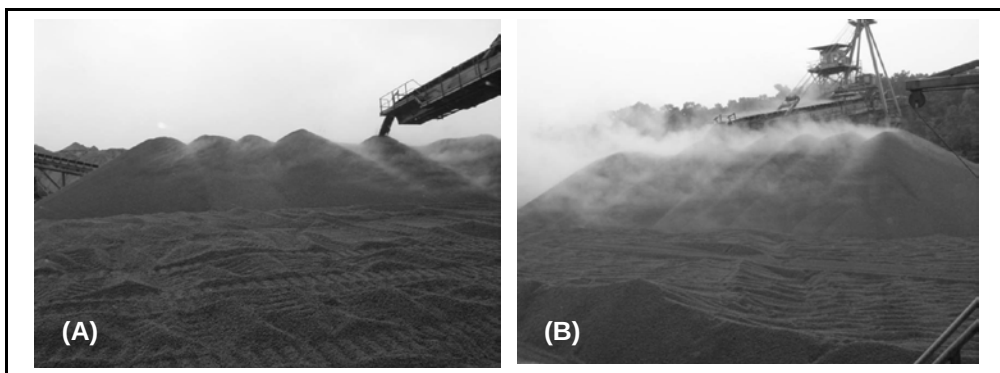


Figura 37 – Empilhamento de pelotas pelo método *Windrow* (A) Formação das pilhas paralelas vista de cima da empilhadeira e (B) Formação das pilhas paralelas na vista frontal do empilhamento.

PARÂMETROS DE QUALIDADE DAS PELOTAS DE MINÉRIO DE FERRO

Os parâmetros mais usuais para caracterizar a qualidade de pelotas são obtidos por análises químicas, ensaios físicos e ensaios metalúrgicos^(1,2536). Nas análises químicas, são obtidos os percentuais dos principais elementos químicos e alguns compostos que formam a estrutura das pelotas. Nos ensaios físicos, procura-se avaliar a granulometria e a resistência física das pelotas para resistir ao manuseio desde a produção até o seu carregamento nos altos-fornos. Nos ensaios metalúrgicos, procura-se avaliar o comportamento das pelotas durante a redução nos altos-fornos e nos reatores de redução direta. Para a realização destes ensaios, são seguidos padrões adotados mundialmente. A seguir são descritos os principais padrões ISO (International Organization for Standardization) adotados para a realização de ensaios físicos e ensaios metalúrgicos em pelotas de minério de ferro. A Tabela 6 apresenta dados típicos de análise química, ensaios físicos e ensaios metalúrgicos de pelotas de minério de ferro comercializadas no mercado transoceânico.

Ensaio Físicos

ISO4701 – Determinação de granulometria por peneiramento

Amostra: 10.000 g $\pm$ 1.000 g;

Malhas da peneiras: 19,0 mm; 16,0 mm; 12,5 mm; 9,0mm; 8,0 mm e 6,3 mm

Tempo do ensaio: 3 minutos;

Resultado: Percentual em peso das pelotas retidas nas peneiras e o percentual passante na peneira de 6,3 mm.

ISO4700 – Determinação de Resistência à Compressão

Amostra: 60 pelotas;

Faixa granulométrica: -16,0 mm +12,5 mm;

Ensaio: um piston acoplado a uma célula de carga pressiona a pelota contra uma mesa fixa e quando ocorre a ruptura da pelota, o teste é encerrado;

Resultado: é expresso a média, maior e menor valor e desvio padrão.

ISO3271 – Determinação da Resistência a Abrasão em Tambor –

Ensaio de Tamboramento (Determination of Tumble Strength)

Amostra: 15.000 g $\pm$ 150 g;

Faixa granulométrica: -19,0 mm +6,3 mm;

Número de revoluções do tambor: 200 revoluções a 25 rpm $\pm$ 1 rpm;

Resultado: o tamboramento é expresso como o percentual retido na peneira de 6,3 mm, enquanto a abrasão é o percentual passante na peneira de 500 mm.

Ensaio Metalúrgicos

Pelotas destinadas a redução em altos-fornos

Nos ensaios desenvolvidos para avaliar pelotas destinadas a redução em altos-fornos, procura-se verificar o efeito da mudança cristalina que ocorre no minério de ferro, quando submetido a temperatura da ordem de 500°C, em atmosfera redutora. Nestas condições, a hematita reduz para magnetita e o sistema cristalino sofre expansão volumétrica, ou inchamento, devido a mudança do sistema cristalino da hematita para magnetita.

ISO13930 – Degradação dinâmica sob redução a baixa temperatura (*Dynamic Test for Low-Temperature Reduction-Desintegration - LTD*).

Visa verificar o efeito da degradação provocada pela mudança cristalina da hematita a magnetita durante a redução nos altos-fornos, que se processa com expansão volumétrica, através da geração de finos.

Amostra: 500 g;

Faixa granulométrica: -12,5 mm+10,0 mm

Composição dos gases:

CO: 20% $\pm$ 0,5% / CO₂: 20% $\pm$ 0,5% / H₂: 0,5% $\pm$ 0,5% / N₂: 58% $\pm$ 0,5%

Vazão dos gases: 20 L/min $\pm$ 1 L/min;

Temperatura do ensaio: 500°C $\pm$ 10°C;

Tempo do ensaio: 60 minutos;

Velocidade da retorta: 10 rpm;

Resultado: percentagem retida nas peneiras de 6,3 mm; 3,15 mm e 0,5 mm e passante na peneira de 0,5 mm. O resultado pode ser expresso por meio de dois índices com as notações: LTD (-0,5 m) e LTD (+6,3 m). A interpretação dos resultados feita por estes índices deve ser cuidadosa, uma vez que o aumento do índice na granulometria maior que 6,3 mm, significa menor degradação, ao contrário do aumento do índice na granulometria menor que 0,5 mm que significa maior degradação.

ISO4698 – Determinação do Índice de Inchamento Livre (*Free Swelling Index Determination*).

Visa verificar a magnitude da expansão volumétrica provocada pela mudança cristalina da hematita para magnetita durante a redução em altos-fornos.

Amostra para realização do ensaio: 18 pelotas;

Faixa granulométrica: -12,5 mm +10,0 mm;

Composição dos gases redutores: CO: 30% $\pm$ 0,5% / N₂: 70% $\pm$ 0,5%;

Vazão dos gases: 15L/min $\pm$ 1L/min;

Temperatura de redução: 900°C $\pm$ 10°C;

Tempo do ensaio 60 minutos;

Resultado: Percentual do grau de inchamento relativo à relação do volume inicial e final da pelota.

ISO7215 – Determinação de Redutibilidade Relativa

Amostra: 500 g;

Faixa granulométrica: -12,5 mm +10,0 mm

Composição dos gases: CO: 30% $\pm$ 1,0% / N₂: 70% $\pm$ 1,0%;

Vazão dos gases: 15L/min $\pm$ 0,5 L/min;

Temperatura do ensaio 900°C $\pm$ 10°C;

Tempo do ensaio: 30 minutos;

Resultado: Percentual de redução da amostra.

ISO7992 – *Determinação de Propriedades de Redução sob Pressão (Determination of reduction properties under loading – Rul test).*

Visa verificar o efeito da geração de finos devido a degradação provocada pela mudança cristalina da hematita a magnetita durante a redução nos altos-fornos, que se processa com expansão volumétrica, através da verificação do diferencial de pressão como forma indicativa da permeabilidade no leito do forno.

Amostra: 1200 g;

Faixa granulométrica: -12,5 mm +10,0 mm;

Composição dos gases: CO: 40% $\pm$ 0,5% / H₂: 2% $\pm$ 0,5% / N₂: 58% $\pm$ 0,5%;

Vazão dos gases: 83 L/min $\pm$ 1 L/min;

Temperatura do ensaio: 1050°C $\pm$ 10°C;

Tempo do teste: até a amostra atingir 80% de redução;

Resultado: Diferencial de pressão (DeltaP) em mm de coluna de água (mmH₂O), diferença da altura inicial e final em percentagem, redutibilidade (dr/dt) em valores percentuais.

Os resultados dos ensaios metalúrgicos em pelotas destinadas a redução em altos-fornos é fortemente relacionada com o teor de SiO₂ e com a basicidade binária das pelotas. Essa relação foi amplamente estudada e está representada pela Curva de basicidade binária Burghardt, ilustrada na Figura 38.

Na Figura 38, pode-se notar que o Inchamento e o DeltaP diminuem com o aumento da basicidade binária e com o aumento do teor de sílica das pelotas. Isso favorece a diminuição da taxa de degradação das pelotas, possivelmente devido ao aumento do volume de fases escorificadas, formadas durante a produção das pelotas, que por preencherem um maior volume dos vazios internos, contribuem para o fortalecimento da estrutura física destas pelotas durante a mudança cristalina da hematita para magnetita, que se processa com expansão volumétrica⁽⁵⁾. Nesta mesma curva, nota-se que a degradação, em termos de LTD, aumenta gradativamente em minérios hematíticos com o aumento da basicidade binária a partir de 0,7. Isso corre devido a tendência de formação de fases denominadas de ferritos de cálcio nestas condições, os quais possuem estrutura frágil⁽³⁷⁾.

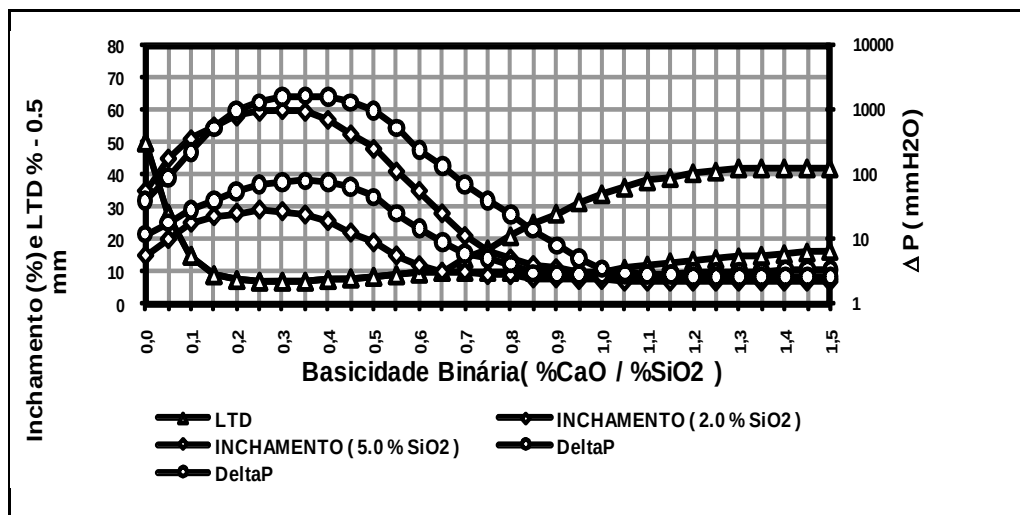


Figura 38 – A Curva de Burghardt^(37,38).

Pelotas destinadas à redução em Reatores de Redução Direta

ISO11257 - Determinação da Desintegração e Metalização.

Amostra: 500g.

Faixa granulométrica: 50% na Fração -16,0 mm+12,5 mm e 50% na Fração -12,5 mm+ 10,0mm.

Composição dos gases: H₂: 55% ± 1,0%; CO: 36% ± 1,0%; CO₂- 5% ± 1,0%; CH₄- 4% ± 1,0%

Vazão dos gases: 13L/min ± 0,5L/min

Temperatura do teste: 760°C ± 10°C.

Tempo do ensaio: 300 minutos.

Velocidade da retorta: 10 rpm.

Resultado: Percentagem do Grau de Metalização da amostra e percentagem da fração passante na peneira de 3,15 mm.

ISO 11256 - Determinação da Colagem de Matérias para Processos de Redução Direta com reforma de gás (Clustering Index)

Amostra: 2000g

Faixa granulométrica: Fração -16,0 mm+12,5 mm (1000g) e Fração -12,5 mm + 10,0 mm (1000g).

Composição dos gases: H₂: 45% ± 1,0%; CO: 30% ± 1,0%; CO₂: 15% ± 0,5%; N₂ - 10% ± 0,5%.

Vazão dos gases: 40L/min. ± 0,5L/min.

Temperatura do ensaio: 850°C ± 10°C

Tempo do ensaio: Até a amostra atingir 95% de redução.

Pressão da carga: 1,5 kg/cm², sendo esta aplicada após uma hora do início do ensaio.

Resultado: Índice da colagem após as etapas de desintegração.

Tabela 6 – de análise química, ensaios físicos e ensaios metalúrgicos de pelotas de minério de ferro comercializadas no mercado transoceânico.

		Pelotas para Alto-Forno	Pelotas para Redução Direta
Análise química			
Fe(%)	ISO2597	64,5 a 67,2	66,7 a 67,7
SiO ₂ (%)	ISO11535 ou ISO2598	2,0 a 5,0	1,2 a 1,5
Al ₂ O ₃ (%)	ISO11535	0,45 a 1,45	0,45 a 0,55
CaO(%)	ISO11535	1,0 a 2,65	0,8 a 1,60
MgO(%)	ISO11535	0,1 a 1,0	0,1 a 1,0
P(%)	ISO4687	0,030 a 0,060	0,030 a 0,040
S(%)	ISO9686	0,001 a 0,005	0,001 a 0,003
Basicidade Binária	(%CaO/%SiO ₂)	0,25 a 1,10	0,50 a 1,10
Ensaio Físicos			
Resistência a Compressão (kgf/pelota)	ISO4700	250 a 350	250 a 350
Índice de Abrasão (%-0,5mm)	ISO3271	3,5 a 6,0	3,5 a 6,0
Índice de Tamboramento (%+6,3mm)	ISO3271	93,5 a 96,0	93,5 a 96,0
-16mm+8mm (%)	ISO4701	85,0 a 95,0	88,0 – 95,0
-6,3mm (%)	ISO4701	2,0 a 5,0	2,0 a 5,0
Ensaio Metalúrgicos			
LTD(+6,3mm)	ISO13930	75 a 88	-
LTD(-0,5mm)	ISO13930	6 a 12	-
dR/dt	ISO7992	1,0 a 1,6	-
DeltaP (mmH ₂ O)	ISO7992	10 a 15	-
Inchamento (%)	ISO4698	15 a 20	-
Metalização(%)	ISO11257	-	94 a 97
Clustering (%)	ISO11256	-	12 a 20

REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS

- 1) MEYER, K. Pelletizing of Iron Ore. 1ª Edição Düsseldorf, Alemanha : Springer-Verlag Berlin, 1980, p.44, 45, 139, 152, 301.
- 2) MOURÃO, J. M. The growing importance of pelletizing for iron ore mining and iron production. 2nd International Symposium on Iron Ore of ABM, São Luis, Brasil, 2008.
- 3) www.infomet.com.br/2a_pelotizacao.php, acesso em 26/09/2008.
- 4) <http://www.outotec.com/36253.epibrw>, acesso em 26/09/2008.
- 5) FONSECA, V.O – Envelhecimento de pelotas de minério de ferro com diferentes basicidades e teores de MgO - 253 páginas. Dissertação de Mestrado em Engenharia de Materiais, REDEMAT – Ouro Preto, 2003.
- 6) COTA, M, F. - Influência da distribuição granulométrica do pellet feed no processo de aglomeração e na qualidade da pelota de minério de ferro para redução direta. 142 páginas. Dissertação de Mestrado em Engenharia de Materiais, REDEMAT – Ouro Preto, 2004.
- 7) NUNES, S. F., - Estudo da Influência da Carga Circulante do Pelotamento na Qualidade Física das Pelotas Cruas e Queimadas de Minério de Ferro. - 124 páginas. Dissertação de Mestrado em Engenharia de Materiais, REDEMAT – Ouro Preto, 2007.
- 8) A CAPES, C.E. – *Particle size enlargement*. Handbook of powder technology, vol. 1. Elsevier, p. 1-73, 1980.
- 9) BOWLING, K.M., CARTER, N.B. Chemical and Physical Variables Affecting iron ore pellet Properties, Australia Japan Extractive Metallurgy Symposium, Sydney, Australia, 1980, p.133-144.
- 10) WYNNYCKYJ, J.R., FAHIDY, T., Z., Solid State Sintering in the Induration of Iron Ore. Metallurgical Transactions, vol. 5, 1974, p. 991 - 999.
- 11) MONJARDIM, M, B. Estudo da Formação de Escória e sua Influência na Resistência Mecânica dos Aglomerados de Minério de Ferro Depois de Queimados ao Ar. Dissertação de Mestrado PUC-RJ, Rio de Janeiro - Brasil, 1980.
- 12) GERMAN “, R.M. Fundamentals of Sintering “; Materials Handbook Ceramics and Glasses, vol. 4, U.S., 1991, p. 242 - 304.), S.D.
- 13) WULFF, J., ROSE, R.M., BROPHY J. H., Ciência dos Materiais, vol. 2, Livros Técnicos e Científicos Editora Ltda. Rio de Janeiro, 1972.

- 14) ADAMIAN R., Termoquímica Metalúrgica, ABM(Associação Brasileira de Metalurgia e Materiais), São Paulo, Brasil, 1985, p.134-136.
- 15) MUAN A., OSBORN E.F., Phase Equilibria Among Oxides in Steelmaking. American Iron and Steel Institute. Editora Addison-Wesley Publishing Company, Inc. Massachusetts, EUA, 1965.
- 16) TORIBIO, N.,M.. Estudo das Características Intrínsecas dos Concentrados do Minério de ferro do Complexo Alegria. – Dissertação de Mestrado (Mestrado em Engenharia de Materiais – REDEMAT - Ouro Preto, agosto de 2001.
- 17) MUAN A., OSBORN E.F., Phase Equilibria Among Oxides in Steelmaking. American Iron and Steel Institute. Editora Addison-Wesley Publishing Company, Inc. Massachusetts, EUA, 1965.
- 18) STANDISH, Y.H.,YANG, H. Y., The mechanism of pore formation and the influence of pore size on the reducibility of $\text{Fe}_2\text{O}_3 - \text{CaCO}_3$ composites, Journal of Materials Science Letters, 1988, p. 542-544.
- 19) PIMENTA, P. H. Estudo básico do fenômeno de degradação sob redução à baixas temperaturas em sínteres auto-fundentes. 1992. 361 páginas Dissertação (Mestrado em Engenharia Metalúrgica e de Minas) – UFMG, 1992.
- 20) MAZANEK, E., JASIENSKA, S. Properties of Self-Fluxing Sinters of Basicity 1.0-3.5. - Journal of the Iron and Steel Institute, Estados Unidos, edição de novembro de 1968, p. 1104 -1109.
- 21) YANG, Y.H., STANDISH,N. Fundamental Mechanisms of pore formation in Iron Ores Sinter and Pellets. ISIJ International, vol.31, n° 6 ,1991, p. 468 – 677.
- 22) STANDISH, Y.H.,YANG, H. Y., The mechanism of pore formation and the influence of pore size on the reducibility of $\text{Fe}_2\text{O}_3 - \text{CaCO}_3$ composites, Journal of Materials Science Letters, 1988, p. 542-544.
- 23) LINGSTAN, K., YANG, L., LU, W-K., The Role of Magnesia in Iron Ore Pellets. Scandinavian Journal of Metallurgy , vol. 4, 1983, p. 166-176.
- 24) KHAKI, J.V., KASHIWAYA, Y., ISHII,K. Effects of Porosity and Slag Former Amount on rate of Heating-up Reduction of Self-fluxed Pellet.Hokkaido University, n° 162, 1992.
- 25) KANAYAMA, H., YAMAGUSHI, H., MAECKAWA, M., NARITA, K., UENAKA, T. Properties of Pellets, Sinter and Crushed pellets Taken from the Cohesive zone in the blast furnace. Proceedings of the 42nd Ironmaking Conference (Published by Iron & Steel Society of AIME). Atlanta, GA, USA, 1983, p. 531-540.

- 26) MOE, R.C., GRABER, R.G. Pellet Metallurgical Property Improvement acquired from Linda Hall Library, November, 14-2001.
- 27) PANIGRAHY, S.C., JALLOULI, M., RIGAUD, M. Porosity of Sinters and Pellets its relationship with some of their Properties. Quebec, Canadá.
- 28) NETO, A.N.S., SAAB, M.W., FREITAS, L.C., CARNEIRO, R.T.S. Entendendo a Especificação de Minério de Ferro para Alto Forno. III SIMPÓSIO BRASILEIRO DE MINÉRIO DE FERRO, Ouro Preto, M.G., 2001.
- 29) TURKDOGAN, E.T., VINTERS, J.V. Reducibility of Iron Ore pellets and effect of Additions. Canadian Metallurgical Quarterly, vol.12, n°1, 1973.
- 30) MORIN, D.E., CAPPUCITTI, F., FICKLES, C.A., ROSA, H.U., MEADOWCROFT, T.R. Dolomite-Fluxed Pellets. Toronto, Canadá.
- 31) REPORT ON CHEMICAL, PHYSICAL AND METALLURGICAL PROPERTIES OF SAMARCO 3% SILICA" PELLETS FOR SAMARCO, Brasil. Liebherr - Othfresen, August, 2000.
- 32) KHODAK, L.Z., BORISOV, I., MASHKOV, V.M., Behavior of Wustitized Pellets During Hydrogen Reduction, Izvestiya Akademii Nauk SSSR, Metallurgy, n° 3, 1989, p.5-10.
- 33) BOWLING, K.M., CARTER, N.B. Chemical and Physical Variables Affecting iron ore pellet Properties, Australia Japan Extractive Metallurgy Symposium, Sydney, Australia, 1980, p.133-144.
- 34) ISAO, F., MAMORU, O., KAHIGASHI, M., TAKESHI, S., SHOJI, S. Fired Iron Ore pellets having at least two different precipitated slag phases and process for producing the same. International Patent Classification (Edition 3): C21B5-00; C22B1-16; 5128296, Japan, March 15, 1976.
- 35) FILTON, J.Y., GOLDRING, D.C. Constitution of iron ore pellets in relation to time and temperature of firing. Journal of the Iron and Steel Institute, 1996.
- 36) ARAGÃO, R.V., PEREIRA, H.C., ARAUJO, D.R., GOUVEIA, J.F., RANGEL, E.P., FONSECA, M.C., COSTA, R.V.P. Desenvolvimento de aglomerantes orgânicos na Samarco Mineração S/A. In: XXXI Seminário de Redução de Minério de Ferro, XV Seminário de Controle Químico em Metalurgia Extrativa e XI Seminário de Carboquímicos, Santos - SP, 2000, p.147-157.
- 37) GUDENAU, H.W., WALDEN, H. – Production of Stable iron Ore Pellets during Reduction – A Typical Solution of a Specific metallurgical Problem. Aufbereitung, 1982, vol. 9, p. 498-506.
- 38) KORTMANN, H.A. et. al. – Effect of Lime Addition Upon the Behavior During the Reduction of Iron Ore Pellets. AIME, Junho, 1973, vol. 254, p. 184-192.

ASPECTOS AMBIENTAIS NOS SETORES MINEIRO E METALÚRGICO

Jorge Rubio

PhD pelo Imperial College
Royal School of Mines University of London
Professor do Departamento de Engenharia de Minas
Laboratório de Tecnologia Mineral e Ambiental da UFRGS

Cristiane Oliveira

Engenheira Química, Mestre em
Engenharia de Minas, Metalúrgica e de Materiais
Laboratório de Tecnologia Mineral e Ambiental da UFRGS

Renato Silva

Tecnólogo em Controle Ambiental, Doutor em
Engenharia de Minas, Metalúrgica e de Materiais
Laboratório de Tecnologia Mineral e Ambiental da UFRGS

APRESENTAÇÃO

Neste capítulo são discutidos aspectos relevantes sobre a geração de problemas ambientais, as formas de poluição e o tratamento de efluentes líquidos e sólidos (poeiras) gerados nos setores mineiro e metalúrgico. São analisados os sistemas ativos no tratamento de drenagens ácidas de minas (DAM), por neutralização-precipitação-floculação-flotação ou sedimentação lamelar, para remoção de íons (ânions e cátions).

INTRODUÇÃO

Os setores mineiro e metalúrgico aparecem dentro das indústrias que mais impactam o meio ambiente, devido manusearem grandes volumes de água, sólidos, óleos (emulsionados ou não), reagentes residuais, gases, elementos com propriedades radioativas, entre outros que, inevitavelmente, poluem via poeiras, efluentes contendo colóides, reagentes químicos, metais pesados dissolvidos, poluentes na forma de aerossóis, dentre outros.

Devido à estes fatos, estes setores assumem a responsabilidade social e ambiental, trabalhando dentro dos mais rigorosos padrões de qualidade internacionais visando à preservação da saúde humana e de seu *habitat*. Assim, estas atividades estão sendo integradas à sociedade dentro de um conceito de desenvolvimento sustentável constituído de acordos convenientes à ambas. Dentro deste contexto, a política ambiental dos setores deveria ser constantemente revisada, atualizada e comprometida com uma legislação moderna, dinâmica e efetiva (Singhal *et al.*, 1992, Villas Bôas e Barreto, 1996).

Os processos existentes para o controle dos impactos ambientais são diversos e com eficiências muito variadas sendo que esta área está focada para o desenvolvimento científico e tecnológico que é caracterizado por um volume crescente de atividades, com ênfase na formação de recursos humanos, realização de projetos de P&D&I, otimização dos processos existentes e busca de novas tecnologias (Castro *et al.*, 1998; Chander, 1992, Ciminelli *et al.*, 2006).

Nas atividades da Engenharia Mineral e Metalurgia extrativa algumas operações podem ocasionar impactos ambientais, podendo-se destacar:

- (i) prospecção e exploração;
- (ii) desenvolvimento da mina e extração do minério;
- (iii) disposição de estéril, descomissionamento/recuperação de áreas;
- (iv) fragmentação ou cominuição: britagem e moagem;
- (v) controle de tamanho: classificação;

- (vi) concentração física/físico-química;
- (vii) operações unitárias associadas ao tratamento dos concentrados: espessamento, filtração, secagem, aglomeração e descarte de rejeitos;
- (viii) hidrometalurgia, pirometalurgia, biometalurgia, eletrometalurgia e processos combinados.

De um modo geral, os principais problemas de cada setor são analisados a seguir.

Lavra

Os principais impactos nas operações de lavra são: ruídos, poeiras e, em alguns casos, contaminação de solos por drenagem ácida e explosivos derivados da glicerina, onde são originados íons de metais pesados como cobre, níquel, chumbo, zinco, mercúrio, além do ferro e ânions, tais como, sulfato, fosfato, arseniato, telurato, fluoreto, molibdato, cianeto, entre outros. Também, os derrames de óleos, graxas e solventes orgânicos, as emissões de gases, os descartes de plásticos, lodos (precipitados), rejeitos produtores de ácidos, a poluição visual, as alterações da biodiversidade, a deposição-estocagem de rejeitos (bacias, cavas), a radioatividade e a combustão espontânea (pirita do carvão, por exemplo) são impactos comuns provenientes desta atividade.

A Figura 1 cita os principais processos realizados na redução dos impactos ambientais provocados pelas atividades da lavra.



Figura 1 – Técnicas para a redução do impacto ambiental na lavra.

Beneficiamento

Os impactos mais comuns no beneficiamento são ocasionados por efluentes líquidos contendo metais pesados e ânions tóxicos, sólidos (às vezes coloidais), resíduos orgânicos (espumantes, coletores, surfactantes e óleos). Ainda, pode-se destacar a produção de poeiras e ruídos nas etapas de cominuição, as emissões gasosas (orgânicas) e os vapores, como, por exemplo, de mercúrio que mesmo em pequenas proporções apresenta um efeito impactante muito significativo.

Metalurgia Extrativa/Processamento Metalúrgico

Na metalurgia, os impactos ambientais são provenientes de efluentes líquidos contendo metais pesados, ânions, compostos orgânicos e metálicos, complexos e quelatos tóxicos, óleos (solventes orgânicos) emulsificados ou não, sólidos finos ou coloidais (lodos), bem como, de gases (SO_2 , NO_x) e aerossóis (óxidos de arsênio, *fly ash*) e deposição de rejeitos sólidos (piritosos).

Na Figura 2 são ilustrados os principais processos utilizados para minimizar os impactos causados pelas operações de beneficiamento e metalurgia extrativa.

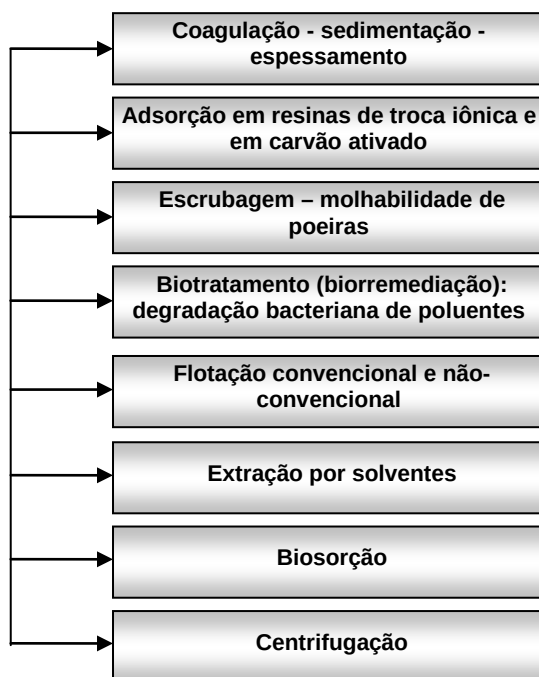


Figura 2 – Técnicas utilizadas na redução do impacto ambiental no beneficiamento e na metalurgia.

Em função da ampla gama de problemas ambientais existentes, este capítulo aborda somente os aspectos relacionados com as dispersões sólido-ar (poeiras) e as emissões líquidas.

MATERIAL PARTICULADO DISPERSO: CARACTERÍSTICAS E ABATIMENTO

A poluição proveniente das emissões de material particulado no ambiente atmosférico ocasiona inúmeros impactos ambientais como redução da visibilidade (formação de fumaça e/ou neblina); desequilíbrios estéticos sobre casas, automóveis, roupas, descoloração e erosão de edifícios; corrosão de metais; danos à equipamentos; impactos na qualidade das águas e na vida aquática; contaminação de análises laboratoriais (presença de contaminantes aéreos); impactos negativos sobre o desenvolvimento turístico e, principalmente, danos à saúde humana ocasionados por enfermidades respiratórias, alergias, erupções bucais, reações tóxicas, entre outros.

Este tipo de poluição em áreas urbanas é satisfatoriamente resolvido a partir do uso de equipamentos de controle em fontes fixas (industriais) e fontes móveis (veiculares) responsáveis por estas emissões, em conjunto com uma adequada fiscalização dos órgãos ambientais. Por outro lado, no âmbito da mineração, a maioria das emissões de material particulado são provenientes de fontes difusas, as quais apresentam maior complexidade de tratamento.

Em pesquisas para avaliar a qualidade do ar em diferentes regiões da cidade de São Paulo, Almeida (1999) mostrou que áreas da mineração de grande e pequeno porte apresentam maiores índices de concentração de partículas totais em suspensão do que áreas urbanas, ultrapassando os padrões legais de qualidade do ar, sendo que na mineração de grande porte as amostras excederam os padrões primário diário ($240 \mu\text{g.m}^{-3}$) e secundário diário ($150 \mu\text{g.m}^{-3}$) em 51 % e 62 %, respectivamente, e nas áreas da mineração de pequeno porte, extrapolaram em 17 % e 42 %, respectivamente.

Segundo Walker (1997) as atividades envolvidas (Figura 3) na mineração como, perfuração, explosão, carregamento, transporte, transferência de pontos, cominuição (britagem e moagem), formação de pilhas, entre outros, possuem elevada capacidade de geração de poeiras. Este autor enfatiza que etapas de fragmentação e transporte apresentam maior potencial para geração de material particulado e acrescenta o fato de que quanto mais extensas e numerosas estas etapas, maior a probabilidade de fragmentação do minério em frações suficientemente pequenas para formar mais poeiras.



Figura 3 – Atividades da mineração com consequente geração de poeiras. (a) Ponto de transferência de minério de ferro; (b) Explosão em uma mina de carvão; (c) Transporte e formação de pilhas de carvão; (d) Transporte em estradas não pavimentadas.

Os processos comumente utilizados na área da mineração para prevenir e controlar as partículas dispersas na atmosfera são realizados através do uso de agentes denominados *dust suppressants* e, tradicionalmente, incluem sistemas de aspersão de água ou de produtos químicos que proporcionam um abatimento. Existem diversas classes destes produtos sendo os principais a água, os sais higroscópicos, os produtos orgânicos derivados ou não do petróleo, as emulsões de polímeros sintéticos, os *mulches* de fibra de madeira ou de papel, os produtos eletroquímicos e as misturas que combinam componentes provenientes destas categorias (EPA, 2004). A Quadro 1 mostra os principais tipos de *dust suppressants* e os produtos que podem constituir os mesmos.

Quadro 1 – Principais *dust suppressants* utilizados no abatimento de poeiras da mineração.

<i>Dust Suppressants</i>	Produtos
Água	Doce ou salgada
Sais e soluções salinas	Cloreto de cálcio, cloreto de magnésio.
Surfactantes/tensoativos	Detergentes
Orgânicos derivados do petróleo	Emulsões asfálticas, solventes, óleos, emulsões asfálticas modificadas.
Orgânicos não derivados do petróleo	Óleos vegetais, melados, gorduras animais, sulfonato de lignina (subproduto químico do despolpamento da madeira), emulsões de óleos.
Polímeros sintéticos	Polivinil acetato, acrílico vinil.
Produtos eletroquímicos	Enzimas, produtos iônicos, óleos sulfonatados.
Aditivos de argilas	Bentonitas, montmorillonita.
<i>Mulches</i> e misturas de fibras	<i>Mulches</i> de papel com gipsita, <i>mulches</i> de fibras de madeira, misturas de <i>mulches</i> com sementes.

Fonte: EPA (2004).

Os *dust suppressants* diferem, principalmente, quanto à forma de atuação sobre as partículas, pois os sais aumentam a umidade superficial destas através da absorção de umidade atmosférica, os surfactantes diminuem a tensão superficial da água permitindo maior molhabilidade das partículas por unidade de volume, os betumes agregam as partículas superficiais e os polímeros sintéticos agregam as partículas produzindo camadas finas (membranas) sobre a superfície. Ainda, as coberturas de solos conhecidas como *mulches* são formuladas a partir da mistura de resíduos de fibras de madeira ou papel, de um agente selador e de um solvente (usualmente água) formando uma camada protetora acima da superfície do solo que equivale a uma nova superfície (EPA, 2004).

De acordo com Bolander (1999), as taxas de aplicação dos principais *dust suppressants* apresentam grande importância para o uso destes produtos sob aspectos econômicos e ambientais. A Quadro 2 resume estes dados para aplicações em estradas não pavimentadas.

Quadro 2 – *Dust suppressants* e suas taxas de aplicação em estradas.

Água	
A frequência de aplicação depende da temperatura e umidade e, normalmente, a eficiência permanece por um período de 0,5 a 12 horas	
Sais	
Cloreto de cálcio	De um a dois tratamentos por estação. A aplicação do produto na forma de flocos é de $0,9 \text{ kg.m}^{-2}$ e na forma líquida é de $1,6 \text{ L.m}^{-2}$.
Cloreto de magnésio	De um a dois tratamentos por estação. A aplicação do produto na forma líquida requer $2,3 \text{ L.m}^{-2}$.
Cloreto de sódio	De um a dois tratamentos por estação. Este produto requer maiores dosagens do que os outros sais citados anteriormente.
Orgânicos derivados do petróleo	
De um a dois tratamentos por estação. A aplicação depende das condições da superfície, do produto e da diluição. Normalmente varia entre $0,5$ a $4,5 \text{ L.m}^{-2}$.	
Orgânicos não derivados do petróleo	
Derivados de lignina	De um a dois tratamentos por estação. Normalmente, são utilizados $2,3 \text{ L.m}^{-2}$ do produto não diluído ou $4,5 \text{ L.m}^{-2}$ da solução diluída em água nas proporções de 1:1. Também é comumente aplicado na forma de <i>spray</i> sobre o solo na proporção de 1 kg para 840 L de água.
Derivados de óleo de pino (<i>Tall oil</i>)	Um tratamento por ano. A aplicação do produto diluído em água na proporção de 1:4 (produto: água) é de aproximadamente $2,3 \text{ L.m}^{-2}$.
Óleos vegetais	Um tratamento por estação. A aplicação varia com o tipo de produto e, normalmente, encontra-se entre $1,1$ e $2,3 \text{ L.m}^{-2}$.
Produtos eletroquímicos	
A frequência de aplicações depende da mineralogia do solo. Normalmente, é utilizado na forma diluída em água na proporção de 1 parte do produto para 100 a 600 partes de água.	
Polímeros sintéticos	
Um tratamento por ano. A aplicação do produto diluído em água na proporção de 1:9 (produto: água) é de aproximadamente $2,3 \text{ L.m}^{-2}$	
Aditivos de argilas	
Um tratamento a cada 5 anos. A aplicação é realizada através de uma mistura com o solo na concentração de 1 a 3 %.	

Fonte: Bolander (1999a).

De acordo com Walker (1999), dentre os métodos citados anteriormente, os sistemas de aspersão de água em vias de transporte, a resina Coherex®, os *sprays* de água junto aos britadores e os surfactantes (Figura 4) são os agentes mais eficientes para realizar o abatimento das partículas geradas nas etapas de beneficiamento mineral. Alguns desses surfactantes produzem espumas nas áreas de atrito dos britadores, peneiras vibratórias e pontos de transferência de minério.

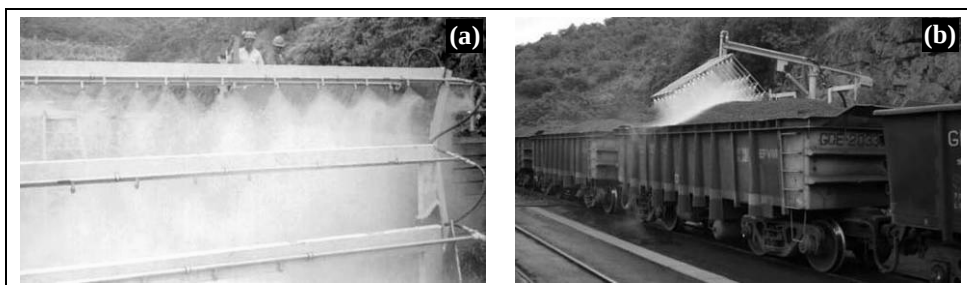


Figura 4 – Sistemas de aspersão (*sprays*) de água e tensoativos. (a) áreas de atrito em britadores; (b) pontos de transporte de minérios.

Na maioria dos casos, os *dust suppressants* são aplicados topicamente sobre o solo ou misturados (na forma granulada ou de pó) com a camada superior do mesmo. A aplicação tópica é a mais usual e, em grandes terrenos, é realizada com sistemas de *sprays* estruturados em caminhões e, em pequenos terrenos, manualmente através de tubulações com *nozzle* na extremidade (Figura 5).

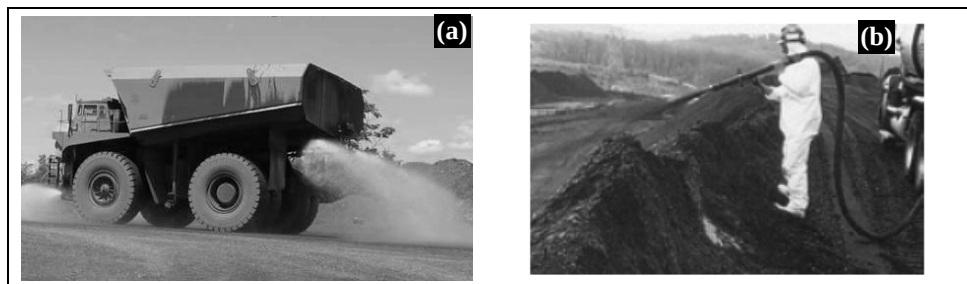


Figura 5 – Aplicações tópicas de *dust suppressants*. (a) Uso de caminhões estruturados com sistemas de aspersão (*sprays*); (b) Uso de tubulação manual com *nozzle* na extremidade.

Outra forma eficiente de aplicação é comumente realizada através de sistemas aspersores de irrigação de água instalados nas áreas que apresentam geração potencial de poeiras conforme mostrado na Figura 6.

Estes sistemas são conectados a controladores temporizados, como aqueles utilizados na irrigação doméstica, submetidos a uma configuração (intervalos de irrigação) que é pré-estabelecida pelo usuário em função do clima e da quantidade de poeiras geradas.



Figura 6 – Irrigadores com aspersores de água em pilhas de minérios.

Diante das considerações anteriores, é possível evidenciar a diversidade de produtos destinados ao abatimento de material particulado na mineração. Entretanto, a seleção de um agente *dust suppressant* está de uma forma geral, relacionada às questões econômicas e ambientais, de modo que um planejamento adequado possui grande importância e deve ser estabelecido para selecionar e aplicar um sistema eficiente e adequado de abatimento de poeiras. Assim, é de extrema relevância a caracterização do sistema em relação à:

- (i) conhecimento das fontes potenciais de emissão de material particulado;
- (ii) determinação da natureza dos tipos de partículas constituintes das poeiras e a concentração destas partículas no ar;
- (iii) relação custo-benefício dos produtos a serem empregados;
- (iv) possibilidade de um impacto ambiental devido ao uso inadequado de um determinado agente e, principalmente, das possíveis medidas preventivas que se deve realizar para um eventual impacto ambiental (Oliveira e Rubio, 2007a).

EFLUENTES LÍQUIDOS – REAGENTES RESIDUAIS

Os efluentes líquidos provenientes do beneficiamento mineral contêm, na maioria dos casos, além de sólidos em suspensão, uma variada gama de reagentes utilizados fundamentalmente nos processos de tratamento de minérios e posteriormente no processamento metalúrgico dos concentrados. A Quadro 3 descreve os principais reagentes utilizados nestas operações, principalmente, na flotação.

Quadro 3 – Reagentes passíveis de emissão utilizados em usinas de tratamento de minérios, principalmente, por flotação.

Coletores⁽¹⁾	Espumantes⁽²⁾	Modificadores⁽³⁾	Floculantes, Coagulantes, Dispersantes⁽⁴⁾
mercaptanos	óleo de pinho	sulfato de cobre e zinco	poliacrilamidas
tioureias	metilisobutil carbinol	cromatos-dicromatos, hipocloritos	polióxidos de etileno
carboxilatos	ácido cresílico	permanganatos	poliaminas
tiocarbamatos, carbonatos e fosfatos	polipropilenoglicóis	sulfeto de sódio e pentasulfeto (Nokes)	policarboxilatos
óleos não iônicos, alcatrão	parafinas alcoxi substituídas	Cianetos e ferrocianetos	aluminatos sódicos
ácidos graxos	álcoois (diversos)	fluoretos e sulfitos de sódio	sulfatos de ferro e alumínio
dixantógenos		quebracho, (polifenóis) lignosulfonatos	silicatos solúveis
aminas		sais de chumbo	polissacarídeos
alquil-sulfatos, carbonatos, sulfonatos e fosfatos		ácidos cítricos e tánicos	polifosfatos
⁽¹⁾ = em concentrações que variam entre 0,006 - 2,5 kg/t ; ⁽²⁾ = 0,06 - 0,5 kg/t; ⁽³⁾ = ativadores-depressores-reguladores de pH, 0,006 - 6 kg/t ; ⁽⁴⁾ = 0,005 - 1 kg/t.			

As Tabelas 1 e 2 apresentam as características e propriedades químicas e físico-químicas das águas residuais que, assim como os rejeitos sólidos, são normalmente constituídas por estes reagentes e podem atingir o meio ambiente.

Tabela 1 – Características das águas residuais de circuitos de flotação. Concentrações de íons mais frequentes em ppm.

Íons	Sulfetos metálicos	Não metálicos	Óxidos/silicatos
Ag ⁺¹	0,02 - 0,1	0,04	0,04
As ⁺³	0,02 - 3,5	<0,01 - 0,15	-
Be ⁺²	< 0,002	-	20 - 36
Cd ⁺²	0,05 - 17	-	<0,02 - 0,01
Co ⁺²	1,0 - 1,7	-	-
Cr ⁺³	0,03 - 40	-	0,02 - 0,35
Hg ⁺²	0,0006 - 28	-	-
Pb ⁺²	0,01 - 560	0,02 - 0,01	0,05 - 5,0
Mn ⁺²	0,007 - 570	0,2 - 49	0,007 - 330
Mo ⁺⁴	0,05 - 5	-	<0,2 - 0,5
Ni ⁺²	0,01 - 3	-	0,15 - 1,5
Sb ⁺³	0,2 - 65	-	-
Se ⁺²	<0,003 - 0,155	-	0,06 - 0,14
Te ⁺²	<0,08 - 0,3	-	<0,2
Ti ⁺²	-	-	<0,5 - 2
Zn ⁺²	0,02 - 3000	-	0,02 - 20
PO ₄ ⁻³	20	2 - 200	0,8
SO ₄ ⁻²	5 - 2500	9 - 10000	5 - 5000
CN ⁻	0,01 - 0,45	-	<0,02

Tabela 2 – Propriedades químicas e físico-químicas das águas residuais de circuitos de flotação.

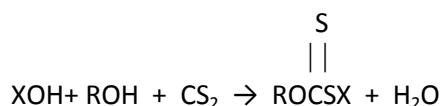
Propriedade	Sulfetos metálicos	Não metálicos	Óxidos silicatos
Condutividade, microohms	175 - 675	650 - 17000	130 - 550
Sólidos dissolvidos, ppm	120 - 4.300	190 - 18.500	1 - 1100
Sólidos suspensos, ppm	2 - 550.000	4 - 360.000	0,4 - 1900
DQO ^(*) , ppm	15 - 240	2 - 40	0,2 - 36
COT ^(**) , ppm	8 - 290	9 - 3100	-
Óleos e graxas, ppm	2 - 11	1 - 100	0,03 - 90
pH	8-11	5-11	5-11

(*) Demanda química de oxigênio; (**) Carbono orgânico total.

A toxicidade dos reagentes e dos íons é variada havendo classes de *muito tóxicos*, como os coletores tiólicos, sulfonatos, aminas e cianetos, de *moderados*, como os espumantes à base de álcool e, de *não tóxicos*, como o polipropileno glicol. Ainda, a toxicidade pelos metais pesados dissolvidos é bem documentada e sua remoção destaca-se com uma ampla linha de pesquisa, ainda em desenvolvimento.

De acordo com Pearse (2005), estima-se que aproximadamente dois bilhões de toneladas de minério são tratados anualmente por processos de flotação que utilizam grande quantidade de reagentes e, conseqüentemente, geram resíduos constituídos dos mesmos. Dentre os principais reagentes, podem-se destacar os xantatos que são coletores amplamente utilizados devido apresentarem elevada solubilidade em água, baixo custo, elevados poder coletor e seletividade (Rubio e Tessele, 2004).

Os xantatos, também definidos como tiocarbonatos, são sais amarelos de ácido xântico obtidos através da reação entre um álcool e um disulfeto de carbono conforme descrito na reação abaixo.



onde, *R* é um grupo alquil e *X* representa um metal alcalino.

Os xantatos transformam superfícies hidrofílicas em hidrofóbicas através de um mecanismo de adsorção na superfície da partícula que se deseja flotar (Wang *et al.*, 1991; Penha *et al.*, 2001). Entretanto, pode ocorrer um subsequente mecanismo de deadsorção ou o uso de concentrações excessivas ocasionando a presença deste reagente nas correntes de rejeito e caracterizando, mesmo que em pequenas concentrações, um resíduo tóxico.

Medidas das concentrações de coletores, realizadas em operações de flotação, foram citadas por Fuerstenau (1976) e são mostradas na Tabela 3.

Tabela 3 – Concentração de alguns coletores nas correntes de circuitos de flotação.

Coletor	Mineral Flotado	Concentração inicial (mg.L ⁻¹)	Concentração final (mg.L ⁻¹)
Ditiofosfato	Esfarelita	15	0,1
Etil Xantato de Sódio	Molibdenita	10	0,2
Etil Xantato de Sódio	Galena	13	< 0,1
Etil Xantato de Sódio	Calcopirita	94	1,7
Ácidos Graxos	Esquelita	85	< 0,1

Fonte: Fuerstenau (1976).

Um contraste dos dados apresentados por Fuerstenau (1976), é mostrado por Luukkanen *et al.*, (2003) que desenvolveram e aplicaram uma técnica de monitoramento da composição do efluente de flotação utilizando um analisador digital implantado na mina *Pyhasalmi* na Finlândia. Estes autores constataram que a concentração residual de xantato dissolvido na água, proveniente do circuito da pirita, encontrava-se na faixa de 3,0 - 11 mg.L⁻¹.

Segundo Fuerstenau (1976), os primeiros usos dos coletores de flotação do tipo xantatos apresentaram alta toxicidade, resultando uma comparação destes reagentes aos inseticidas. Corroborando com estas informações, Webb *et al.*, (1976) analisaram a toxicidade de oito coletores e quatro espumantes em organismos aquáticos e concluíram que dentre os coletores estudados, o etilxantato de sódio e o amilxantato de potássio apresentaram maior toxicidade na faixa de 30 - 50 mg.L⁻¹. Da mesma forma, Harris (1984) mostrou que o amilxantato de potássio causa dor e danos aos olhos e pode queimar a pele quando em contato prolongado.

Outras pesquisas de Fuerstenau (1976), baseadas em 96 horas LC₅₀, indicaram uma média letal para concentrações na faixa de 14 - 16 mg.L⁻¹ de etilxantato de sódio, de 70 - 75 mg.L⁻¹ de amilxantato de potássio e de 400 - 1000 mg.L⁻¹ para reagentes ditiofosfatos. O mesmo autor relata que outras investigações demonstraram destruição de uma espécie de truta denominada *Oncorhynchus mykiss* em concentrações de 0,17 mg.L⁻¹ para o etilxantato de sódio e 1,0 mg.L⁻¹ para o amilxantato de potássio depois de 28 dias de exposição. Em reciprocidade a estes dados, especificações técnicas (Cytec, 2003) de coletores de flotação do tipo xantato, informam uma toxicidade do amilxantato de potássio, relacionada aos organismos aquáticos, que pode causar efeitos fatais em longo prazo no ambiente aquático, possuindo como referência a toxicidade aguda em 96 horas com LC₅₀ de 12 mg.L⁻¹ utilizando a mesma espécie de truta. Ainda, em testes de 48 horas pode-se observar uma imobilização aguda em invertebrados.

Diante de tais evidências, alguns pesquisadores têm direcionado seus estudos para a remoção destes poluentes a partir da decomposição em função do pH (Sun e Forsling, 1997; Ramírez *et al.*, 2006). Entretanto, esta reação produz o dissulfeto de carbono (CS₂) que apresenta periculosidade mais elevada do que a do xantato que o origina (WHO, 2000). Ainda, estudos mostram decomposições de xantatos via reações biológicas (Deo e Natarajan, 1998; Chockalingam *et al.*, 2003), porém, alguns apresentaram inadequada geração de lodo e limitações na habilidade das bactérias para a aceitação de concentrações tóxicas do reagente ou do produto de decomposição do mesmo.

Estes fatos chamaram a atenção para o desenvolvimento de técnicas de remoção destes reagentes via adsorção, principalmente, devido aos íons xantato apresentarem elevada reatividade com íons metálicos produzindo sais insolúveis e, portanto, adequados para a precipitação sobre a superfície de partículas adsorventes. Assim,

Oliveira e Rubio (2007b, 2008) desenvolveram uma técnica de adsorção de íons isopropilxantato em zeólita, pré-tratada com íons sódio e modificada com íons cobre, seguida de separação do *carrier* saturado utilizando flotação por ar dissolvido (FAD). Estes autores mostraram excelentes resultados em escala laboratorial com elevada capacidade de adsorção da zeólita na forma pulverizada e de flocos (utilizando um polímero catiônico) alcançando uma capacidade máxima de adsorção de 1,01 meq_{xantato}/g_{zeólita} e indicando, além da adsorção química, um comportamento de interação eletrostática entre as cadeias poliméricas do floculante e as cadeias carbônicas do isopropilxantato. Ainda, a técnica mostrou ser rápida e eficiente na separação do *carrier* saturado, Z-Cu-isopropilxantato (Z-Cu-X₂), proporcionando reduzidas turbidez e concentração de íons isopropilxantato com vantagens a partir do uso de zeólitas (material de custo reduzido) e da possibilidade de realização dos processos de adsorção-remoção e separação sólido-líquido, em um único estágio.

DRENAGENS ÁCIDAS DE MINAS (DAM)

A Drenagem Ácida de Minas (DAM) é um dos mais sérios problemas ambientais causados pela mineração, relacionando-se, principalmente, às atividades de mineração de carvão, lignito e de sulfetos polimetálicos (Eger, 1994; Kontopoulos, 1998; Tessele *et al.*, 1998a). No Brasil, a atividade extrativista de carvão, em especial na região sul de Santa Catarina e centro-leste-sul do Rio Grande do Sul, onde se encontram as maiores reservas de carvão do país, são encontrados milhares de hectares (> 5.000) de áreas degradadas com 2/3 dos recursos hídricos impactados pela Drenagem Ácida de Minas na bacia Carbonífera Catarinense, de acordo com estudos da década de 90 (Alexandre e Krebs, 1995, citado por Gallato *et al.*, 2007, p. 229).

Este resíduo líquido resulta da oxidação natural de minerais sulfetados (principalmente a pirita para a mineração do carvão – FeS₂) quando expostos à ação combinada da água e oxigênio. As reações podem ser catalisadas na presença de bactérias do gênero *Thiobacillus* e *Leptospirillum* (Gazea *et al.*, 1996; Kontopoulos, 1998; Stumm e Morgan, 1981).

A DAM pode ser encontrada em minas desativadas que recebem um fluxo corrente de água da chuva ou de afloramentos naturais com concentrações reduzidas de íons metálicos e valores de pH entre 2,5 e 4,0. Por outro lado, este mesmo resíduo pode ser originado em áreas ativas da mineração e estar presente em bacias de rejeitos ou em cavas ativas com concentrações elevadas de poluentes (> 2000 mg_{Fe³⁺}.L⁻¹, por exemplo) e valores de pH entre 1,0 e 3,0. A Figura 7 ilustra estes dois tipos de DAM presentes na região sul do estado de Santa Catarina.

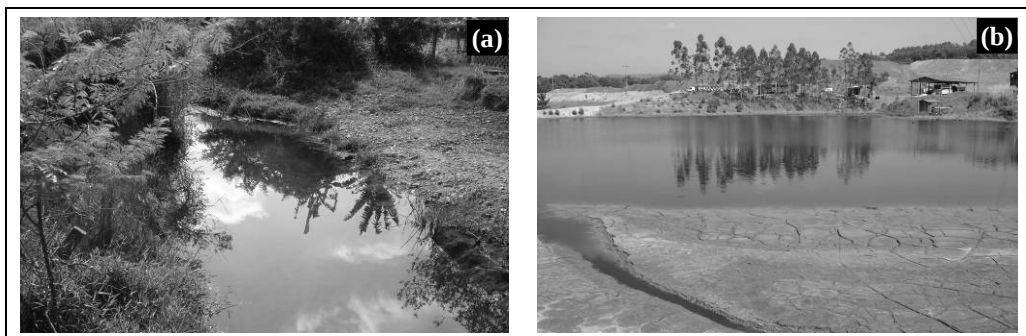


Figura 7 – (a) DAM localizada à jusante de uma mina inativa no município de Criciúma-SC. (b) Bacia de despejo de DAM localizada à jusante de um depósito de rejeito de carvão mineral.

Quando não controlados, estes resíduos podem atingir mananciais de água adjacentes, causando mudanças substanciais no ecossistema aquático tornando-se uma fonte difusa de poluição (Motta Marques *et al.*, 1997). Devido aos sérios impactos ambientais que podem ser causados por estes efluentes, técnicas viáveis de controle devem ser aprimoradas e aplicadas nas fontes geradoras de DAM.

Controle de Drenagens Ácidas

O controle da DAM é realizado por métodos de prevenção, contenção e remediação. As reações de geração de DAM são autocatalíticas e, portanto, de difícil controle, por isso, métodos preventivos são sempre preferíveis porque abrangem técnicas que evitam a geração deste resíduo.

Assim, os métodos preventivos têm o objetivo de anular ou reduzir a taxa de geração de acidez pelo impedimento do contato de sulfetos com o oxigênio ou a água. Dentre as principais técnicas utilizadas estão: remoção ou isolamento dos sulfetos metálicos, exclusão de oxigênio por coberturas de água e coberturas secas, adição de aditivos alcalinos e uso de bactericidas (Kontopoulos, 1998).

Já os métodos de contenção são utilizados para conter a migração da DAM para o ambiente a partir de técnicas como: aprisionamento da DAM, uso de barreiras alcalinas permeáveis e disposição do rejeito mineral em células impermeabilizadas (Kontopoulos, 1998; Pérez-López *et al.*, 2007; Sheoran e Sheoran, 2006).

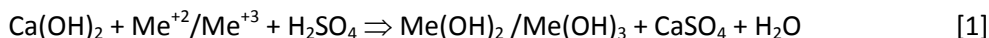
Os métodos de remediação envolvem a coleta e tratamento da DAM por métodos ativos ou passivos. Os tratamentos ativos são comumente realizados pela neutralização do efluente e precipitação dos íons metálicos na forma de hidróxidos utilizando reagentes como óxidos de cálcio (CaO), hidróxido de cálcio $\text{Ca}(\text{OH})_2$, hidróxido de sódio (NaOH), calcário (CaCO_3), carbonato de sódio Na_2CO_3 ou uma combinação destes em agitadores mecânicos seguidos de tanques de separação dos precipitados (flotação, filtração ou sedimentação) (Tremolada, 1999). Por outro lado, os tratamentos passivos

incluem o uso de drenos anóxidos de calcário ou banhados naturais ou construídos que desempenham mecanismos aeróbios e/ou anaeróbios (Gazea *et al.*, 1996; Rubio e Tessele, 2004; Firpo e Schneider, 2007).

Processos Convencionais para o Controle de Drenagens Ácidas

Neutralização com cal

Neste processo o ácido é neutralizado e íons de metais como Fe^{2+} , Fe^{3+} , Zn^{+2} , Cu^{+2} , Al^{+3} e Pb^{+2} são precipitados na forma de hidróxidos metálicos. A principal reação envolvida na neutralização com cal é expressa pela Equação 1.



O ar atmosférico é usualmente empregado para oxidar o ferro ferroso (Fe^{2+}) a íon férrico devido ao fato de que o lodo contendo Fe^{3+} é mais estável e a precipitação do hidróxido férrico ocorre em faixa de pH menor que o hidróxido ferroso. Assim, o lodo produzido é sedimentado e o líquido clarificado é comumente filtrado em leitos de areia.

Processo de Lodos de Alta Densidade (high density sludge - HDS):

A neutralização por adição de cal pode gerar lodos com teores variáveis de sólidos (1% - 30%) que muitas vezes inviabilizam estes processos. Assim, a conveniente obtenção de um lodo mais denso é obtida por um processo denominado *high density sludge* (HDS) onde os íons são precipitados na forma de hidróxidos e floculados com polímeros em reatores em série. Todos os reatores de neutralização são aerados para oxidar o íon Fe^{+2} e são constantemente monitorados para medidas de pH e a separação sólido-líquido é realizada em um clarificador que envia ao sistema um reciclo de lodo como fonte de alcalinidade. O percentual de sólidos no lodo aumenta significativamente (10% a 30%) quando comparado aos processos convencionais (Kuyucak, 1999) e, com isto, possibilita a otimização de sistemas já existentes.

Além de íons metálicos e elevada acidez, a DAM apresenta outros problemas ambientais como a presença de elevadas concentrações de íons sulfato em efluentes podendo causar efeitos danosos como corrosão em tubulações de diferentes materiais e acidez de solos/subsolos e águas. Entretanto, o efeito mais documentado tem sido a desidratação relacionada à ingestão de grandes quantidades de íons sulfato, sendo que elevada concentração destes íons em água potável apresenta grave efeito laxativo (Borges, 2002; INAP, 2003). Com base nestes efeitos, a *World Health Organization* (WHO) estabelece uma concentração de íons sulfato inferior a 500 mg.L^{-1} na água de abastecimento e, fundamentada nesta informação, a *United States Environmental Protection Agency* (USEPA) utiliza um padrão de 250 mg.L^{-1} de íons sulfato na água para o mesmo fim. De acordo com estes dados, a maioria dos países recomenda um padrão de concentração entre 250 - 500 mg.L^{-1} destes íons nas águas de abastecimento público

(INAP, 2003). O Brasil, através das deliberações normativas do Conselho Nacional do Meio Ambiente (CONAMA), estabelece um nível máximo de íons sulfato de 250 mg.L⁻¹ em águas doces Classe 1 (CONAMA, 2005).

Tratamento Químico via Precipitação – Sulfato

Os principais tratamentos de remoção de íons sulfato em efluentes são realizados através de processos químicos via precipitação (formação de gipsita, de sulfato de bário, de etringita - SAVMIN e CESR), de processos biológicos (redução biológica e *wetlands*), de processos de troca iônica (GYP-CIX) ou de processos de membranas (osmose reversa e eletrodialise).

Formação de Gipsita

Óxido de cálcio (CaO), hidróxido de cálcio (Ca(OH)₂) e carbonato de cálcio (CaCO₃) são tradicionalmente utilizados para neutralização da drenagem ácida de minas, sendo aplicados também na remoção de íons sulfato através de precipitação da gipsita (CaSO₄.2H₂O) de acordo com a reação descrita na (Equação 2) (Kontopoulos, 1998).



O tratamento químico com precipitação mineral através da adição de hidróxido de cálcio (Ca(OH)₂) ou carbonato de cálcio (CaCO₃) é, geralmente, aplicado como pré-tratamento de efluentes contendo elevadas concentrações de íons sulfato, pois nestes casos ocorre uma concentração residual destes íons no efluente tratado (Kontopoulos, 1998).

Formação de Sulfato de Bário

Os sais utilizados no tratamento de íons sulfato para formação de sulfato de bário são o carbonato de bário (BaCO₃), hidróxido de bário (Ba(OH)₂) e sulfeto de bário (BaS). A adição destes sais promove reações com ácido sulfúrico (H₂SO₄) mostradas nas Equações [3,4 e 5] produzindo o precipitado de sulfato de bário (BaSO₄) que é altamente insolúvel.



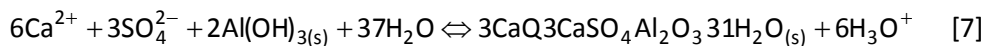
O sulfeto de bário (BaS) e o hidróxido de bário (Ba(OH)₂) são efetivos na remoção de íons sulfato, contudo, carbonato de bário é pouco eficiente em pH alcalino e ocasiona redução na remoção de íons sulfato em condições muito ácidas (Kontopoulos, 1998). Após a precipitação de BaSO₄, e consequente remoção de íons sulfato, ocorre um estágio de produção de H₂S e, posterior adequação do efluente tratado (INAP, 2003).

Processo SAVMIN

O processo SAVMIN (desenvolvido por *Savanah Mining*) utiliza reações de precipitação durante sucessivos estágios para remover os íons sulfato, sendo que no primeiro estágio ocorre a adição de hidróxido de cálcio com a finalidade de elevar o pH para aproximadamente 12,0 precipitando íons metálicos e íons magnésio na forma de hidróxidos (Equação 6).



O segundo estágio consiste da adição de cristais de gipsita ($\text{CaSO}_4 \cdot 2\text{H}_2\text{O}$) para catalisar a formação do precipitado de gipsita na solução supersaturada e, então, o sistema recebe a adição de hidróxido de alumínio produzindo a precipitação de etringita ($3\text{CaO}_3\text{CaSO}_4\text{Al}_2\text{O}_3 \cdot 31\text{H}_2\text{O}$) conforme mostra a Equação [7].



Esta precipitação ocorre entre pH 11,6 - 12,0, sendo a etringita removida por filtração e o filtrado tratado a partir de injeção de CO_2 para reduzir o pH e, consequentemente precipitar CaCO_3 , o qual é removido por filtração (INAP, 2003).

Processo CESR

O processo CESR (*Cost Effective Sulphate Removal*) também conhecido como processo “*Walhalla*” é similar ao processo SAVMIN, pois promove a precipitação da etringita para remover íons sulfato e adicionalmente íons metálicos. No entanto, difere do anterior no que diz respeito aos reagentes utilizados no lugar do hidróxido de alumínio do processo SAVMIN (INAP, 2003).

No primeiro estágio deste tratamento, o hidróxido de cálcio hidratado é adicionado à corrente de alimentação para precipitar a gipsita. O pH é mantido em um nível que evita a precipitação de metais e minimiza o volume de lodo, sendo este lodo de gipsita removido por filtração. O segundo estágio consiste na elevação do pH (10,5) visando à precipitação de íons metálicos na forma de hidróxidos, de modo que o lodo, agora contendo metais, é removido por filtração. A próxima etapa consiste na adição de um reagente específico para precipitar a etringita ($3\text{CaO} \cdot 3\text{CaSO}_4 \cdot \text{Al}_2\text{O}_3 \cdot 31\text{H}_2\text{O}$). No término do processo, o pH da efluente tratado é ajustado com CO_2 atingindo critérios de descarte (INAP, 2003).

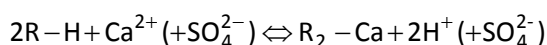
Tratamento por Filtração em Membranas

Operações com membranas são utilizadas, principalmente, em dois importantes processos de tratamento de água conhecidos como eletrodialise e osmose reversa. Estes processos constituem outra alternativa à remoção de íons sulfato (INAP, 2003). Entretanto, na maioria dos casos, as membranas inviabilizam os tratamentos, principalmente, pela necessidade de um pré-tratamento do efluente.

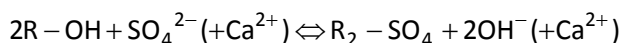
Estudos recentes de remoção de íons sulfato por nanofiltração (Barr, 2001; Darbi *et al.*, 2003; Kosutic *et al.*, 2004) investigam, principalmente, mecanismos envolvidos no processo como, interações eletrostáticas entre a membrana e as espécies carregadas, efeito do tamanho das membranas, diferenças na difusividade e solubilidade, repulsão elétrica, entre outros.

Tratamento via Troca Iônica

GYP-CIX (*gypsum - cation exchange resin*) é uma tecnologia de troca iônica que é utilizada para remover íons de um meio aquoso por estágios múltiplos de contato fluidizado. Os cátions Ca^+ são removidos da água através de troca catiônica com a forte resina ácida (R-H):



Após a passagem pela resina catiônica, a água é direcionada para uma torre onde a alcalinidade por carbonato é removida, seguindo para uma seção de troca de ânions onde passa por múltiplos estágios de contato fluidizado. Os ânions sulfato são removidos da água através de troca aniônica com uma resina aniônica (R-OH) como descrito a seguir:



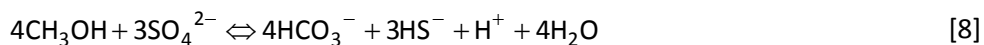
O número de estágios depende da qualidade da alimentação e qualidade requerida da água a ser tratada (INAP, 2003). De acordo com Frankenberger *et al.*, (1999), a remoção seletiva de íons pode necessitar um pré-tratamento do efluente dependendo do pH do mesmo. As resinas são convencionalmente regeneradas com hidróxido de sódio (NaOH) e ácido clorídrico (HCl), porém, podem ser utilizados hidróxido de cálcio ($\text{Ca}(\text{OH})_2$) e ácido sulfúrico (H_2SO_4).

Tratamento Biológico

Redução Biológica

Normalmente, os microorganismos facilitam a transferência de elétrons de substratos (matéria orgânica, H_2 , CO, etc.) ricos em elétrons para espécies deficientes em elétrons (oxidantes assim como oxigênio ou sulfato) para gerar energia para a atividade metabólica. A redução de íons sulfato tem sido proposta por pesquisadores (Tsukamoto e Miller, 1999; Ghigliazza, *et al.*, 2000; Foucher *et al.*, 2001) como um processo alternativo de remoção.

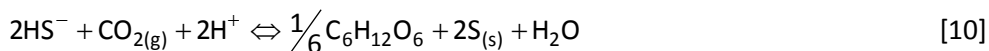
De acordo com INAP (2003), os processos de remoção biológica de íons sulfato reduzem os mesmos a sulfetos de hidrogênio (HS^-) e esta remoção ocorre em dois estágios. O primeiro envolve a redução do sulfato pelas bactérias redutoras de sulfato (SRB) a partir da reação descrita na Equação [8].



O sulfeto produzido no primeiro estágio é, então, oxidado a enxofre (S) elementar pelas bactérias quimiotróficas ou fototróficas como mostram as Equações [9 e 10], respectivamente.



ou



A remoção biológica de íons sulfato é utilizada em algumas tecnologias de tratamento de efluentes como bioreatores, de modo que o desenvolvimento e aplicação dependem basicamente do substrato utilizado, da toxicidade do efluente e do projeto de reator empregado.

Banhados Naturais ou Construídos (*Wetlands*)

Os banhados naturais ou construídos, também conhecidos como *wetlands*, podem ser utilizados para remoção de íons sulfato através da redução biológica com menores custos e manutenção operacional quando comparados com os bioreatores (Kontopoulou, 1998; INAP, 2003). Todos estes processos têm sido alvo de estudos de diversos pesquisadores, devido ao fato de que, embora apresentem elevadas eficiências de remoção, ainda não proporcionam viabilidade econômica. Dentro deste contexto, Oliveira e Rubio (2007b), realizaram estudos de remoção de íons sulfato via adsorção em zeólita natural funcionalizada com íons bário a partir da quimiosorção de sulfato de bário na superfície deste material nas formas pulverizada e floculada e mostraram elevada capacidade de adsorção (1,3 meq/g) destes íons. Estes autores também mostraram que o material saturado foi passível de reutilização a partir de novos estudos de adsorção de íons bários seguidos, novamente, de adsorção de íons sulfato proporcionando um adsorvente renovável e criando novas opções na área de engenharia de materiais com aplicações em processos de adsorção.

Outros estudos recentes de remoção de íons sulfato foram realizados por Carissimi *et al.*, (2007) em uma estação de tratamento de efluentes de DAM a partir da neutralização-precipitação-floculação-flotação utilizando o sistema RGF®-FADAT. Estes autores mostraram concentrações residuais de íons sulfato inferiores a 250 mg/L juntamente com remoções de sólidos e íons metálicos superiores a 90% e com vantagens relacionadas à área reduzida requerida pela unidade, à satisfatória capacidade de tratamento e à possibilidade de tratamento da DAM com subsequente reúso da água na região.

PROCESSOS PARA O TRATAMENTO DE EFLUENTES LÍQUIDOS

Os efluentes líquidos podem ser classificados de acordo com a vazão, natureza ou índice de periculosidade.

Efluentes de pequeno porte $< \text{m}^3 \cdot \text{d}^{-1}$.

Efluentes de médio porte $> \text{m}^3 \cdot \text{h}^{-1}$.

Efluentes de grande porte $> \text{m}^3 \cdot \text{s}^{-1}$.

Inorgânicos, orgânicos (contendo haletos ou não), biodegradáveis, inflamáveis, corrosivos e emulsões.

Reativos, tóxicos ou voláteis.

As pesquisas e as tecnologias existentes e as emergentes, na área de tratamento de efluentes líquidos (incluindo as suspensões), estão orientadas para as seguintes áreas:

Remoção de íons, metais pesados, ânions, sólidos suspensos, complexos e quelatos, amônia, tio-compostos e nitratos;

Tratamento de grandes volumes de águas subterrâneas e águas de minas contaminadas com baixas concentrações de metais pesados dissolvidos;

Controle de emissões radioativas e as que contenham cianetos, derivados de arsênio, mercúrio e substâncias orgânicas;

Controle de produtos de corrosão e recirculação de águas;

Separação de óleos emulsificados ou não, recuperação de solventes orgânicos (extração por solventes);

Remoção e tratamento de lodos, colóides e ultrafinos depositados em bacias ou na forma de suspensão.

Todos estes processos devem ser economicamente viáveis, simples e eficientes, considerando o fato de que seu custo é sempre um dado extra na produção. Ainda, estes precisam ser específicos devido à grande variação do fluxo nas diferentes indústrias, ao tipo, associação e concentração do poluente e aos padrões de emissões, que variam inclusive dentro do mesmo país.

Ainda, estes processos são diferenciados em relação ao seu objetivo final, pois os efluentes podem ser depositados (ou despejados) sem qualquer tipo de tratamento em bacias de rejeitos ou podem ser tratados visando, além da redução dos possíveis impactos ambientais, a extração de elementos de valor (Figura 8).

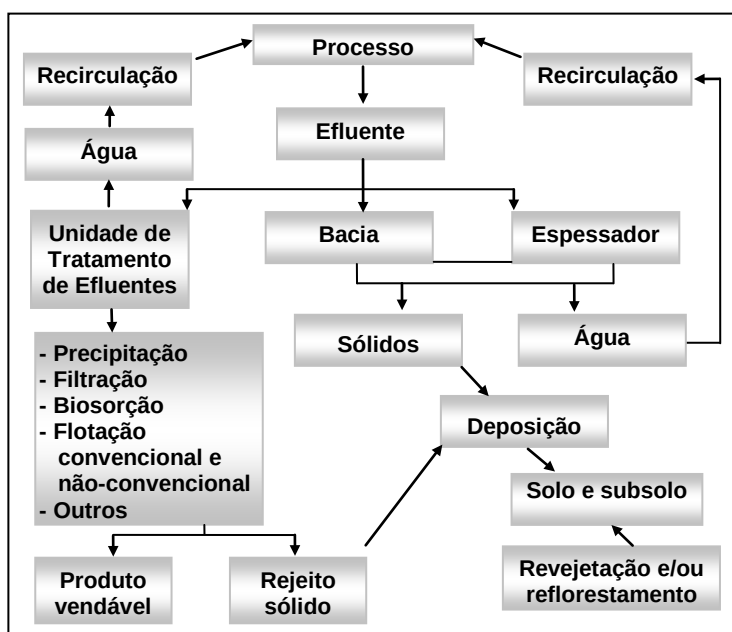


Figura 8 – Fluxograma das operações de tratamento de efluentes.

SEPARAÇÃO EM BACIAS DE DECANTAÇÃO

O tipo de processo mais comum e mais empregado no tratamento de águas efluentes dos setores mineiro e metalúrgico ainda é a bacia de rejeitos. O objetivo básico destas bacias é a decantação dos sólidos suspensos e, para tanto, esta deve ter suficiente área superficial, tempo elevado de retenção e ausência de turbulência. Opções de oxidação e destruição de algumas substâncias tóxicas podem ser realizadas com projetos adequados (incluindo a impermeabilização).

O tempo de retenção varia significativamente com as condições climáticas e distribuição granulométrica das partículas presentes, sendo que o efluente pode sair da bacia por:

- (i) simples extravasamento;
- (ii) difusão lateral ou pelo fundo da bacia;
- (iii) evaporação ou recirculação ao processo.

A descarga zero pode ser realizada via tratamento químico ou, se o ambiente é seco, por intermédio do processo de evaporação. Também, podem ser adicionados, para neutralização, cal, dolomita, soda cáustica, amônia ou cinzas, nas águas ácidas e ácido sulfúrico nas básicas como forma de precipitar os metais pesados presentes no efluente.

O PROCESSO DE FLOTAÇÃO NO TRATAMENTO DE EFLUENTES

As principais diferenças entre a flotação convencional de minérios e a flotação aplicada ao tratamento de efluentes líquidos são (Rubio, 2003 e Rubio *et al.*, 2002):

- (i) o método de produção de bolhas de ar (gás) nos equipamentos de flotação para tratamento de efluentes produzem bolhas bem menores que as utilizadas para minérios.
- (ii) a massa de sólidos (concentração) a ser separada no tratamento de efluentes é muito menor, normalmente da ordem de 1 % a 4 % em peso.
- (iii) o tipo de separação é sólido/sólido/líquido no tratamento de minérios e sólido/líquido, sólido/líquido1/líquido2 ou líquido/líquido no tratamento de efluentes.
- (iv) as aplicações da flotação no tratamento de efluentes mineiros e metalúrgicos objetivam:
 - remoção/recuperação de íons, complexos, quelatos, macromoléculas, tensoativos;
 - separação de óleos emulsificados ou não, compostos orgânicos, redução de DBO e DQO;
 - separação de partículas coloidais, finas e ultrafinas (Rubio, 2003; Rubio *et al.*, 2002; Rodrigues e Rubio, 2007, Matis, 1995).

PROCESSOS EXISTENTES E EMERGENTES

As diferentes formas de produzir bolhas originam diversos tipos de flotação. A Quadro 4 resume os processos de flotação encontrados na área de tratamento de efluentes.

Quadro 4 – Processos de flotação e sistemas de geração de bolhas (Rubio, 2003; Rubio *et al.*, 2002).

Processo	Sistema de geração de bolhas
Eletroflotação	Eletrólise de soluções aquosas diluídas. Bolhas de H ₂ e O ₂ de 0,01 - 0,04 mm de diâmetro (Srinivasan e Subbaiyan, 1989).
Flotação por ar disperso (induzido)	Bolhas geradas mecanicamente por meio de um rotor. Formam-se bolhas de 0,5-1 mm de diâmetro (Burkhardt <i>et al.</i> , 1978).
Flotação por ar dissolvido, FAD	Bolhas formadas por cavitação de água saturada em ar e despressurização por intermédio de constrições. Formam-se bolhas de 0,01-0,1 mm de diâmetro (Bratby e Marais, 1977; Lazaridis <i>et al.</i> , 1992).
Flotação “Nozzle” (constricção de fluxo)	Sucção de ar com auxílio de um constritor de fluxo tipo venturi. Bolhas com diâmetro de 0,4-0,8 mm (Gopalratnam <i>et al.</i> , 1988).
Flotação em coluna	Aeração da suspensão através de meios porosos com e sem tensoativos. Bolhas com diâmetro de 0,2-1 mm (Finch e Dobby, 1990).
Ciclone de Miller ou ciclone aerado, ASH	Aeração da suspensão através de uma parede externa, com e sem tensoativos. Bolhas com diâmetros de 0,1-0,8 mm (Ye <i>et al.</i> , 1988; Beeby e Nicol, 1993)
Flotação centrífuga	Célula cilíndrica ou cônica aerada externamente segundo a injeção de ar ou por sucção. Bolhas com diâmetro de 0,1-1 mm (Jordan e Susko, 1992).
Flotação a jato	Aeração de um tubo descendente (<i>downcomer</i>) por sucção por meio de um sistema constritor de fluxo. Diâmetros de bolhas de 0,1-0,8 mm (Jameson e Manlapig, 1991; Clayton, 1991).

A FLOTAÇÃO POR AR DISSOLVIDO - FAD

O processo de flotação por ar dissolvido (FAD), surgido na década de 20 para recuperação de fibras na indústria do papel, é hoje amplamente empregado na indústria de processamento de alimentos, petroquímica, sistemas de tratamento de água potável, sistemas de espessamento de lodos industriais, etc.

Geração das Microbolhas

A formação de bolhas resulta da cavitação do líquido induzida pela redução de pressão. Neste caso se utiliza uma solução aquosa saturada com ar às pressões de 3 atm - 6 atm, que se libera por constrições que podem ser placas de orifício, perfuradas,

misturadores estáticos ou válvulas tipo Venturi ou agulha. Nessas restrições de fluxo, a solução se sobressatura, se despressuriza e o ar rompe a estrutura do fluido pela nucleação/cavitação para formar microbolhas, de aproximadamente 30 - 70 μm de diâmetro (Bratby e Marais, 1977; Lazaridis *et al.*, 1992; Rodrigues e Rubio, 2003).

A Figura 9 mostra detalhes da formação destas microbolhas e a mistura mostrando uma distribuição de tamanho das mesmas (Rodrigues e Rubio, 2007).

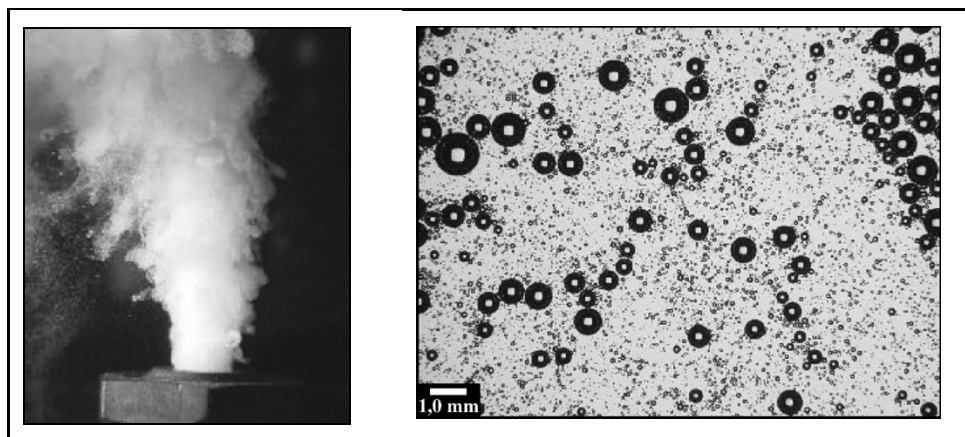


Figura 9 – Injeção de microbolhas em meio aquoso e imagem digital destas microbolhas medidas com a técnica LTM-BSizer (Rodrigues, 2004; Rodrigues e Rubio, 2003).

Mecanismos de Interação Bolha/Partícula

Além do mecanismo de adesão, outros mecanismos de interação bolha/partícula são relatados por diversos autores (Solari e Gochin, 1992; Haarhoff e Edzwald, 2001; Rubio *et al.*, 2002, Rodrigues e Rubio, 2003; Rubio, 2003; Carissimi e Rubio, 2005; Da Rosa e Rubio, 2005; Rodrigues e Rubio, 2007) podendo-se citar:

- (i) a nucleação de bolhas na superfície sólida;
- (ii) o aprisionamento de bolhas dentro de agregados com formação de flocos aerados;
- (iii) o carregamento de agregados por uma nuvem de bolhas ascendentes.

Dentre estes mecanismos, destaca-se o de nucleação que ocorre quando parte do ar dissolvido na água não é convertido em bolhas durante a despressurização nos *nozzles* e, desta forma, permanece em solução até entrar em contato com uma superfície sólida das partículas onde precipita formando microbolhas que nucleiam e crescem na interface sólido/líquido (Solari e Gochin, 1992). Rodrigues e Rubio (2007) ilustraram este mecanismo utilizando uma microbolha na superfície de uma partícula de quartzo hidrofobizada com o coletor dodecilamina (Figura 10).

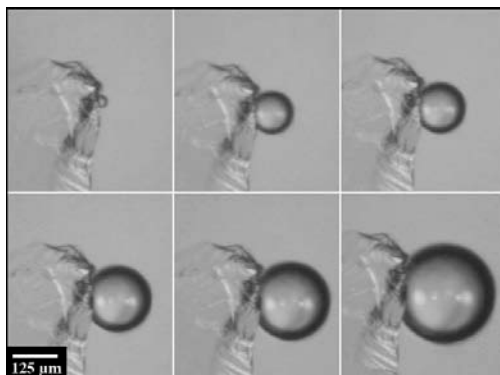


Figura 10 – Nucleação e crescimento de uma microbolhas na superfície de uma partícula de quartzo hidrofobizada.

É importante enfatizar que este fenômeno e o do aprisionamento por agregados são independentes da hidrofobicidade da superfície e, por isso, permitem a flotação de partículas hidrofílicas. A Figura 11 mostra a flotação de partículas de precipitados coloidais de hidróxido de ferro ($\text{Fe}(\text{OH})_3$) sem uso de coletor (Rubio *et al.*, 2002).



Figura 11 – Flotação de partículas hidrofílicas de precipitados coloidais (adsorventes) de hidróxido de ferro ($\text{Fe}(\text{OH})_3$).

Características Principais

A FAD é a tecnologia de flotação mais difundida e importante na área ambiental para tratamento de efluentes líquidos, independente de sua vazão. A FAD tem sido reconhecida por diversos autores (Edzwald, 1995; Liers *et al.*, 1996; Haarloff e Edzwald, 2001; Kiuru, 2001; Rubio *et al.*, 2001 e 2002; Metcalf e Eddy, 2003; Tessele *et al.*, 2004; Rodrigues e Rubio, 2003 e 2007) como um dos métodos mais econômicos e eficientes para remoção de sólidos em suspensão, emulsões, óleos e graxas; íons precipitados; microrganismos e algas; matéria orgânica (DQO e DBO); espessamento de lodos; concentração de biosólidos; tratamento de minerais ultrafinos; tratamento de solos contaminados, entre outros.

A crescente utilização deste processo em diferentes áreas é devido às diversas vantagens em relação a outros processos como, filtração e sedimentação. Entre outras vantagens podem ser citadas:

- (i) baixo custo inicial de investimentos de instalação e equipamentos;
- (ii) maior concentração de sólidos no produto separado (lodo) e, conseqüentemente, menor custo de desidratação do mesmo;
- (iii) elevada eficiência na remoção de sólidos;
- (iv) menor área requerida para instalação dos equipamentos com apenas uma fração da área ocupada pelas unidades de sedimentação para capacidades similares.
- (v) processo de flotação por ar dissolvido é mais eficiente na remoção de DBO do que outros processos de separação.
- (vi) comparada à sedimentação, a FAD é menos sensível às variações de temperatura, concentração de sólidos suspensos e cargas hidráulicas.

Os métodos utilizados para realizar a dissolução de ar na FAD são classificados em três tipos:

- (i) sistemas com compressão total do efluente no qual todo o fluxo a ser tratado é saturado para dissolver o ar;
- (ii) unidades com compressão parcial do fluxo a ser tratado;
- (iii) sistemas com compressão de uma fração do efluente tratado (reciclo).

O primeiro sistema tem a vantagem de requerer menores pressões de saturação, mas se torna oneroso quando o volume a ser tratado é muito elevado. Os agregados normalmente são destruídos nas etapas de bombeamento até o saturador, dentro do mesmo e na despressurização. A compressão de reciclo (5% - 50%) é bastante utilizada quando se requer agregação prévia, todavia, possui o inconveniente de aumentar a carga hidráulica total do sistema.

A escolha do melhor sistema dependerá da necessidade de uma etapa de agregação, do volume tratado e das características da FAD (principalmente, cinética).

Em relação ao produto flotado, sua extração é normalmente realizada com um raspador (coletor) mecânico que atravessa lentamente a superfície da unidade de flotação. Existe uma relação ideal entre o tempo de drenagem da água dos sólidos flotados e suas propriedades mecânicas. Geralmente, quando são flotados colóides ou precipitados, são obtidos produtos com 2% - 10% de sólidos, com boa fluidez na descarga.

Os fatores considerados mais relevantes no dimensionamento de sistemas industriais de FAD são as características do saturador, a relação ar/sólidos, a descarga hidráulica e o sistema de geração de microbolhas. A Figura 12 ilustra um esquema de um processo FAD.

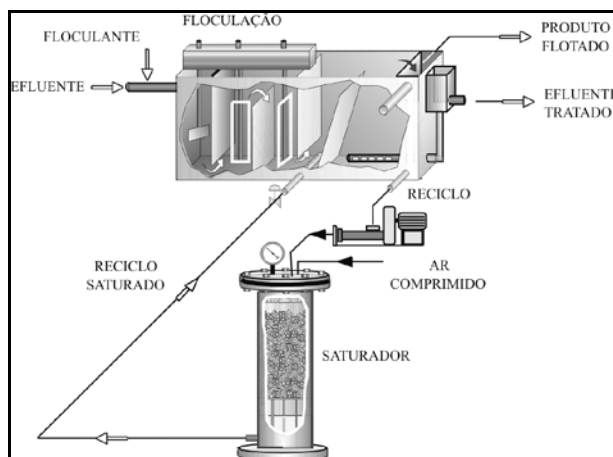


Figura 12 – Unidade piloto de FAD com compressão de reciclo.

ESTUDOS DE CASOS – TRATAMENTO ATIVO DE DAM

Tratamento de DAM de Carvão por Neutralização-Flotação-Flotação

O desenvolvimento de técnicas avançadas para tratamento de DAM, e seu possível reúso como água de processo, é de fundamental importância para todas as regiões que geram este resíduo como, por exemplo, a região carbonífera do estado de Santa Catarina.

Recentemente, foi desenvolvido e aplicado um sistema inovador de tratamento de DAM constituído por uma unidade piloto (5-10 m³/h) instalada na Carbonífera Metropolitana S.A. (Siderópolis-SC) que utiliza a neutralização seguida de flotação por ar dissolvido (FAD). Neste processo foram identificados e otimizados os principais parâmetros operacionais, químicos, físicos e físico-químicos, bem como as formas de disposição dos produtos (Menezes *et al.*, 2004) a partir de elevadas remoções de poluentes como sólidos dissolvidos, suspensos e íons metálicos, adequando o efluente aos padrões de emissões exigidos pela legislação vigente.

A aplicação do processo de flotação no tratamento de DAM em escala industrial foi realizada, inicialmente, na mina Esperança (Figura 13) (Carbonífera Metropolitana S.A.). A unidade possui capacidade para operar com vazão de 250 m³.h⁻¹ e o processo inclui a precipitação de óxi-hidróxidos metálicos, a hidrofobização superficial destes agregados com coletores e a flotação via injeção de microbolhas com diâmetros entre 30 e 100 µm.

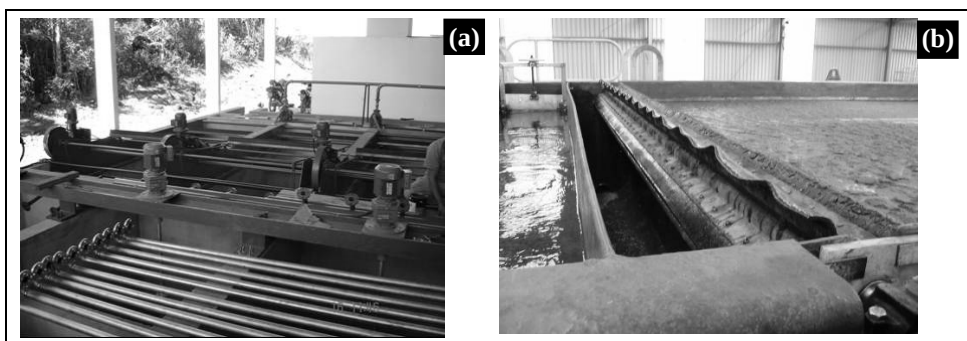


Figura 13(a) – Estação de Tratamento de águas ácidas via FAD; (b) Aspecto do lodo flotado em células FAD.

Tratamento de DAM de Carvão por Neutralização-Floculação-Sedimentação Lamelar

A separação sólido (flocos)-líquido via sedimentação apresenta problemas relacionados às grandes áreas requeridas para uma eficiente clarificação. Entretanto, nos últimos dez anos a sedimentação lamelar (SL) apresenta-se como uma técnica eficiente no tratamento de elevados volumes (vazões) de efluentes em reduzidas áreas. Por este motivo, esta técnica tem sido aplicada no tratamento de DAM em diversas plantas no mundo (vide Quadro 5).

O sedimentador lamelar é um tanque de clarificação constituído por um conjunto de superfícies inclinadas dispostas paralelamente que formam canais de fluxo laminar. A grande vantagem deste *design* de sedimentação está na redução da área de projeto devido ao equipamento oferecer ao sistema uma área efetiva de sedimentação igual à área projetada na horizontal de cada lamela ou superfície ativa inclinada (Figura 14), multiplicada pelo número de lamelas do sistema, possibilitando a construção de unidades compactas (Leung e Probst, 1983; Demir, 1995; Ziolo, 1996; Soriente *et al.*, 1989; Davis e Gecol, 1996).

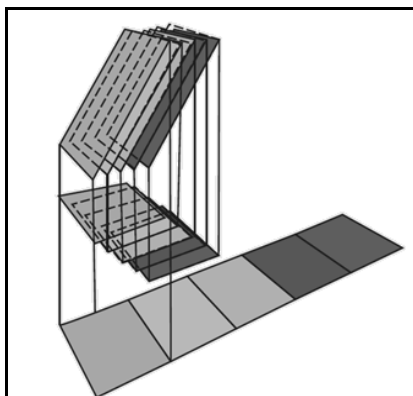


Figura 14 – Área projetada por placas de um sedimentador de lamelas.

Quadro 5 – Tratamento de DAM: Aplicações da sedimentação lamelar.

Ano, Lugar	Referências	Observações
2002-2003, Nevada-California, EUA	Bates, E.; Mayer, K.; Thun, R.; Booth, R. Active and Semi-Passive Lime Treatment of Acid Mine Drainage at Leviathan Mine. Cincinnati, Ohio. p. 1-8. 2006	1,3 kg de cal para 1 m ³ de DAM - Remoção > 99 % para todos os íons de metais estudados (exceção do chumbo = 75 %)
Fim da década de 1990, EUA	Professional Chemical Technology International, Inc. Company Profile. Boletim de aplicações técnicas.	Turbidez Final = 0.5 UNT; vazão da planta de tratamento = 113 m ³ .h ⁻¹ -
2000, Cornwall, Inglaterra	Bone, B. Remediation schemes to mitigate the impacts of abandoned mines. Agência ambiental inglesa e do país de Gales. 2003.	Densidade do lodo = 20 % m/m; vazão da planta de tratamento = 720 m ³ .h ⁻¹ ; remoção de 145 ton. por mês de metais (eficiência de 99 %)

Recentemente, duas unidades de precipitação-floculação e sedimentação lamelar foram instaladas em minas de carvão na região sul do estado de Santa Catarina (Figura 15) com capacidade de tratamento de 250 m³.h⁻¹. Os custos envolvidos na precipitação, floculação e consumo energético (bombas e motores) são da ordem de R\$ 1,00/m³ e a eficiência alcançada nessas unidades industriais é elevada gerando águas de boa qualidade, em termos de parâmetros físico-químicos. Essas águas são recicladas no beneficiamento do carvão dentro das próprias plantas das empresas.

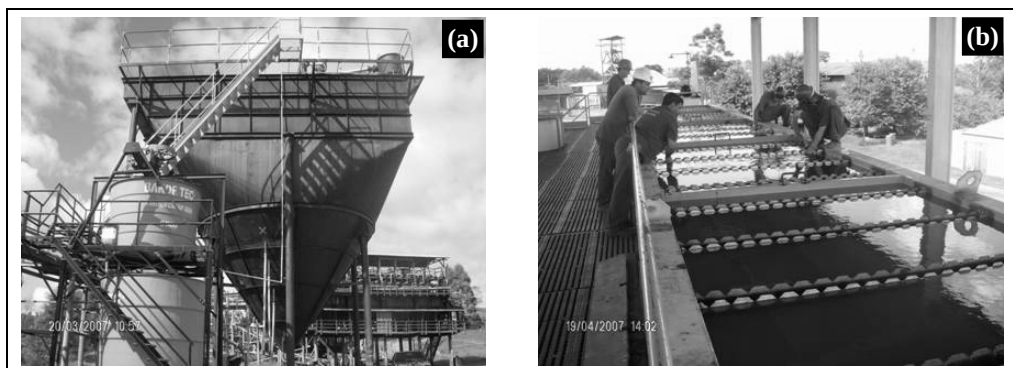


Figura 15(a) – Tanque de sedimentação lamelar; (b) Instalação do sedimentador de lamelas.

Estudos comparativos entre a sedimentação lamelar e a flotação por ar dissolvido no tratamento de DAM têm sido, analisados e discutidos (em detalhe) na região sul do Brasil (Rubio *et al.*, 2007; Rubio *et al.*, 2008). A sedimentação lamelar apresenta menores custos de operação, principalmente devido ao processo requerer menor consumo de energia e não necessitar de agentes coletores de flotação. Estudos desenvolvida em uma planta piloto instalada próxima a uma mina desativada no município de Criciúma-SC (ponto SS-16) mostraram que os valores de tratamento de DAM com sedimentação lamelar (Figura 16) representam 50 % dos custos envolvidos com flotação por ar dissolvido (Figura 17) (R\$ 0,50 e R\$ 1,00, respectivamente)

(Rubio *et al.*, 2007; Rubio *et al.*, 2008). Entretanto, a flotação requer menores áreas do que o sistema de sedimentação lamelar, importante em setores de espaço reduzido. Ainda, foram aplicadas inovações nas etapas de floculação e geração de microbolhas, a partir de um reator hidráulico de fluxo pistão (RGF® - Figura 18) e uma bomba centrífuga multifásica (Edur® - Figura 19). O RGF® é um floculador hidráulico helicoidal, patenteado por LTM-UFRGS, capaz de promover a geração de flocos com características ideais para as etapas de flotação e sedimentação, através da energia cinética transferida ao fluxo hidráulico no reator (Rubio e Carissimi, 2005).

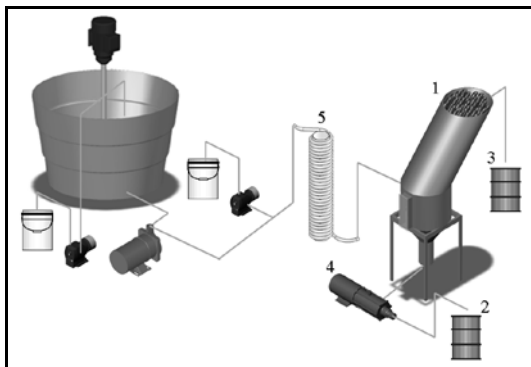


Figura 16 – Unidade de sedimentação lamelar ($1-1,3 \text{ m}^3\text{h}^{-1}$) para tratar DAM – região de Criciúma/SC: [1] SL (sedimentador de lamelas - com tubos inclinados); [2] Lodo decantado; [3] Água tratada para reuso; [4] Bomba do lodo decantado; [5] RGF (Reator Gerador de Flocos).

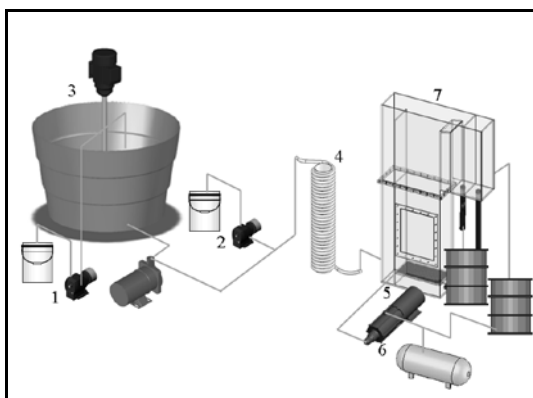


Figura 17 – Unidade piloto de flotação para tratamento de DAM – Criciúma/SC ($1 \text{ m}^3\text{h}^{-1}$). Condições [1] alimentação de leite de cal; [2] reagentes (floculantes e coletores); [3] neutralização de DAM – precipitação de íons de metais; [4] RGF (Reator Gerador de Flocos); [5] válvula agulha para geração de bolhas; [6] bomba multifásica para saturação de ar em água; [7] unidade de flotação de alta taxa com microbolhas.

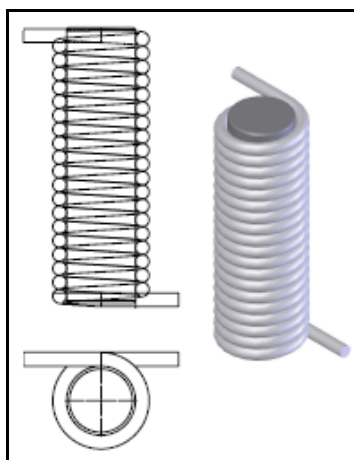


Figura 18 – RGF® - Reator Gerador de Flocos: seção e vista isométrica.

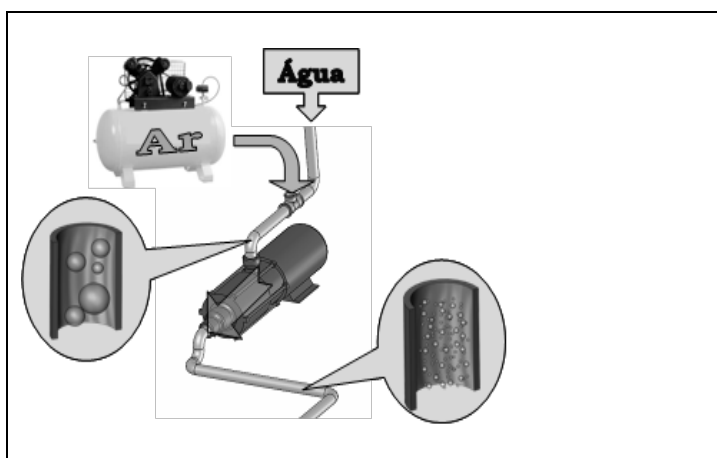


Figura 19 – Bomba centrífuga multifásica (água/ar) (Edur®) empregada para dispersar, dissolver e saturar ar na água.

A Tabela 4 mostra dados comparativos de parâmetros de flotação por ar dissolvido (FAD) e sedimentação lamelar de duas unidades de tratamento de DAM com capacidade de $250 \text{ m}^3 \cdot \text{h}^{-1}$ cada. A unidade de FAD apresenta vantagens (em relação à planta de sedimentação lamelar) em termos de parâmetros como a taxa de aplicação superficial e tempo de residência.

Tabela 4 – Tratamento ativo de DAM no Brasil: Parâmetros comparativos entre a flotação e a sedimentação lamelar.

Parâmetros	Flotação	Sedimentador de Lamelas
Taxa de aplicação superficial, $\text{m}^3 \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{h}^{-1}$	9,0	5,0
Tempo de residência, min.	40	90
Custo operacional, $\text{R}\$. \text{m}^{-3}$	1,0	0,5
Custo de investimento, $\text{R}\$. \text{m}^{-3}$	3.000	1.900
Consumo de energia, $\text{kWh} \cdot \text{m}^{-3}$	0,7	0,3
Área total da planta, m^2	600	450

CONSIDERAÇÕES FINAIS

A situação atual na área de controle ambiental das emissões no setor mineiro e metalúrgico é caracterizada pela existência de pesquisas, procedimentos, processos tecnológicos e recursos humanos que permitem atender as legislações vigentes, de uma forma satisfatória. Tratar de forma eficiente os efluentes gerados, reciclar ou reaproveitar tornou-se imprescindível ao setor industrial, que procura aliar a boa aceitação de seus produtos no mercado internacional com a conformidade da legislação ambiental vigente. No caso dos efluentes líquidos ocorre ainda a diminuição de custos operacionais em função da futura cobrança do uso de água na fonte. Entretanto o setor industrial ainda não absorve o conhecimento das novas tecnologias existentes, e muita vez insiste nas aplicações de métodos convencionais, de baixa eficiência.

No caso do abatimento de poeiras, existem diferentes produtos que podem ser utilizados com elevadas eficiências, entretanto, se utilizados de forma inadequada, eles mesmos podem ocasionar sérios impactos ambientais. No Brasil, a água é o agente dust suppressant mais utilizado para controlar as poeiras. Entretanto, é notória a crescente tendência para a preservação dos recursos hídricos e, por isso, o racionamento do uso de águas para esta finalidade deverá ser mais bem enfatizado e valorizado. Por exemplo, o desenvolvimento de técnicas que utilizem agentes alternativos, provenientes de fontes naturais como, por exemplo, polímeros naturais (amido, quitosana, entre outros) possibilitam a substituição da água por soluções diluídas desses polímeros capazes de controlar as poeiras e melhorar a compactação no solo. Outras vantagens, além do menor desperdício do recurso natural água, são os reduzidos custos de abatimento e maior durabilidade do controle dessas emissões, contribuindo todas para uma melhor qualidade das atividades de mineração incluídas o gerenciamento ambiental em fontes difusas.

Já os efluentes devem ser considerados também como fonte de novos produtos, pois em muitas dessas emissões, parte dos seus componentes podem ser, de alguma forma, recuperada e novamente integrada ao ciclo de consumo. Essa possibilidade minimiza os custos de tratamento, principalmente, o efeito impactante dos efluentes líquidos e a alternativa sustentável do reuso de água.

A escolha, sob os aspectos técnicos e econômicos, do processo mais adequado para cada indústria requer conhecimento das tecnologias disponíveis no mercado, dos custos envolvidos e índices de eficiência requeridos. Em relação ao tratamento de efluentes líquidos, os processos convencionais de precipitação-sedimentação em simples bacias muitas vezes não atendem os padrões de emissão da legislação. Assim, novos processos tecnológicos são necessários, entre esses, os métodos não convencionais de flotação, floculação rápida, sedimentação de alta taxa surgem, entre outras como alternativas de grande potencial no setor.

Efluentes líquidos gerados nas atividades mineiro-metalúrgicas, em especial as águas ácidas de minas, causam severos danos ao ambiente e o controle dessas emissões líquidas é imprescindível para a manutenção da qualidade dos recursos hídricos no Brasil. A floculação rápida (hidráulica) seguida de sedimentação lamelar apresenta-se como uma tendência tecnológica economicamente viável para o tratamento ativo de efluentes líquidos. As vantagens deste sistema, quando comparada com outras técnicas de separação sólido-líquido, estão na simplicidade de operação, custos reduzidos, plantas compactas, eficiente remoção de flocos e precipitados e boa qualidade da água tratada. Uma planta de floculação rápida-sedimentação lamelar pode alcançar taxa de aplicação superficial entre $5 - 7,0 \text{ m}^3 \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{h}^{-1}$, enquanto sistemas de decantação convencionais operam com taxas de $0,8 \text{ m}^3 \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{h}^{-1}$.

AGRADECIMENTOS

Os autores agradecem a todos os estudantes, amigos e colegas da UFRGS que tornaram possível este trabalho. Extensivos agradecimentos a todas as Instituições que fomentam a pesquisa, o desenvolvimento e a formação de recursos humanos no Brasil.

REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS

- ALMEIDA, I.T. A Poluição atmosférica por material particulado na mineração a céu aberto. Dissertação de Mestrado. Escola Politécnica da Universidade de São Paulo, 1999.
- BARR, A. Chloralkali process: sulphate removal. Filtration+Separation, 2001.
- BATES, E.; MAYER, K.; THUN, R.; BOOTH, R. Active and Semi-Passive Lime Treatment of Acid Mine Drainage at Leviathan Mine. Office of Research and Development. U.S. Environmental Protection Agency. Cincinnati, Ohio-USA. p. 1-8. 2006.
- BEEBY, J.P.; NICOL, S.K. Concentration the air-sparged hidrocyclone. Filtration and Separation, p.141, 1993.
- BOLANDER, P. Dust Palliative Selection and Application Guide, United States Department of Agriculture, 1999.
- BONE, B. Remediation schemes to mitigate the impacts of abandoned mines. Environmental Agency for England and Wales. Cornwall, England. 2003.
- BORGES, A. M.. Utilização do resíduo do processo do camarão na adsorção de ânions. Dissertação de Mestrado em Engenharia de Minas, Metalúrgica e de Materiais, Universidade Federal do Rio Grande do Sul, 2002.
- BRATBY, J.; MARAIS, G.V.R. Flotation. Editor: Purchas, D.B. Solid/liquid separation equipment scale-up. Upland Press, p.155, 1977.
- BURKHARDT, C.W., JANES, J.V. E GRIFFIHS, D.W. Factors influencing induced air flotation. AIChE Symposium Series, AIChE, Editor: Bennet, G.F., Water-1977. New York, vol. 74, nº 178, p. 283, 1978.
- CARISSIMI, E.; GOMES, C.; CADORIN, L.; MATIOLO, E.; RUBIO, J. Reaproveitamento de águas ácidas residuais da mineração de carvão. XXII Encontro Nacional de Tratamento de Minérios e Metalurgia Extrativa VII MSHMT, Ouro Preto, MG, 2007.
- CARISSIMI, E.; RUBIO, J., The flocs generator reactor–FGR: a new basis for flocculation and solid–liquid separation. International Journal of Mineral Processing, vol. 75, nº 3-4, p. 237–247.
- CASTRO, S.H., VERGARA F. E SANCHEZ, M. (Eds. Effluent Treatment in the Mining Industry. 389 pp., University of Concepción-Chile, 1998.
- CHANDER, S. (Editor.). Emerging Process technologies for a cleaner environment. Anais do simpósio. SME-AIME, p. 277, 1992.

- CHOCKALINGAM, E.; SUBRAMANIAN, S.; NATARAJAN, A.K.. Studies on biodegradation of organic flotation collectors using *Bacillus polymyxa*. *Hydrometallurgy*, vol. 71, p. 249-256, 2003.
- CIMINELLI, V.S.T; SALUM, M.J.G.; RUBIO, J.; PERES, A.E.C. Águas doces no Brasil: capital ecológico, uso e conservação. Capítulo 13: Água e mineração. Organizadores: Rebouças, A.C.; Braga, B.; Tundisi, G.. Escrituras editora, 3ª edição, São Paulo, 2006.
- CLAYTON, R. The Development and application of the Jameson Cell. *Minerals Engineering*, vol. 4, p. 925, 1991.
- CONAMA. Resolução nº 357, de 17 de Maio de 2005. Conselho Nacional do Meio Ambiente, Ministério do Meio Ambiente, Brasil, 2005. Disponível em: <http://www.mma.gov.br/port/conama/>> . Acesso em: 27 outubro 2008.
- CYTEC. Technology a head of its time TM. Catálogo de dados de segurança de produtos, 2003.
- DARBI, A.; VIRARAGHAVAN, T.; JIN, Y.; BRAUL, L.; CORKAL, D. Sulfate removal from Water. *Water Quality Journal of Canada*, vol. 38, nº 1, p. 169-182, 2003.
- DAVIS, R. H., GECOL, H. Classification of Concentrated Suspensions Using Inclined Settlers. In: *International Journal of Multiphase Flow*, vol. 22, nº 3, p. 563-574, 1996.
- DEMIR, A. Determination of settling efficiency and optimum plate angle for plated settling tanks. In.: *Water Research*, vol. 29, nº 2, p. 611-616, 1995.
- DEO, N.; NATARAJAN, A.K.. Biological removal of some flotation collector reagents from aqueous solutions and mineral surfaces. *Minerals Engineering*, vol. 11, nº 8, p. 717-738, 1998.
- EDZWALD, J. K. Principles and applications of dissolved air flotation. *Water Science and Technology*, vol. 31, nº 3-4, p. 1-23, 1995.
- EGER, P. Wetland treatment for trace metal removal from mine drainage: the importance of anaerobic and aerobic process. *Water Science and Technology*, vol. 29, nº 4, p. 249-56, 1994.
- EPA. Environmental Protection Agency. Potential Environmental Impacts of Dust Suppressants: "Avoiding Another Times Beach". An Expert Panel Summary, Las Vegas, Nevada, May 30-31, 2002, Edited by PIECHOTA, T.; van EE, J.; BATISTA, J.; STAVE, K.; JAMES, D., 2004.
- FINCH, J.A. E DOBBY, G.S. Column Flotation, Pergamon Press, Great Britain, First Edition, p.179, 1990.

- FIRPO, B.; SCHNEIDER, I. A. H. Remoção de manganês e sulfato em drenagem ácida de mina da mineração de carvão em banhados construídos. Em: Anais do XXII Encontro Nacional de Tecnologia Mineral e Metalurgia Extrativa, ENTMMME, Ouro Preto, MG, 2007.
- FOUCHER, S.; BATTAGLIA-BRUNET, F.; IGNATIADIS, I.; MORIN, D.. Treatment by sulfate-reducing bacteria of chassy acid-mine drainage and metals recovery. Chemical Engineering Science, vol. 56, p. 1639-1645, 2001.
- FRANKENBERGER, W.; AMRHEIN, C.; FAN, .T.; FLASCHI, D.; GLATER, J.; KARTINEN, E.; KOVAC, K.; LEE, E.; OHLENDORF, .H.; OWENS, .L.; TERRY, N.; TOTO, A.. Advanced treatment technologies in the remediation of seleniferous drainage waters and sediments. Drainage water treatment technical committee, 1999.
- FUERSTENAU, C. M.. Flotation. A. M. Gaudin Memorial. American Institute of Mining, Metallurgical, and Petroleum Engineers, Inc. New York. vol. 1 e vol. 2, 1976.
- GALATTO, S. L., BACK, A. J., LOPES, R. P., BIF, D. Z., SANTO, E. L. Emprego de coberturas secas no controle da drenagem ácida de mina – estudos em campo. Em: Engenharia Sanitária e Ambiental, vol. 12, nº 2, p. 229-236, 2007.
- GAZEA, B., ADAM, K. e KONTOPOULOS, A. A review of passive systems for the treatment of acid mine drainage. Minerals Engineering, nº 9, p. 23-42, 1996.
- GHIGLIAZZA, R.; LODI, A.; ROVATTI, M. Kinetic and process considerations on biological reduction of soluble and scarcely soluble sulfates. Resources Conservation & Recycling, vol. 29, p. 181-194, 2000.
- GOPALRATNAM, C., BENNET, G.F. E PETERS, R.W. The simultaneous removal of oil and heavy metals from industrial wastewaters by joint precipitation and air flotation. Environmental Progress, vol. 7, p. 84-92, 1988.
- INAP. International Network for Acid Prevention. Treatment of sulphate in mine effluents. Lorax Environmental, 2003.
- HAARHOFF, J.; EDZWALD, J. K. Modelling of floc-bubble aggregate rise rates in dissolved air flotation. Water Science and Technology, vol. 43, nº 8, p. 175-184, 2001.
- HARRIS, H.G. Xanthates. Encyclopedia of Chemical Technology. vol. 24, chapter 11, 1984.
- JAMESON, G.I. e MaNlapig, E.V. Applications of the Jameson flotation cell. Em: G.E. Agar Editor, Column 91. p.535, 1991.
- JORDAN, C.E. e SUSKO, F. J. Rapid flotation using a modified bubble-injected hydrocyclone and a shallow-depth froth separator for improved flotation kinetics. Minerals Engineering, vol. 5, p. 1239-1257, 1992.

- KIURU, H. J. Development of dissolved air flotation technology from the first generation to the newest (third) one (DAF in turbulent flow conditions). *Water Science and Technology*, vol. 43, n° 8, p. 1-7, 2001.
- KONTOPOULOS, A. Acid mine drainage control. Em: *Effluent Treatment in the Mining Industry*, University of Concepción. Editors: Castro, S.H., Vergara F. e Sánchez, M.A. Chile. p.57-118. 1998.
- KOSUTIC, K; NOVAK, I.; SIPOS, L.; KUNST, B.. Removal of sulfates and other inorganics from potable water by nanofiltration membranes of characterized porosity. *Separation Purification Technology*, vol. 37, p. 177-185, 2004.
- KUYUCAK, N. Treatment Options for Mine Effluents Emphasis on Acid Mine Drainage, Lime Neutralization and Passive Methods Em: *Anais International Mining and Environment Congress. Clean Technology: Third Millenium Challenge*, Lima, Peru, p. 746-756, 1999.
- LAZARIDIS, N.K., MATIS, K.A., STALIDIS, G.A. e MAVROS, P. Dissolved air flotation of metal ions. *Separation Science and Technology*, vol. 27, p. 1743-1758, 1992.
- LEUNG, W., PROBSTEIN, R. F. Lamella and Tube settlers. Em: *Industrial Engineer. Chemical Process Des. Dev.* vol. 22, p. 58-67, 1983.
- LIERS S.; BAEYENS, J.; MOCHTAR, I. Modelling dissolved air flotation. *Water Environment Research*, vol. 68, n° 6, p. 1061-1075, 1996.
- LUUKKANEN, S.; PARVINEN, P.; MIETTINEN, M.; STÉN, P.; LAHTENMAKI, S.; TUIKKA, A. Monitoring the composition of water of flotation slurries with an on-line analyzer. *Minerals Engineering*, n° 16, p. 1075-1079, 2003.
- MATIS, K.A. *Flotation Science and Engineering*. Editor Marcel Dekker, N.York, p. 558, 1995.
- MENEZES, C.T.B., LEAL FO, L. S , SANTO, E. L. , RUBIO, J. , da ROSA J.J., GALATTO, S. L. e IZIDORO, G. Tratamento de Drenagem Ácida de Mina: Experiência da Carbonífera Metropolitana. XX ENTMMME, Florianópolis, 2004.
- METCALF e EDDY. *Wastewater engineering: treatment and reuse*. Editores: Tchobanoglous, G.; Burton, F. L.; Stensel, H. D. Metcalf e Eddy, Inc., McGraw Hill, 4th Edition, 1819 p., 2003.
- MOTTA MARQUES, D.M.L., PINHEIRO, C.B. e CRISMAN, T.L., The effectiveness of constructed wetlands to manage coal acid mine drainage without external electron acceptors advanced wastewater treatment process, University of Leeds Conference, UK, 1997.
- OLIVEIRA, C.R.; RUBIO, J. Abatimento de material particulado disperso: Situação atual na mineração. *Revista Brasil Mineral*, n° 262, p. 16-26, 2007a.

- OLIVEIRA, C.R.; RUBIO, J. New basis for adsorption of ionic pollutants onto modified zeolites. *Minerals Engineering*, vol. 20, p. 552-558, 2007b.
- OLIVEIRA, C.R.; RUBIO, J. Isopropylxanthate ions uptake by modified natural zeolite and removal by dissolved air flotation. *International Journal of Mineral Processing*. In press, 2008.
- PEARSE, J.M.. An overview of the use of chemical reagents in mineral processing. *Minerals Engineering*, vol. 18, p. 139-149, 2005.
- PENHA, F. G.; SPIER, V. C.; DEBACHER, N. A.. Adsorção de xantatos sobre pirita. *Química Nova*, vol. 24, nº 5, p. 612-615, 2001.
- PÉREZ-LÓPEZ, R., NIETO, J. M., ALMODÓVAR, G. R. Utilization of fly ash to improve the quality of the acid mine drainage generated by oxidation of a sulphide-rich mining waste: Column experiments. In: *Chemosphere*, vol. 67, nº 8, p. 1637-1646, 2007.
- Professional Chemical Technology International, Inc. 2008. Company Profile, Technical applications bulletins [on-line] (USA):
http://www.prochemtech.com/Literature/PDF/PDF_Company_Profile.pdf
(24/04/08).
- RAMÍREZ, B.; ESCUDERO, R.; TAVERA, J.F.. Decomposición del ion xantato y su caracterización mediante la técnica de espectrofotometría ultravioleta de luz visible. *Memórias del XVI Congresso International de Metalurgia Extractiva “Dr Manuel Méndez Nonell” In Memoriam*. Saltillo, Coahuila, 2006.
- RODRIGUES, R. T.; RUBIO, J. New basis for measuring the size distribution of bubbles. *Minerals Engineering*, vol. 16, nº 8, p. 757-765, 2003.
- RODRIGUES, R.T., Desenvolvimento da técnica LTM-Bsizer para a caracterização de bolhas e avaliação de parâmetros no processo de flotação. Tese de Doutorado, PPGEM–UFRGS, Porto Alegre, Brasil, 2004.
- RODRIGUES, R.T.; RUBIO, J. DAF-dissolved air flotation: Potential applications in the mining and mineral processing industry. *Journal International Journal of Mineral Processing*, vol. 82, nº 1, p. 1-13, 2007.
- RUBIO, J., TESSELE, F. PORCILE, P.A. e MARINKOVIC, E. Flotación como proceso de remoción de contaminantes : Principios básicos, técnicas y aplicaciones. *Minerales*, vol. 56, nº 242, p. 9-18, 2001.
- RUBIO, J., SOUZA, M.L. e SMITH R.W. Overview of flotation as a wastewater treatment technique. *Minerals Engineering*, vol. 15., nº 3, p. 139-155, 2002.
- RUBIO, J. Unconventional Flocculation and Flotation. Em: *Flotation and Flocculation: From Fundamentals to Applications*, Proceedings from Strategic Conference and Workshop, Hawaii, 2002, Edited by J. Ralston, J. Miller and J. Rubio, p. 17-32, 2003.

- RUBIO, J.; TESSELE, F. Processos para o tratamento de efluentes na mineração. Em: Tratamento de Minérios, Capítulo 16. Editores: Luz, A.B.; Sampaio, J.A.; Almeida, S.L.M., Rio de Janeiro, 2004.
- RUBIO, J. SILVA, R. e SILVEIRA, A. Técnicas para tratamento e aproveitamento de águas ácidas residuais da mineração de carvão. III Workshop Gestão e Reúso de Água na Indústria. Florianópolis, SC, 2007.
- RUBIO, J. SILVA, R. e SILVEIRA, A. Técnicas para tratamento e alternativas de reúso de águas ácidas de minas de carvão. VI Simpósio Internacional de Qualidade Ambiental - ABES-RS e PUCRS/FENG. Porto Alegre, 2008.
- SHEORAN, A. S., SHEORAN, V. Heavy metal removal mechanism of acid mine drainage in wetlands: A critical review. Em: Minerals Engineering, v. 19, n. 2, p. 105-116, 2006.
- SHINOBE, A. e SRACEK, A. Drenagem ácida e seu impacto ambiental. Saneamento Ambiental, vol. 48, p. 20-22, 1997.
- SINGHAL *et al.*, (Eds., 2nd International Conference on Environmental Issues and Management of Waste in Energy e Mineral Production. Proceedings, vol. 1 e 2, 1992.
- SOLARI, J.A., GOCHIN, R.J. Fundamental aspects of microbubbles flotation. In: Ralston, J., Laskowski, J.S. (Eds.), Colloid Chemistry in Mineral Processing. Development in Mineral Processing, vol. 12. Elsevier, Amsterdam, pp. 395–418, 1992.
- SORIENTE, A. J., GURNARI, L. Lamella Gravity Separator. United States Patent. Número de patente 4.889.624, 1989.
- SRINIVASAN, V., e SUBBAIYAN, M. Electroflotation Studies on Cu, Ni, Zn, e Cd with Ammonium Dodecyl Dithiocarbamate. Separation Science Technology, vol. 24, p.5, 1989.
- STUMM, W. e MORGAN, J.J. Aquatic Chemistry, Willey Interscience, NY, 2nd ed, 780 p., 1981.
- SUN, Z.; FORSLING, W.. The degradation kinetics of ethil-xanthate as a function of pH in aqueous solution. Minerals Engineering, vol. 10, p. 389-400, 1997.
- TESSELE, F., Da ROSA, J.J e RUBIO, J. Os avanços da flotação no tratamento de águas, esgotos e efluentes. Parte I. Fundamentos e mecanismos. Saneamento Ambiental, nº 102, p. 30-36, 2004.
- TESSELE, F., FÉRIS, L., KIPPER, P. e RUBIO, J. Remoção de íons por flotação de partículas sorventes. Saneamento Ambiental, nº 51, p. 42-46, 1998a.
- TREMOLADA, J. P. Tecnología wetland para el tratamiento de águas acidas de mina Anais do Congreso Internacional de Minería y Medio Ambiente, Lima, Peru. 1999.

- TSUKAMOTO, K.T.; MILLER, C.G.. Methanol as a carbon source for microbiological treatment of acid mine drainage. *Water Research*, vol. 33, n° 6, p. 1365-1370, 1999.
- VILLAS BÔAS, R.C. e BARRETO, M.L. Clean technologies for the mineral industries: the need of P2 solutions. In: *Clean technologies for the mining industry*, Santiago-Chile. Editors.: Sanchez, M. Vergara, F. e Castro, S. p.43, 1996.
- WALKER, S. Beating the dust devils. *Mining Environmental Management*, p. 23-6, 1997.
- WANG, X.; FORSSBERG, K. Mechanisms of pyrite flotation with xanthates. *International Journal of Mineral Processing*, vol. 33, p. 275-290, 1991.
- WEBB, M.; RUBER, H.; LEDUC, G. The toxicity of various mining flotation reagents to rainbow trout. *Water Research*, vol. 10, p. 303-306, 1976.
- WHO. World Health Organization. Air quality guidelines. Chapter 5.4, Carbon disulfide. Second edition, Regional Office for Europe, Copenhagen, Denmark, 2000.
- YE, Y. GOPALAKRISHNAN, S. e MILLER, J.D. Developments of the air-sparged hydrocyclone-A swirl-flow flotation column. *Em: Column Flotation*, p. 305, 1988.
- ZIOLO, J. Influence of the system geometry on the sedimentation effectiveness of lamella settlers. *Chemical Engineering Science*, vol. 51, n° 1, p. 149-154, 1996.

ÁGUA NO PROCESSAMENTO MINERAL

João Alves Sampaio

Engenheiro de Minas pela UFPE, Doutor em
Engenharia Metalúrgica e de Materiais pela COPPE-UFRJ
Tecnologista Sênior do CETEM/MCT

Adão Benvindo da Luz

Engenheiro de Minas pela UFPE, Doutor em
Engenharia Mineral pela USP
Pesquisador Titular do CETEM/MCT

Mônica Calixto de Andrade

Engenheira Química, Doutora em
Engenharia de Materiais pela PEMM-COPPE-UFRJ
Professora do IPRJ-UERJ

Silvia Cristina A. França

Engenheira Química pela UFS, Doutora em
Engenharia Química pela PEQ-COPPE-UFRJ
Tecnologista do CETEM/MCT

INTRODUÇÃO

A maioria dos bens minerais utilizados pela sociedade possui baixo valor agregado; portanto, os usos de tecnologia e de insumos de baixo custo tornam-se requisitos indispensáveis para garantir a viabilidade econômica de sua exploração. Segundo esse foco, a água é o mais importante insumo no âmbito da mineração, notadamente na área de concentração de minérios, na qual é usada, basicamente, como meio de transporte. Vários são os fatores que justificam essa aplicação, dentre os quais se destacam a sua ainda elevada disponibilidade e o baixo custo de captação. De igual interesse são as características química e física, das quais se sobressaem: densidade, viscosidade, composição química, condutividade, pressão de vapor, tensão superficial, pontos de congelamento e ebulição.

Embora utilizada em menor volume que na agricultura, a água é imprescindível para a maioria das operações do processamento mineral. Mesmo parecendo elementar, este é um quesito que não pode ser negligenciado pelos profissionais da mineração. Nas usinas modernas de beneficiamento exigem-se, cada vez mais, água com melhor qualidade e nas proporções água/minério, variando de 0,4 a 20. A quantidade de água necessária a muitas operações de beneficiamento de minérios, assim como a sua qualidade são determinadas por meio de estudos em escalas de laboratório e piloto.

A água é a fase líquida mais usada nas usinas de beneficiamento de minérios que utilizam processos de separações a úmido (gravítica, magnética, flotação, floculação, aglomeração esférica, lixiviação e outros). A sua disponibilidade é um dos requisitos básicos para o processamento mineral, além de ser fator determinante na localização da usina de beneficiamento de minérios. Logo, o abastecimento confiável e adequado da água e seu estoque e transporte tornam-se indispensáveis no processamento mineral.

Outro fator considerado relevante na localização de uma usina de beneficiamento de minérios está relacionado à bacia para disposição de rejeitos. As leis ambientais, cada vez mais exigentes com o uso da água e no controle dos efluentes, promovem, de forma substancial, nova concepção dos projetos das unidades de beneficiamento de minérios.

A promulgação da Política Nacional de Recursos Hídricos, expressa na Lei nº 9433, resultou no instrumento econômico de gestão dos recursos hídricos, ou seja, na cobrança pelo uso da água (Bozon *et al.*, 2006). O pagamento pelo uso da água corresponde ao volume de água captada, ao volume real de água consumida e à qualidade da água devolvida ao meio ambiente. Quanto menos contaminada ou polida for a água devolvida, menor será o valor da taxa cobrada.

Diversas usinas de processamento mineral captam água em mananciais e pagam pelo seu uso. Todavia, esses mananciais devem pertencer às bacias hidrográficas já submetidas ao processo regulatório da ANA – Agência Nacional de Água, implementado por meio de determinação dos comitês de bacias.

Em algumas unidades de processamento de minérios, a água é recuperada e reutilizada para minimizar os custos operacionais, reduzir a quantidade de efluentes para o meio ambiente e, em alguns casos, para recuperação dos reagentes. O emprego da água reutilizada reduz, de forma significativa, a necessidade de água nova na usina e minimiza seus custos de captação.

Embora existam alguns estudos que datam da segunda metade da década de 1970, quando começou a preocupação com o meio ambiente no Brasil, as atividades de mineração ainda carecem de registros suficientes para prover informações reais sobre o consumo, a origem e o gerenciamento da água, inclusive as interações entre a água, a indústria e o meio ambiente.

Neste capítulo é feita uma apreciação sobre a origem da água utilizada na lavra e nas diferentes etapas do processamento mineral. É feita também uma descrição sobre as técnicas mais usadas no tratamento dos efluentes, as quais propiciam a reutilização ou reciclagem da água no processo industrial, a racionalização do seu consumo ou o seu descarte para o meio ambiente, de acordo com a legislação vigente.

FONTES DE ÁGUA UTILIZADA NA MINERAÇÃO

O consumo de água na mineração atinge valores elevados. Cabe lembrar que na flotação o total de água utilizada chega a 85% do volume da polpa minério/água (Levay, 2001). Há um interesse crescente com a qualidade da água, em especial àquela utilizada na flotação, que sucede como alternativa viável ao aumento e redução do custo de produção, eficiência de processo, entre outros.

Assim, já são conhecidos os casos de utilização, na mineração, de água com elevado índice de salinidade e, até mesmo, água do mar. Adicionalmente, a água proveniente das bacias de rejeitos, dos espessadores, das operações de filtrações, etc, reciclada nas usinas de concentração, contribui para diminuir o consumo desse líquido no processo. O interesse especial pelo controle da qualidade da água no beneficiamento de minério, notadamente, nos processos de flotação, conduz ao desenvolvimento de métodos para monitoramento dos parâmetros, tais como: sólidos em suspensão, variações de Eh e pH, reação e dissolução dos minerais, reagentes residuais e suas interações com os constituintes da polpa. Além disso, ganha importância o conhecimento sobre a origem da água, em especial a natureza das fontes responsáveis pelo seu abastecimento na mineração, basicamente fontes subterrâneas, de superfície e as chamadas águas de reciclagem.

As fontes de água para uso na mineração são objeto de estudos com a finalidade de se investigar características adequadas à sua utilização com custos mais baixos. Há casos, hoje mais frequentes, para os quais são exigidos tratamentos prévios ao uso da água no processo de concentração. Quando isso ocorre, várias podem ser as causas, dentre outras, destacam-se:

- (i) a água da fonte local é dura e a concentração de íons derivados da dissociação de minerais pode contribuir para prejudicar o processo;
- (ii) o suprimento de água do mar na usina em geral carece de tratamento;
- (iii) a água nova contém parcela expressiva de material em suspensão, especialmente material argiloso.

Água de Origem Superficial

São aquelas oriundas de barragens ou grandes reservatórios, rios, lagos, dentre outras. São as mais adequadas aos processos de beneficiamento em geral, por não possuírem contaminações que afetam o desempenho dos processos, essencialmente, a flotação. Todavia, a sua escassez, o alto custo de obtenção e as restrições ambientais limitam a sua utilização, favorecendo a busca por alternativas, particularmente, a água de reciclagem. Nesse caso, ocorre a necessidade de tratamento prévio, cuja escala intensifica-se cada vez mais, dados os crescentes índices de escassez desse bem mineral.

Água de Origem Subterrânea

As águas de origem subterrânea são mais utilizadas onde há carência de água superficial. Dependendo da natureza do aquífero, há casos de água dura que comprometem o desempenho do processo, em especial a flotação. Exige-se, nesses casos, um tratamento anterior à sua utilização nos processos de beneficiamento de minérios. Seu custo de obtenção pode ser mais elevado, comparado ao da água de superfície, em virtude das dificuldades para sua captação, eventual tratamento, além da sua localização.

Água de Reciclagem

Esse tipo de água pode ser oriundo das bacias de rejeitos ou resultante dos processos de desaguamento por filtragem, espessamento, peneiramento etc. As fontes mais comuns são as bacias de rejeitos, nas quais ocorre um aumento progressivo do índice de salinidade, como resultado da evaporação, tal como acontece no semiárido. A relação entre a quantidade de água nova no processo e a de reciclagem varia de processo a processo. A situação ideal é aquela com descarte zero, isto é, a otimização do processo de reciclagem que viabiliza a reutilização de toda água já usada. O emprego desse tipo de água cresce de forma contínua, entre outras, pelas seguintes razões:

- (i) elevado custo de obtenção da água nova;
- (ii) a natureza do processo facilita a reutilização desse tipo de água;
- (iii) há exigências ambientais que proíbem o descarte da água com qualidade inferior à da água original.

USO DA ÁGUA NA LAVRA

Segundo Luz (1998), as minas de caulim de Devon e Cornwall, na Inglaterra, utilizam o método de lavra a céu aberto, com desmonte hidráulico, durante o qual já se realiza uma pré-concentração, de forma a minimizar o manuseio excessivo de material estéril. O caulim resultante do desmonte e na forma de polpa é coletado por gravidade em uma cava e desta bombeado para a usina de beneficiamento.

No Brasil, a Mineração Hori, no município de Mogi Guaçu, São Paulo, utiliza também o método de lavra do caulim com o auxílio de monitor hidráulico. O desmonte de minérios aluvionares de ouro e cassiterita, na Amazônia, constitui exemplos práticos de aplicação desse método de lavra.

A existência de lençol freático conduz à abertura de poços subterrâneos ou bombeamento da água na cava ou galeria da mina. Tal procedimento, utilizado tanto na lavra a céu aberto como na subterrânea, promove o rebaixamento do lençol freático, além de facilitar a extração e transporte do minério. Na maioria dos casos, a água resultante desse processo é utilizada na usina de beneficiamento do minério lavrado. Em outros, porém, a água é bombeada para as bacias de rejeitos ou descartada no meio ambiente, desde que com a devida qualidade exigida pelas agências reguladoras.

USO DA ÁGUA NA CONCENTRAÇÃO DE MINÉRIOS

A utilização da água para fins diversos exige um produto com características físicas e químicas em conformidade com o uso a que se destina. Portanto, a água empregada para fim doméstico possui características diferentes daquela usada na indústria, agricultura etc. Na mineração, não poderia ser diferente. A água é utilizada, notadamente, como meio de transporte, além de influir, de forma significativa, nos processos de concentração de minérios. Sob esse aspecto, a água empregada na flotação difere daquela utilizada na separação gravítica, no meio denso, nos processos de lavagem e decantação, na lixiviação, assim por diante.

Os parâmetros de qualidade da água para uso no processamento mineral são obtidos com base nos resultados das pesquisas em escalas de laboratório e piloto. Tais estudos indicam os parâmetros de qualidade da água para o processo, até mesmo naqueles inerentes à água a ser descartada para o meio ambiente, de acordo com as agências reguladoras e em harmonia com a legislação ambiental vigente. Muitas vezes, a característica de qualidade da água tolerável ou benéfica ao processo é ainda pouco conhecida na operação industrial da usina, em decorrência da sua difícil reprodução em laboratório e/ou unidade piloto. Nesses casos, somente a operação da unidade industrial, por cerca de um ano ou mais, torna conhecidas as interações entre a água utilizada e os diferentes tipos de minérios, inclusive as composições ou misturas dos mesmos na alimentação da usina. Enquanto isso, a água disponível à operação da usina passa pelos conhecidos ciclos de sazonalidade, o que exige tempo para atingir as necessárias condições de equilíbrio.

Água para o Processo de Flotação

Embora os conceitos de dureza e alcalinidade sejam considerados relevantes ao tratamento da água para uso doméstico, também se verifica a sua aplicação no caso da chamada água industrial, neste caso, a água para o processamento mineral.

A flotação é um processo físico-químico de superfície usado na separação de minerais que dá origem à formação de um agregado, partícula mineral e bolha de ar, que, em meio aquoso, flutua sob a forma de espuma. Logo, a composição química da água, precisamente sua concentração iônica, constitui um parâmetro de controle da água empregada na flotação. Essa concentração iônica, no caso da água nova, pode ser formada na própria fonte de origem da água ou durante o processo de flotação com a dissolução parcial ou total dos minerais que constituem a polpa. Quando se trata de água reciclada, a concentração iônica pode ocorrer da mesma maneira que no caso anterior ou pela deposição da água em barragens de rejeitos por longos períodos, ou em espessadores etc. Nesses casos, torna-se indispensável o seu monitoramento para assegurar o suprimento da água com as mesmas características exigidas pela flotação.

A diferença na resposta de certos minérios ao processo de flotação, particularmente nas etapas de limpeza, pode ser expressiva, quando se comparam os resultados de testes usando água nova *versus* outros tipos de água, como exemplo, a de reciclagem, aquela contaminada ou com sólidos em suspensão etc. Para essas situações está prevista a avaliação prévia do desempenho da flotação por meio de testes específicos. Portanto, o pesquisador ou engenheiro de processo deve, preferencialmente, usar água com características físicas e químicas adequadas às peculiaridades do processo.

O uso de água reciclada precede o aumento contínuo da sua concentração iônica e do índice de salinidade, exigindo um tratamento adicional antes da reciclagem, com a finalidade de remover esses constituintes, caso sejam deletérios ao processo.

Os compostos orgânicos, inorgânicos, até mesmo os resíduos sólidos contidos na água de reciclagem podem inviabilizar a flotação ou, pelo menos, causar sérios danos ao processo, pela ocorrência de efeitos adversos, tais como:

- (iv) a formação de complexos entre os metais e os íons dos coletores, ambos dissolvidos no meio aquoso, que reduz ou elimina o efeito coletor desses íons;
- (v) a existência de certos cátions no meio aquoso pode resultar na ativação de minerais de ganga tornando-os flotáveis;
- (vi) o controle do índice de dissolução de vários coletores, inibe a capacidade de adsorção dos mesmos nas superfícies dos minerais.

Nesse sentido, o uso da atividade bacteriológica, biolixiviação, na água de reciclagem, pode resultar numa alternativa, já que promove a degradação de certos componentes químicos da água, neutralizando as suas atividades deletérias ao processo de flotação. Esse procedimento pode ser aplicado tanto à água da bacia de rejeitos, como àquela contida no circuito, isto é, no espessador, nos tanques de sedimentação etc. Essa ação continuada demanda um longo período para que a degradação dos reagentes aconteça em níveis aceitáveis para a reciclagem da água. Para tanto, exigem-se estudos qualificados com profissionais especializados.

Água para os Processos de Lavagem

Os processos de lavagem consistem de etapas do tratamento de minérios que demandam utilização de elevados volumes de água. Na maioria das vezes, a água não requer um controle rigoroso de qualidade, dependendo do produto final a ser obtido. Todavia, na lavagem de minérios, para as quais parâmetros como a alvura, caso de muitos minerais industriais, predomina como requisito de controle, tornando-se o monitoramento da água de lavagem mais criterioso. Nesses casos, a operação é levada a efeito não só com a água limpa ou clara, mas também com uma composição química adequada ao processo. Sabe-se, contudo, que os constituintes químicos contidos na água podem reagir com a superfície dos minerais da suspensão mineral/água, alterando sobremaneira as suas propriedades físico-químicas de superfície e levando ao comprometimento da aplicação industrial do produto mineral advindo do processo de beneficiamento.

Água para os Processos de Concentração Gravítica

O projeto de um circuito de concentração gravítica passa por uma análise detalhada do balanço de água, inclusive da densidade ótima de polpa para cada operação. Desse modo, para assegurar o êxito da operação, os parâmetros de balanço de água devem ser estudados com detalhes em unidade piloto, na qual a relação sólidos/água deve ser conhecida para cada etapa do circuito. Cabe ressaltar que a percentagem de sólidos nos cones Reichert é de 55-60%, de 20-25% nas mesas vibratórias, e de 7-10% nos separadores Bartles-Mosley. Esses equipamentos são muito sensíveis às variações na quantidade e, em menor proporção, na qualidade da água. Invariavelmente, mais água sairá do equipamento com os produtos, comparada com a água nova na alimentação. Esse é um alerta importante aos engenheiros de projetos, para que sejam evitados equívocos com o abastecimento de água na usina.

A menos que a usina tenha um elevado suprimento de água nova, sem restrições ambientais, um volume significativo de água será exigido para reciclagem. Na concentração gravítica há mais facilidades na reciclagem da água, em virtude da pouca exigência na qualidade da mesma, pois suas restrições químicas são toleráveis. Na maioria dos casos, a água clara e com pouco conteúdo de sólidos, em suspensão,

atende às exigências do processo, salvo quando parâmetros como a alvura dos produtos finais e conteúdo de material argiloso são exigidos como controle de processo. Isso é muito comum no beneficiamento de minerais industriais.

Água como Meio de Transporte

A água é o meio de transporte mais utilizado no processamento mineral. Assim, o líquido é usado de forma intensa como meio de transporte nas mais variadas operações, tais como:

- (i) na lavra como desmonte hidráulico;
- (ii) na lavagem de minérios;
- (iii) nos processos de concentração a úmido;
- (iv) nos minerodutos.

No caso da concentração a úmido utilizando água, além de meio de transporte, ela participa de forma direta no processo de separação e/ou concentração dos minerais. Entretanto, há casos em que a água é usada, *stricto sensu*, como meio de transporte, isto é, a água empregada nos minerodutos. Aqui a viscosidade, a percentagem de sólidos e as características reológicas da polpa são alguns dos vários fatores que influenciam no transporte do minério.

Esse tipo de transporte é praticado na mineração brasileira, desde a década de 1970, com o mineroduto da SAMARCO. Com sua extensão de 360 km, o mineroduto liga a mina em Mariana, MG, à usina de pelotização em Ubu, município de Guarapari, litoral do estado do Espírito Santo. Existem também outros minerodutos, nas minerações de fosfato, em Minas Gerais, nas minerações de caulim, no estado do Pará.

Encontra-se em operação, pela Vale, o primeiro mineroduto no mundo para transporte de minério de bauxita, com extensão de 244 km. O mineroduto liga a mina de bauxita na localidade do Miltônia, município de Paragominas, ao distrito industrial de Barcarena, ambos no estado do Pará. Há também o planejamento da SAMARCO para duplicação do mineroduto entre Mariana, MG, e Guarapari, ES; com isso, estima-se uma extensão total de 1.300 km em minerodutos brasileiros.

EFLUENTES DA MINERAÇÃO

Os efluentes da lavra e das unidades de beneficiamento de minérios não podem ser descartados em rios ou lagos. A maioria contém partículas de pequenos tamanhos, dispersas e com pouca capacidade de sedimentação, o que confere turbidez ao efluente, constituindo-se numa das maiores dificuldades nas unidades de beneficiamento de minérios (Feng, 2004). Além disso, tais efluentes possuem sais e compostos orgânicos sintéticos, geralmente, reagentes de flotação, que podem causar danos à flora e à fauna, quando descartados ao meio ambiente, sem tratamento prévio.

Os íons metálicos oriundos da maioria das minerações, geralmente, não interagem com o ciclo biológico dos seres vivos. São armazenados e, consequentemente, sua concentração é ampliada nos tecidos vivos que integram a cadeia alimentar do ecossistema. Da mesma forma, os metais pesados em efluentes reduzem a capacidade autodepurativa das águas, devido à ação tóxica que eles exercem sobre os microrganismos. Esses microrganismos são os responsáveis pela recuperação das águas, por meio da decomposição dos compostos orgânicos dos efluentes (Aguiar, 2002).

Dentre os efluentes oriundos das atividades de mineração, a drenagem ácida causa graves impactos ambientais, pois as elevadas concentrações de metais pesados dissolvidos na água, sulfatos, resultam em valores baixos de pH e turbidez elevada.

A lavra dos minérios de ouro, cobre, zinco, urânio e carvão, entre outros, assim como a disposição inadequada dos resíduos do seu processamento podem gerar a drenagem ácida, se o mineral ou o metal de interesse estiver associado aos sulfetos. A drenagem ácida de minas (DAM) consiste numa solução aquosa ácida, gerada quando minerais sulfetados contidos em resíduos de mineração (rejeito ou estéril) são lixiviados pela ação da água, produzindo um líquido rico em ácido sulfúrico e metais dissolvidos, o qual pode contaminar recursos hídricos ou solos.

Os efluentes oriundos de minas de minérios sulfetados e carvão, tanto minas ativas como desativadas, são geralmente ácidos e possuem grandes quantidades de sulfatos e íons metálicos, os quais, mesmo em concentrações reduzidas, sofrem o efeito de ampliação biológica, quando lançados no corpo receptor.

As unidades de beneficiamento de minérios de ouro e prata associados aos sulfetos, geralmente, produzem efluentes com íons cianetos, oriundos dos processos de lixiviação. Estes íons são nocivos à vida animal, pois se ligam fortemente aos íons metálicos da matéria viva, por exemplo, ao ferro das proteínas, que são necessárias para o oxigênio molecular utilizado pelas células. Além de formar uma espécie muito estável e não se decompor naturalmente, confirma-se a importância de um tipo de tratamento efetivo para os íons cianetos dos efluentes. Cabe ressaltar também a existência dos íons arsênios, consequência da dissolução dos minerais como arsenopirita, geralmente associados aos minérios sulfetados de ouro.

A dureza da água pode, em algumas ocasiões, afetar as características dos efluentes, como nas minerações de urânio com teores elevados de cálcio e magnésio, que influenciam a dissociação dos íons de urânio, favorecendo diferentes respostas de toxicidades (Charles, 2002).

Nas unidades de beneficiamento de minérios de ferro e fosfato, geralmente, os efluentes incluem reagentes de flotação, principalmente as aminas e partículas finas, que lhes conferem turbidez e odor, até a completa degradação destes compostos

orgânicos sintéticos. Em processos que utilizam apenas etapas de lavagem, uma completa recirculação de água só poderá ser aplicada após a retirada de sólidos finos em suspensão. Essa medida evita o comprometimento do produto final. No caso específico das unidades de lavagem de caulim, a água pode ser recirculada, se não conferir uma alvura menor ao produto final.

A maioria dos efluentes das minerações é enviada para a deposição em bacias de rejeitos causando uma perda significativa da água depositada. Nesse caso, considera-se o efeito da evaporação, em especial no semiárido, e as perdas por infiltração no solo, maior responsável pela contaminação do meio ambiente. O índice de evaporação da água nessas bacias de rejeito é usado como fator para cálculo do balanço de água nas usinas de concentração. As condições meteorológicas de cada região são tomadas como base para determinação desse índice.

Durante os procedimentos de sedimentação, quando se utilizam reagentes para a coagulação ou floculação, as águas de reciclagem ou fluxos de descargas poderão revelar quantidades residuais de reagentes, dentre os quais se destacam:

- (i) reagentes que dissolvidos no meio aquoso dão origem a íons cobre, zinco, cianetos, na maioria dos casos na forma complexa;
- (ii) sais solúveis de ácidos graxos nas águas alcalinas;
- (iii) sais solúveis de amina em águas ácidas e agentes quelantes.

A reciclagem desse tipo de efluente, isto é, da água nos processos de flotação exige estudos em escalas de laboratório e/ou piloto, para determinar seus efeitos sobre o desempenho do processo.

REUTILIZAÇÃO DA ÁGUA NA MINERAÇÃO

Água de Reciclagem

De um modo geral, o retorno da matéria-prima ao ciclo de produção é denominado reciclagem, embora o termo seja utilizado popularmente para designar o conjunto de operações associadas. Na maior parte dos casos, o produto reciclado é completamente diferente do produto original. O vocábulo surgiu na década de 1970, quando as preocupações ambientais passaram a ser tratadas com maior rigor, especialmente após a crise do petróleo, quando reciclar ganhou importância estratégica.

O Brasil recicla quantidades elevadas de resíduos, mas promove, no entanto, um enorme desperdício de matérias-primas recuperáveis, em especial a água, geralmente descartada como passivo ambiental, notadamente nos rios e mananciais.

A compreensão do termo reciclagem não prescinde o conceito de reutilização da água. Na concepção moderna de reciclagem, está inserido o conceito de uma tecnologia nova que leva em conta a finalidade de uso da água, bem como sua utilização anterior. Cabe, então, definir, com maior exatidão, quando se inicia realmente a fase de reutilização. De acordo com a Organização Mundial de Saúde, há três formas de reúso: indireto, direto e reciclagem interna (Brega Filho, 2003).

Reúso indireto ou interno ocorre quando a água já usada, uma ou mais vezes para uso doméstico ou industrial, é descarregada nas águas superficiais ou subterrâneas e utilizada novamente a jusante, de forma diluída.

Reúso direto decorre do uso planejado e deliberado de esgotos tratados para certas finalidades, como irrigação, uso industrial, recarga de aquífero e água potável.

Reciclagem, também conhecida como **reciclagem interna**, é o reúso da água internamente às instalações industriais, com o objetivo de reduzir o consumo de água nova e controlar, por exemplo, a poluição.

No processamento mineral entende-se como água de reciclagem aquela retornada ao processo, após tratamento ou não, e cujas características físicas e químicas são adequadas ao processo. Nas unidades de operação que empregam modernos fluxogramas de processamento, a etapa de reciclagem abrange a água dos espessadores, sistemas de recuperação, bacias de rejeitos, entre outros. Algumas minerações, além de possuírem bacias de rejeitos adequadas, ainda estão situadas próximas à usina de concentração, facilitando a reciclagem após o devido período de decantação.

Nas operações de espessamento, torna-se necessária a utilização de coagulantes ou floculantes para aumentar a razão de sedimentação dos sólidos, promover a clarificação da água e reduzir as dimensões dos espessadores. Desse modo, as características físicas e químicas da água oriunda dos espessadores devem ser adequadas à sua utilização no processo. Os valores do pH e do Eh da água são os parâmetros de controle mais simples e primários, contudo não se trata de controle único. Há outros fatores que são controlados, como os listados na Tabela 1, para os quais são discriminados vários tipos de água.

Tabela 1 – Fatores que devem ser controlados na reciclagem da água (Levay, 2001).

Constituintes (mg/L)	Tipos de Água			
	T1	T2	T3	T4
pH	6,8	6,7	8,8	6,0
Eh (mV) SHE	92	440	338	264
(HCO ₃) ⁻	120	176	434	35
Ni	0,15	4,15	-	-
Fe	0,44	6,16	-	-
Na	47.300	4350	4.970	4.540
K	280	145	160	150
Ca	631	120	56.4	135
Mg	6.700	1.820	1.480	2.250
(SO ₄) ²⁻	11.600	14.418	14.114	17.076
SiO ₂	< 1	10,2	-	-
Cl ⁻	115.000	2,087	2.340	2.213
STD	180.000	9.900	11.000	11.000
COT	7	15	47	16
OD	-	2,4	4,8	1,8
T1 - Água de Poço; T2 - Água de Circuito; T3 – Espessadores; T4 - Barragem de Rejeitos. STD = sólidos totais dissolvidos COT = carbonos orgânicos totais OD = oxigênio dissolvido				

É comum, nas usinas modernas, a prática de obtenção de água reciclada com as características físicas e químicas compatíveis com o processo, a fim de assegurar o controle da operação. Com efeito, os fluxogramas para reciclagem de água variam muito, dependendo do tipo de minério. No entanto, em geral, são levados em conta os seguintes fatores:

- (i) limitada disponibilidade de água nova, devido à localização da usina ou de restrições ambientais;
- (ii) custo elevado do tratamento da água para devolvê-la ao meio ambiente;
- (iii) redução dos custos operacionais e com a recuperação de reagentes residuais;
- (iv) possível redução de custo no bombeamento da água nova de longas distâncias;
- (v) remoção de sólidos residuais da água, processo mais utilizado na mineração brasileira;
- (vi) cumprimento das exigências legais do meio ambiente.

Qualidade da Água de Reciclagem

A reciclagem da água, no processamento mineral, não difere daquela que é realizada com outras finalidades, salvo as devidas características inerentes a cada aplicação. Portanto, os resultados dos estudos prévios em unidades de laboratório e piloto determinam o padrão da água a ser utilizada na usina. Em seguida, os estudos complementares, em escala industrial, finalizam, nos primeiros anos de operação, a etapa de otimização do processo. A água de reciclagem na unidade industrial possui diferenças significativas daquela reciclada na unidade piloto. Entre outras razões, podem ser enumeradas as seguintes:

- (i) há, nas unidades comerciais, um tempo de residência mais longo nos espessadores, em comparação àquele utilizado nos estudos em escala piloto;
- (ii) a água de reciclagem na unidade industrial provém, em muitos casos, da barragem de rejeitos, cujas condições ambientais e químicas não foram estudadas em escala piloto;
- (iii) a água nova usada na unidade piloto é diferente da industrial e, portanto, gera uma água de reciclagem com características físicas e químicas também distintas.

Essas circunstâncias causam imprevistos nas operações industriais, exigindo conhecimentos específicos sobre os constituintes mineralógicos dissolvidos na água e as formas como eles interferem no processo. Portanto, recomenda-se a utilização de métodos de monitoramento da água de reciclagem e também da água nova.

A qualidade da água nova ou reciclada é definida segundo as exigências operacionais do processo, do sistema de reagentes, e o termo qualidade depende, isoladamente, de cada aplicação. Os parâmetros de qualidade da água de interesse serão aqueles que têm efeito nocivo ou benéfico sobre a operação. Esse é o motivo pelo qual a compreensão desses parâmetros deve ser objeto de cuidado especial, ou seja, tais parâmetros devem ser definidos com detalhes.

Um bom conhecimento da composição química da água e das espécies nela contidas é indispensável aos procedimentos de tratamento tanto da água nova, como da reciclada. Procedimentos analíticos padronizados são disponibilizados para determinação dos parâmetros químicos, contudo esses métodos são continuamente adaptados às situações específicas ou da usina. A composição química da água varia de forma contínua, ao longo do tempo de operação, exigindo um sistema de análise química também contínuo, para melhor monitoramento dessas variações. O desenvolvimento de uma base de dados sobre a composição química da água deve ser realizado durante os estudos em escala piloto, inclusive no início da operação industrial. Tal procedimento é valioso para o ajuste e controle do sistema de abastecimento de água de toda unidade de concentração, além de manter a estabilidade operacional do processo.

Efeitos da Água de Reciclagem no Desempenho do Processo de Flotação

A água reciclada, oriunda de espessadores, filtros e barragens de rejeitos, possui diferentes concentrações de espécies inorgânicas, orgânicas e microbiológicas, de sólidos em suspensão, dentre outros. Esse fato torna-se mais notório quando há, na usina, a produção de múltiplos concentrados. Assim, cada tipo de água reciclada deverá ser reintroduzida no circuito, em pontos adequados, como, por exemplo: na moagem, nas etapas da flotação (*rougher*, *cleaner* e *scavenger*).

Assim, no caso de espécies inorgânicas, como hidróxidos de Fe^{3+} , chumbo, cálcio, magnésio, alumínio e carbonatos, sulfatos, sílica hidratada, aluminossilicatos, dentre outras, devem ser investigadas a forma que essas se encontram sobre as partículas dos minerais existentes na polpa. Esses íons, em geral, podem ser resultantes do processo de moagem do minério, da dissolução e/ou oxidação dos sulfetos, da adição dos reagentes no circuito de flotação, finalmente, das águas nova e de reciclagem. Esta reflete os efeitos acumulativos desses íons no processo de flotação.

Reciclagem de Moléculas Orgânicas

As espécies orgânicas existentes na água de reciclagem e, em concentrações elevadas, na polpa de flotação contribuem para a formação de espuma. Além disso, essas podem agir como ativadores, dispersantes ou floculantes.

As alterações nas características da espuma são muito diferentes em relação à intensidade e forma em que ocorrem. A formação de uma espuma, ora estável ora não, cria graves problemas ao processo, vezes, com tanta intensidade, que exige a utilização de água nova como única solução. Os efeitos surgem meses após o início da reciclagem e constituem a principal dificuldade na reutilização da água. Na flotação, o *cleaner* é a etapa mais sensível aos efeitos da reciclagem. Nesta etapa, pequenas variações nas características da espuma causam efeitos significativos ao processo de flotação, prejudicando a recuperação dos minerais valiosos e/ou a seletividade do processo (Forssberg and Hallin, 1989).

Acúmulo de Coletores na Polpa de Flotação

Nos circuitos de flotação, a água de reciclagem, em especial aquela proveniente dos espessadores, possui um potencial significativo de reagentes orgânicos e ainda moléculas de coletores. Para utilização dessa água no processo, há um limite máximo para o valor das concentrações desses reagentes, pois os seus efeitos, em geral, são deletérios à flotação. A determinação desse limite constitui objeto de estudos em escalas piloto e industrial.

A decomposição da molécula do coletor, após o seu uso no circuito de flotação, prejudica sobremaneira o processo. Essas moléculas guardam ainda propriedades coletoras contribuindo para o baixo desempenho do processo de flotação. Assim, produtos da degradação do xantato em atmosfera oxidante, como dixantógeno, podem

existir na água de recirculação em maior concentração que o xantato, inclusive com poderes de coleta maiores que o próprio xantato. Um exemplo é o caso da flotação da pirita em circuito de flotação de sulfetos (Klimpel, 1996).

Acúmulo de Espécies Inorgânicas

Na flotação, as variações na água de reciclagem ou associadas à adição de reagentes (exemplo controle do pH de flotação) podem resultar no acúmulo de íons de cálcio, de sulfato, ou ambos, na água do sistema, ou melhor, na polpa de flotação. Sucede-se que o aumento nas concentrações desses íons resulta num aumento no valor do produto de solubilidade para o sulfato de cálcio, favorecendo a sua precipitação. No caso da flotação, isso pode ser usado para deprimir a ganga silicosa.

Na flotação de minerais sulfetados, que geralmente exige meio alcalino, também se deve considerar que o produto de solubilidade dos hidróxidos metálicos - $Mn(OH)_2$ - pode atingir valores capazes de promover a precipitação desses íons. Isso pode ocorrer na polpa de flotação, e esses íons podem adsorver-se, de forma indiscriminada, na superfície dos minerais constituintes da polpa de flotação.

As variações do pH da polpa de flotação causam a precipitação dos íons hidróxidos metálicos que influenciam na recuperação e na seletividade da flotação de minerais valiosos, de acordo com o tempo de residência. As variações no pH e no Eh da polpa são relevantes na produção de espécies coloidais de vários tipos de minérios, e essas espécies permanecem dispersas na polpa ou, de alguma forma, sobre as superfícies dos minerais, formando leitos hidrofílicos.

O acúmulo de espécies inorgânicas na polpa de flotação deve ser estudado, em detalhes, para evitar os efeitos deletérios dessas espécies ao processo. Os estudos podem ser conduzidos em escalas piloto e industrial. Cabe ressaltar que a manifestação desses efeitos ocorre semanas ou meses após o início da reutilização da água (Johnson, 2003).

PROCESSOS DE TRATAMENTO DE EFLUENTES

A seleção do sistema de tratamento de efluentes oriundos de qualquer atividade humana, inclusive as de mineração, depende:

- (i) da característica do efluente, da forma predominante do poluente, de sua biodegradabilidade, da existência de compostos orgânicos e inorgânicos tóxicos;
- (ii) da qualidade requerida ao produto resultante do tratamento do efluente, em geral, prescrita pelas legislações vigentes;
- (iii) do custo operacional do processo, de acordo com as exigências legais.

Geralmente as unidades de tratamento de efluentes baseiam-se em três etapas com diversos métodos para definir o processo global de cada estação de tratamento. As principais etapas utilizadas são: primárias, secundárias e terciárias, conforme esquema da Figura 1. Alguns autores adicionam mais duas etapas, um tratamento preliminar (Nges, 2009), anterior ao primário, para remoção de constituintes que interferem nas etapas seguintes, e a etapa de tratamento do resíduo sólido obtido, denominado de lodo. Para o tratamento do lodo, o processo mais utilizado ainda é o de incineração (Sanchez, 2009), embora, atualmente, muitos estudos sejam realizados objetivando processos alternativos. Zhang e colaboradores (2009), realizaram o tratamento de resíduo do processo do minério de cromita com pirólise e posterior tratamento dos gases para a redução do cromo hexavalente.

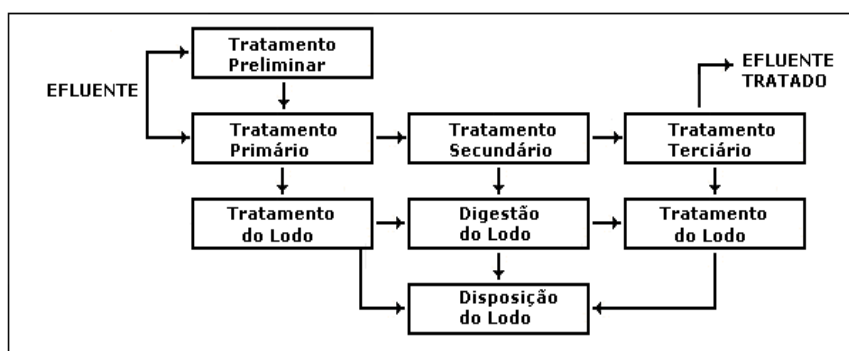


Figura 1 – Esquema geral de um sistema tradicional de tratamento de efluente.

O tratamento primário é utilizado na maioria das unidades de tratamento de efluentes para eliminar os sólidos, os óleos e as gorduras dispersos. A separação dos sólidos ocorre por meio de grades ou peneiras. Nesta etapa utilizam-se diversos processos, como desintegração, equalização, floculação, sedimentação e flotação.

Na etapa de tratamento secundário ou biológico, utiliza-se o metabolismo de microrganismos para transformar os contaminantes dos efluentes em substâncias inócuas. Nas unidades de tratamentos de efluentes tradicionais, os processos biológicos restringiam-se à degradação de compostos orgânicos dissolvidos e coloidais, à oxidação do nitrogênio da amônia em nitritos e nitratos, à conversão dos nitratos em nitrogênio gasoso, à remoção de compostos de fósforo e estabilização de lodos orgânicos. Entretanto, com o avanço da biotecnologia, os tratamentos biológicos são também aplicados em efluentes com compostos orgânicos insolúveis e com maior dificuldade de degradação, constituintes inorgânicos e íons metálicos (Akci, 2003).

Os tratamentos terciários utilizam operações físicas e químicas para remoção de tipos específicos de poluentes, entre os quais incluem-se operações unitárias de microfiltração, adsorção (a maioria com carvão ativado granulado), osmose reversa, flotação iônica, processo oxidativo avançado, eletrorecuperação etc.

Tratamento Primário

O tratamento primário ou a clarificação é, provavelmente, o processo de purificação de água conhecido há mais tempo. No geral, baseia-se em etapa de separação sólido-líquido, para diminuir a turbidez dos efluentes. Os sólidos em suspensão nos efluentes são removidos por sedimentação simples, sedimentação por coagulação, flotação e desidratação. Por sedimentação simples, podem ser retirados da água, o cascalho grosso, o cascalho fino, a areia grossa, a areia média, a areia fina, a areia muito fina e o “silte”, dependendo do tempo de sedimentação. Entretanto, a argila precisa de agentes coagulantes ou floculantes, já que a formação de coloides ($\phi < 2,0 \mu\text{m}$) dificulta a sedimentação e confere turbidez ao efluente.

A floculação é a etapa de agregação de partículas pequenas e coloidais, de grande importância para aumentar a eficiência da separação sólido-líquido nos processos de sedimentação, de flotação por ar dissolvido e de filtração. Na mineração, os floculantes mais utilizados são os polímeros, que promovem a agregação das partículas finas em forma de flocos. Os floculantes são naturais, modificados ou sintéticos, de baixo ou elevado peso molecular, neutros, aniônicos ou catiônicos. A eficiência da floculação depende da escolha do floculante, da forma de aplicação, do ambiente químico, do sistema hidrodinâmico e do tamanho das partículas. A coagulação exige adição de produtos químicos e agitação controlada (até um valor crítico para não quebrar os flocos), que tornam neutras as cargas coloidais e formam os flocos, facilitando a remoção. Os mais utilizados na mineração são as poliacrilamidas, polióxidoetileno, poliacrílico e seus sais, principalmente poliacrilamidas e polietilenoamina (Baltar, 2004).

A clarificação do meio líquido pode ocorrer por sedimentação ou flotação por ar dissolvido. Na sedimentação, devido à gravidade, as partículas em suspensão possuem movimento descendente no meio líquido de menor massa específica, enquanto a flotação caracteriza-se pela ascensão das partículas suspensas e pela aderência de microbolhas de ar às mesmas, o que lhes confere menor massa específica que o meio no qual se encontram (Bernardo, 2003). As bolhas de ar são geradas pela súbita redução de pressão na corrente líquida saturada de ar, proveniente de um saturador, ou seja, um compressor alimenta o ar em um tanque com pressão de 4 a 5,5 atm e uma diminuição brusca de pressão gera microbolhas de ar após a aderência dessas aos flocos, que ascendem e acumulam-se na superfície do efluente.

Segundo Costanzi (2002), que realizou experimentos para comparar a sedimentação com a flotação, objetivando diminuir a turbidez de efluentes de uma fábrica de papel, a flotação por ar dissolvido é mais eficiente, além de utilizar unidades de operação com menores áreas.

Na sedimentação, a remoção das partículas sólidas contidas nos efluentes se dá pela ação do campo gravitacional, o que torna o processo de baixo custo e com simplicidade operacional. Geralmente, classificam-se os sedimentadores em espessadores, com elevado teor de sólidos (produto de interesse é o sólido), e clarificadores (produto de interesse é o líquido) com baixo teor de sólido (França, 2004). Nas unidades de beneficiamento de minério, tradicionalmente, utilizam-se espessadores para recuperação de água (reciclo industrial) e espessamento de rejeitos com concentração de sólidos elevada, visando ao transporte e ao descarte mais eficazes (Figura 2).



Figura 2 – Espessador do rejeito de flotação de usina de beneficiamento de minério.

A desidratação é o processo final para obter um lodo com o menor valor possível de umidade, para a deposição do resíduo sólido em locais adequados das unidades de tratamento de efluente. Entre os diversos equipamentos de desidratação, podem ser citados: as prensas desaguadoras, as centrífugas, os filtros prensas e os filtros rotativos a vácuo. O filtro prensa foi o primeiro equipamento usado para desidratar lodos provenientes da coagulação de efluente. O filtro prensa de câmara (Figura 3) foi o primeiro sistema que produziu torta com elevado conteúdo de sólido e adequada à deposição direta em aterros industriais.

Essas operações unitárias e seus respectivos equipamentos são descritos mais detalhadamente neste livro, no Capítulo 15.

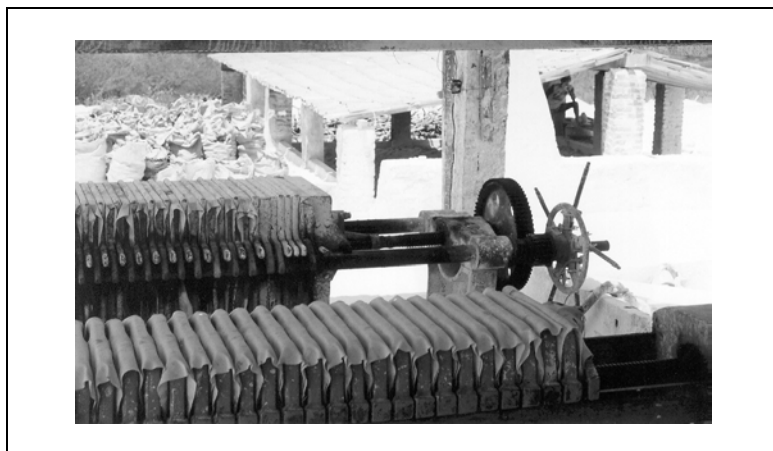


Figura 3 – Filtro prensa para produzir torta com elevado conteúdo de sólidos.

Tratamento Secundário

Os principais tipos de processos utilizados nas estações de tratamentos convencionais são os aeróbicos com crescimento em suspensão (lodo ativado, lagoas aeradas), os aeróbicos com crescimento em película fixa (filtros biológicos e biodisco), os combinados, filtro biológico e lodo ativado ou lodo ativado e filtro biológico, os anaeróbicos com crescimento em suspensão (digestão anaeróbica, lagoas anaeróbicas e desnitrificação em suspensão), os anaeróbicos com crescimento em película fixa (filtro anaeróbico e desnitrificação em película fixa) e os processos que associam os metabolismos aeróbicos com os anaeróbicos (lagoas facultativas). Embora cada processo utilize microrganismos específicos para cada tipo de contaminante, o mais utilizado é de lodo ativado, cujas etapas do tratamento estão ilustradas na Figura 4. Consiste na produção de uma massa ativada de microrganismos, uma parte da qual é recirculada para o tanque de aeração e misturada ao efluente, a fim de estabilizar a matéria orgânica contida no efluente. Por serem mais densas que a água, as células de microrganismos são separadas do líquido no decantador e uma parte delas é recirculada e misturada ao efluente na entrada do tanque de aeração.

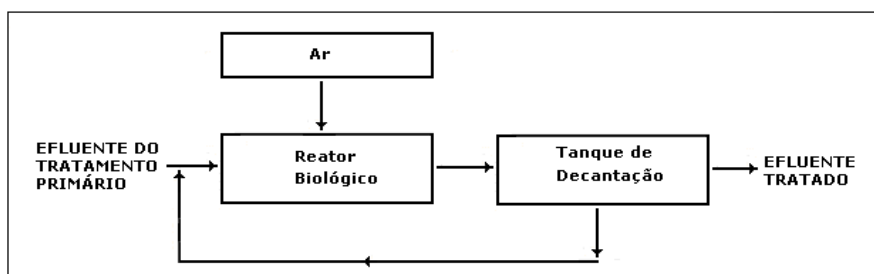


Figura 4 – Esquema do processo convencional com lodo ativado.

Geralmente, nas condições aeradas, a matéria orgânica associada ao oxigênio transforma-se em dióxido de carbono e água, já a amônia dos efluentes transforma-se em nitritos e nitratos. Nas condições anaeróbicas, a matéria orgânica converte-se em metano e dióxido de carbono. Nesse contexto, muitas vezes, utiliza-se uma sequência de reatores anaeróbico e aeróbico, com lodo ativado, para remover uma combinação de compostos do efluente, como nitrogênio, fósforo e matéria orgânica degradável, ampliando-se também a utilização dos reatores combinados para a remoção de alguns constituintes específicos, como o íon cianeto, advindo da lixiviação de minério de ouro e prata.

Na degradação de cianetos e tiocianetos por microrganismos, as bactérias convertem estes íons para carbonatos, amônia e sulfato (no caso somente do tiocianato), sendo o metal livre adsorvido dentro dos *biofilmes*. O íon amônia produzido nesse processo pode também ser tratado pelas bactérias *nitrosomonas* e nitrobactérias, sendo convertida para nitrito e nitrato. Ao se empregar as bactérias *pseudomonas sp.* nos efluentes de mineração, constatou-se uma eficiência na degradação dos íons cianetos, competindo com outros tratamentos químicos (Akcil, 2003).

Os filtros de fluxos verticais de lama contendo diferentes macrofilos, similares aos filtros biológicos de areia filtrante, são eficientes para tratar efluentes domésticos e alguns industriais. Amplia-se a utilização destes filtros com zonas aeróbicas e anaeróbicas, nos tratamentos de efluentes de drenagem de minas com teores baixos de cobre e chumbo (poluição difusa) e contendo uma variedade de bactérias, fungos, algas e protozoários (Scholz, 2002 e 2003). Nesse contexto, amplia-se a utilização da biorremediação com lamas ativadas nos efluentes com baixos valores de pH, já que o método tradicional de neutralização pode tornar-se muito oneroso, além de produzir lamas que requerem secagem e disposição adequada (Burgess, 2002). Priya e colaboradores (2009) observaram a degradação de formaldeídos em reator anaeróbico com filme fixo. Os processos de biossorção para a recuperação de efluentes foram estudados para os efluentes com concentração acima dos padrões aceitáveis dos íons Cd^{2+} ; Co^{2+} ; Cr^{3+} ; Cu^{2+} ; Hg^{2+} ; Ni^{2+} ; Pb^{2+} ; AsO_2^- ; CrO_4^{2-} ; MoO_4^{2-} ; WO_4^{2-} (Xie, 1996).

Tratamento Terciário

O tratamento terciário é utilizado, algumas vezes, em efluentes contendo constituintes específicos, substâncias tóxicas, substâncias recalcitrantes, ou ainda, quando a qualidade não se encontra satisfatória após a utilização dos tratamentos primários e/ou secundários. Os vários íons metálicos e compostos orgânicos sintéticos são removidos dos efluentes, segundo a utilização de métodos químicos e físicos (Jain, 2009) ou da combinação destes com os métodos biológicos.

Os íons metálicos dos efluentes são geralmente recuperados por precipitação, ou somente neutralização, principalmente quando originários de uma drenagem ácida. Entretanto, em alguns casos, é necessário remover agentes complexantes, como o cianeto e a amônia, que podem dificultar a total recuperação dos íons cobre. Outras vezes, torna-se fundamental a oxidação antes da precipitação, como no caso da transformação do arsenito para arsenato, na recuperação de arsênio. Outro item a ser avaliado é a diferença nos produtos de solubilidade dos diferentes íons, o que impede a total recuperação em um único valor de pH (Feng, 2004). Apenas o processo de precipitação pode tornar-se inviável para baixas concentrações, devido ao grande volume de reagentes demandados para atingir a concentração necessária à precipitação. Neste caso, pode-se utilizar o processo de coprecipitação com baixa concentração, ao qual se adicionam sais de ferro, alumínio, cálcio ou lantânio, aos efluentes com arsênio e precipitam-se os hidróxidos, que arrastam o arsênio para a fase sólida, gerando efluentes com teores menores que 0,005 mg/L. Como também remover esses contaminantes por meio de carvão ativado, ou processos de adsorção e troca iônica (geralmente com resinas).

O processo de abrandamento, por exemplo, que consiste no método tradicional de tratamento de água para a remoção total ou parcial da dureza, responsável por incrustações nos equipamentos industriais e/ou por interferir na dissolução de íons (teor de íons cálcio e magnésio, quase sempre na forma de bicarbonato, sulfatos e cloretos), utiliza a precipitação para recuperar íons de cálcio e magnésio nos efluentes com maiores concentrações; a troca iônica com resinas é utilizada para efluentes com menores concentrações.

Certos materiais têm capacidade de sorção quando em contato com soluções como o carvão ativado, muito utilizado para adsorção de compostos orgânicos, diminuindo o odor dos efluentes. O processo de troca iônica pela utilização de resinas é o mais empregado quando se necessita da total remoção dos íons contidos em água (deionização ou desmineralização) para torná-la deionizada. Nesse processo, a água passa por colunas de resinas catiônicas (sempre as resinas catiônicas devem ser as primeiras, pois servem como filtro e proteção para as resinas aniônicas) e aniônicas, separadamente, ou então, em uma só coluna que contenha esses dois tipos de resinas, chamada de leito misto. A regeneração dos materiais das colunas adsorvedoras constitui um problema fundamental quando o material do adsorvente é caro ou quando os líquidos de regeneração com teores elevados de íons tóxicos, como os íons radioativos, tornam necessário um pós-tratamento para estocar ou descartar. Em tais casos, é importante utilizar o processo de deionização eletrolítica, por meio do qual as colunas são continuamente regeneradas segundo uma corrente elétrica que atravessa o fluxo da solução e resulta em menos rejeitos (Fleck, 1960).

A atração entre a superfície e a espécie adsorvida resulta, provavelmente, de interações como ligações de hidrogênio, reações de coordenação, ligações covalentes e reações de troca iônica, que se definem como processos de sorção para recuperação de íons em efluentes. Deve-se ressaltar que a utilização das resinas de troca iônica eleva muito o custo do processo e isso justifica os estudos de sorção em diversos materiais de menores custos.

A existência do íon cromo hexavalente em efluente pode provocar um elevado risco à saúde humana, por ser um agente causador de câncer, dermatites e úlceras gastrointestinais. O tratamento clássico por precipitação de hidróxido de cromo trivalente possui custo elevado, devido à utilização de agentes redutores. Assim, alguns outros processos vêm sendo utilizados para diminuir custos e aumentar a eficiência.

Os processos de adsorção têm substituído a precipitação por possibilitar a remoção direta dos íons cromo hexavalente sem os converter para trivalente, reduzindo o custo com agentes redutores. Diversos adsorventes de baixo custo são estudados para tratamento de efluentes em substituição ao carvão ativado, destacando-se os rejeitos da agricultura e da indústria (Martín-Lara, 2009), materiais naturais (Matis, 2004 e Paiva, 2004), biomassa de plantas, como “Erva Alligator” (Wang, 2009) e a utilização de bactéria e fungos como biossorventes (Prigione, 2009). As pesquisas de Erdem e seus colaboradores (2004) utilizaram bauxita ativada termicamente para adsorção dos íons cromo (VI), e seu reuso na produção da alumina. Diversas turfas são também comparadas aos materiais inorgânicos na eficiência de adsorção. As escórias de alto-forno, em geral, possuem boa capacidade de adsorção após a neutralização.

Os processos de adsorção associados aos processos de flotação por ar dissolvido são utilizados para a remoção do material adsorvedor (Feng, 2004 e Ringqvist, 2002). Além disso, íons cromo hexavalentes são reduzidos em biorreatores por Elangovan e colaboradores (Elangovan e Philip, 2009).

Os processos de flotação, muito utilizados no beneficiamento de minérios, tornam-se hoje promissores no tratamento de efluentes, para uma variedade de espécies químicas. A flotação por ar dissolvido, associada a outros métodos, é utilizada não somente para diminuir a turbidez (remoção dos sólidos finos), mas também na remoção de compostos orgânicos e inorgânicos para recirculação da água ou para melhor descarte no meio ambiente.

A recuperação dos efluentes de minas e das usinas de processamento mineral pode ser estudada por meio de flotação por ar dissolvido, flotação iônica usando xantatos, flotação de precipitados de hidróxidos de cobre e flotação das partículas adsorvedoras de zeólitas (Lazaridis, 2004 e Matis, 2004).

A flotação por ar induzido também é utilizada para a remoção de partículas finas, mas, devido à velocidade terminal menor, necessita de grandes equipamentos (Jameson, 1999). A recuperação de finos de cromita foi realizada utilizando flotação em coluna com diversos coletores (Feng, 2004). A eletroflotação pode ser aplicada em efluentes da célula eletrocoagulação e eletrofloculação, sendo usada principalmente para óleos e graxas (Crespilho, 2004).

Os tratamentos terciários mais utilizados para efluentes contendo íons cianetos são baseados na oxidação do íon cianeto para cianato. A oxidação eletroquímica possibilita a recuperação dos metais complexados pelo cianeto sem que seja necessário adicionar reagentes químicos, o que, por fim, atende às exigências ambientais (Sobral, 2002). Utilizam-se também oxigênio molecular dissolvido em altas temperaturas ou ar com elevadas pressões, oxidantes mais fortes como Cl_2 ou ClO^- , peróxido de oxigênio, oxigênio com catalisador de sal de cobre, processo eletroquímico para elevadas concentrações, seguido da oxidação com ClO^- para a solução residual (Baird, 2002).

Os métodos convencionais de tratamento de efluentes frequentemente são pouco efetivos para compostos orgânicos sintéticos, que se encontram dissolvidos e em baixas concentrações, como os tricloroeteno (TCE) e percloroeteno (PCE), ambos solventes industriais de amplo uso, além de serem os poluentes mais comuns de águas subterrâneas. Neste contexto, com a finalidade de purificar efluentes com compostos orgânicos extraestáveis, principalmente os compostos organoclorados (Freire, 2000), são utilizados os chamados processos oxidativos avançados (POA) (Li, 2009). Estes processos baseiam-se na geração do radical hidroxila ($\text{OH}^\cdot$), que tem elevado poder oxidante e pode promover a degradação de vários compostos poluentes em pouco tempo. Os processos oxidativos avançados visam à mineralização dos poluentes, isto é, sua conversão em CO_2 e em ácidos minerais, como ácido clorídrico. Dentre os vários processos para a obtenção desses radicais livres, destacam-se a utilização de ozônio (Almeida, 2004), peróxido de hidrogênio, inclusive sua mistura e combinação com outros elementos (por exemplo, mistura de peróxido de hidrogênio e sais ferrosos) (Daniel, 2001 e Baird, 2002).

Gerar os radicais livres hidroxila em solução é um processo caro, por isso, é importante fazer um pré-tratamento do efluente, retirando a maioria dos compostos orgânicos e inorgânicos, por processos mais simples e de menor custo, para, então, somente os compostos mais estáveis serem atingidos e tratados com os radicais hidroxila. Nesse sentido, devido à eficiência dos POA, ampliam-se os estudos objetivando desenvolver técnicas alternativas para obtenção desses radicais com menores custos e em menores tempos. Um exemplo muito interessante são os transdutores cerâmicos, que provocam ondas no meio reacional e aceleram a obtenção dos radicais livres hidroxila. Estas cerâmicas são feitas de materiais piezoelétricos (Ince, 2001). Esses transdutores foram também utilizados para desintegrar lamas antes da digestão anaeróbica, facilitando a solubilização de compostos orgânicos (Salsabil, 2009).

Na etapa de tratamento terciário do efluente, geralmente removem-se compostos específicos não avaliados nas etapas anteriores (primário e secundário), como é o caso da dessalinização, que pode ser realizada pelos seguintes processos: osmose reversa, ultrafiltração, eletrodialise e eletrodeposição.

Os processos que utilizam membrana, como osmose reversa (inclusive osmose reversa com pressão muito baixa) e nanofiltração, têm grande aplicação nos tratamentos para reúso de efluente, uma vez que possibilita a remoção de diversos tipos de constituinte, como sólidos dissolvidos, carbono orgânico, íons inorgânicos e compostos orgânicos tóxicos em quantidades traços (Bellona, 2004 e Into, 2004).

Na osmose reversa, ou hiperfiltração, há duas soluções de diferentes concentrações, separadas com membranas porosas. Aplica-se uma pressão na seção de elevada concentração, dirigindo a água para a solução diluída, o que aumenta a concentração da salmoura. O processo, com elevada sensibilidade, possui baixo custo de energia e independe do conteúdo de sais do efluente. Entretanto, a membrana deve ser uniforme e permitir alta velocidade de filtração. A membrana mais utilizada é a de acetato de celulose, principalmente a tratada com perclorato de magnésio, que eleva a permeabilidade. Uma instalação de osmose reversa é composta de poucos equipamentos, entretanto, é necessário um pré-tratamento do efluente para que os resíduos sólidos existentes não danifiquem nem obstruam as membranas (Bertrán, 1988).

Em Tutuka, África do Sul, foi instalada uma unidade industrial utilizando o processo de osmose reversa para reúso total, isto é, descarte zero de água da mina de carvão e da torre de resfriamento. A usina continha uma etapa de pré-tratamento usando filtração com areia para diminuir os contaminantes orgânicos (Buhrmann, 1999).

Ultrafiltrações utilizando membranas foram aplicadas para a remoção e recuperação de íons de cobre, chumbo, ferro e manganês, com adição de ligante polimérico (celulose metil carboxil), para serem retidos na membrana (Petrov, 2004). Membranas de cerâmicas, de alumina modificada com sílica (tamanho dos poros de 100 nm) e alumina alfa (tamanho dos poros de 10 nm) foram utilizadas por Laitinen e colaboradores (2002) na remoção de sólidos muito finos em suspensões de efluentes de minas a céu aberto, para diminuir a turbidez.

A eletrodialise, outro processo que emprega membrana, é utilizada para a diminuição de salinidade e para evitar corrosão nos equipamentos das unidades de beneficiamento mineral, no caso de reúso da água. O processo baseia-se no efeito gerado pela aplicação de uma corrente elétrica contínua no efluente e por uma sucessão de membranas trocadoras de cátions e ânions alternadamente, o que provoca uma diminuição da concentração em um compartimento e aumento no seguinte e, assim, sucessivamente, ao longo de todo o equipamento. Os processos eletroquímicos

podem ser empregados também para tratamento de efluentes de tinta, o que proporciona a degradação dos contaminantes, como pigmentos, ligantes, solventes e aditivos (Körbahti, 2009), assim como a recuperação de íons metálicos em efluentes, vez que permite a eletrodeposição em catodos.

Nos efluentes de mineração, algumas vezes pode ser necessária a desinfecção, principalmente na recirculação, pois alguns microrganismos podem provocar corrosão em equipamentos das unidades de beneficiamento ou interferência nos processos, como a flotação. Essa etapa poderá utilizar o processo de cloração, o de uso mais frequente e de menor custo, ou outros agentes desinfectantes, se a cloração interferir no processo de beneficiamento.

Em resumo, os efluentes das minas ou unidades de beneficiamento de minérios podem utilizar tratamentos usando somente as etapas primárias e terciárias, ditos tratamentos físicos e químicos, ou somente os tratamentos biológicos, ou uma combinação dos tratamentos físicos, químicos e biológicos.

MONITORAMENTO

Diversas doenças infecciosas têm sua origem nos microrganismos patogênicos encontrados nas águas poluídas pelo esgoto e efluentes doméstico e industrial. A poluição causada pelo esgoto pode contaminar novas nascentes, reduzir o nível de oxigênio em rios e lagoas, contaminar poços, mananciais de superfícies e muitos recursos hídricos. Entretanto, não são somente os microrganismos que podem gerar doenças e impactos ambientais, mas também constituintes inorgânicos e orgânicos sintéticos com elevado teor de toxicidade. Desse modo, o monitoramento de efluentes industriais torna-se importante, entretanto, muito complexo, em vista do custo de análises dos diversos constituintes existentes nos efluentes atuais.

Para aperfeiçoar e viabilizar o monitoramento dos efluentes é de fundamental importância a análise de todo o processo, a fim de determinar os possíveis contaminantes e, então, escolher as técnicas de análises. Cabe lembrar que análises químicas de efluentes possuem custos elevados, pois utilizam o recurso da instrumentação. Os métodos clássicos não têm limites de detecção satisfatórios, vez que os valores dos compostos orgânicos e inorgânicos tóxicos são da ordem de ppm ou ppb.

As análises físico-químicas clássicas para determinação de turbidez ou concentração de oxigênio dissolvido, por exemplo, devem ser realizadas. O teor de constituintes particulares de cada mineração e/ou unidade de beneficiamento também precisam ser determinados, entretanto, em muitos dos casos, não existe método estipulado. Assim, necessita-se do desenvolvimento de técnicas de análises específicas para o monitoramento, como também de métodos específicos para o tratamento do efluente.

CONSIDERAÇÕES FINAIS

A discussão sobre o uso da água, seu abastecimento, consumo, qualidade, e preservação, dentre outros, não constitui uma questão específica da mineração, pelo contrário, trata-se de uma questão global, que atinge a todas as sociedades. O equívoco de se considerar a água um bem mineral renovável e abundante adquire um novo foco, isto é, o termo escassez faz parte do cotidiano dos usuários desse bem mineral. Em 2025, apenas 25% da humanidade terá água para suas necessidades essenciais. Esse alerta da ONU mostra que os recursos hídricos são uma das suas inquietações prioritárias. Diante dessa realidade, há na mineração a consciência viva da utilização desse bem mineral de forma racional, em perfeito equilíbrio com o meio ambiente e o desenvolvimento econômico sustentável. Resta, apenas, tornar comum a todos, a prática dessa consciência.

Na mineração brasileira, a prática do tratamento da água está restrita apenas à etapa de tratamento primário para separação sólido-líquido, isto é, à remoção dos resíduos sólidos dos efluentes. Comprova-se a maior recirculação de água pela utilização predominante de espessadores e barragens de rejeitos, como etapa de tratamento mais usual. A carência de dados sobre o consumo, origem e qualidade da água utilizada na mineração dificulta uma abordagem correta da situação, tornando necessário e urgente o levantamento preciso desses dados pelas empresas e órgãos públicos do setor, para planejamento, controle ambiental e gerenciamento da água na mineração.

Os engenheiros de processo, pesquisadores e especialistas da área devem conhecer, com detalhes, a influência da água e seus constituintes nos processos pelos quais são responsáveis. Assim será possível estabelecer, de forma criteriosa, os parâmetros para o controle de qualidade da água a ser utilizada na atividade mineral, até mesmo aquela destinada ao descarte.

No caso dos efluentes das drenagens ácidas, o tratamento promove a neutralização da acidez e consequente precipitação, imobilizando então as espécies dissolvidas no lodo formado. Alternativamente, podem ser utilizados outros sistemas de processos. Nesses sistemas estão associados um grande número de processos físicos, químicos e biológicos naturais, resultantes da interação entre água, solo, plantas, microrganismos e atmosferas, para tratar os efluentes da drenagem ácida, ocorrendo uma biorremediação.

No processamento mineral, há avanços significativos, em termos de pesquisas, nas áreas de química de superfície, otimização dos processos de moagem, de concentração etc. Todavia, a influência da água no beneficiamento de minérios recebe pouco comprometimento dos pesquisadores, especialistas, gerentes e empresários do setor mineral. Os esforços existentes situam-se na área de controle da qualidade da água, em especial no reúso, em virtude apenas da deficiência no suprimento de água

nova ou por exigências ambientais. Falta muito para atingir uma utilização racional e consciente desse bem mineral nos diversos setores da mineração. Mesmo assim, já são conhecidos casos de operações com descarte zero de água, isto é, otimização dos sistemas de reciclagens (Levay, 2001).

Para aproveitamento e reutilização integral dos recursos hídricos, é fundamental o desenvolvimento de sistemas eficientes de tratamento. As partículas finas e os reagentes residuais constituem os contaminantes básicos contidos nos efluentes dos diversos processamentos de minérios no Brasil. Nesse sentido, torna-se evidente a necessidade de processos que acelerem a degradação dos reagentes e diminuam o conteúdo de sólidos nos efluentes. Assim, será possível não apenas reduzir em número e em tamanho as barragens de rejeitos, mas também melhorar o aproveitamento econômico dos finos de minérios, contribuindo para o desenvolvimento sustentável.

O setor mineral deve fazer um esforço para utilizar os avanços tecnológicos ocorridos nos últimos anos na área de tratamento de água tornando-se, assim, mais eficiente no uso da água. Sugere-se então que a degradação de certos compostos orgânicos sintéticos, originários da unidade de flotação, seja acelerada pelo processo oxidativo avançado, diminuindo, assim, o seu tempo de retenção nas bacias de rejeito e, conseqüentemente, as dimensões das mesmas.

Não se deve negligenciar a existência de moléculas de espumantes resultantes de processos ou de outras moléculas orgânicas oriundas da água de reciclagem da barragem de rejeitos. Os efeitos dessas moléculas podem ser diversos, desde, aparentemente, positivos, reduzir o consumo de reagentes, até negativos, espumas estáveis, ações floclantes ou depressantes de espécies orgânicas contidas na água de reciclagem das barragens de rejeitos, nestes casos, deletérias ao processo de flotação.

A reciclagem de água aumenta a concentração de espécies orgânicas e inorgânicas derivadas do minério, dos reagentes e da própria água. O aumento da concentração dessas espécies torna-se determinante se o produto de solubilidade de um hidróxido de metal, sulfato ou outro composto atingir valores que promovem a formação de espécies coloidais, as quais podem se adsorver na superfície dos minerais, formando leitos hidrofílicos, ou permanecer dispersos na polpa de flotação. Tais efeitos são usualmente deletérios e ocorrem quando há aumento nas concentrações de íons hidróxidos e de cálcio, em especial, nas etapas de *cleaner* da flotação.

Há necessidade de investigações intensas para o melhor entendimento do impacto da qualidade da água na flotação de minérios. Os resultados dessas pesquisas terão fundamental importância para que os operadores de unidades industriais minimizem os efeitos adversos da água sobre o processo, além de promoverem a melhor utilização da água disponível como um recurso mineral de elevado valor econômico.

REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS

- AGUIAR, M. R. M. P., NOVAES, A. C., Guarino, A. W. S., “Remoção de Metais pesados de efluentes industriais por aluminossilicatos”, *Química Nova*, 25, p.1145-1154, 2002.
- AKCIL, A., KARAHAN, A. G., CIFTCI, H., SAGDIC, O., “Biological Treatment of Cyanide by Natural Isolated Bacteria (*Pseudomonas* sp.)”, *Minerals Engineering*, 16, p.643-649, 2003.
- ALMEIDA, E., ASSALIN, M. R., ROSA, M. A., DURAN, N., “Tratamento de efluentes industriais por processos oxidativos na presença de ozônio”, *Química Nova*, 27, p.818-824, 2004.
- ANDRADE, M. C., FRANÇA, S. C. A., LUZ, A. B., “Flotação por ar dissolvido na recuperação de água de processo”, *XX Encontro Nacional de Tratamento de Minério e Metalurgia Extrativa*, vol. 2, p.103-110, 2004.
- BAIRD, C., “Química Ambiental”, 2º edição, 2002.
- BALTAR, C. A. M., “Floculação”, *Tratamento de Minérios-CETEM*, 4º edição, Editores Adão B. Luz, João A. Sampaio e Salvador M. de Almeida, p.497-524, 2004.
- BELLONA, C., DREWES, J. E., XU, P., AMY, G., “Factors affecting the rejection of organic solutes during NF/RO treatment – a literature review”, *Water Research*, 38, p.2795-2809, 2004.
- BERNARDO, L. di, FILHO, P. L. C., “Procedimento para execução de ensaios de flotação/filtração em equipamento de bancada”, *Engenharia Sanitária e Ambiental-Nova Técnica*, p.39-44, 2003.
- BERTRÁN, J. R. R., “Tratamiento de Agua para Las Instalaciones Energéticas Nucleares”, 1988.
- BOSON, P. H. G.; CASTRO, L. M .A.; FEITOSA, V. M. N., “Os instrumentos de gestão de recursos hídricos e sua implantação na mineração: a experiência brasileira”. In: *A gestão dos recursos hídricos e a mineração*, IBRAM e ANA, p.71-85, 2006.
- BREGA FILHO, D., MANCUSO, P. C. S., “A escassez e o reúso de água em âmbito mundial”, *Reúso de Água*, p.21-36, 2003.
- BUHRMANN F., WALDT, M. V. d., HANEKOM, D., FINLAYSON, F., “Treatment of industrial wastewater for reuse”, *Desalination*, 124, p.263-269, 1999.
- BURGESS, J. E., STUETZ, R. M., “Activated sludge for the treatment of sulphur-rich wastewaters”, *Minerals Engineering*, 15, p.839-846, 2002.

- CHARLES, A. L., MARKICH, S. J., STAUBER, J. L., FILIPPIS, L. F. de, "The effect of water hardness on the toxicity of uranium to a tropical freshwater alga (*Chlorella* sp)", *Aquatic Toxicology*, p.60, 61-73, 2002.
- COSTANZI, R. N., DANIEL, L. A., "Estudo de tratamento dos efluentes de uma fábrica de papel para imprimir visando o reúso por flotação e sedimentação", *Engenharia Sanitária e Ambiental*, p.156-160, 2002.
- CRESPILHO, F. N., SANTANA, C. G., REZENDE, M. O. O., "Tratamento de efluente da indústria de processamento de coco utilizando eletroflotação", *Química Nova*, 27, 3, p.387-392, 2004.
- DANIEL, L. A., "Processos de desinfecção e desinfetantes alternativos na produção de água potável", 2001.
- ELANGO VAN, R., PHILIP, L., "Performance evaluation of various bioreactors for the removal of Cr (VI) and organic matter from industrial effluent", *Biochemical Engineering Journal*, 44, p.174-186, 2009.
- ERDEM, M., ALTUNDOĞAN, H. S., TUMEN, F., "Removal of hexavalent chromium by using heat-activated bauxite", *Minerals Engineering*, 17, p.1045-1052, 2004.
- FENG, D., ALDRICH, C., "Recovery of chromite fines from wastewater streams by column flotation", *Hydrometallurgy*, 72, p.319-325, 2004.
- FENG, D., DEVENTER, J. S. J. v., ALDRICH, C., "Removal of pollutants from acid mine wastewater using metallurgical by-product slags", *Separation and Purification Technology*, 40, p.61-67, 2004.
- FLECK, A., "Radioactive wastes, their treatment and disposal", 1960.
- FORSSBERG, K. S. E and HALLIN, M. I. 1989 Process Water recirculation in a lead-zinc plant and other sulphide flotation plants. In: *Challenges in Mineral Processing*, (Ed: Sastra, K. V. S and Fuerstenau, M. C.), p 452-466 Society of Mining Engineers, Inc: Littleton. 1989).
- FRANÇA, S. C. A., MASSARANI, G., "Separação Sólido-líquido", *Tratamento de Minérios-CETEM*, 4ª edição, Editores Adão B. Luz, João A. Sampaio e Salvador M. de Almeida, p.573-612, 2004.
- FREIRE, R. S., PELEGRINI, R., KUBOTA, L. T., DURAN, N., PERALTA-ZAMORA, P., "Novas tendências para o tratamento de resíduos industriais contendo espécies organocloradas", *Química Nova*, 23, p.504-511, 2000.
- INTO, M., JÖNSSON, A., LENGÉN, G., "Reuse of industrial wastewater following treatment with reverse osmosis", *Journal of Membrane Science*, 242, p.21-25, 2004.

- INCE, N. H., TEZCANLI, G., BELEN, R. K., APIKYAN, I. G., "Ultrasound as a catalyzer of aqueous reaction systems: the state of the art and environmental applications", *Applied Catalysis B: Environmental*, 29, p.167-176, 2001.
- JAIN, S., YAMGAR, R., JAYARAM, R. V., "Photolytic and photocatalytic degradation of atrazine in the presence of activated carbon", *Chemical Engineering Journal*, 148, p.342-347, 2009.
- JAMESON, G. J., "Hydrophobicity and floc density in induced-air flotation for water treatment", *Colloids and Surfaces*, 151, p.269-281, 1999.
- JOHNSON, W. N. Issues in maximization of recycling of water in mineral processing plant. In: *Water mining. The Australasian Institute of Mining and Metallurgy. Publication Series No 6/2003. Brisbane, Australia, 2003.*
- KLIMPEL, R. R, 1996. The effect of water chemistry, reagent type, and environmental factors on the performance of industrial grinding and flotation process involving sulfide minerals. Paper presented at SME Annual Meeting, Phonex, Arizona, March 11-14.
- LAITINEN, N., KULOVAARA, M., LEVÄNEN, E., LUONSI, A., TEILLERIA, N., NYSTRÖM, M., "Ultrafiltration of stone cutting mine wastewater with ceramic membranes – a case study", *Desalination*, 149, p.121-125, 2002.
- LAZARIDIS, N.K., PELEKA, E.N., KARAPANTSIOS, T.D., MATIS, K. A., "Copper removal from effluents by various separation techniques", *Hydrometallurgy*, 74, p.149-156, 2004.
- LEVAY, G., SMART, R. St. C., SKINNER, W. M., "The impact of water quality on flotation performance", *The Journal of the South African Institute of Mining and Metallurgy*, p.69-75, 2001.
- LI, J., AI, Z., ZHANG, L., "Design of a neutral electro-Fenton system with Fe@Fe₂O₃/ACF composite cathode for wastewater treatment", *Journal of Hazardous Materials*, 164, p.18-25, 2009.
- LORA, E. E. S., "Presença e Controle da Poluição nos Setores Energéticos, Industrial e de Transporte", 2º edição, 2002.
- LUZ, A. B., "Estudo de reoxidação e redução de ferro contido em caulins", Tese de doutorado, EPUSP, São Paulo, 1998.
- MARTÍN-LARA, M. A., HERNÁINZ, F., CALERO, M., BLÁZQUEZ, G., TENORIO, G., "Surface chemistry evaluation of some solid wastes from olive-oil industry used for lead removal from aqueous solutions", *Biochemical Engineering Journal*, 44, p.151-159, 2009.

- MATIS, K. A., ZOUBOULIS, A. I., GALLIOS, G. P., ERWE, T., BLÖCHER, C., "Application of flotation for the separation of metal-loaded zeolites", *Chemosphere*, 55, p.65-72, 2004.
- NGES, I. A., LIU, J., "Effects of anaerobic pre-treatment on the degradation of dewatered-sewage sludge", *Renewable Energy*, 34, p.1795-1800, 2009.
- OLIVEIRA, A. P. A., LUZ, A. B., "Recursos hídricos e tratamento de água na mineração", *Serie Tecnologia Ambiental*, CETEM/MCT, 2001.
- PETROV, S., NENOV, V., "Removal and recovery of copper from wastewater by a complexation-ultrafiltration process", *Desalination*, 162, p.201-209, 2004.
- PRIGIONE, V., ZERLOTTIN, M., REFOSCO, D., TIGINI, V., ANASTASI, A., VARESE, G. C., "Chromium removal from a real tanning effluent by autochthonous and allochthonous fungi", *Bioresource Technology*, 100, p.2770-2776, 2009.
- PRIYA, K. R., SANDHYA, S., SWAMINATHAN, K., "Kinetic analysis of treatment of formaldehyde containing wastewater in UAFB Reactor", *Chemical Engineering Journal*, 148, p.212-216, 2009.
- RINGQVIST, L., HOLMGREN, A., ÖBORN, I., "Poorly humified peat as an adsorbent for metals in wastewater", *Water Research*, 36, p.2394-2404, 2002.
- SALSABIL, M. R., PROROT, A., CASELLAS, M., DAGOT, C., "Pré-treatment of activated sludge: Effect of sonication on aerobic and anaerobic digestibility", *Chemical Engineering Journal*, 148, p.327-335, 2009.
- SANCHEZ, M. E., OTERO, M., GÓMEZ, X., MORÁN, A., "Thermogravimetric kinetics of the combustion of biowastes", *Renewable Energy*, 34, p.1622-1627, 2009.
- SCHOLZ, M., XU, J., "Performance comparison of experimental constructed wetland with different filter media and macrophytes treating industrial wastewater contaminated with lead and copper", *Bioresource Technology*, 83, p.71-79, 2002.
- SCHOLZ, M., "Performance predictions of mature experimental constructed wetlands which treat urban water receiving high loads of lead and copper", *Water Research*, p.1270-1277, 2003.
- SOBRAL, L. G. S., DUTRA, A. J. B., LEMOS, F.A., SANTOS, F. H. S., "O Processo eletroquímico como alternativa para o tratamento de efluentes cianídricos", *Revista Escola de Minas*, p.267-272, 2002.
- TRINDADE, R. B. E., SOARES, P. S. M., "Tecnologia de sistemas passivos para o tratamento de drenagem ácida de minas", *Série Tecnologia Ambiental*, 30, CETEM/MCT, 2004.

- XIE, J. Z., CHANG, H., KILBANE, J. J., "Removal and Recovery of metal ions from wastewater using biosorbents and chemically modified biosorbents", *Bioresource Technology*, 57, p.127-136, 1996.
- WANG, X. S., TANG, Y. P., TAO, S. R., "Kinetics, equilibrium and thermodynamic study on removal of Cr (VI) from aqueous solutions using low-cost adsorbent Alligator weed", *Chemical Engineering Journal*, 148, p.217–225, 2009.
- ZHANG, D., KONG, H., WU, D., HE, S., HU, Z., HU. X., "Remediation of chromite ore processing with sewage sludge", *Bioresource Technology*, 100, p.2874-2877, 2009.

BARRAGEM DE REJEITOS

Lindolfo Soares

Geólogo pelo Instituto de Geociências da USP

Doutor em Engenharia Geotécnica pela USP-São Carlos

Professor do Departamento de Engenharia de Minas da EPUSP

INTRODUÇÃO

As atividades relacionadas à produção mineral geram um volume significativo de massa do minério que é rejeitada nos processos de lavra e beneficiamento. A disposição desses rejeitos, à semelhança daqueles resultantes de atividades industriais, urbanas ou de pesquisas nucleares, é, na atualidade, um contratempo à indústria mineral.

A crescente demanda mundial por bens minerais, aliada ao desenvolvimento econômico e tecnológico, condiciona, de forma sustentável e economicamente viável, o aproveitamento de minérios de baixo teor ou mesmo aqueles de difícil beneficiamento. Esta situação conduz a um aumento expressivo na quantidade de rejeitos produzidos, superando, em muito, aquela advinda dos próprios minérios. Na Figura 1, ilustram-se as quantidades médias de rejeitos e produtos gerados nos processos de beneficiamento.

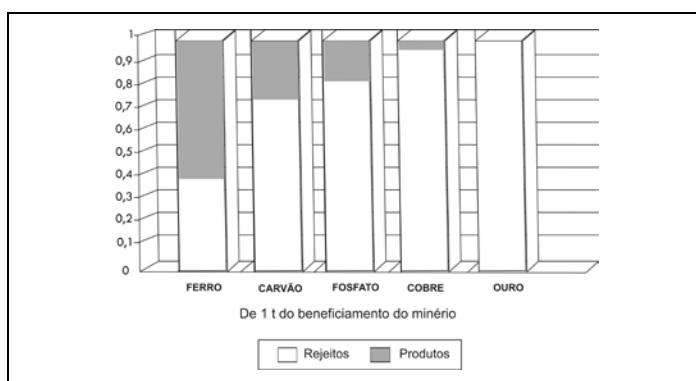


Figura 1 – Quantidade média de rejeitos gerada nos processos de beneficiamento.

No presente, a tecnologia utiliza métodos seguros de deposição de rejeitos, em especial, os lançamentos dos mesmos em barragens. A construção das barragens pode se dar por meio de processos tradicionais (de terra compactada, por exemplo), pela utilização do próprio material resultante do beneficiamento ou, ainda, com o estéril.

Tais estruturas devem atender às exigências de proteção ambiental e de segurança, além de inserir-se como parte integrante do processo produtivo, atendendo, por exemplo, as necessidades de recuperação e introdução da água nos circuito da mina e da usina de concentração. Deve-se também ter como horizonte a possibilidade de, no futuro, reaproveitar este rejeito como um bem mineral, pois o avanço tecnológico e a escassez de bens minerais poderão viabilizar este empreendimento.

É conclusivo que um projeto de barragem de rejeitos abrange diversas áreas do conhecimento com igual índice de importância. Neste trabalho, procurou-se discutir o assunto de forma abrangente, com linguagem simples e acessível a todos os especialistas da área, além de contribuir, de alguma forma, para o avanço da tecnologia mineral no Brasil.

CONCEPÇÃO DO PROJETO DE BARRAGEM DE REJEITOS

A crescente geração de rejeitos tem conduzido a um aumento significativo das estruturas armazenadoras, fazendo com que, atualmente, as barragens de rejeitos encontrem-se entre as importantes obras da mineração. Concomitantemente ao aumento das dimensões dessas barragens, os vários acidentes ocorridos com as mesmas despertam a atenção da comunidade técnico-científica e de autoridades governamentais para a questão de segurança destas obras. A facilidade de operação e a inserção segura da obra no meio ambiente, associada à sua viabilidade econômica, são requisitos básicos de um sistema de disposição de rejeitos em barragens.

A disposição controlada dos rejeitos parece causar um aumento do custo de produção sem trazer benefícios imediatos para a empresa mineradora. Ademais, a tecnologia aplicada ao projeto e construção de barragens não acompanha a evolução tecnológica dos projetos de mineração, inclusive a evolução dos projetos e construção de barragens convencionais. Como consequência, esta atividade tem sido negligenciada durante muito tempo na área de mineração.

O projeto de barragens de contenção de rejeitos constitui-se em uma especialização inserida no contexto da construção de barragens convencionais. Existem, contudo, algumas diferenças fundamentais entre as tecnologias aplicadas ao projeto e construção das barragens de terra convencionais e as barragens construídas com rejeitos.

Normalmente, os materiais de construção empregados em barragens de terra são mais adequados, melhor caracterizados e passam sempre por controle de compactação. Entretanto, os materiais usados no alteamento das barragens de rejeitos sempre contêm porcentagem mais elevada de água, e os contratempos causados pela liquefação ocorrem, quase sempre, em proporções mais graves.

A construção de barragens de rejeito deve ser um processo continuado, isto é, estendendo-se por praticamente todo o período da atividade mineira, possibilitando um acompanhamento dos resultados e possíveis modificações e aprimoramentos do projeto inicial. Desse modo, pode-se dispor, de forma segura, todos os rejeitos gerados no processamento, minimizando os riscos de acidentes.

No Quadro 1, constam alguns acidentes ocorridos em barragens de contenção de rejeitos, nos qual se observam os danos materiais ocasionados e associados à perda de vidas humanas.

Quadro 1 – Exemplos de rupturas de barragens de contenção de rejeitos.

Ano	Mina/Local	Causas da Ruptura	Danos Provocados
1965	El Cobre - Chile	Terremoto/liquefação	210 vítimas, soterramento do povoado.
1970	Mufaline Mine/África	Não definida	89 vítimas – 453.000 m ³ de rejeitos saturados.
1972	Buffalo Creek/West - Virginia	Não definida	110 mortos, 1.100 feridos, 1.500 casas destruídas – 595.000 m ³ de lama.
1974	Impala Platinum África do Sul	Entubamento (<i>piping</i>)	12 vítimas, 3 milhões m ³ de lama fluíram por 45 km, destruindo estradas, pontes e soterrando reservatório de água potável.
1985	Prealpi/Trento - Itália	Material de construção	Liberação de 200.000 m ³ de rejeitos. 268 vítimas.
1985	Cerro Negro/Chile	Sismo induzido e liquefação	Lama dos rejeitos fluíu até 85 km a jusante.
1985	Pico S.Luiz/Minas Gerais	Solapamento do pé do aterro e entubamento	Lama fluíu até 10 km a jusante. Pontes e estrada de ferro.
1986	Fernandinho/Itaminas - MG	Liquefação	4 vítimas. Destruição de laboratórios e equipamentos.
1996	Mina do Porco/Bolívia	Entubamento (<i>piping</i>)	3 vítimas – Fazendas, gado, flora e fauna; 300 km de rio contaminados.

Registra-se, ainda, que entre 1970 e 1998 ocorreram 25 grandes acidentes com barragens de contenção de rejeitos. A maioria resultou de condicionantes geológicos e geotécnicos (sismos, fundações, entubamento ou *piping*, liquefação e materiais de construção, entre outros). Na Tabela 1, consta a distribuição da frequência de acidentes, segundo suas causas.

Tabela 1 – Principais causas de acidentes em barragens de rejeitos.

Causas	Número de Acidentes	Frequência Relativa (%)
Liquefação	21	46,7
Entubamento	11	24,4
Não definida	13	28,9
TOTAL	45	100,0

Fonte: Arnez, 1999.

Diante das observações discutidas sobre as principais causas de acidentes em barragens de contenção de rejeitos, entende-se que a concepção do projeto de um sistema de disposição de rejeitos de mineração exige o conhecimento de todas as características dos materiais com os quais serão realizadas as obras. Além disso, outras considerações devem ser levadas a efeito: a dinâmica construtiva, o conjunto de operações da mina e também as características do meio físico no qual as obras estarão inseridas. Em resumo, trata-se de um projeto multidisciplinar.

Na elaboração do projeto de barragem, além dos dados disponíveis, devem ser considerados os riscos associados aos custos do projeto e as disponibilidades orçamentárias. O conjunto de operações ligadas ao projeto de implantação de barragem construída com o próprio rejeito compreende basicamente:

(i) espessamento;	(v) sistema de recuperação da água;
(ii) hidrociclonagem;	(vi) drenagem superficial e profunda;
(iii) transporte e descarga da polpa;	(vii) construção da barragem.
(iv) deposição dos rejeitos;	

Espessamento

Normalmente, a construção de barragens com o próprio rejeito fundamenta-se, tecnicamente, em processos de lançamento de materiais, à semelhança de um aterro hidráulico.

Contudo, antes do lançamento dos rejeitos, procede-se ao desaguamento do mesmo como último estágio do beneficiamento. Nesta operação, não ocorre a secagem total do rejeito, mas uma remoção significativa da água contida na polpa, processo esse realizado por meio de espessamento.

Quase sempre o projeto de mineração prevê a recuperação da água para sua reutilização no processo. É comum, a utilização de espessadores (Figura 2) e hidrociclones (Figura 3). Nesta etapa do processo, os hidrociclones possuem baixa competitividade, em decorrência dos seus elevados custos operacionais e por não recuperarem diretamente a água de circulação.

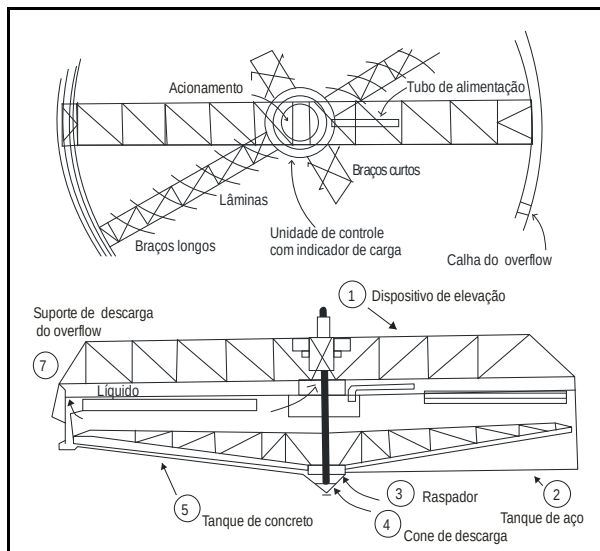


Figura 2 – Planta e seção esquemática de espessador.

Fonte: Cummins e Given, *apud* Vick, 1983.

O espessamento (desaguamento), caracterizado pelo adensamento da polpa, é o estágio final do processo de beneficiamento. Essa etapa influencia, de forma significativa, a produção e as características dos rejeitos. O emprego do espessador próximo à usina de concentração promove a recuperação da água a um custo relativamente baixo e propicia condições adequadas à obtenção de uma polpa com maior percentagem de sólidos, favorecendo o seu transporte até a barragem de rejeitos.

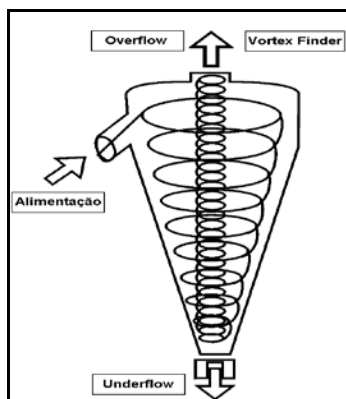


Figura 3 – Corte longitudinal de um hidrociclone.

Fonte: Warman Hero Equipamentos, 1998.

A fração mais grossa do hidrociclone, *underflow*, é empregada na construção do maciço da barragem, enquanto a fração mais fina, *overflow*, é lançada no reservatório resultante do barramento.

A água recuperada e os reagentes residuais podem ser recirculados e reaproveitados no processo de beneficiamento. Contudo, em alguns casos, o reaproveitamento não é possível por causa da existência de contaminantes que podem reduzir a eficiência do processo de beneficiamento do minério. Nestes casos, ocorrem implicações na disposição dos rejeitos (decantação, formação de praias, volume de águas armazenadas, dentre outros).

Transporte

Os rejeitos advindos do processo de beneficiamento após a etapa de espessamento são transportados na forma de polpa, aos locais de disposição em, praticamente, todas as minerações. Dentre os fatores determinantes da forma como se dará o transporte dessas polpas destacam-se:

- (i) topografia da área de manuseio dos rejeitos;
- (ii) volumes a serem depositados (tanto o volume gerado durante o período de produção como o volume total);
- (iii) distância entre o espessador e a área de deposição;
- (iv) consistência qualitativa do rejeito;
- (v) clima.

A polpa, geralmente, é muito abrasiva, com alta viscosidade e percentagem de sólidos que varia entre 15 e 55%. Em geral, o emprego de espessadores convencionais possibilita a obtenção de polpas com percentagens de sólidos na faixa entre 40 e 50%.

O transporte de polpa é feito com auxílio da gravidade, por meio de calhas abertas ou valetas e, mais comumente, por tubulação, com ou sem bombeamento. Este é determinado, basicamente, pela diferença de cota entre a usina de beneficiamento e a área onde se dará a disposição dos rejeitos e, ainda, pelo comprimento da tubulação e das perdas de carga resultantes. Este método permite o transporte do rejeito a grandes distâncias, por um custo operacional relativamente baixo.

O transporte da polpa em calhas de madeira ou de concreto é aplicado em locais de topografia descendente, no sentido usina/barragem. Estas calhas são intercaladas com caixas que promovem a dissipação de energia ou reduzem a turbulência da polpa e, ainda, permitem eventuais mudanças bruscas na direção de seu fluxo. No final dessas calhas, encontram-se, normalmente, caixas de recepção posicionadas a uma altura que atenda aos parâmetros hidráulicos direcionados ao lançamento da polpa. Destas caixas inicia-se o sistema de descarga, que consiste numa tubulação com inclinação pequena sobre a barragem em execução. Os rejeitos podem, ainda, ser transportados por caminhões de mina, geralmente fora de estradas, teleférico, correia transportadora ou uma combinação de qualquer dos métodos citados.

Em virtude da complexidade relacionada ao transporte de rejeitos por tubulação, recomenda-se um estudo criterioso, fundamentando-se nas características geotécnicas e hidráulicas, considerando os parâmetros inerentes à reologia da polpa transportada. Cabe ressaltar que a velocidade da polpa deve impossibilitar a sedimentação do material sólido, o que provocaria a obstrução da tubulação.

A velocidade mínima da polpa é peculiar a cada situação, porém, a maioria das tubulações opera com velocidades entre 1,5 a 3,0 m/s, dependendo da densidade da polpa, sua distribuição granulométrica e tamanho máximo das partículas. Ressalta-se que a operação com velocidades elevadas de polpa provoca excessivo desgaste nas tubulações, além de gerar perdas consideráveis de carga, provocando maior custo de bombeamento. Este desgaste pode ser minimizado pelo emprego de tubos revestidos internamente com borracha ou, ainda, tubos de polietileno de alta densidade, quando o transporte opera com bombeamento de baixas pressões. No projeto de transporte por duto, deve ainda ser prevista uma alternativa para o escoamento da polpa no duto, caso haja interrupção dos processos de bombeamento de rejeitos, evitando-se a obstrução da linha de transporte.

Descarga

O rejeito, na forma de polpa, é transportado, geralmente, até a área de disposição. Desse modo, as frações argilosas perdem totalmente a plasticidade e

coesão, por encontrarem-se acima de seu limite de liquidez, comportando-se como um fluido viscoso. Este rejeito pode ser lançado, na barragem, por métodos hidráulicos, em um só local ou em diversos pontos.

O processo mais empregado consiste no lançamento dos rejeitos a montante da superfície da água do lago de decantação, em praias anteriormente formadas e distribuídas ao longo do perímetro da barragem (descarga periférica). Todavia, esta forma de deposição torna-se, às vezes obrigatória, em função de razões estruturais.

Normalmente, das caixas de recepção da polpa inicia-se a tubulação de descarga (tubulação tronco) para o seu lançamento em área pré-selecionada. Em algumas circunstâncias, antes do lançamento da polpa na barragem, são empregados processos de hidrociclonagem para a separação das frações mais finas, *overflow*, das mais grossas, *underflow*. Desse modo, materiais mais grossos são utilizados na construção do corpo (maciço) da barragem, destinando a fração mais fina ao lago de decantação resultante do barramento. A hidrociclonagem possibilita a seleção e adequação dos materiais construtivos, portanto, tornou-se uma etapa muito importante na construção de uma barragem. Na ilustração da Figura 4, observa-se a localização do sistema de hidrociclonagem em relação ao dique inicial (aterro) da barragem.

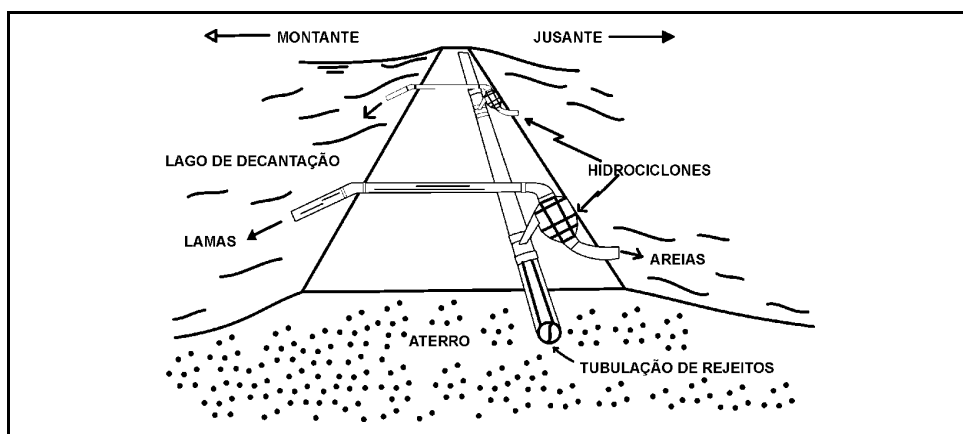


Figura 4 – Arranjo típico de hidrociclonos ao longo da crista da barragem. Fonte: Department of Energy, Mines and Resources, 1972.

A descarga da polpa pode ocorrer por um ou vários pontos, segundo plugues (*spigots*) que controlam a descarga da polpa. No primeiro caso, as tubulações de transporte devem ser desconectadas e relocadas, de modo a possibilitar a formação sequencial de depósitos adjacentes (Figura 5A), enquanto os plugues realizam as mesmas funções, isto é, lançar os rejeitos em áreas contíguas. Os *spigots* ficam posicionados ao longo da tubulação, normalmente espaçados entre 15 e 45 m. O emprego desses dispositivos possibilita, ainda, o controle do lançamento dos rejeitos por válvulas individuais em cada um deles (Figura 5B).

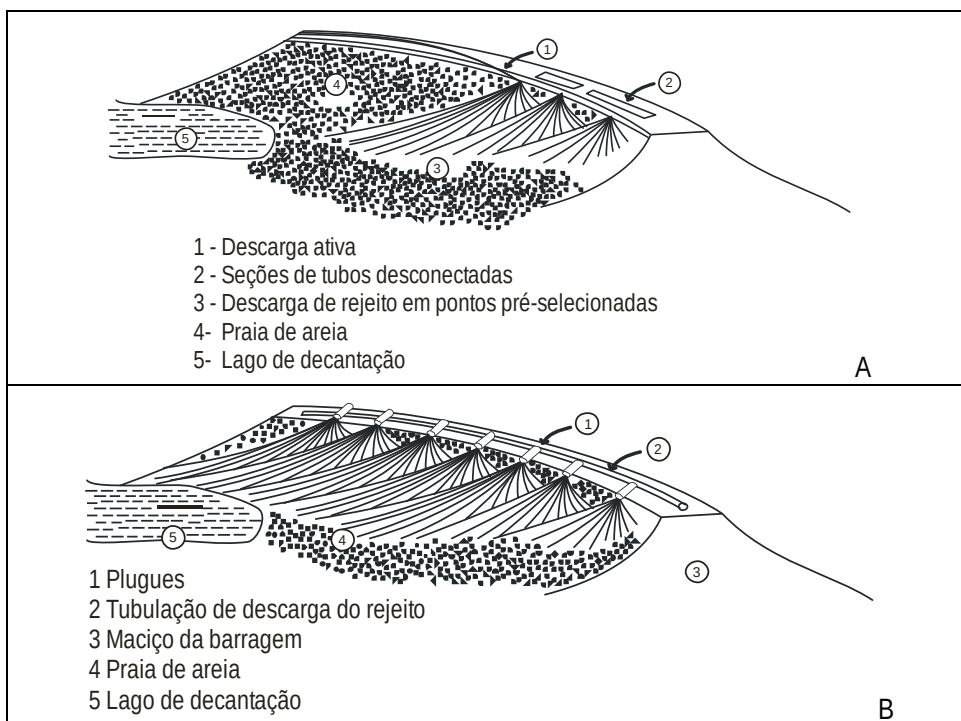


Figura 5 – Em A, método de descarga de polpa periférica por um único ponto e, em B, método de descarga periférica de polpa por *spigots*. Fonte: Vick, 1983.

Principais Características da Disposição dos Rejeitos

Em razão da grande diversidade dos rejeitos de mineração, as características dos materiais depositados podem conter variações significativas, quer em termos de diluição (o *overflow* dos hidrociclones chega ao máximo de 5%, enquanto o *underflow* dos espessadores frequentemente atingem 60%, ambos em peso), quer em termos de comportamento reológico, podendo os rejeitos depositados ser muito plásticos (argilas/lamas) ou não plásticos (areias/materiais grossos).

Com relação aos aspectos de disposição dos rejeitos, devem ser devidamente avaliados os processos de segregação do material, a inclinação dos depósitos formados pelo material (chamadas de praias), seu adensamento e a clarificação das águas.

A segregação do material lançado é um processo natural, segundo o qual a separação dos sedimentos contidos no rejeito se dá em função de sua densidade, granulometria e forma das partículas. Na Figura 6, consta a distribuição granulométrica de diferentes tipos de rejeitos em função da distância do ponto de lançamento.

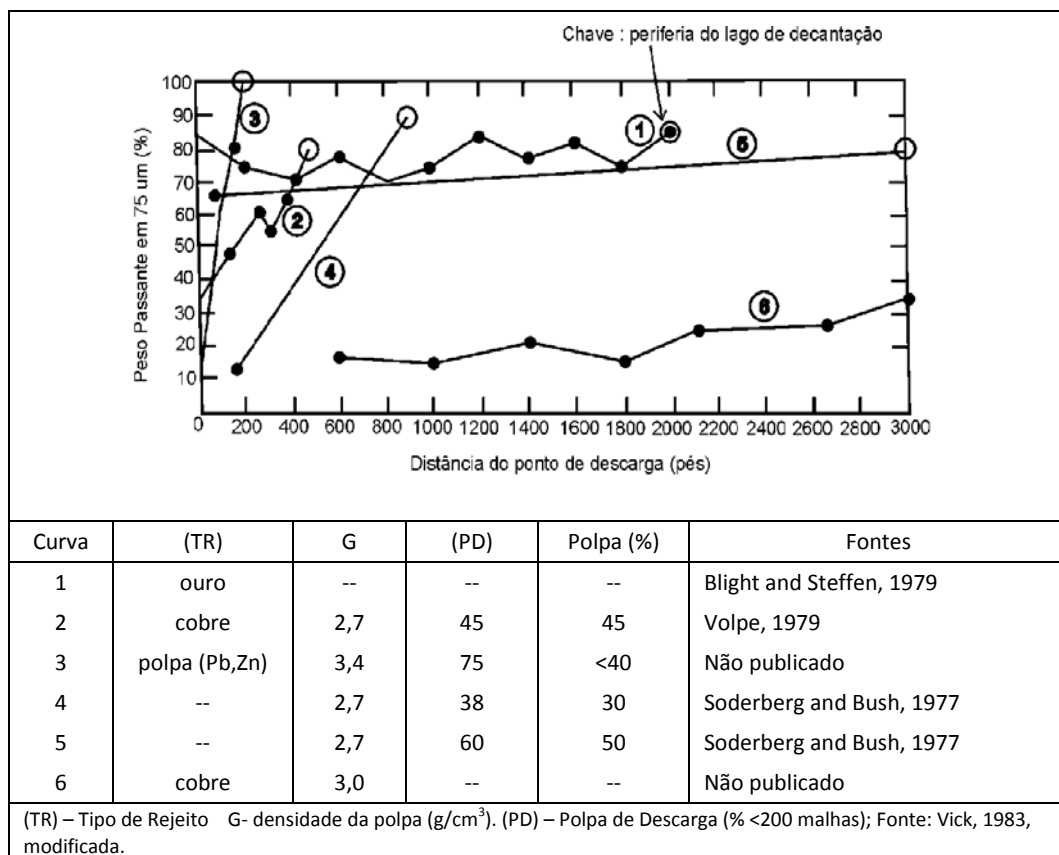


Figura 6 – Distribuição granulométrica ao longo de praias formadas por rejeitos.

Destaca-se que a granulometria do rejeito é uma característica importante e condiciona o comportamento da sua deposição. Esta é definida pela proporção entre resíduos grossos (areias) e finos (lamas), cujo limite granulométrico situa-se em torno de 74 µm (200 malhas).

Quando se procede ao lançamento dos rejeitos em um ponto qualquer do lago de decantação, a fração grossa tende a depositar-se no entorno desse ponto, enquanto os finos atingem distâncias crescentes, em função da diminuição de sua granulometria. Em termos reológicos, a permeabilidade e a resistência ao escoamento da polpa diminuem, conforme aumenta a distância do ponto de lançamento.

Vários rejeitos possuem quantidades consideráveis da fração argilosa, o que pode resultar em proporção muito alta do volume de vazio. Este fato exige o adensamento pelo processo de sedimentação, uma vez que tal situação irá indicar o volume do reservatório indispensável à armazenagem dos rejeitos.

Contudo, apenas a proporção de grossos e finos não conduz ao conhecimento completo dos sedimentos a serem depositados. São indispensáveis informações sobre o “coeficiente de uniformidade” das partículas, o que refletirá se o material depositado terá comportamento relativamente homogêneo ou se terá suas propriedades variando, consideravelmente, em função de sua distância do ponto de lançamento. Por exemplo, a sedimentação de partículas finas, quando não devidamente controlada, pode gerar níveis sem “coesão”, com elevado índice de vazios. Este fato pode resultar em um processo de liquefação, caso o depósito sofra súbito carregamento (estático ou dinâmico), com o consequente aumento das pressões neutras.

O processo de segregação resulta na formação de praias, cujo ângulo de deposição depende da porcentagem de sólidos contidos no rejeito. Quanto menor for a porcentagem de sólidos na polpa, menor seu ângulo de repouso. Este comportamento é importante para o cálculo de largura da praia a ser formada e, portanto, na definição da posição do sistema extravasor. A grande maioria dos diferentes tipos de rejeitos forma uma praia de deposição com inclinação entre 0,5 e 2,0% nos locais mais próximos do ponto de lançamento, todavia, podem atingir distâncias mais longas com inclinações que chegam a 0,1%.

Os processos de lançamento dos rejeitos formam depósitos muito heterogêneos, cujas camadas variam em espessura e distribuição granulométrica. Tais fatos são constatados pela seção vertical do depósito. A variação na direção horizontal da distribuição granulométrica destes materiais é também bastante significativa, com partículas arenosas avançando sobre praias argilosas e camadas de lama depositadas sobre essas praias, em função das oscilações do nível no lago de decantação. Normalmente, os ensaios laboratoriais de carregamento e sedimentação não refletem, com exatidão, as condições observadas em campo.

A Figura 7 ilustra a segregação das partículas de rejeitos graníticos e carbonáticos ao longo de praias de sedimentação.

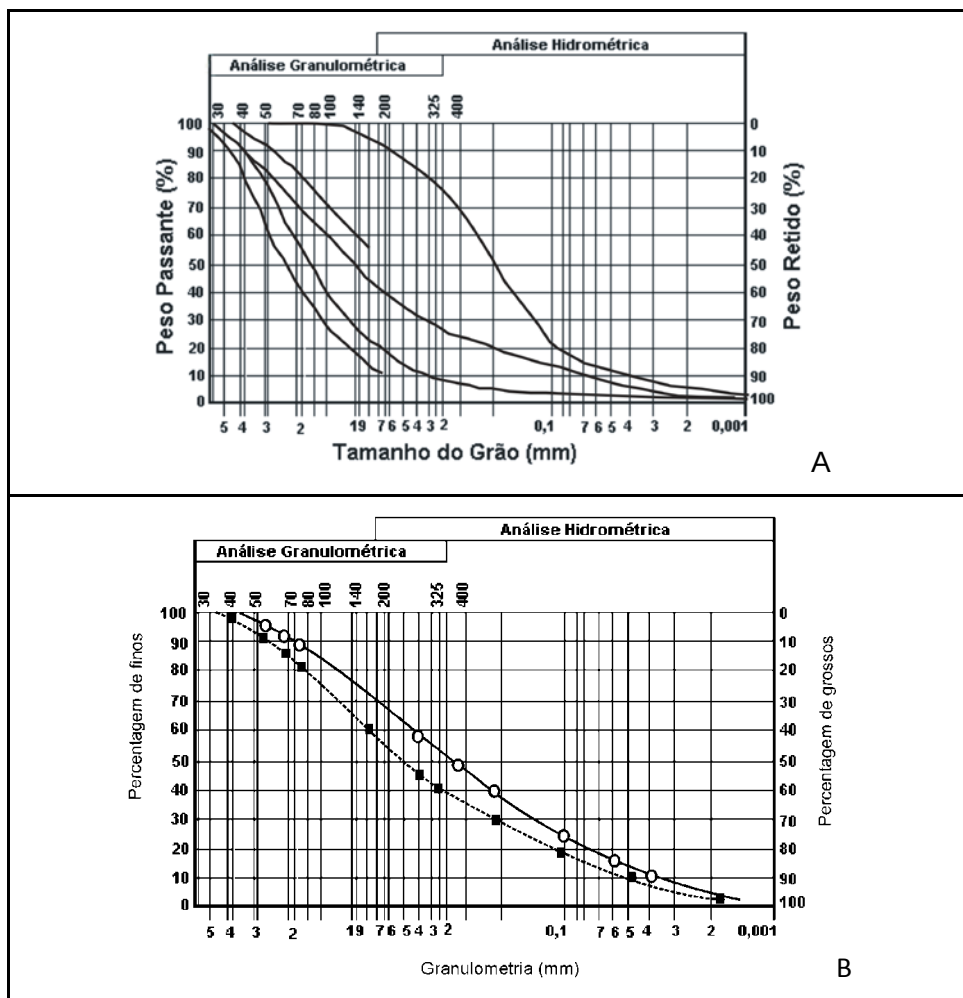


Figura 7 – Em A, segregação granulométrica de material granítico ao longo de praias formadas por rejeitos e, em B, segregação granulométrica de material calcáreo ao longo de praias formadas por rejeitos. Fonte: Soderberg e Bush, 1977.

No entanto, a deposição da fração argilosa contida nas lamelas do lago de decantação difere completamente dos processos de formação de praias, caracterizando a deposição das argilas quase que exclusivamente, por movimentação vertical. A taxa de sedimentação das lamelas influencia na definição do tamanho do lago de decantação, em função do volume de água que deverá ser reciclado ao processo de beneficiamento. A taxa de sedimentação pode ser determinada por ensaios laboratoriais com as polpas dos rejeitos e, após terminada a fase de sedimentação, pode-se determinar o índice de vazios inicial que as polpas terão nas condições de campo. No gráfico da Figura 8, observa-se o resultado de teste de sedimentação de polpas em laboratório.

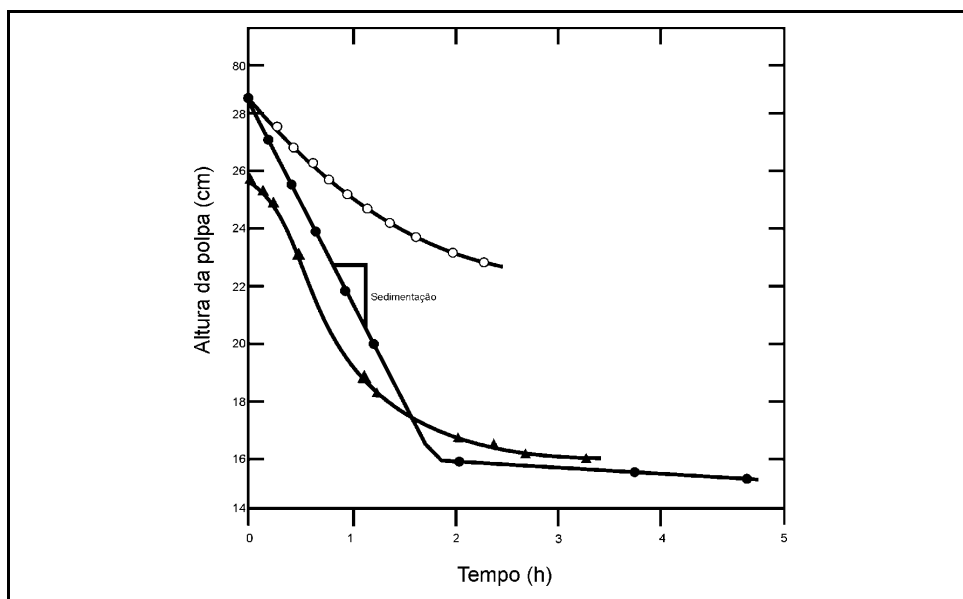


Figura 8 – Sedimentação de polpas de rejeitos de cobre. Fonte: Vick, 1983 *apud* Mittal & Morgenstern.

PRINCIPAIS CARACTERÍSTICAS GEOTÉCNICAS DOS REJEITOS

Os rejeitos são definidos como a fração do minério destituída de mineral útil ou de valor econômico, obtida por processo de beneficiamento mineral. Como neste processo a britagem e a moagem são etapas praticamente obrigatórias para a liberação dos minerais de interesse, as partículas geradas são angulosas, com bordas cortantes e superfícies rugosas exibindo fraturas frescas. Os rejeitos resultantes das diversas etapas do beneficiamento – lavagem, peneiramento, deslamagem, concentração gravítica e magnética, flotação, lixiviação, dentre outras – são constituídos em proporções variadas de gases, líquidos e sólidos.

Em função do tipo de minério processado e do método de beneficiamento adotado, os rejeitos, em geral, exibem características variáveis. Sob o aspecto granulométrico, esses são tidos como materiais finos, variando de colóides a areias. Assim, o projeto e construção de barragens utilizando rejeitos deve buscar informações capazes de definir os parâmetros de controle de qualidade desses rejeitos em substituição aos procedimentos empíricos comumente adotados.

O comportamento geotécnico dos rejeitos está ligado às características do material, à natureza do depósito e à forma como foi depositado. Estes depósitos resultam em duas classes distintas de material: areias lançadas por mecanismos hidráulicos e lamas depositadas por sedimentação. A granulometria é a característica mais importante e determina o comportamento dos rejeitos.

A determinação das características geotécnicas dos rejeitos é feita com base nos índices convencionais da Mecânica dos Solos, quais sejam: massa específica aparente, umidade, limites de liquidez e plasticidade, índice de plasticidade e granulometria.

As principais características geotécnicas dos rejeitos que devem ser conhecidas são: densidade *in situ*; limites de Atterberg; índice de vazios inicial; consolidação ou adensamento; compressibilidade; permeabilidade e resistência ao cisalhamento.

Densidade *In Situ*

A densidade é normalmente expressa em termos de densidade seca ou índice de vazios e depende dos seguintes fatores: gravidade específica, granulometria e conteúdo argiloso. A densidade dos grãos de um determinado rejeito pode variar entre amplos limites, influenciando, desta forma, no comportamento da massa do rejeito total.

A densidade *in situ* e a umidade do rejeito dependem do método de lançamento e de sua posição relativamente à barragem. A densidade aparente seca do material sedimentado nos reservatórios é bastante variável, situando-se na faixa entre 0,5 e 1,5 t/m³. Em geral, por causa da compressibilidade dos rejeitos depositados hidraulicamente, a densidade *in situ* aumenta com a profundidade. A variação da densidade aparente seca, em função da profundidade em que se encontra o rejeito, pode ser visualizada nas Figura 9.

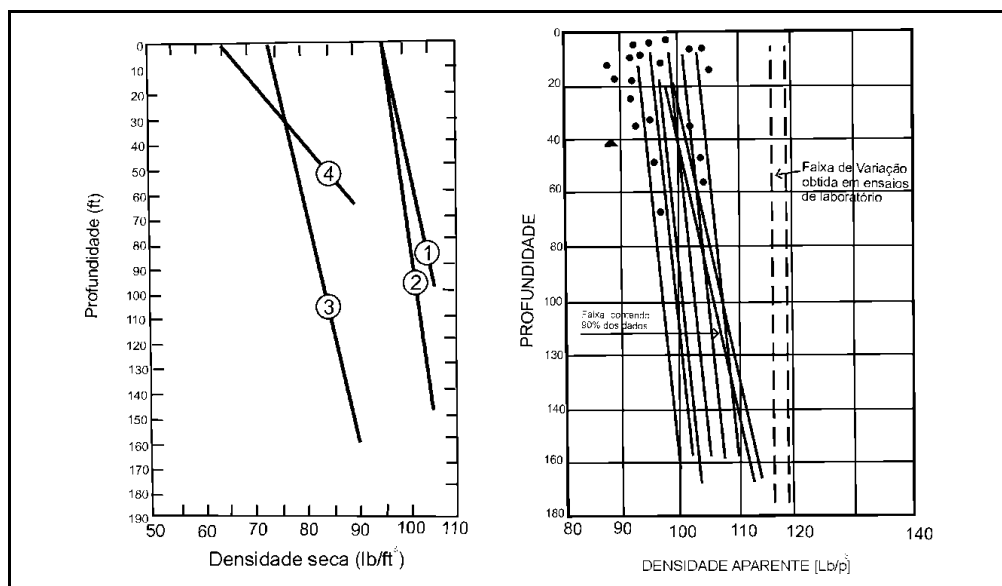


Figura 9 – À esquerda, aumento da densidade *in situ* dos rejeitos com a profundidade e, à direita, variação da densidade aparente seca com a profundidade. Fonte: Gregório Filho & Nieble, 1975; Vick, 1983; Gregório Filho & Nible, 1975.

Limites de Atterberg

A maior parte dos rejeitos resultantes dos processos de beneficiamento mineral não possui plasticidade. Os rejeitos dificilmente atingem índice de plasticidade acima de 25%.

Índice de Vazios Inicial

O índice de vazios inicial (e_i) é definido como a linha de fronteira entre a sedimentação e a consolidação. Neste caso, as partículas estão em contato, ocorrendo assim a transferência de esforços entre as mesmas. Em geral, não é simples definir quando ocorre o término da sedimentação e o início da consolidação, o que leva à adoção de um índice de vazios inicial, geralmente, arbitrário. Na prática, pequenas discrepâncias na seleção do e_i não influenciam, de forma significativa, na definição da capacidade de armazenamento do reservatório. Se o valor de e_i estiver pouco acima ou abaixo do valor verdadeiro, o tempo de consolidação pode estar errado em algumas semanas, valor este pouco expressivo em relação ao período de alguns anos, para que ocorra a consolidação total. O índice de vazios é expresso pela Equação 1.

$$e = \frac{V_v}{V_s} \quad [1]$$

em que: e - índice de vazios; V_v - volume de vazios; V_s - volume de sólidos.

Na prática, pode-se assumir que o valor de e_i é aproximadamente igual ao índice de vazios correspondente ao limite de liquidez da amostra, multiplicado por 7.

Desta forma tem-se:

$$e_i = 7G \frac{(LL)}{100} = 0,07G(LL) \quad [2]$$

em que: G - peso específico dos sólidos secos; (LL) - limite de liquidez do material expresso em porcentagem.

Consolidação ou Adensamento

A consolidação das frações finas existentes nos rejeitos pode levar até dezenas de anos. Os materiais situados nas camadas mais profundas possuem baixos índices de vazios ou elevadas densidades secas, enquanto os mais próximos à superfície têm materiais com elevados índices de vazios.

Assim, a compacidade relativa (CR) de um material granular pode ser definida como:

$$CR = \frac{(e_{\max} - e)}{(e_{\max} - e_{\min})} \quad [3]$$

em que:

$e_{\max}$ - índice de vazios máximo;

$e_{\min}$ - índice de vazios mínimo;

e - índice de vazios do material no estado em que se encontra.

Compressibilidade

O lançamento de rejeitos no reservatório por mecanismos hidráulicos possibilita a formação de camadas fofas, constituídas, geralmente, por grãos finos, alongados e angulosos, o que resulta em materiais de elevada compressibilidade. Quando estes materiais encontram-se em estado de saturação completa, associada aos baixos índices de permeabilidade, caso ocorra aplicação violenta de pressões externas, a fase líquida pode absorver parte ou a totalidade desta pressão. Neste caso, o rejeito poderá fluir como um líquido viscoso graças ao processo conhecido como liquefação. Nos solos grossos, este evento é bastante raro, sendo comum nos solos de granulometria arenosa mais fina.

Permeabilidade

Não é trivial a determinação ou avaliação do índice de permeabilidade, pois, o mesmo varia desde 10^{-2} cm/s, em areias grossas e limpas, até valores abaixo de 10^{-7} cm/s, em argilas consolidadas. Assim, a variação da permeabilidade pode ser caracterizada como função da dimensão dos grãos do rejeito, sua plasticidade, modo de lançamento e profundidade do material.

A segregação do material em função de sua granulometria influencia os valores da permeabilidade. Na Figura 10, observa-se a variação da permeabilidade e sua anisotropia (V x H) em função da distância do ponto de descarga dos rejeitos no reservatório.

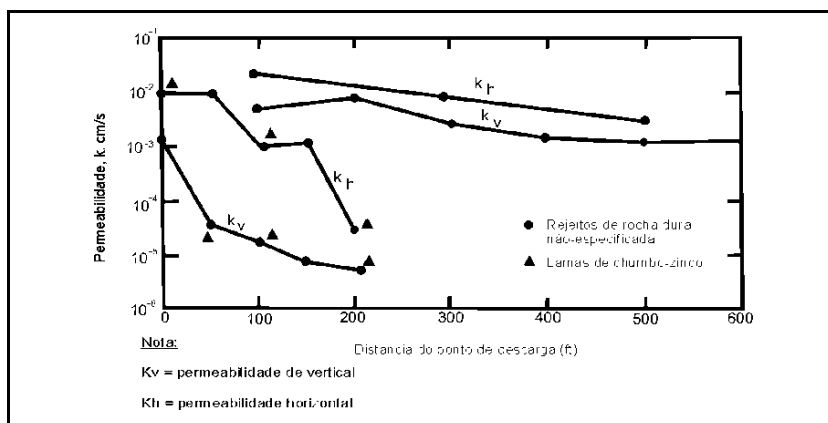


Figura 10 – Variação da permeabilidade e anisotropia em função da distância do local de descarga, para praias de rejeitos bem segregados.

Fonte: Soderberg & Bush, 1977.

Cabe assinalar que a influência do índice de vazios é bastante significativa na permeabilidade de rejeitos. Embora os valores do índice de permeabilidade variem com o índice de vazios, observa-se que a variação da permeabilidade com o decréscimo deste índice é bastante consistente para a maioria dos rejeitos arenosos e para aqueles de baixa plasticidade. O índice de vazios pode provocar variações na permeabilidade de até cinco vezes nos rejeitos grossos e, nas lamaz, até dez vezes. Na Figura 11, os valores de permeabilidade média são plotados em função do índice de vazios de rejeitos.

Conforme os dados da Figura 11, os depósitos de rejeitos possuem variação da permeabilidade bastante significativa entre as direções horizontal (K_h) e vertical (K_v). Esta variação deve-se, basicamente, à natureza das camadas, e a razão entre a permeabilidade horizontal e vertical (K_h/K_v) situa-se, normalmente, entre 2 e 10, podendo esta relação, eventualmente, atingir valores em torno de 100, quando o lançamento dos rejeitos no reservatório não é bem controlado.

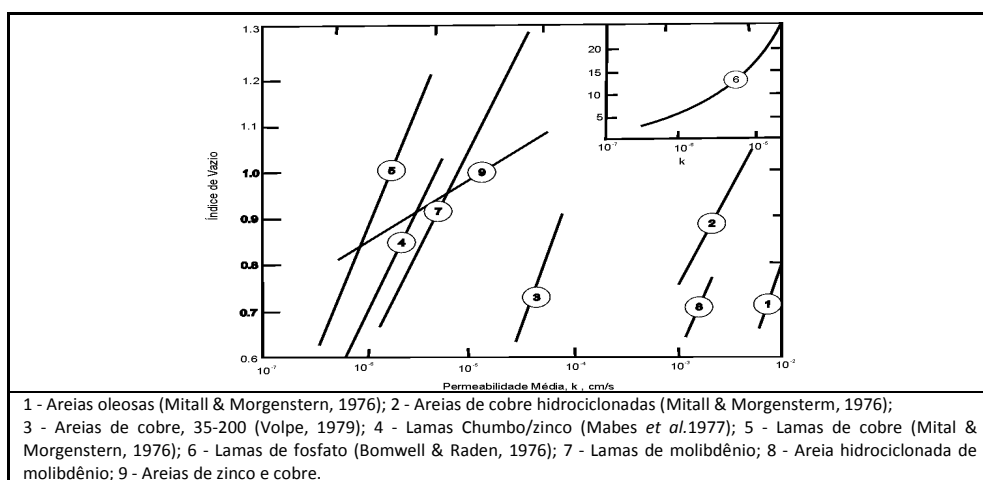


Figura 11 – Variação da permeabilidade média de rejeitos em função do índice de vazios. Fonte: Vick, 1983.

A segregação hidráulica está diretamente relacionada ao processo de deposição das partículas de tamanhos diferentes e a diferentes distâncias de lançamento. A concepção clássica da deposição hidráulica das partículas de rejeito e as permeabilidades esperadas estão exemplificadas na Figura 12, na qual se observam três zonas:

- (i) uma constituída por areias de alta permeabilidade, situada próxima ao ponto de descarga;
- (ii) outra constituída por lamaz, de permeabilidade baixa, situada distante do ponto de lançamento;
- (iii) por último, aquela com permeabilidade intermediária situada entre estas duas primeiras.

A largura relativa de cada zona depende da proporção das areias e lamas, inclusive da posição do lago de decantação em relação ao ponto de descarga. Os valores relativos à permeabilidade mais frequentes de alguns rejeitos estão relacionados na Tabela 2.

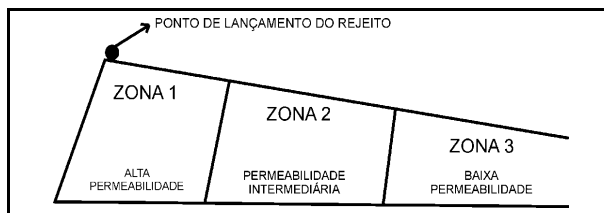


Figura 12 – Concepção da variação da permeabilidade num depósito de rejeitos.

Fonte: Kealy & Bush, 1971.

Tabela 2 – Valores relativos à permeabilidade para alguns rejeitos.

Tipo de Rejeito	Permeabilidade (k) (cm/s)
Ciclonado grosso, limpo, com menos de 15% abaixo de 74 µm.	10^{-2} a 10^{-3}
Espigotado, com até 30% abaixo de 74 µm.	10^{-3} a 5×10^{-4}
Lamas não plásticas ou de baixa plasticidade.	10^{-5} a 10^{-7}
Lamas de alta plasticidade.	10^{-4} a 10^{-8}

A estimativa da permeabilidade pode ser feita com base na sua granulometria. Segundo Hazen, a permeabilidade (K) pode ser estimada segundo o diâmetro efetivo d_{10} (diâmetro tal que o peso de todos os grãos menores constitua 10% do peso total da amostra).

$$K = 100 (d_{10})^2 \quad [4]$$

A expressão da Equação [4] deve ser usada apenas como ordem de grandeza e foi determinada empiricamente com grãos de areia uniforme, cujo diâmetro efetivo variava entre 0,01 e 0,3 cm.

A título de orientação, podem ser empregados os valores de permeabilidade relacionados na Tabela 3, elaborada segundo a experiência de campo e de técnicos que atuam no setor.

Tabela 3 – Valores estimados da permeabilidade em função da granulometria do solo.

K (cm/s)	10^2	1	10^{-2}	10^{-4}	10^{-6}	10^{-8}
Solo	Pedregulhos	Areia	AF		Argilas	

Fonte: ABGE, 1996.

AF - Areias finas siltosas e argilosas, siltes argilosos

Resistência ao Cisalhamento

A angulosidade das partículas dos rejeitos proporcionam um ângulo de atrito de 3 a 5°, maiores em relação àqueles dos materiais naturais de mesma densidade e ao mesmo nível de tensões. Os ângulos de atrito destes materiais decrescem com o nível de tensão aplicada, com valores na faixa de 35 a 40°, quando submetidos a tensões baixas, atingindo 28 a 33° para tensões mais elevadas. Cabe lembrar que os materiais constituintes dos rejeitos, com raras exceções, não são coesivos, isto é, são incapazes de conservar a estabilidade por ação de forças externas.

AValiação de Capacidade de Armazenamento

Um aspecto relevante e que condiciona o projeto e a construção de barragens com o próprio rejeito é a determinação da capacidade de armazenamento do reservatório. Este dimensionamento deve considerar, ainda, o volume de armazenamento de água, indispensável aos processos de beneficiamento, podendo resultar na construção de barragens de grande altura.

A capacidade de armazenamento do reservatório está diretamente ligada às condições de velocidade da polpa que o alimenta, condicionada por fatores topográficos, hidrológicos, clima, velocidade de deposição de rejeitos e extensão do eixo do barramento. A velocidade de sedimentação dos rejeitos grossos é muito elevada, o que o torna uma variável de pouca importância ao projeto. Para as lamas, contudo, a velocidade de sedimentação torna-se crítica para o dimensionamento do reservatório, definindo a espessura da zona de clarificação requerida, na qual ocorre a sedimentação/transição e adensamento dos materiais.

Como já visto, as lamas se depositam de maneira sub-horizontal, enquanto os grossos formam praias com ângulos de repouso variáveis, dependendo da percentagem de sólidos e da granulometria no lançamento, destacando a granulometria como fator determinante na construção de barragens, que é definida pela proporção de areia (rejeitos grossos) e pela proporção das lamas (rejeitos finos). Em qualquer caso, existe o processo de segregação, que pode ser interessante ou não, dependendo do projeto.

PRINCIPAIS MÉTODOS CONSTRUTIVOS DE BARRAGENS DE CONTENÇÃO DE REJEITOS

O projeto de contenção de rejeitos, ou seja, de barragens construídas com o próprio rejeito, transformou-se em uma especialização na área de projetos de barragens convencionais, baseando-se em princípios semelhantes.

Barragens convencionais (terra compactada) são normalmente construídas em etapa única ou, eventualmente, em dois ou três alteamentos. Este procedimento é, quase sempre, executado por uma empresa construtora que opera a custo unitário ou preço fixo, seguindo especificações construtivas rígidas, operando com pessoal e equipamento próprios. A construção em duas ou mais etapas encarece o empreendimento, visto que implica em mobilização de pessoal e equipamento.

Nas minerações, as atividades seguem por longos períodos, com existência de canteiro de obras, oficinas, equipamentos e pessoal especializados. Além de economicamente atraente, o modo de construção da barragem por alteamentos sucessivos torna-se possível pelo próprio minerador. De mais a mais, possibilita ainda a adoção de grande flexibilidade construtiva, em função da variação de volumes de rejeitos a serem armazenados, ditada, por vezes, pelas flutuações de mercado. Outro aspecto de importância significativa é a existência de materiais de construção na própria mina, podendo ser empregados, além dos rejeitos, os materiais de decapeamento e estéreis da mina. Apesar de economicamente interessante, esse método exige uma perfeita integração das equipes da mineração e de projetistas durante todas as etapas da obra.

As barragens de contenção de rejeitos construídas por alteamentos sucessivos compreendem a execução inicial de uma barragem piloto, constituída por um dique de pequena altura (5 m) de terra compactada (dique inicial). Os alteamentos subsequentes acompanham o nível de rejeitos depositados no reservatório, até mesmo com uma borda livre que possibilita o armazenamento de água para reaproveitamento no processo de beneficiamento, além de minimizar os efeitos de inundações.

A ciclonagem dos rejeitos tem sido prática comum na classificação dos sólidos grossos, que são empregados para construir (altear) a barragem, e dos sólidos finos que são lançados no reservatório da barragem (bacia de decantação).

Embora ocorram variações expressivas nos alteamento das barragens construídas com rejeitos, podem ser destacados três métodos mais comuns: de montante, de jusante de linha de centro. Estas denominações resultam do deslocamento que o eixo da barragem desenvolve durante seu alteamento. Deve-se assinalar que cada método deverá ser o mais adequado às combinações das variáveis condicionantes de cada projeto: topografia, hidrologia, geologia, tipos e propriedades do subsolo, granulometria e concentração dos rejeitos, velocidade de deposição, variação da capacidade de armazenamento do reservatório com o aumento da altura, disponibilidade de equipamentos de terraplanagem, compactação e equipes de controle. A seguir são discutidos os principais itens específicos a cada método de alteamento.

Método da Linha de Montante

Neste caso, o eixo da obra se desloca para montante e há o aproveitamento dos rejeitos depositados como parte da estrutura de contenção. Os rejeitos são lançados a montante desde a crista do dique inicial, formando uma praia, a qual servirá como fundação para a construção do novo alteamento. O procedimento sequenciado do alteamento neste método está esquematizado na Figura 13.

Durante o lançamento dos rejeitos, ocorre segregação granulométrica, ficando a fração mais grossa depositada próxima ao maciço. As frações mais finas (lamas) fluem em direção ao lago de decantação ou são lançadas no mesmo.

Para que o material lançado sirva de base para um novo alteamento, exige-se que os rejeitos contenham de 40 a 60% de areia e baixa densidade de polpa, favorecendo a segregação granulométrica.

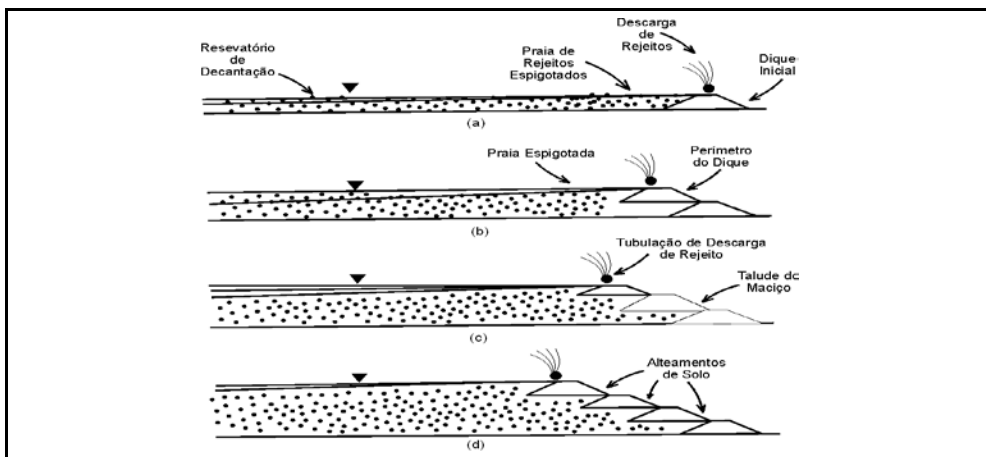


Figura 13 – Sequência de alteamento de barragens de rejeito pelo método de montante modificado. Fonte: Vick, 1983.

As vantagens e desvantagens deste método são destacadas a seguir.

Vantagens:

- (i) menor custo de construção;
- (ii) maior velocidade de alteamento;
- (iii) menores volumes na etapa de alteamento;
- (iv) pouco uso de equipamentos de terraplenagem.

Desvantagens:

- (i) menor coeficiente de segurança, em função da linha freática, em geral, situada muito próxima ao talude de jusante (Figura 14a);
- (ii) a superfície crítica de ruptura passa pelos rejeitos sedimentados, porém não devidamente compactados (Figura 14b);
- (iii) há possibilidade de ocorrer entubamento, resultando no surgimento de água na superfície do talude de jusante, principalmente quando ocorre concentração de fluxo entre dois diques compactados (Figura 14c);
- (iv) há risco de ruptura provocado pela liquefação da massa de rejeitos, por efeito de sismos naturais ou vibrações causadas por explosões ou movimentação de equipamentos.

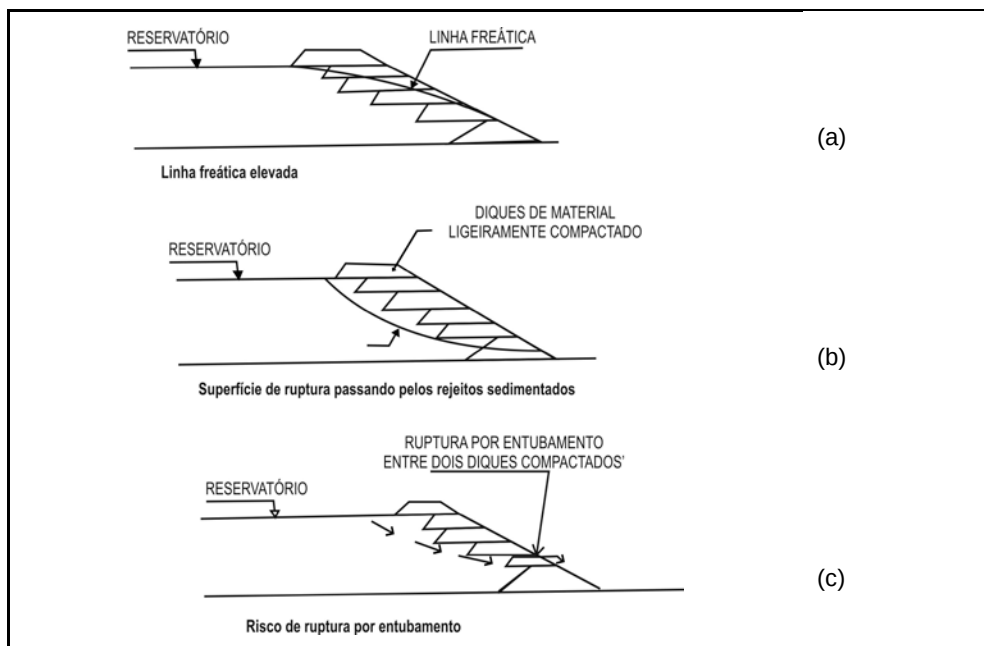


Figura 14 – Principais riscos de ruptura causados pelo alçamento segundo o método de montante. Fonte: Silveira & Reades, 1973.

Dentre os cuidados e aplicação de medidas relacionadas a este método com o propósito de melhorar a segurança e desempenho da obra, são normalmente recomendados os cuidados a seguir.

O lançamento dos rejeitos deve ser feito no perímetro do lago, imediatamente a montante do talude do dique inicial e dos alteamentos subsequentes.

Deve-se evitar retenções de água próximo à crista ou em áreas confinadas, por meio de um plano de lançamento de rejeitos e das manobras da tubulação de seu lançamento.

Os rejeitos devem ter fração arenosa, para favorecer a drenagem e serem lançados com uma concentração de sólidos que possibilite a segregação do material próximo à crista da barragem.

O nível de água do reservatório deve ficar afastado da crista da barragem, adotando-se sistemas para esgotamento das águas de chuvas e aquelas liberadas pela polpa.

Em áreas que ocorram vibrações, sejam de origem tectônica (sismos naturais) ou provocadas por desmonte com explosivo na mina ou, ainda, por passagem de veículos (sismos induzidos), recomenda-se que o alçamento por este método seja descartado.

As barragens não deverão ter grande altura, e a velocidade de alçamento fica condicionada às propriedades dos rejeitos, visto que a segurança da barragem depende da resistência mobilizável dos rejeitos, que é condicionada pelas pressões neutras. Estas

pressões estão relacionadas à velocidade de aumento das sobrecargas provocado pela velocidade de alteamento da barragem e pela velocidade de dissipação das pressões neutras.

A estabilidade destas obras é também ditada pelo avanço do lago de decantação, que pode elevar a superfície do nível freático no corpo da barragem, fazendo a água atingir as partes altas do talude de jusante da barragem, possibilitando o estabelecimento do processo de entubamento (Figura 15a).

Normalmente praias com baixa segregação dos rejeitos lançados, entubamento, baixa permeabilidade, ocasionam a elevação do nível freático no corpo da barragem, podendo, neste caso, também ocorrer entubamento causado pela surgência d'água no talude de jusante da barragem (Figura 15b);

O nível freático poderá também elevar-se caso as fundações da barragem sejam impermeáveis. Neste caso, a passagem da água ocorre apenas pelo corpo do barramento, podendo provocar o surgimento de água no talude de jusante, o que possibilita a formação de entubamento (Figura 15c).

Deve-se tratar o talude de jusante contra erosões provocadas pela ação de chuvas, à medida que a barragem vai sendo alteada. Este tratamento compreende a condução das águas por meio de canaletas e caixas de passagem. Por último, deve-se proceder à proteção superficial por cobertura vegetal.

O monitoramento da obra deve ser feito durante todo o período de alteamento, continuando na fase de desativação. Ou seja, trata-se de uma ação continuada.

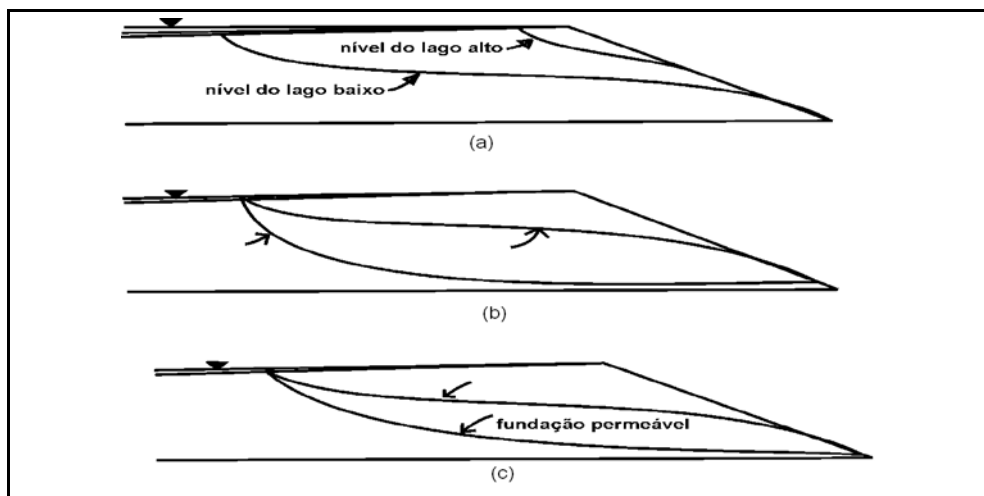


Figura 15 – Posicionamento do nível freático em função das características do projeto. Fonte: Nieble, 1986.

Método da Linha de Jusante

No método de jusante, a linha do centro (eixo da barragem), se desloca a jusante durante os processos de alteamentos. Também neste método se faz necessária a construção de um dique inicial, impermeável, empregando-se normalmente material argiloso compactado. Este dique inicial deve ser dotado de drenagem interna (filtro vertical e tapete drenante), além de ter seu talude de montante impermeabilizado com argila compactada ou mantas plásticas específicas para impermeabilização.

Neste método somente os rejeitos grossos são utilizados no alteamento, e a barragem pode ser projetada para grandes alturas, incorporando sempre, neste alteamento, o sistema de impermeabilização e drenagem. Os rejeitos são hidroclonados, e o *underflow* é lançado no talude de jusante sobre compactação e controle construtivo. Um diagrama esquemático com os principais elementos deste método de construção, além da sequência de alteamento, pode ser visualizado na Figura 16.

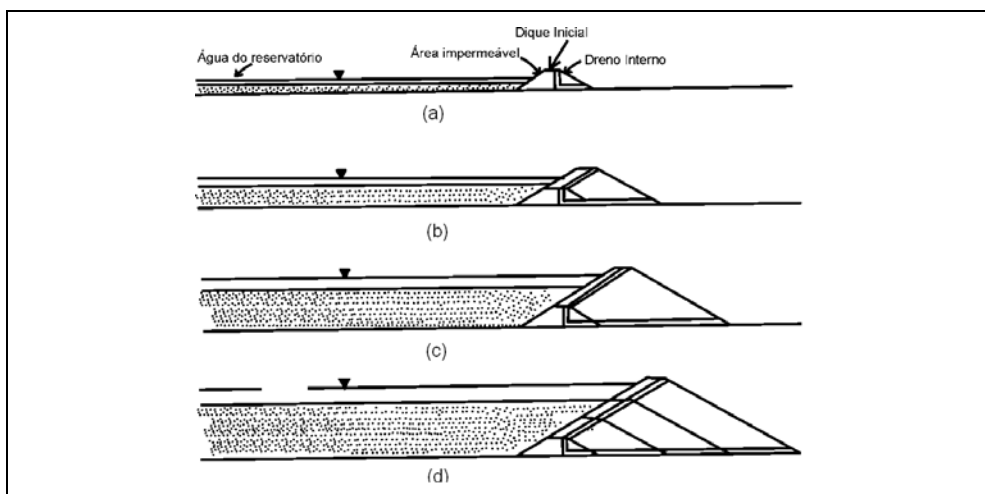


Figura 16 – Sequência de alteamento da barragem pelo método de jusante.

Fonte: Vick, 1983.

Como vantagens deste método podem ser assinaladas:

- (i) maior segurança por alteamento controlado;
- (ii) menor probabilidade de entubamento e de rupturas horizontais, em consequência da maior resistência ao cisalhamento;
- (iii) maior resistência a vibrações provocadas por sismos naturais e vibrações em razão do emprego de explosivos nas frentes de lavra;
- (iv) instalação de sistema de drenagem e impermeabilização, à medida que se processa o alteamento.

As principais desvantagens do método são:

- (i) custo mais elevado;
- (ii) maior volume de material a ser movimentado e compactado;
- (iii) menor velocidade de alteamento da barragem;
- (iv) não possibilita a proteção com cobertura vegetal e tampouco drenagem superficial durante a fase construtiva, devido à superposição dos rejeitos no talude de jusante;
- (v) requer o emprego de hidrociclones e a construção de enrocamento de pé para conter o avanço do *underflow*;
- (vi) requer a construção de dique a jusante para contenção dos materiais do *underflow*.

Método da Linha de Centro

Trata-se de um método intermediário entre o método da linha de montante e o da linha de jusante, inclusive em termos de custo. O comportamento estrutural das barragens construídas por este método aproxima-se mais ao método de jusante.

Inicialmente é construído um dique de partida (dique inicial), e os rejeitos são lançados perifericamente a montante do mesmo, formando uma praia. O alteamento subsequente é realizado lançando-se os rejeitos sobre a praia anteriormente formada e sobre o talude de jusante do dique de partida. Neste processo, o eixo da crista do dique inicial e dos diques resultantes dos sucessivos alteamentos são coincidentes. Na Figura 17, ilustra-se a sequência construtiva deste método.

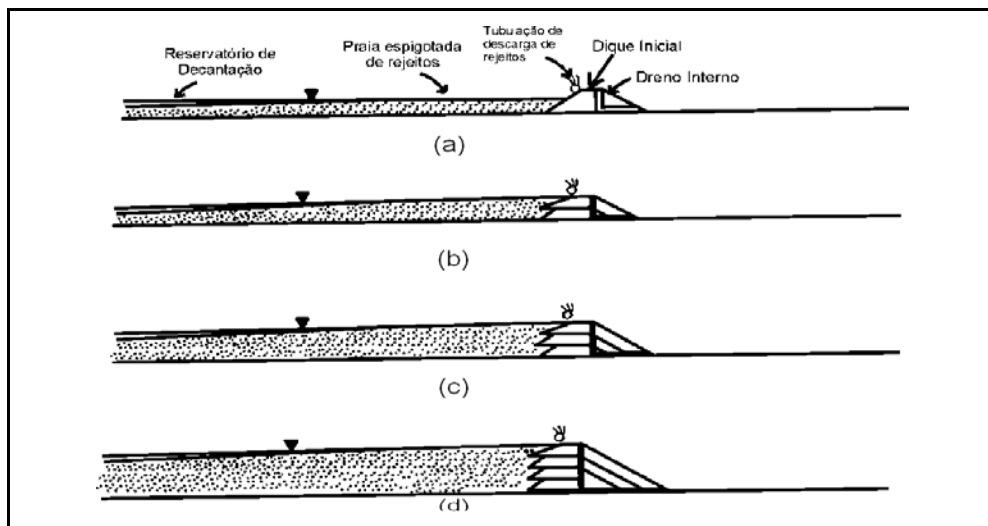


Figura 17 – Sequência de alteamento pelo método de linha de centro.

Fonte: Vick, 1983.

Na realidade, este método tanto insere as vantagens dos métodos anteriores, quanto minimiza suas desvantagens. Como principais vantagens destacam-se:

- (i) facilidade construtiva;
- (ii) o material para o alteamento pode vir de áreas de empréstimo, estéril ou do *underflow* dos hidrociclones;
- (iii) permite o controle da linha freática no talude de jusante.

As principais desvantagens são:

- (i) a área a montante é passível de escorregamentos;
- (ii) há necessidade do uso de hidrociclones;
- (iii) este método, além do dique inicial, requer um enrocamento de pé para conter o avanço do *underflow*;
- (iv) não permite tratamentos da superfície do talude de jusante.

No Quadro 2, sintetizam-se os métodos construtivos descritos, abordando suas características gerais, vantagens e desvantagens. No Quadro 3, estão sumarizadas as principais características e aspectos de segurança das obras construídas, segundo diferentes métodos, comparadas às barragens de terra compactada.

Quadro 2 – Métodos construtivos de barragens de contenção de rejeitos.

Características Gerais Método de Montante – É o mais antigo e o mais empregado na atualidade. Lançamento a partir da crista por <i>spigots</i> (as frações grossas se depositam junto ao corpo da barragem). Também podem ser usados hidrociclones. Método de Jusante - Construção de dique inicial impermeável e barragem de pé. Separação dos rejeitos na crista do dique por meio de hidrociclones. Barragem com dreno interno e impermeabilização a montante. Método de Linha de Centro - Variação do método de jusante.
Vantagens Método de Montante - Menor custo e maior velocidade de alteamento. Método de Jusante - Maior segurança. Compactação de todo o corpo da barragem. Método de Linha de Centro - Variação do volume de <i>underflow</i> em relação ao método a jusante.
Desvantagens Método de Montante - Maior probabilidade de instabilidade em virtude da existência de finos não adensados próximo ao corpo da barragem. Baixa compacidade do material. Possibilidade de liquefação. Método de Jusante - Necessidade de grandes quantidades de <i>underflow</i> (problemas nas primeiras etapas). Deslocamento do talude de jusante (proteção superficial só no final da construção). Método de Linha de Centro - Pode ser necessário estender os trabalhos de compactação a montante do eixo da barragem.

Quadro 3 – Comparação entre as principais características de barragens de contenção de rejeitos em função dos métodos construtivos.

	Convencional	Montante	Jusante	Linha de Centro
Tipo de Rejeito Recomendado	Qualquer tipo.	Mais de 40% de areia. Baixa densidade de polpa para promover segregação.	Qualquer tipo	Areias ou lamas de baixa plasticidade
Armazenamento d'Água	Boa	Não recomendado para grandes volumes.	Boa	Não recomendado para armazenamento permanente.
Resistência Sísmica	Boa	Pobre em áreas de alta sismicidade	Boa	Aceitável.
Restrições de Alçamento	De uma só vez, ou em poucas etapas.	Recomendável menos de 5 a 10m/ano	Nenhuma	Pouca
Requisitos de Alçamento	Materiais naturais e/ou estéril.	Solo natural. Rejeitos ou estéril.	Rejeitos ou estéril.	Rejeitos ou estéril.
Custo Relativo do Corpo do Aterro.	Alto ($3V_m$)	Baixo V_m^*	Alto ($3 V_m$)	Moderado ($2 V_m$)
* V_m = volume da barragem pelo método de montante. Fonte: Nieble, 1986 (modificado).				

SISTEMAS EXTRAVASORES DE BARRAGENS DE REJEITOS

As áreas onde o acesso à água natural (fontes, rios, encostas, coeficiente de escoamento superficial) é o mínimo possível são as mais indicadas para localização de barragens de rejeitos, evitando-se, desse modo, custos adicionais à construção dos vertedores. O dimensionamento das obras de descarga de águas deverá considerar a hidrologia local e regional, além de garantir a ausência de transbordamento ou galgamento (*overtopping*), situação esta que, fatalmente, provoca a destruição total do barramento. Uma ilustração esquemática das formas de entrada e saída d'água do reservatório estão sumarizadas na Figura 18.

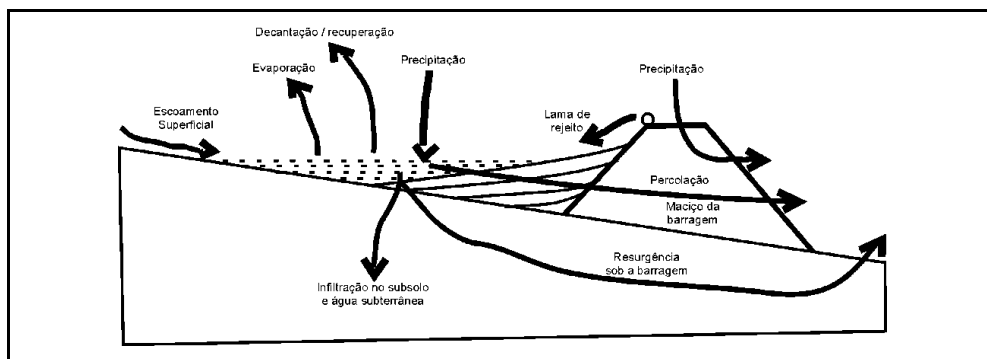


Figura 18 – Principais formas de entrada e saída d'água em reservatórios. Fonte: Down & Stocks, 1977.

As águas que alimentam o reservatório poderão ser removidas por um sistema extravasor, considerado o elemento de segurança que deve ser utilizado apenas em condições excepcionais. As obras que compõem o sistema extravasor são dispendiosas. Portanto, no seu arranjo estrutural e/ou projeto, deve-se considerar as dimensões da barragem e reservatório, as situações emergenciais, até mesmo os progressivos alteamentos durante a vida útil do barramento. Nesta etapa do projeto sugere-se uma análise dos quatro sistemas (tulipa, galeria de encosta, pontão, sifão) para descarregar a água excedente, mantendo-se o nível d'água desejado no reservatório.

Tulipa

Consiste em uma torre de concreto armado ou tubulação de metal construída dentro do futuro reservatório. Possui “janelas” que possibilitam controlar a altura do nível d'água na qual ocorre a sedimentação dos rejeitos argilosos. Esta torre conduz as águas a uma galeria de fundo que atravessa o maciço da barragem, conduzindo a água até a jusante. Portanto, a construção de um túnel escavado no maciço da ombreira da barragem favorece sobremaneira o transporte da água. É um dos sistemas mais utilizados em função da sua fácil construção, possibilidade de alteamentos, manutenção, limpeza e, finalmente, a ausência de equipamentos mecânicos de operação.

Nas barragens de grande porte, este método demanda maior investimento em relação às outras opções. O projeto civil da torre deve levar em consideração:

- (i) o empuxo dos rejeitos;
- (ii) cuidados especiais com as fundações da torre, sua junção à tubulação (recalques diferenciais);
- (iii) as juntas (união entre os tubos), pois sua abertura, provocada por recalques diferenciais da fundação, por exemplo, podem provocar erosão interna no maciço com a formação de entubamento, cuja ação, em consequência do seu surgimento, seria incontrolável.

No diagrama esquemático da Figura 19, consta um exemplo de extravasor constituído por torre (tulipa).

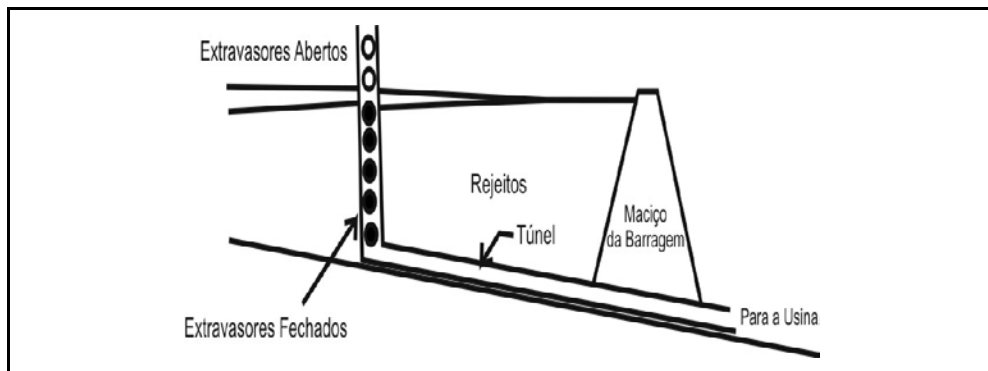


Figura 19 – Extravasor tipo tulipa interligado à galeria de fundo. Fonte Vick, 1983.

Galeria de Encosta

Consiste em uma galeria de concreto ou tubos metálicos inclinada, implantada sobre a encosta (Figura 20) que compõe a ombreira da barragem. Esta galeria está interligada à outra de fundo, que conduz as águas a jusante por sob o maciço da barragem ou a um túnel escavado na ombreira da mesma. A galeria inclinada pode estender-se, gradativamente, com a subida do nível d'água ou de rejeitos e possui "janelas" ao longo de toda sua extensão, que podem ser fechadas para reter os rejeitos ou o maior volume d'água. Neste caso, as "janelas" fechadas que vierem a ser cobertas por rejeitos não podem conter defeitos, pois, dependendo da profundidade em que se encontram e das dimensões da galeria, seria praticamente impossível a execução de reparos.

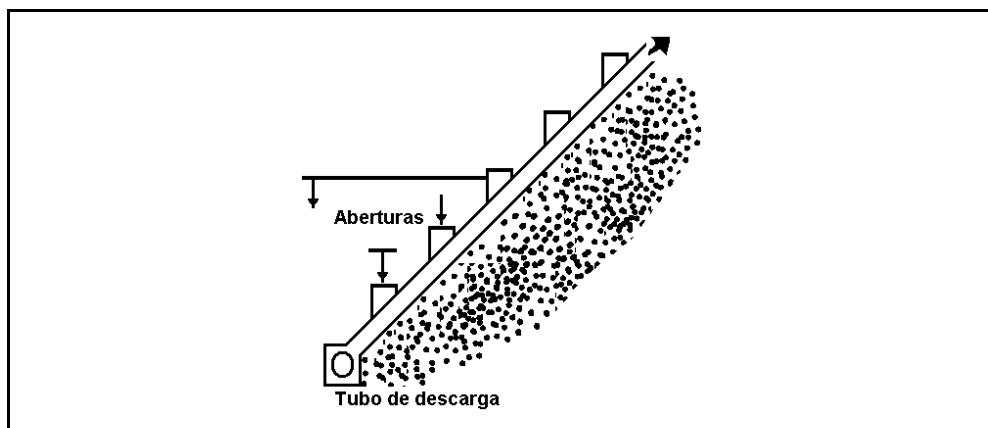


Figura 20 – Extravasor tipo galeria de encosta interligado à galeria de fundo. Fonte: Vick, 1983.

Pontão

Este sistema torna-se atrativo quando se busca recuperar água para sua reutilização na usina de beneficiamento. O retorno da água é feito com auxílio de um flutuante (balsa) sobre o qual são montadas bombas d'água. A vantagem deste sistema reside na possibilidade de deslocamento do pontão para locais do reservatório nos quais a água encontra-se mais limpa, evitando locais em que a sedimentação dos sólidos em suspensão ainda não se completou. Além disso, permite a fácil recirculação da água com baixo custo pela usina, pois o sistema mantém a água do reservatório a uma distância considerável do corpo da barragem (teoricamente mais permeável).

A maior desvantagem deste sistema reside na possibilidade de falhas no funcionamento das bombas e no alto custo de manutenção associado a esses equipamentos. O desenho do sistema que emprega pontão está esquematizado na Figura 21.

Sifão

O uso de sifões temporários ou permanentes, à semelhança do pontão, permite a passagem da água sobre a crista da barragem até o pé da jusante. Tal sistema, que opera com tubulação de aço, cimento-amianto, mangotes ou outros materiais, está limitado a áreas nas quais há águas limpas, para evitar sucção de materiais depositados ou o entupimento da tubulação. O sifonamento da água está sujeito a cavitação, quando as pressões são muito baixas, o que condiciona seu emprego em barragens, nas quais a diferença de nível entre montante (reservatório) e jusante não ultrapasse 6 m. O procedimento pode ainda causar erosão no dique próximo ao ponto de sucção. Este processo extravasor preconiza uma vigilância permanente, assegurando que o sistema de sifonamento trabalhe a contento. Na Figura 21, encontra-se um desenho esquemático deste tipo de extravasor. No Quadro 4, estão relacionados os principais sistemas extravasores com as características gerais do sistema, suas principais vantagens e desvantagens.

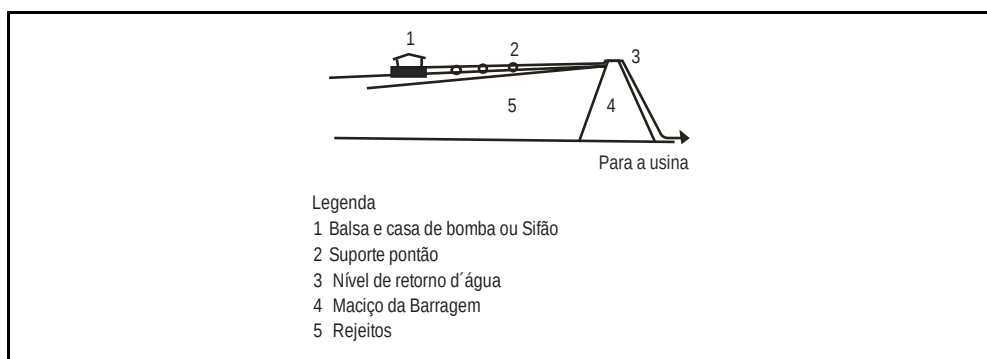


Figura 21 – Extravasores tipo pontão e sifão. Fonte: Vick, 1983.

Quadro 4 – Principais sistemas extravasores de barragens de rejeitos.

Características Gerais Galeria de Fundo - Construída na fundação da barragem. Captação em torres ou galerias de encosta localizadas em pontos do reservatório nos quais a água sempre se encontra clarificada. Extravaseador de Superfície - Canal escavado na ombreira da barragem. Túnel - Escavado na ombreira da barragem. Captação em torres ou galerias de encosta localizada em pontos do reservatório onde a água sempre se encontra clarificada.
Desvantagens Galeria de Fundos - Riscos de recalques das fundações, podendo comprometer o funcionamento da própria barragem. Em locais de alta declividade, a velocidade da água pode provocar cavitação nas galerias de encosta. Extravaseador de Superfície - Necessária a sua reformulação (relocação), à medida que a barragem ganha altura. Túnel - Possibilidade de ocorrência de elevadas cargas no emboque do túnel.
Vantagens Galeria de Fundos - Estimativa de custo menor. Extravaseador de Superfície - Riscos mínimos. Túnel - Boa estabilidade mecânica.

No contexto de controle das águas em barragens de contenção de rejeitos, deve-se ter como propósito que este controle seja um fator determinante na sua estabilidade e na qualidade da água que sai da estrutura. Uma barragem de rejeitos com um sistema de controle de água adequadamente projetado resultará em melhor uso econômico dos recursos disponíveis e poderá, ainda, constituir-se em uma estrutura de proteção contra inundações nas áreas de jusante.

Nas áreas, em que a escassez de água é crítica, prevalece a ideia de reciclagem total da água, fazendo-a retornar às operações de beneficiamento do bem mineral, constituindo, assim, um sistema de circuito fechado. Por conseguinte, inserem-se no projeto os benefícios ambientais, além de minimizar as perdas de água. A Figura 22 ilustra os fluxos de água que alimentam e saem do reservatório, inclusive sua circulação nos processos de beneficiamento, transporte e disposição dos rejeitos.

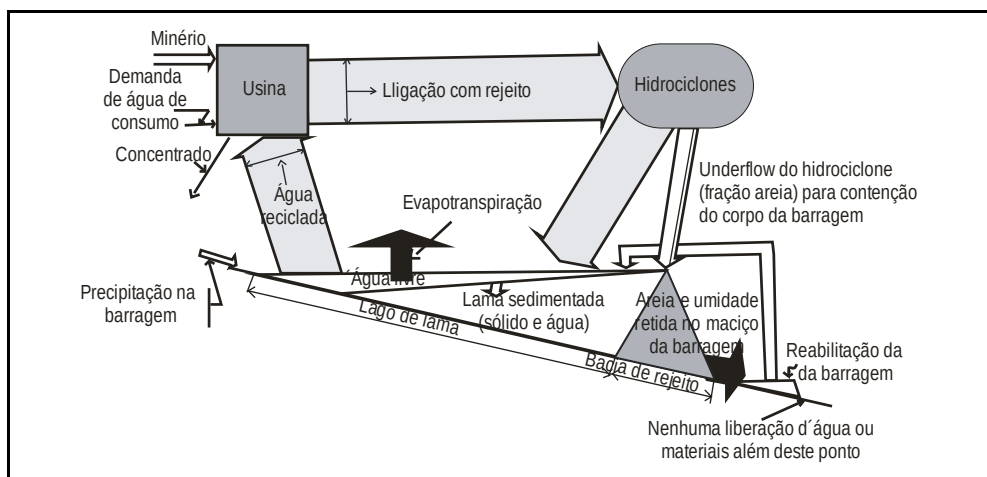


Figura 22 –Balanço de água de uma barragem de contenção de rejeitos do tipo “circuito fechado”. Fonte: Klohn, 1972.

PRINCIPAIS CONDICIONANTES DA ESCOLHA DO SÍTIO DE IMPLANTAÇÃO DE BARRAGENS DE CONTENÇÃO DE REJEITOS

Os principais critérios que condicionam a seleção do local de uma barragem de contenção de rejeitos são bastante diferentes daqueles utilizados na localização de uma barragem convencional, por exemplo, para barragens de hidrelétrica e irrigação, entre outras.

Para barragens de contenção de rejeitos são considerados, principalmente, os seguintes critérios de localização:

- (i) maior relação entre o volume de reservatório e o volume do aterro da barragem (menor custo/benefício);
- (ii) menor área da bacia de drenagem e aporte de sedimentos, objetivando a construção de vertedouro de menor porte ou mesmo sua eliminação;
- (iii) menor interferência do reservatório na comunidade local, promovendo redução de custos com relocações e desapropriações;
- (iv) menor distância possível da usina de beneficiamento, o que resulta em menor comprimento das linhas de condução dos rejeitos e de retorno da água;
- (v) menor distância possível da área de mina ou de áreas de empréstimo, o que possibilita, de forma mais econômica, a utilização do estéril ou de materiais adequados à construção da barragem inicial.

Assim, as barragens de rejeitos são normalmente construídas com aterro hidráulico ou hidrociclonado, geralmente posicionadas nas cabeceiras das bacias, o mais próximo possível da usina de beneficiamento.

Quando estas obras destinam-se à retenção de rejeitos cujo efluente possui componentes poluentes solúveis, deve-se considerar: a poluição do lençol freático por infiltrações e a poluição dos cursos d'água, em razão do lançamento das águas pelo seu vertedouro. Desse modo, justifica-se a implantação do reservatório nas cabeceiras de drenagem ou nas encostas, com o propósito de minimizar ou anular o volume d'água efluente. Nesta situação, é desejável a construção de canais de captação de águas no entorno do reservatório, com a finalidade de receber as águas de chuva provenientes das encostas e conduzi-las a jusante sem contato com os rejeitos.

Os estudos das áreas de interesse à implantação de uma barragem exigem levantamentos de dados básicos à caracterização adequada do local. O desenvolvimento das atividades de campo deve ser precedido de:

- (i) mapas e relatórios diversos;
- (ii) elementos topográficos;
- (iii) perfis dos rios;
- (iv) geologia e geotecnia.
- (v) trabalhos de planejamento e organização de rotinas;
- (vi) coleta de dados e informações nas instituições públicas de controle - DNPM, CPRM, ANA, IBAMA, Ministério da Agricultura, Serviço Geográfico do Exército, etc.;
- (vii) informações hidrológicas e hidrométricas;

Com estas informações procede-se ao desenvolvimento:

- (i) da consolidação dos dados coletados e programação de trabalhos de campo;
- (ii) do reconhecimento de campo, com indicação dos locais favoráveis ao barramento, indicando a altura máxima possível da barragem e volume armazenável; características geológicas e geotécnicas; pluviometria, fluviometria, etc.

Nestas atividades de campo desenvolvem-se ainda outras atividades, como:

- (i) localização e acessos nos quais deve-se inserir a redução do custo operacional, ao considerar a maior proximidade do sítio da barragem de rejeitos em relação às instalações da usina de beneficiamento.
- (ii) a topografia deve ser investigada com base em mapas topográficos, na escala adequada, com abrangência da área de implantação da obra, seu reservatório e os locais de possíveis áreas de empréstimo.

A topografia do terreno influi na capacidade de armazenamento e forma do reservatório, a altura e comprimento das barragens, além de determinar a área da bacia de captação e, portanto, o volume de influxo d'água ao reservatório por escoamento superficial. Como produto das atividades desta etapa devem ser geradas:

- (i) plantas com indicação da área da barragem e reservatório;
- (ii) seções transversais e longitudinais às principais estruturas - barragens, vertedores, extravasores, posição dos dutos de rejeitos, linha de retorno d'água etc.;
- (iii) detalhes das principais obras civis - barragens, galerias, posição dos extravasores, torres de tomada d'água etc.;
- (iv) localização de áreas de empréstimo.

As barragens que interceptam um curso natural de água, por exemplo, cortando um vale, devem ser capazes de armazenar o escoamento superficial de toda a área de captação ou, alternativamente, possuir obras de desvio do escoamento superficial, conduzindo as águas ao redor ou sob a barragem. Os aspectos hidrológicos e hidrométricos, em decorrência da sua importância na operacionalidade e segurança da barragem, devem ser investigados por especialistas desta área. Quando não existem dados fluviométricos da região, a título de conhecimento, podem ser feitas avaliações das vazões dos cursos d'água que interferirão na obra.

Uma linha de trabalho bastante empregada baseia-se na utilização do método racional, que se fundamenta na expressão da Equação [5].

$$Q_c = 0,278 C_d I A_d \quad [5]$$

em que:

Q_c - descarga de cheia (m^3/s);

C_d - coeficiente de deflúvio superficial (Tabela 4);

I - intensidade de chuvas de projeto (mm/h);

A_d - área de drenagem (km^2).

Tabela 4 – Valores de coeficiente de deflúvio (Cd) para emprego na fórmula racional.

Tipo de Solo	Cobertura da Bacia		
	Cultivado	Pastagem	Mata
Com alta taxa de infiltração: geralmente arenoso ou encascalhado.	0,20	0,15	0,10
Com média taxa de infiltração: arenoso-argiloso.	0,40	0,35	0,30
Com baixa taxa de infiltração: pesadamente argiloso.	0,50	0,45	0,40

Fonte: Eletrobrás, 1983.

As vazões podem ser determinadas segundo as medidas de descarga líquida com flutuador empregando-se a expressão da Equação [6].

$$Q_v = \frac{0,8.L.A(m^3/s)}{t} \quad [6]$$

em que:

Q_v - descarga líquida (m^3/s);

L - comprimento do trecho medido entre as duas seções transversais (m);

A - média das áreas das seções transversais (m^2);

t - tempo de percurso do flutuador (s);

0,8 - coeficiente de correção da velocidade superficial das águas para a velocidade média da seção de medição.

Na Figura 23, está um arranjo esquemático para realização de medidas de vazões com flutuador.

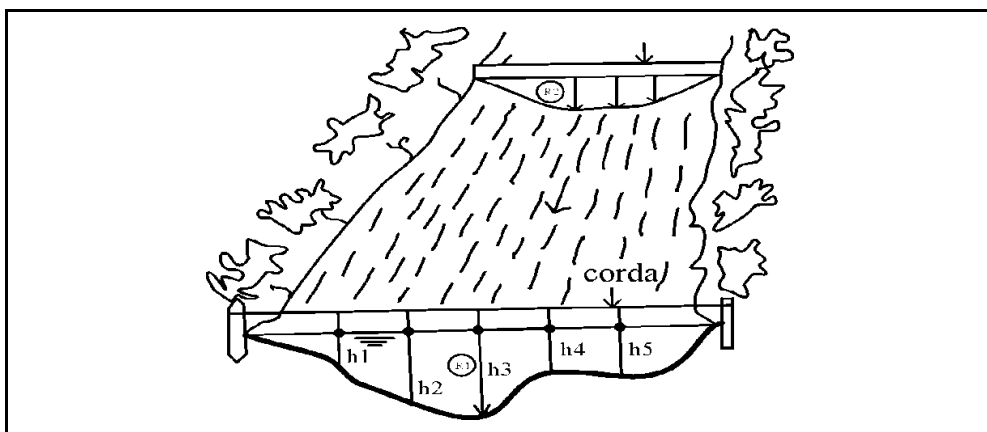


Figura 23 – Esquema para determinação de vazões com flutuador.

Fonte: Eletrobrás, 1983.

Medidas de Vazões com Emprego de Vertedouro Retangular.

Neste caso, as determinações das vazões produzem resultados mais precisos, e as descargas podem ser calculadas pela fórmula de Francis (Equação 7).

$$Q_v = 1,84 \cdot b \cdot h^{3/2} \quad [7]$$

em que:

Q_v - descarga (m^3/s);

b - largura do vertedouro (m);

h - altura do nível d'água (m) sobre a crista do vertedouro, medida a montante deste, no local onde foi cravada a estaca.

A instalação deste dispositivo e os locais de tomada de medidas estão esquematizados na Figura 24. Os valores de vazão para diferentes alturas do nível d'água, considerando-se vertedouro com largura de 1 m, estão registrados na Tabela 5.

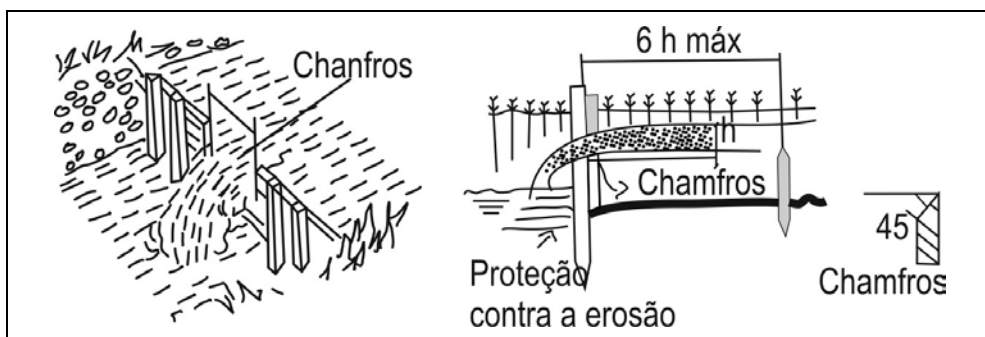


Figura 24 – Vertedouro retangular para determinação expedita da hidrometria.
Fonte: Eletrobrás, 1983.

Tabela 5 – Vazão de vertedores retangulares sem contração lateral (m³/s).

H (m)	Q _v (m ³ /s)	H (m)	Q _v (m ³ /s)	H (m)	Q _v (m ³ /s)
0,0100	0,00184	0,0350	0,1205	0,2000	0,16457
0,0110	0,00212	0,0375	0,01336	0,2250	0,19638
0,0120	0,00242	0,0400	0,01472	0,2500	0,2300
0,0130	0,00273	0,0450	0,01756	0,2750	0,26535
0,0140	0,00305	0,0500	0,02057	0,3000	0,30234
0,0150	0,00338	0,0550	0,02373	0,3500	0,38100
0,0160	0,00372	0,0600	0,02704	0,4000	0,46549
0,0170	0,00408	0,0650	0,03049	0,4500	0,55544
0,0180	0,00444	0,0700	0,03408	0,5000	0,65054
0,0190	0,00482	0,0750	0,03779	0,5500	0,75052
0,0200	0,00520	0,0800	0,04163	0,6000	0,85515
0,0220	0,00600	0,0850	0,04560	0,6500	0,96425
0,0240	0,00684	0,0900	0,04968	0,7000	1,07762
0,0260	0,00771	0,1000	0,058819	0,7500	1,19512
0,0280	0,00862	0,1250	0,08132	0,8000	1,31660
0,0300	0,00956	0,1500	0,10689	0,8500	1,44194
0,0325	0,01078	0,1750	0,13470	0,9000	1,57102
Obs: Tabela válida para b = 1 m			Fonte: Eletrobrás, 1983.		

Os estudos hidrológicos e hidrométricos definem a área de drenagem, precipitação anual para determinação do volume de água que adentrará no reservatório como escoamento superficial. Além disso, fornece elementos para dimensionamento dos vertedouros e da borda livre (*freeboard*) da barragem. Esta borda é a distância (medida na vertical) entre o topo do aterro e o nível d'água. Sua dimensão deve ser tal que impeça o transbordamento das águas armazenadas no reservatório da barragem.

Destaca-se que o transbordamento é responsável por cerca de 20% das rupturas ocorridas em barragens de terra, o que obriga que se dê uma atenção especial ao dimensionamento da borda livre.

A borda livre mínima é calculada pela expressão da Equação [8].

$$F = 0,75H + \frac{V^2}{2g} \quad [8]$$

em que:

H - altura da onda (m);

V - velocidade de propagação da onda (m/s);

g – aceleração da gravidade (m/s^2).

A velocidade da propagação da onda é dada pela Equação [9], conhecida como equação de Gaillard.

$$V = 1,5 + 2H \quad [9]$$

A análise de diversas fórmulas empíricas relacionando altura da onda, o *fetch* (comprimento do reservatório na direção perpendicular ao eixo da barragem) e a velocidade do vento permitiu registrar as informações da Tabela 6.

Tabela 6 – Altura das ondas em função do *fetch* e da velocidade do vento.

Fetch (milhas)	Altura da Onda (m)		
	Velocidade do vento (milhas/h)		
	50	75	100
1	0,81	0,90	-
2,5	0,96	1,08	1,17
5	1,11	1,29	1,44
10	1,35	1,62	1,83

Fonte: Esteves, 1964

O efeito das ondas, no paramento da barragem, depende do ângulo de ataque da onda, da inclinação do paramento e da textura da superfície do talude. Por exemplo, caso o talude de montante seja coberto por enrocamento lançado, a onda alcançará uma altura equivalente a 1,5 vez sua altura inicial. Por outro lado, se o paramento de montante for liso, esta subida poderá ser bastante maior, o que leva a recomendação de um aumento de 50% dos valores determinados para a borda livre.

É importante que o dimensionamento da borda livre considere as condições de grandes velocidades de vento (tempestades). Na ilustração da Figura 25, registra-se, de forma esquemática, a borda livre recomendada para diferentes alturas de barragem e períodos de ocorrência de tempestades. Deve-se assinalar que as curvas referem-se a uma barragem de contenção de rejeitos na Tasmânia, no qual a bacia de drenagem é relativamente pequena, e o excesso de água será retido no lago da barragem e removido pelo processo de decantação e aproveitamento.

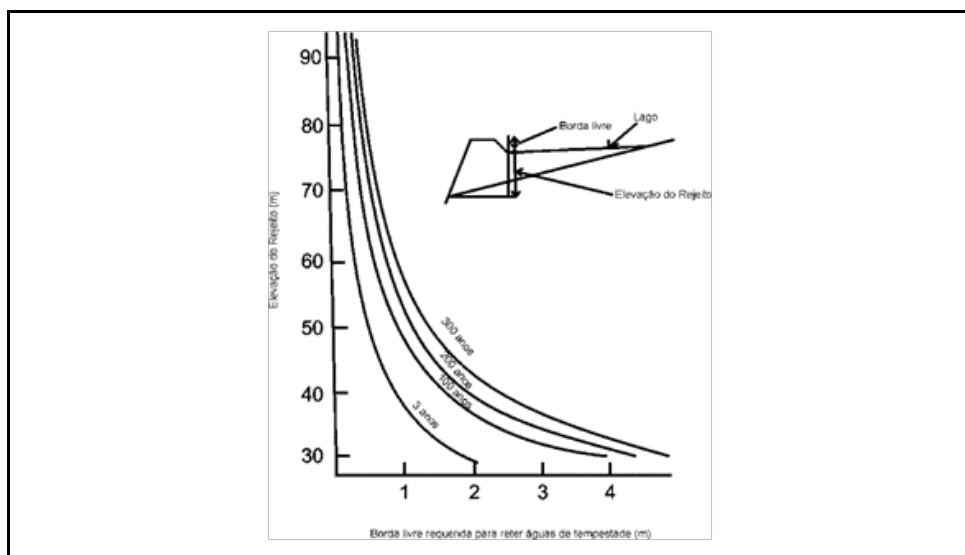


Figura 25 – Borda livre em função da recorrência de chuvas e altura do reservatório. Fonte: Aplin & Argall, 1972.

Geologia e geotecnia - a intensidade das investigações de campo e de laboratório irá depender do porte das obras e da complexidade do local em estudo.

Os trabalhos direcionados ao conhecimento da área de implantação das barragens podem ser iniciados, quando se justificar, por aerofotointerpretação, procedimento que possibilita um reconhecimento prévio dos tipos litológicos, solos, estruturas (falhas, fraturas, dobras), feições erosivas (boçorocas), materiais de empréstimo e feições indicativas de escorregamentos.

Geologia e geotecnia de superfície – deve-se indentificar os tipos litológicos e avaliar suas propriedades (resistência e permeabilidade), suas estruturas, fraturamento, evidências de escorregamentos anteriores, disponibilidade de materiais de construção, além de outros elementos que possam vir a interferir no desenvolvimento do projeto/obra. Estes dados deverão subsidiar os trabalhos subsequentes que tratem de investigações geológicas e geotécnicas de subsuperfície.

As investigações de subsuperfície têm como propósito definir as condições de fundação das obras e obter amostras para determinação das propriedades dos solos e rochas, além de definir o comportamento hidrogeotécnico do maciço. Nessas investigações, são empregados métodos de prospecção por meio de: trincheiras, galerias, poços de inspeção, sondagens a trado, percussão e rotativas. São utilizados, ainda, ensaios geofísicos que dependem das características do terreno e das informações que se pretende obter.

No caso de fundação em solos, o emprego de sondagens rotativas ou abertura de galerias é dispensável, sendo mais indicada a utilização de sondagens a percussão. Nestes casos são empregados ensaios SPT (*standard penetration test*), *vane test* (palheta), entre outros, com a finalidade de caracterizar os terrenos quanto a sua resistência mecânica e ensaios de infiltração de água, além de determinar a permeabilidade do maciço. Estes ensaios, padronizados pela Associação Brasileira de Geologia e Engenharia (ABGE), são amplamente divulgados e empregados na área de sondagem.

No caso de construção de barragens de terra compactada (ou rejeitos) assentadas sobre fundações rochosas, normalmente, não ocorrem contratempos com a resistência do maciço de fundação. Nestas situações, deve-se avaliar as possíveis percolações d'água através de fissuras e/ou porosidade da rocha. A determinação da permeabilidade dos terrenos rochosos é feita por ensaios de perda d'água, sob pressão, realizados em furos de sondagens rotativas. Este ensaio consiste em injetar água, sob pressão, em um trecho do furo durante um determinado tempo, obtendo-se a perda d'água específica PE em l/m/mim/kg/cm². O procedimento dos ensaios e os cálculos também estão normatizados e divulgados pelo Boletim nº 2 da ABGE - Ensaio de perda d'água sob pressão.

Sugere-se, ainda, que sejam realizadas sondagens adicionais no local da barragem e do reservatório, atingindo profundidades tais que assegurem a não existência de minérios sob estas estruturas.

Esta fase de investigações de subsuperfície preconiza ainda a coleta de amostras de solo e rocha para a realização de todos os ensaios em laboratório, a fim de atender as exigências do projeto. A amostragem de solos deve prever a coleta de amostras deformadas e não deformadas. Os ensaios mais comuns realizados em laboratórios são: resistência ao cisalhamento, determinação da tensão-deformação, compressibilidade, granulometria, permeabilidade, densidade, percentagem de umidade, limites de Attenberg, compactação, entre outros.

Nos furos de sondagem à percussão e rotativa, podem ser instalados instrumentos (piezômetros e medidores de nível d'água) para avaliação do comportamento do lençol freático.

As áreas indicadas como fornecedoras de materiais para construção da barragem deverão ser caracterizadas tecnologicamente. Para tanto, são realizados ensaios de laboratório por meio dos quais são definidos os volumes de materiais utilizáveis e as distâncias do local de aplicação.

TRATAMENTO DAS FUNDAÇÕES

As fundações são consideradas como um dos principais condicionantes ao desenvolvimento de acidentes em barragens, quer sejam essas construídas com rejeitos ou técnicas convencionais.

O local de assentamento da barragem deve proporcionar um suporte estável das estruturas sob condições de carregamento e saturação, sem sofrer deformações excessivas, o que resultaria no desenvolvimento de fraturas no corpo das barragens resultantes do assentamento diferencial (Figura 26).

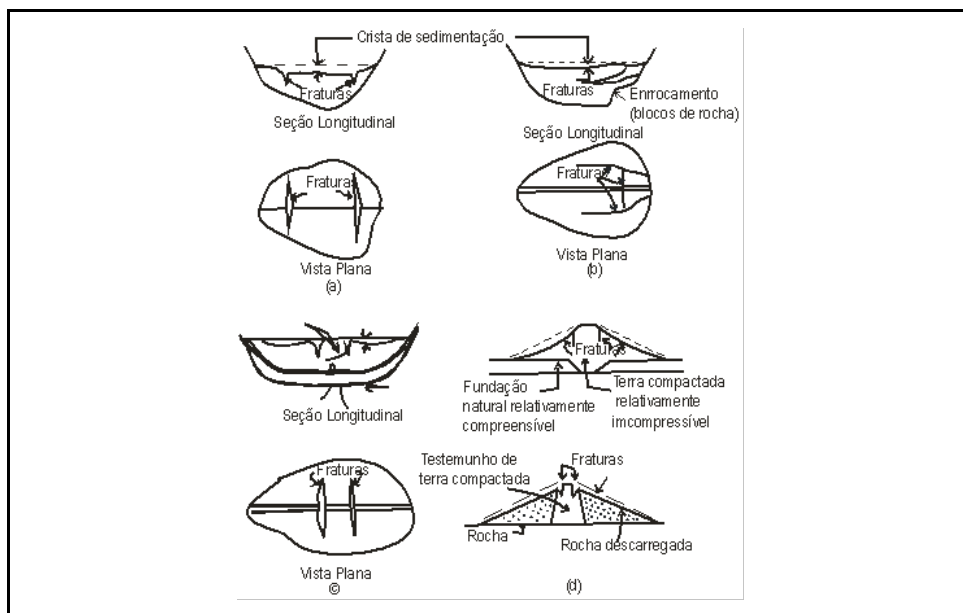


Figura 26 – Fraturamento em barragens de terra/rejeitos resultante do assentamento diferencial. Fonte: Aplin & Argall, 1972.

As fundações são, em geral, extremamente variáveis quanto às suas características geológicas, geotécnicas, hidrogeotécnicas, topográficas e de resistência mecânica. Portanto, se recomenda que antes do tratamento e construção da barragem, sejam feitos ensaios que possibilitem o conhecimento das principais características dos solos, com ênfase na resistência mecânica e nas variações da permeabilidade ao longo das várias camadas dos solos que constituem as fundações.

Uma vez determinadas as características dos terrenos de fundação, deve-se definir as necessidades e o tipo de tratamento que deverá ser realizado, com a finalidade de aumentar a resistência e/ou diminuir a permeabilidade destes terrenos ou mesmo controlar o fluxo d'água pelas fundações.

No caso de barragens de terra, os procedimentos mais empregados são:

- (i) limpeza, isto é, remoção do material superficial, matéria orgânica, solos fofos etc.;
- (ii) quando a vala corta-águas (*cutoff*) torna-se técnica e economicamente viável, as águas que percolam a fundação são barradas através de uma vala escavada longitudinalmente ao eixo da barragem, preenchidas com material impermeável e cuja profundidade pode ou não alcançar o maciço impermeável (*cutoff* total ou parcial, respectivamente).

Esta é a forma mais segura de evitar entubamento pela fundação e a forma mais eficaz de controlar a quantidade de água percolada. A Figura 27 esquematiza a interceptação de fluxo d'água segundo o *cutoff* total.

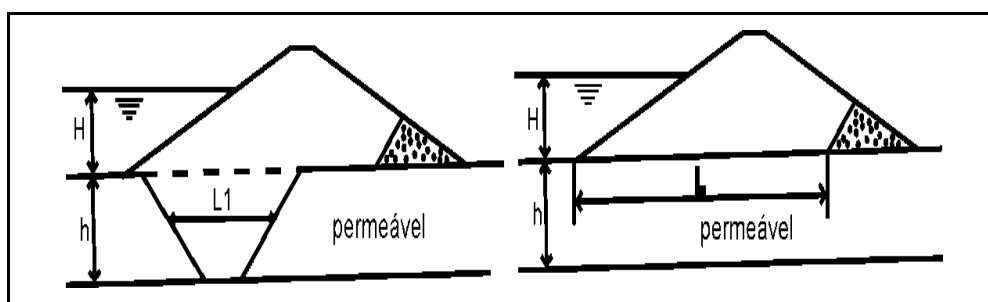


Figura 27 – Esquema de implantação de *cutoff* total em fundações de barragem de terra. Fonte: Esteves, 1964.

Não se dispondo de *cutoff*, a quantidade de água que passa pela fundação é dada por:

$$Q = K \frac{H}{L} A \quad [10]$$

em que:

K - coeficiente de permeabilidade do solo de fundação;

A - área onde ocorre a passagem d'água;

Por unidade de largura da fundação tem-se:

$$q = K \frac{H}{L} h \quad [11]$$

Dispondo-se de um *cutoff* de espessura média L_1 executado em solo de permeabilidade K_1 , o caudal escoado passará a ser:

$$q_1 = K_1 \frac{H}{L_1} h \quad [12]$$

Por vezes, proibitivo em termos econômicos, o aprofundamento do *cutoff* até o ponto no qual o terreno de fundação é impermeável, o que leva ao emprego de *cutoff* parcial. Na Figura 28, consta uma seção transversal de barragem de terra assentada em fundação permeável onde foi implantado *cutoff* parcial.

No caso de implantação de *cutoff* parcial, a redução dos volumes do caudal percolado não é diretamente proporcional à redução da área de escoamento, conforme ilustrado nas Figuras 28 e 29.

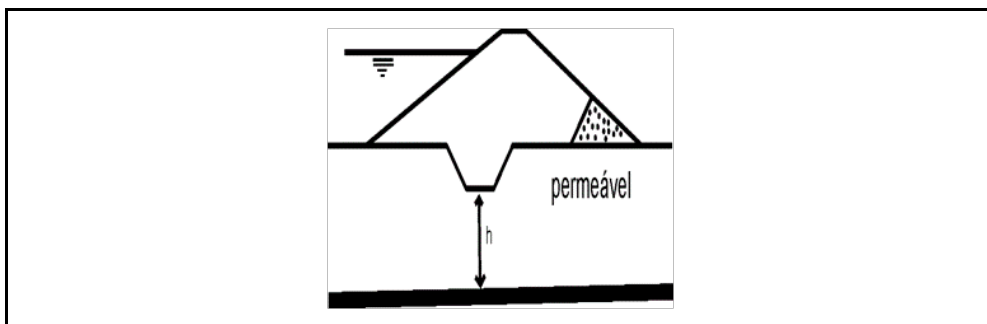


Figura 28 – *Cutoff* parcial em fundação permeável de barragem de terra. Fonte: Esteves, 1964.

Na Figura 29, estão registrados alguns resultados derivados das experiências de Creager e Turnbull, realizadas sobre fundações permeáveis, homogêneas e isotrópicas, evidenciando que este sistema, por si só, não é totalmente eficiente.

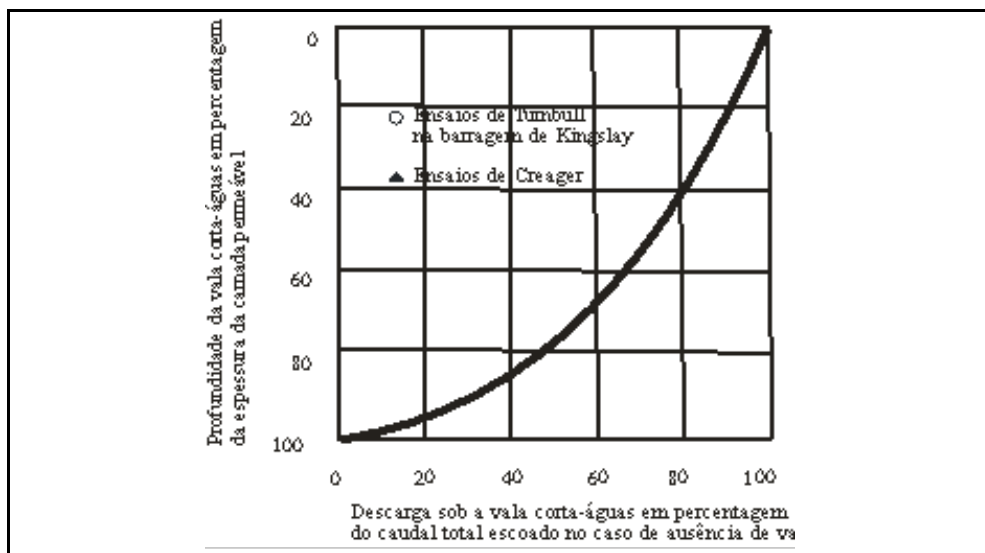


Figura 29 – Redução das vazões de percolação diante do *cutoff* parcial em fundação de barragem de terra. Fonte: Esteves, 1964.

Tapete impermeável a montante (banqueta de montante) - esta estrutura, que pode estar associada a um *cutoff* parcial, aplicada, geralmente, quando o maciço impermeável está à grande profundidade. O tapete aumenta o caminho de percolação, diminuindo o caudal escoado. A espessura do tapete constituído por argila compactada, para barragens de pequena altura, pode ser 1/10 da altura da barragem, e deve se estender a montante cerca de 2 vezes a altura do barramento. A disposição de um tapete impermeável em barragem com núcleo argiloso pode ser visualizada no diagrama da Figura 30.

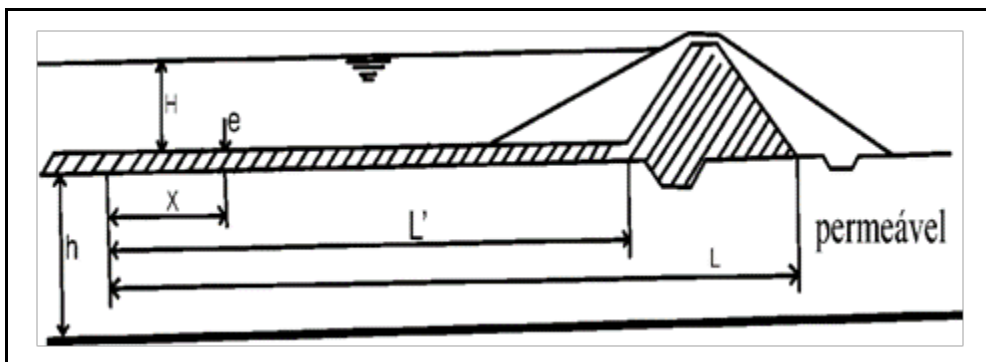


Figura 30 – Tapete impermeável em barragem de terra com núcleo argiloso e *cutoff* parcial. Fonte: Esteves, 1964.

O caudal escoado é dado pela Equação 13.

$$q = K \frac{H}{L - L'} h \quad [13]$$

O comprimento desejado para a banquetta será:

$$L = \frac{k \times H - p \times (L - L')}{p \times q} \quad [14]$$

em que:

k - coeficiente de permeabilidade da fundação permeável;

p - relação entre o caudal escoado na fundação sem a banquetta e aquele que se pretende considerar com a construção da banquetta.

A espessura da banquetta, considerando um valor nulo na extremidade de montante e um valor máximo em sua extremidade de jusante (junto ao núcleo impermeável da barragem), pode ser dada pela Equação 15.

$$e = \frac{k_1}{k} \times \frac{L'}{h} \quad [15]$$

em que:

k_1 – corresponde ao coeficiente de permeabilidade do material de construção da banquetta.

O valor de e , em metros, pode ser pela expressão da Equação 16.

$$e \leq 0,60 + \frac{X}{100} \quad [16]$$

No tratamento das fundações de barragens construídas sobre terrenos permeáveis, devem ser considerados elementos como: cortinas de estacas e de injeções, tapetes drenantes e poços de alívio.

Cortinas - trata-se de estruturas impermeáveis construídas na fundação da barragem e que podem ser constituídas por estacas pranchas ou diafragmas, que poderão ou não atingir o topo da camada impermeável. Esquemas relativos às cortinas de estacas e de injeções utilizadas no tratamento de fundação de barragens podem ser visualizados na Figura 31.

Injeções - no tratamento das fundações de barragens de terra, podem ser empregadas injeções de solo cimento ou produtos químicos. Estes são injetados como líquidos e, como resultado das reações que ocorrem entre os produtos injetados, há formação de um gel insolúvel e impermeável (silicato de sódio mais cloreto de cálcio).

Tapetes drenantes - drenos de pé e valas drenantes têm a função de coletar quaisquer eventuais infiltrações, evitando rupturas internas ou empoçamento da água no pé do talude de jusante da barragem. Na Figura 32a, visualiza-se a drenagem da barragem de terra com o emprego de tapete drenante e de vala drenante, enquanto na Figura 32b, consta um diagrama esquemático relativo ao tratamento por drenos de pé. Observa-se, ainda, na mesma figura, o tratamento das fundações permeáveis feito pela adoção conjunta de diferentes métodos.

Poços de alívio - instalados a jusante da barragem, podem promover a drenagem da fundação, resultando na redução das subpressões. Geralmente são adotadas profundidades para os poços iguais à altura do nível d'água da barragem, e o espaçamento pode variar entre 5 e 30 m (Figura 32b).

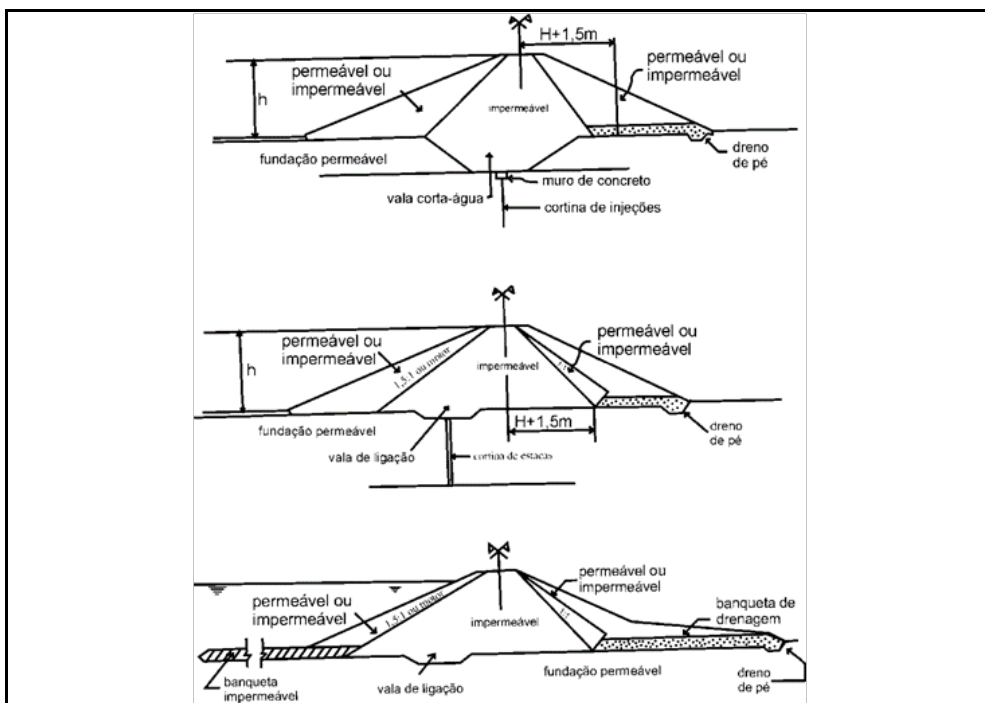


Figura 31 – Se   es transversais de barragens de terra, enfatizando diferentes tipos de tratamento de funda   es permeáveis. Fonte: Esteves, 1964.

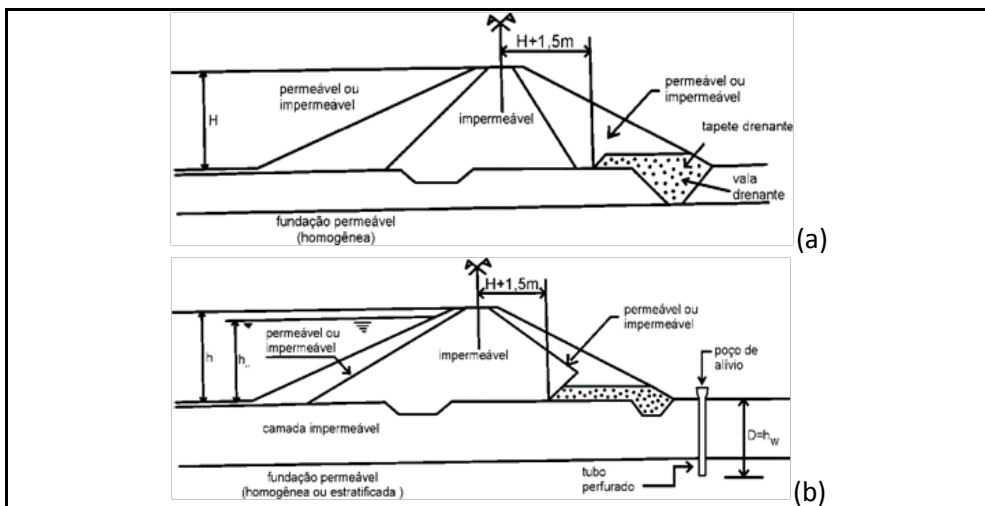


Figura 32 – Em (a), diagrama esquemático da se   o transversal de barragem de terra, com ênfase nos tratamentos do p  de jusante da barragem e de sua fundação impermeável por meio de tapete e vala drenante. Em (b), se   o transversal de barragem de terra, com ênfase no tratamento de funda   o por dreno de p  e poço de  lvio. Fonte: Esteves, 1964.

OPERAÇÃO DE BARRAGENS DE REJEITOS

O primeiro estágio de construção das barragens de contenção de rejeitos compreende a implantação de um dique inicial, que poderá servir para estocar a água necessária ao início das operações da mina. Consequentemente, a barragem inicial é projetada e construída de acordo com a prática tradicional de construção de barragens de terra para armazenamento d'água.

O segundo estágio caracteriza-se por compor-se do maior volume de construção e é executada pelos operadores da mina e, assim, prossegue durante toda a vida útil da mina, sendo a barragem elevada continuamente, para manter sua crista acima do nível d'água do reservatório.

A instrumentação básica para acompanhar a operação e a performance da barragem de rejeitos inclui:

- (i) piezômetros, para determinação dos níveis d'água no corpo da barragem e suas fundações;
- (ii) equipamentos para medir velocidade de assentamento dos finos no reservatório e dos materiais grossos no corpo da barragem;
- (iii) coletores de água para determinar as vazões que se processam pelo corpo da barragem.

As medidas devem ser executadas e registradas com frequência compatível com as variações observadas e servem de base para eventual tomada de ações corretivas. Deve-se manter também o registro de qualquer mudança nos procedimentos de construção ou nas características da disposição dos rejeitos que possam vir a afetar a estabilidade das estruturas construídas ou em construção. Assim, promove a elaboração de gráficos para avaliações periódicas necessárias às tomadas de decisões de medidas corretivas.

A poluição a jusante, causada por percolação através do corpo da barragem, deve ser investigada. Para tanto, são essenciais estações de coleta de amostras de água tanto superficial, como subterrânea. Com o material coletado, deve-se investigar: as composições químicas dos solos em suspensão e da água, inclusive as medidas do seu pH e a existência de metais pesados. A investigação tem por fim obter dados comparativos relacionados à qualidade da água e suas variações. Por esse motivo, sugere-se que a coleta seja iniciada antes mesmo da operação da mina. A seguir estão relacionados alguns fatores que causam obstáculos na construção e na operação de barragens de rejeitos.

Balanço de água das operações de beneficiamento, evidenciando a variação do volume de água que alimenta o reservatório da barragem.

Variações na composição granulométrica do material beneficiado, o que produz alterações na quantidade de areias disponíveis para a construção da barragem.

Alterações no tamanho da jazida e/ou aumento da capacidade de operação do beneficiamento. Desse modo, pode haver produção de elevados volumes de rejeitos numa velocidade maior, sendo, portanto, essencial aumentar a velocidade de alteamento da barragem.

Imprevistos com os hidrociclones, por exemplo, elevada quantidade da fração argilosa nos rejeitos e baixa recuperação de areia no *underflow*, necessitando do uso de hidrociclonagem em duas etapas.

Fechamento inesperado e prolongado das operações de beneficiamento durante o qual o nível do reservatório continua a subir provocado pelo escoamento superficial.

Condições climáticas adversas.

No diagrama de blocos da Figura 33, visualizam-se os itens abordados e as principais atividades que devem ser conduzidas na concepção e no projeto de barragens de rejeitos.

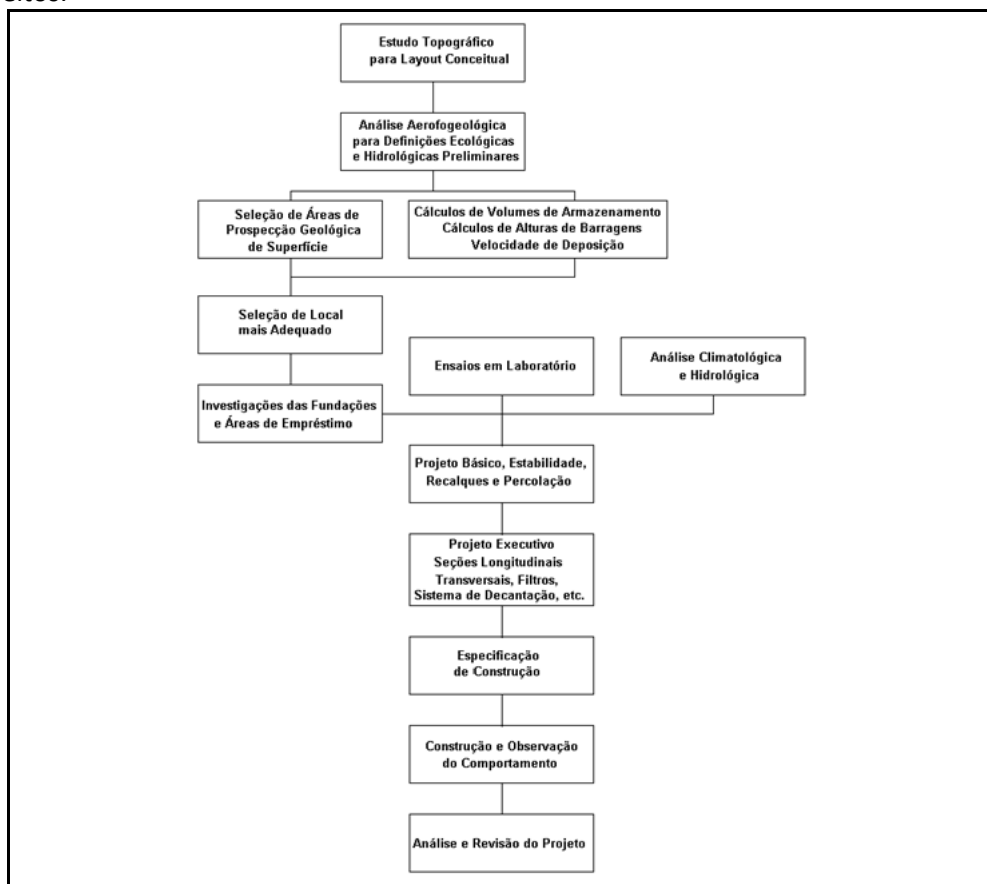


Figura 33 – Diagrama de blocos das atividades direcionadas à concepção e projeto de barragens de contenção de rejeitos. Fonte: Gregório Filho & Nieble, 1986.

Afora o local de implantação da obra e de todas as condições ambientais de seu entorno, tem-se como premissa, a construção de depósitos de rejeitos com máxima economia e segurança. Dentre os fatores econômicos destacam-se:

- (i) a localização da barragem deve ser o mais próximo possível da área de beneficiamento e em nível mais baixo que esta, de forma que as necessidades energéticas sejam mínimas;
- (ii) a barragem necessita do menor volume de material de construção possível;
- (iii) possibilidade de recuperação de água para reutilização de forma mais prática e econômica possível.

Os fatores de segurança mais relevantes são:

- (i) o lago de decantação no qual serão lançadas as lamas, deve localizar-se o mais longe possível da barragem;
- (ii) a água deve ser removida do reservatório para minimizar a saturação dos rejeitos, melhorando, assim, sua estabilidade;
- (iii) as fundações devem oferecer resistência, compressibilidade e permeabilidade condizentes com as boas técnicas construtivas;
- (iv) a barragem deve ser construída com materiais adequados, colocados em áreas adequadas;
- (v) os materiais menos resistentes e mais compressíveis devem ser mantidos o mais longe possível da barragem;
- (vi) os taludes da barragem devem ser os mais seguros possíveis, dentro das características de altura, do nível d'água e dos materiais disponíveis;
- (vii) não deve haver consequência séria, principalmente, ao ser humano, advinda da ocorrência de ruptura total ou parcial.

MANUTENÇÃO

Durante a fase de implantação ou de operação, os trabalhos de manutenção sistemática de barragens de contenção de rejeitos pode ser facilitado pela permanência de pessoal e equipamentos de terraplanagem ao longo de toda vida útil do empreendimento mineiro.

Embora o pessoal técnico esteja familiarizado com os processos de construção da barragem, é de fundamental importância que haja treinamento continuado de uma equipe para realizar os trabalhos de inspeção e a manutenção da obra. Estas atividades são conduzidas conforme instruções contidas em manuais elaborados pela projetista e/ou empresa de mineração. Os problemas que eventualmente venham a ocorrer podem, assim, ser corrigidos sem colocar a segurança da obra em risco.

Na fase de desativação, devem ser executadas todas as atividades relacionadas à segurança e à proteção definitiva da massa de rejeitos acumulada e do meio ambiente.

FASE DE DESATIVAÇÃO DE BARRAGENS DE REJEITO

Durante muito tempo as barragens de rejeitos foram planejadas para solucionar as questões relativas ao descarte dos rejeitos e reutilização das águas. Todavia, as exigências das comunidades locais, entidades ambientalistas e outras mais rígidas, como as agências governamentais regulatórias, avaliaram esta questão e entenderam que a desativação de barragens não se trata de algo negligenciável. Os planos para a desativação destas obras deverão ser elaborados durante a fase de viabilidade do projeto e enviados ao DNPM, com o propósito de se obter o decreto da lavra. Entretanto, deve-se comprovar a viabilidade e a disponibilidade financeira para execução das obras, conforme estabelecido em lei.

Em relação aos aspectos estruturais da obra, nesta fase deve ser dada especial atenção às características de estabilidade do maciço da barragem e de sua bacia de acumulação de rejeitos. Neste contexto, deve-se buscar o conhecimento completo e detalhado das águas que alimentarão a barragem e as possíveis consequências de ocorrência de transbordamento. Geralmente, a principal consideração ambiental durante a operação e desativação é manter a qualidade das águas de superfície e subterrâneas, em particular quando os rejeitos produzem efluentes tóxicos, ácidos, alcalinos, metais pesados ou com outras características que impactam o meio ambiente. Em muitos casos, faz-se necessária a coleta e o tratamento dos efluentes.

Outras considerações ambientais incluem a contaminação do ar (particulados em suspensão, odores) e, em alguns casos, a estética visual. Os principais métodos de estabilização de rejeitos, na fase de desativação da barragem, estão divididos em três categorias:

Estabilização dos rejeitos por uma cobertura com solos ou outros materiais naturais ou sintéticos.

Emprego de produtos químicos para reagir com os rejeitos finos, favorecendo a formação de crostas estáveis.

Revegetação da área da barragem, com a recomposição do solo e o plantio de vegetais, com prioridade para aquelas pertencentes à flora local.

Há uma variedade de materiais utilizados na estabilização física dos rejeitos que evitam a poluição do ar. Além de água usada por aspersão, os materiais mais empregados são rochas e solos existentes nas circunvinhanças, dentre outros. Destacam-se: rejeitos de metalúrgicas, serragem, palha etc.

A estabilização química inclui a reação de produtos com os rejeitos para formar uma crosta resistente ao ar e à água. Os produtos químicos têm a desvantagem de não serem um meio de estabilização permanente, tal como a cobertura com solos e vegetais. Entretanto, os produtos químicos podem ser usados em locais inadequados ao crescimento de vegetação por causa de severas condições climáticas, ausência de solos, ou pela existência de elementos tóxicos à vegetação.

A estabilização química também é aplicável no controle de erosão de barragens ainda em operação. A estabilização por revegetação deve produzir uma cobertura capaz de se autoperpetuar, ou ainda, estimular a captura e germinação de sementes nativas que formarão uma comunidade autorregeneradora. Neste caso, se estabeleceria uma sucessão ecológica levando a uma cobertura vegetal em harmonia com o meio ambiente, cujos processos de irrigação ou cuidados especiais estariam dispensados.

Os rejeitos lançados em barragens podem também ser entendidos como uma disposição de maneira controlada e barata desses subprodutos, de forma a permitir sua retomada no futuro, em decorrência da variação mercadológica e técnicas de processamento. Alguns possíveis usos dos rejeitos são:

- (i) material de construção de estradas e pequenas barragens de terra;
- (ii) obtenção de concretos de baixa resistência pela mistura de cimento, água e rejeitos;
- (iii) blocos para emprego como suporte em minas subterrâneas, em substituição à madeira;
- (iv) exploração e beneficiamento para recuperação do minério de baixo teor;
- (v) aproveitamento de rejeito como agrominerais.

No diagrama de blocos da Figura 34, sugere-se uma linha de trabalhos com foco na construção e adequação de barragens de contenção de rejeitos ao meio ambiente, na fase de desativação. No Quadro 5, estão relacionados os principais efeitos ambientais resultantes da implantação, operação e desativação de barragens de contenção de rejeitos.

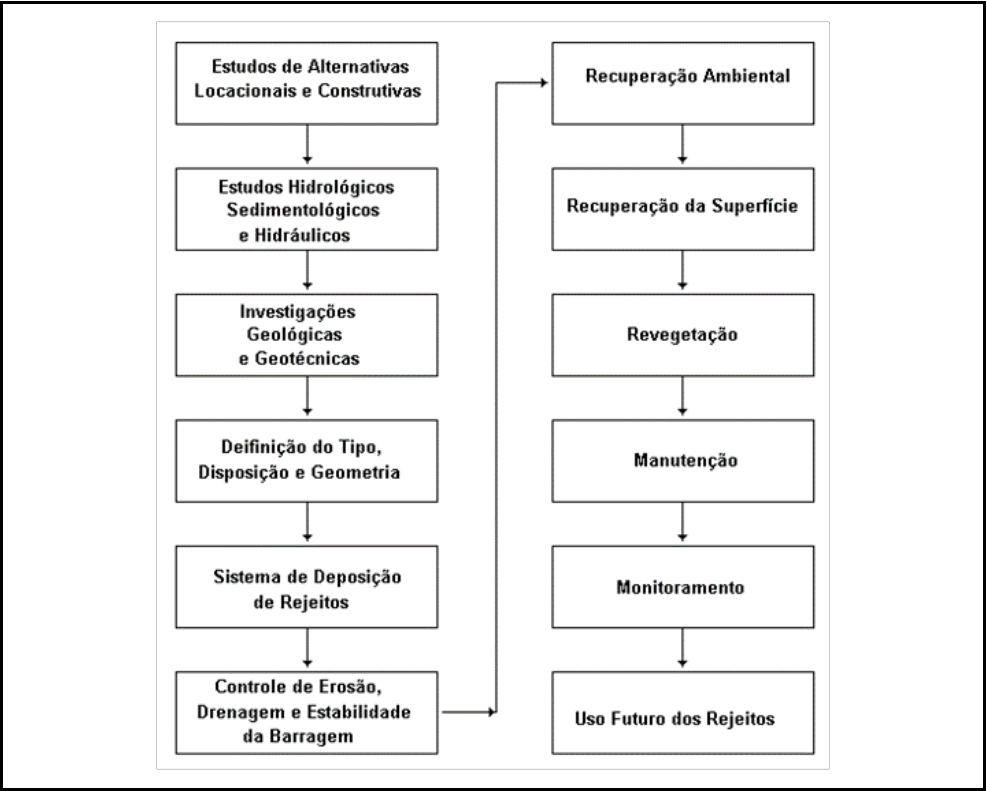


Figura 34 – Diagrama de blocos com as etapas de construção e recuperação ambiental de barragens de rejeitos.

Quadro 5 – Efeitos ambientais resultantes da implantação e desativação de barragens de rejeitos.

Efeitos	Fases			
	Implantação	Operação	Desativação	Abandono
Supressão da vegetação	●	●	●	●
Alteração das formas de uso da terra	●	●	●	●
Alteração da topografia	●	●	●	●
Aumento da erosão	●	●	●	●
Alteração da rede hidrográfica	●	●	●	●
Elevação do nível freático	●	●	●	●
Geração de ruído	●	●	●	●
Geração de poeira	●	●	●	●
Emissão de gases	●	●	●	●
Controle da poluição das águas	●	●	●	●
Estocagem de resíduos sólidos	●	●	●	●

INSTRUMENTAÇÃO

A instrumentação montada nos maciços das barragens de rejeitos e em suas fundações tem por fim a segurança estrutural e ambiental da barragem. A instrumentação associada ao controle da segurança ambiental é, basicamente, a mesma utilizada para o acompanhamento do comportamento das barragens convencionais de terra, considerando os aspectos peculiares dos projetos, dos métodos construtivos, dos materiais a serem utilizados no alteamento do maciço e aqueles lançados na bacia de acumulação dos rejeitos.

A instrumentação básica essencial à segurança ambiental está associada à avaliação das características das águas superficiais e daquelas que constituem o lençol freático. As linhas de trabalho normalmente utilizadas são:

- (i) medidas das variações dos níveis piezométricos, que indicam possíveis mudanças no regime das águas subterrâneas;
- (ii) avaliação da composição química das águas que expressam contaminações pelos produtos resultantes da dissolução durante as etapas de beneficiamento.

Neste trabalho, discute-se apenas a instrumentação implantada em barragens de rejeitos, com foco no conhecimento da segurança estrutural da obra. O uso da instrumentação para avaliar o comportamento de barragens de contenção de rejeitos deve ser norteado segundo as três fases principais destas obras: implantação, operação e desativação.

A instrumentação durante o período construtivo tem como premissa:

- (i) alertar sobre a ocorrência de eventuais anomalias no comportamento da barragem ou de situações que possam favorecer o surgimento de aspectos não compatíveis com o comportamento esperado do projeto;
- (ii) possibilitar revisões do projeto, adotando soluções menos conservadoras na fase construtiva, com economia ao projeto.

No período operacional, com o enchimento do reservatório, buscam-se, com a instrumentação, as informações essenciais à operação, tais como:

- (i) ocorrência de eventuais anomalias que possam colocar em risco as estruturas do barramento;
- (ii) avaliação do desempenho estrutural das obras, segundo comparações entre as medidas *in situ* e aquelas obtidas por meio de modelos matemáticos exclusivamente teóricos;
- (iii) verificar a conformidade dos critérios de projeto utilizados;

- (iv) avaliar o desempenho geral da barragem, conforme previsto no projeto da mesma;
- (v) caracterizar o comportamento dos materiais de fundação e da barragem com o desenvolvimento da obra, objetivando averiguar o tempo necessário para que ocorra a estabilização dos deslocamentos, tensões internas, estabilização das vazões etc.

Durante a fase de desativação, a instrumentação deverá avaliar a estabilidade do maciço resultante do lançamento dos rejeitos. Sugere-se atenção ao desempenho das estruturas, efetuando-se medidas para possibilitar a avaliação de tensões internas, variações das vazões, deslocamentos etc.

Principais Equipamentos Utilizados

Piezômetro pneumático - utilizado para a determinação de pressões neutras e subpressões em obras de engenharia civil.

Piezômetro elétrico - empregado na obtenção de medidas de pressões neutras e subpressões em taludes, maciços de terra e fundações.

Piezômetro de tubo aberto - largamente empregado. Direciona-se à determinação de pressões neutras em obras de engenharia civil, tais como: fundações, taludes, maciços rochosos e de terra (Figura 35).

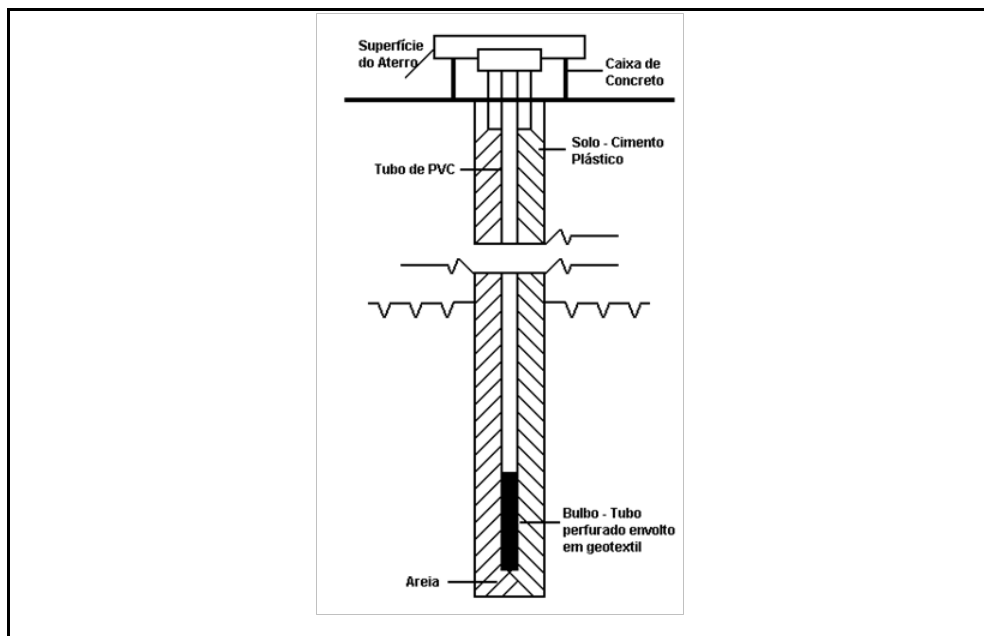


Figura 35 – Diagrama esquemático de um piezômetro de tubo aberto.

Piezômetro hidráulico – utilizado na determinação das pressões neutras e subpressões em obras de engenharia civil. Empregado em taludes, aterros e fundações.

Medidor de recalque tipo KM - equipamento utilizado para medidas de deslocamentos verticais possibilitando a determinação de deformações em até 12 pontos. Instrumento muito útil na etapa de alteamento de aterros (Figura 36).

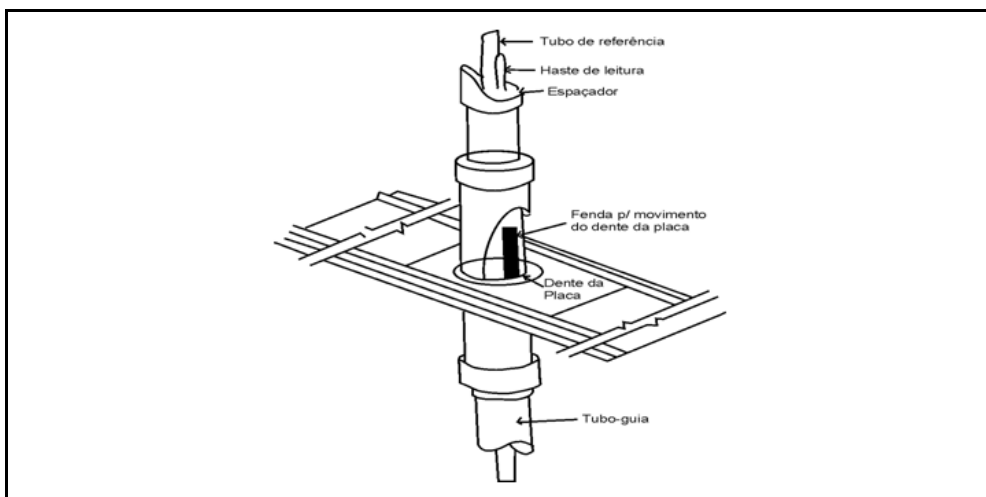


Figura 36 – Medidor de recalque tipo KM. Fonte: IPT – s/d.

Medidor de recalque telescópico tipo IPT - trata-se de um instrumento de medidas de recalques utilizado em alteamento de aterros, para a determinação de deformações verticais (Figura 37).

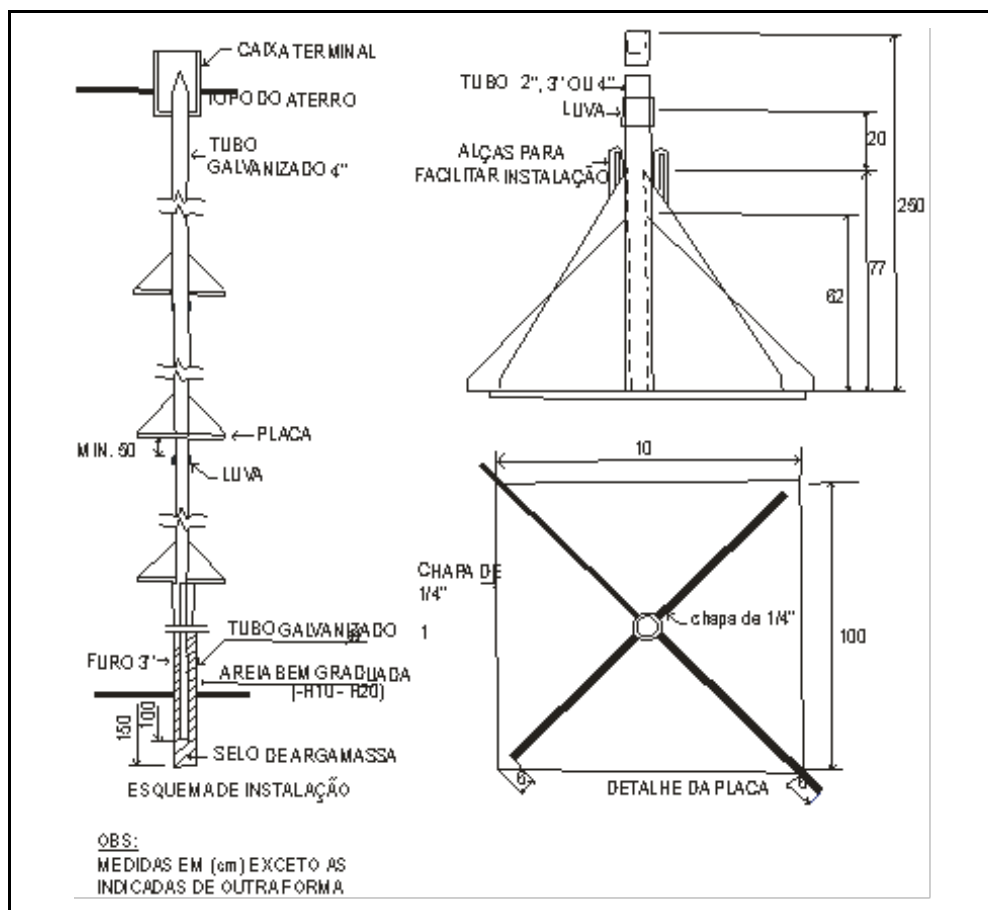


Figura 37 – Medidor de recalque telescópico tipo IPT.

Medidor de recalque tipo magnético - empregado para medidas de deslocamentos verticais do conjunto fundação/maciço de terra (Figura 38).

Medidor de recalque tipo USBR - equipamento utilizado para medidas de deslocamentos verticais do conjunto fundação/aterro compactado (Figura 38).

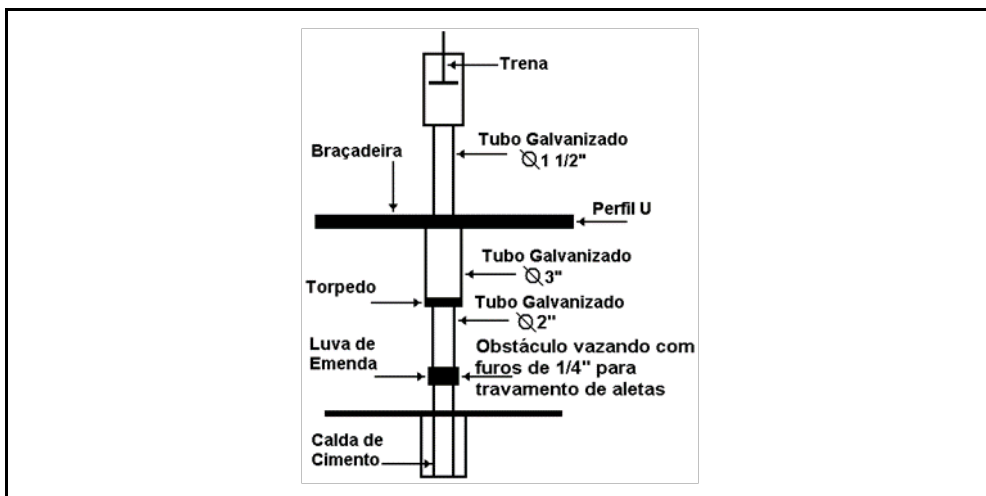


Figura 38— Medidor de recalque tipo USBR. Fonte: CESP, 1988.

Célula pneumática de tensão total - utilizada para a obtenção de medidas desta natureza em obras como: maciços de terra, fundações, muros de arrimo, obras subterrâneas etc.

Inclinômetros - equipamentos utilizados para determinar zonas de movimentação. Permite monitorar a extensão total de movimentos de aterros de barragens, ao longo de escavações e túneis. Na Figura 39, estão relacionados os princípios de operação do equipamento.

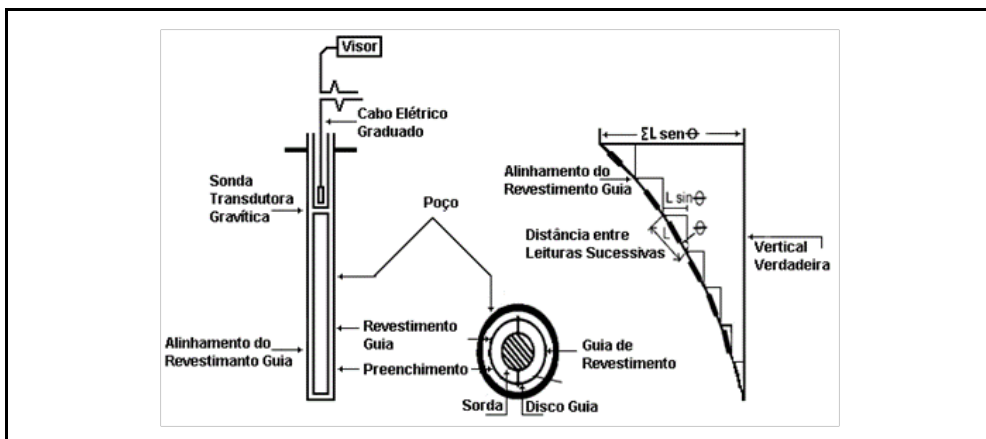


Figura 39 – Representação esquemática de um Inclinômetro.

Marcos topográficos - instalados ao longo da crista, bermas e, ainda, nos taludes que circundam a barragem e seu reservatório. Indicam movimentações que podem estar ocorrendo nestas estruturas.

Principais Problemas *Versus* Instrumentação

Em barragens de terra e de contenção de rejeitos, os projetos devem incluir instrumentação que permita avaliar sua segurança em qualquer fase do projeto, da operação até a desativação. Isso advém do número de incertezas que geralmente existem nas investigações geológicas e geotécnicas, nas hipóteses simplificadoras normalmente adotadas nas análises de projetos, ao se determinar previamente os tipos e quantidades de instrumentos, tanto para a barragem como para suas fundações. As principais dificuldades que podem ocorrer no maciço de terra compactado, construído pelo lançamento de rejeitos (com ou sem compactação), e nas fundações de uma obra e, cujo conhecimento, torna-se fundamental para sua segurança podem ser assim resumidos a seguir.

Na fundação.

Descolamentos verticais.	Sólidos carreados.
Subpressões.	Infiltrações (vazões).
Deslocamentos cisalhantes horizontais (superfícies de escorregamentos).	

No maciço de terra compactado ou de rejeitos lançados.

Deslocamentos verticais.	Infiltrações (vazões).
Deslocamentos horizontais.	Sólidos carreados.
Pressões neutras.	Deslocamentos ao longo da crista e bermas.

Coleta, Processamento e Apresentação dos Dados da Instrumentação

O tratamento dos dados coletados no campo poderá ser feito manualmente ou por meio de recursos de informática, com a elaboração de gráficos e tabelas que possibilitem a avaliação do comportamento da estrutura.

Embora não existam normas que definam a frequência das leituras, recomenda-se que sejam feitas com regularidade semanal ou quinzenal, podendo ser espaçadas quando da fase de desativação. Recomendam-se leituras diárias, quando ocorrerem fatos que possam comprometer a segurança da obra (chuvas em excesso, alterações do balanço de água no processo de beneficiamento, aumento na produção de rejeitos, exigindo maior velocidade de alteamento etc.).

O processamento dos dados obtidos para análise deverão constar em gráficos e tabelas, até mesmo obedecer à seguinte sequência:

- (i) anotação, em ordem cronológica, das leituras efetuadas em um banco de dados específico;
- (ii) processamento das leituras;
- (iii) validação das leituras (técnicas determinísticas ou estatísticas);
- (iv) lançamento em gráfico dos resultados obtidos.

As tabelas deverão conter todos os valores das leituras, organizados de forma adequada para consultas ao longo do tempo, e a realização de comparações de resultados diante das variações de solicitações e de comportamento das obras.

Pelo exposto, afirma-se que todos os projetos de barragens de contenção de rejeitos devem prever algum tipo de instrumentação que permita avaliar permanentemente a sua segurança em qualquer estágio de desenvolvimento. Deve-se ainda alertar que a grande maioria das rupturas de barragens ocorrem naquelas de pequena dimensão, tornando-se fundamental o acompanhamento sistemático destas obras.

Não estão incluídas no texto as referências bibliográficas, porém todas as citações são fundamentadas na experiência do autor, técnicos, pesquisadores que atuam na área de disposição de rejeitos e disciplinas correlatas. Desse modo, está relacionada, a seguir, a listagem da bibliografia básica utilizada neste trabalho, até mesmo diversas outras que têm por objeto o estudo deste tema e que poderão constituir-se em fontes de consulta.

REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS

- ABRÃO, P.C. Deposição de rejeitos de mineração no Brasil. In: Simpósio sobre Barragens de Rejeitos e Deposição de Resíduos Industriais e de Mineração. Anais. Pp 333-349. Rio de Janeiro, 1987.
- ALMES, R.G. An overview of coal tailings disposal in the eastern U.S. In: Tailing Disposal Today – Simpósio Internacional de Rejeitos, 2, Denver, vol.2, pp 13-56. Miller Freeman Public, 1978.
- AMMAN, P.; RAMNHOLT, T.; WEISS, J. Geotechnical problems related to deposit of industrial waste. In: Congresso Europeu de Mecânica de Solos, XI. DFG, Bulletin 11, vol. 2, pp. 2.7-2.11, Copenhagen, Dinamarca, 1995.
- AMORIM, N.R. Barragem para contenção de rejeitos: avaliação do efeito da disposição dos rejeitos na percolação de água através do aterro e da fundação. São Carlos-SP, 96p. Dissertação de Mestrado. EESC-USP, 1983.
- APLIN, C.L.; ARGALL, Jr. G.O. Tailing disposal today. In: International Tailing Symposium, 1st. Proceedings. Tucson, Arizona. São Francisco. Miller Freeman Publication, 1973.
- ARNEZ, F.I.V. Avaliação das principais causas de acidentes em barragens de contenção de rejeitos causados pelos fatores geológicos e geotécnicos. São Paulo, SP. 83p + anexo. (Dissertação) – Mestrado. Departamento de Engenharia de Minas, Escola Politécnica, Universidade de São Paulo, 1999.
- ASSIS, A.; ESPÓSITO, T. Construção de barragens de rejeitos sob uma visão geotécnica. In: Simpósio Sobre Barragens de Rejeitos e Disposição de Resíduos, 3. REGEO' 95. Anais ABMS/ABGE/CBGB, vol. 2, pp 593-601. Ouro Preto, MG. 1995.

Associação Brasileira de Geologia de Engenharia – ABGE: Ensaios de Permeabilidade em Solos – Orientações para sua Execução no Campo – 3ª Edição, 1996, São Paulo.

Associação Brasileira de Geologia de Engenharia – ABGE: Ensaios de Perda D'água sob Pressão – Diretrizes – Boletim 02, 1975, São Paulo.

AZEVEDO, R.F.; SADO, J.S. Análise uni-dimensional do enchimento de reservatório de barragem de rejeito através de uma teoria de adensamento com grandes deformações. In: Congresso Brasileiro de Geologia de Engenharia, 6, Salvador, Anais, São Paulo, ABGE/ABMS, vol.1, pp. 71-78, 1990.

BERGSTROM, R.E. 1968. Disposal wastes: scientific and administrative considerations. Illinois State Geological Survey. Environmental Geology Notes n° 20, 12p.

BLIGHT, G.E. et al., 1981. The flow os slurry from a breached tailings dam. Journal of the South African Institute of Mining and Metallurgy, vol.81, n° 1, pp.1-8.

BOGNER, J.E. 1982. Prediction of extractable metals in retention pond sediments at surface coal mine. Environmental Geology, vol.4, pp 223-238.

BORGES, A.L.; CONTE, A.E.; PAIVA, P.R.; GAIOTO, N. Barragem Morro do Ouro – Um exemplo de projeto otimizado das etapas de construção. In: Simpósio sobre Barragens de Disposição de Resíduos Industriais e de Mineração. Anais ABGE/CBGB/CERJ., pp. 47-54, Rio de Janeiro, 1991.

BOTELHO, G.V. Análise da viabilidade de implantação de uma barragem de contenção de rejeitos utilizando ensaios de consolidômetros e modelagem digital. São Carlos, SP, 97p. Dissertação de Mestrado EESC-USP. 1994.

BRAGA, A.P.G.; ROLIM, J.H.R.P.; ANDRADE, V.A. Estudos geológicos-geotécnicos para viabilização da construção da barragem de contenção de rejeitos da usina piloto da jazida de Itataia – CE. In: Congresso Brasileiro de Geologia, 34, Goiânia, Resumo e Breves Comunicações. Boletim 1, p. 75. SBG. Goiânia, 1986,

BRAWNER, C.O.; CAMPBELL, D.B. Disenõ empresas de relaves. In: Congresso Latino Americano de Mineralurgia, II. Anais ALAMI, 19p, il.Lima, Peru, 1972.

BRAWNER, C.O.; DORLING IAN, P.F. Preparation plante refuse and waste disposal. In: Stability in coal mine (?), 1979.

BRAWNER, C.O.; CAMPBELL, D.B. The tailing structure and its characteristics – A soil engineer's view point. Proceedings of Firest International Tailing Symposium pp.59-101 - Arizona, USA, 1972.

BRITO, S.N.A. Condicionantes geológico-geotécnicos no projeto de barragens de rejeito. In: Seminário sobre Barragens de Contenção de Rejeitos, Anais. Pp.51-98, UFOP, Escola de Minas, Ouro Preto-MG, 1986.

- BROMWELL, L.G.; CARRIER III, W.D. Consolidation of fine grained mining wastes. In: Panamerican Conference of Soil Mechanics and Foundation Engineering, 6th, Proceedings, 1979, Lima, Peru, vol. 1, pp.293-304.
- BUSCH, R.G. Relato do Sub-tema Mineração e Meio Ambiente. In: Congresso Brasileiro de Geologia de Engenharia, 4. Anais... Belo Horizonte, ABGE, vol.4, pp.97-112, 1984.
- BUSCH, R.G.; CASTRO, H.Z. Barragens Alteadas com Rejeitos Ciclonados na Arafertil. In: VII Congresso Brasileiro de Mecânica dos Solos e Engenharia de Fundações. Anais, Porto Alegre-RS, 1986.
- BUSCH, R.G. et al., 1982. Construção de Barragens com Rejeitos pouco Permeáveis. Anais do VII Congresso Brasileiro de Mecânica dos Solos e Engenharia de Fundações. Vol. VI, pp. 333-346.
- CALDWELL, J.A. 1983. The use of stage curves in the design and operation of tailings impoundments. The Canadian Mining and Metallurgical Bulletin. Vol.76, n° 850, pp.43-50.
- CALIJURI, M.L.; MEIRA, A.D. A utilização de sistema de informação geográfica no planejamento da disposição de rejeitos e estéreis. In: Simpósio sobre Barragens de Rejeitos e Disposição de Resíduos, 3. Ouro Preto, Anais, ABMS/ABGE/CBGB, vol.1, pp. 299-310. Ouro Preto-MG, 1995.
- CARDOSO, A.C. de M.; AMARAL, M.V.; BUARQUE, R. Sistema de contenção de rejeitos da Companhia Brasileira de Alumínio em Cataguases, Minas Gerais. Critérios de Projeto. In: Simpósio sobre Barragens de Disposição de Resíduos Industriais e de Mineração. Anais...ABGE/CBGB/CERJ. pp.15-28, Rio de Janeiro, 1991.
- CARDOSO, A.C.M. et al., Sistema de contenção de rejeitos da mina de São Bento, Critérios de Projeto. IN: II Simpósio sobre Instrumentação de Barragens, 2, Anais, vol.2, Belo Horizonte, 1996.
- CASAGRANDE, L.; MCLIVER, B.N. Design and construction of tailings dams. In: Brawner, C.O. Michigan, V. (ed.), 1971.
- CARGILL, K.W. Consolidation of soft layers by finite strain analysis. U.S. Army Engineer. Waterways Experiment Station. Final Report, 1982.
- CARRIER III, W.D.; BECKMAN, F.F. de Melo.L.G. Optmization of mine waste disposal and reclamation in the Amazon region. In: International Conference on Geomechanics in Tropical Lateritic and Saprolitic Soils – Tropical's 85. Proceedings. ABMS. 1985. Brasília-DF.
- CARRIER, III W.D.; BROMWELL, L.G.; SOMAGYI, F. Design Capacity of Slurried Mineral Waste Ponds. Journal of Geotechnical Engineering. Vol.109, n° 5. 1983.

- CARRIER, III W.D.; de MELLO, L.G.; MOH, Z.C. Environmental impact in geotechnical engineering. In: International Conference on Soil Mechanics and Foundation Engineering. 12. Rio de Janeiro, 1989. Proceedings. Rio de Janeiro, ISSMFE, 1989. Vol.4, pp. 2121-2158.
- CARRIER, III W.D. et al., Design capacity of slurreid mineral wate ponds. In: Journal of Geotechnical Engineering. Vol.109, nº 5, pp.699-716. American Society of Civil Engineers. New York, 1983.
- CARVALHO, M.P.; SILVIO, E.; SOARES, L. Projeto de barragem para reserva de mistos de minerais pesados rejeitados pelo beneficiamento de cassiterita na Mina do Pitinga. Boletim Técnico da Escola Politécnica da USP. Departamento de Minas. São Paulo, 1997.
- CEPPOLINA, M.; RUOPPOLO, L. Barragem de rejeito alteada através de diques de aterro compactado. In: Congresso de Geologia de Engenharia, 4, Anais...ABGE, vol.1, pp.277-287, Belo Horizonte, 1984.
- CHAVES, A.P.; FUJIMURA, F. Utilização de barragens de rejeitos na indústria minero-metalúrgica. In: Seminário sobre Recuperação de Rejeitos na Indústria Metalúrgica. Anais... ABM/COREME. Pp.153-172, São Paulo, 1991.
- CHAMMAS, R. Contribuição ao estudo dos rejeitos da mineração, e dos seus sistemas de contenção. In: Seminário sobre Barragens de Contenção e Rejeitos. UFOP, pp. 101-127, 1986.
- DEAN, K.C.; HAVENS, R. Comparative costs and methods for stabilization of tailings. In: Tailing Disposal Today. (ed. C.L. Aplin and G.O. Argall) Miller Freeman, San Francisco, pp.450-474, 1973.
- DOWN, C.G.; STOCKS, J. Environmental Problems of Tailing Disposal. Mining Magazine, vol.137, pp.25-33, julho, 1977.
- DOYLE, F.M. Ed. Mining and Mineral Processing Wastes. Littleton, Society for Mining, Metallurgy and Exploration, 1990.
- DUELO, C. et al., The Utilization of Material Sedimented in Tailings Dams. Transactions of the 12th. International Congress on Large Dams. Vol.1, pp.153-157. 1976
- DUPAS, F.A. Características de percolação de barragens de rejeitos: estudo de caso da Barragem de Rejeito B6. São Carlos, SP. 130p. Dissertação de Mestrado EESC – USP. 1993.
- ESPÓSITO, J.T. Controle Geotécnico da Construção de Barragens de Rejeito – Análise da Estabilidade de Taludes e Estudos de Percolação. São Paulo, 1995. 159p. Dissertação de Mestrado, Faculdade de Tecnologia, Universidade de Brasília.

- ESTEVES, F.P. Barragens de Terra. Universidade da Paraíba. Escola Politécnica de Campina Grande, 1964.
- FAIR, A.E.; HANDFORD, G.T. Overview of the Tailings Dyke Instrumentation Program at Syncrude Canadá Ltd. In: International Symposium on Geotechnical Stability in Surface Mining. Calgary, Alberta, 1986. Proceedings...pp.245-253.
- FINN, W.D.L.; BYRNE, P.M. Liquefaction Potential of Mine Tailings Dams. Transactions of the 12th. International Congress on Large Dams. Vol.1, pp.839-849, 1976.
- FORNAZARI, F.N.; SAMPAIO, A.J.M.; OLIVEIRA, A.M.S.; LEITE, C.A.G.; PRANDINI, F.L.; NAKASU, L. Geologia Aplicada à Disposição de Rejeitos de Mineração: a Problemática e Contribuições à Diagnose e Solução. In: Congresso Brasileiro de Geologia, 3. Anais....ABGE. Vol.3, pp.355-374. Itapema, SC.1981.
- FORRESTER, D.J.; WHITTAKER, P.M. Effects of Mining Subsidence on Colliery Spoil Heaps – I Mining Subsidence and Geotechnical Aspects of Spoil Heaps and Their Foundations. International Journal of Rock Mechanics and Mining Sciences & Geomechanics Abstracts. Vol. 13, n° 4, pp.113-120. 1976a.
- FORRESTER, D.J.; WHITTAKER, P.M. Effects of Mining Subsidence on Colliery Spoil Heaps – I Mining Subsidence and Geotechnical aspects of Spoil Heaps and Their Foundations. International Journal of Rock Mechanics and Mining Sciences & Geomechanics Abstracts. Vol.13, n° 4, pp. 121-133. 1976b.
- Fundação de Amparo e Tecnologia e Meio Ambiente. Estudos sobre o impacto Ecológico da Mineração e Beneficiamento do Carvão na Região Sul do Estado de Santa Catarina. Porto Alegre, FATMA/UFRGS, 1978, 337p. (Relatório Final Convênio FATMA-UFRGS).
- GIBSON, J. Useful Materials from Colliery Spoil. Mine and Quarry. Vol.4, n° 8, pp.24-33., 1975.
- GIBSON, R.E.; England, G.L. Hussey, M.J.L. The theory of one-dimensional consolidation of saturated clays. Finite non-linear consolidation of thin homogeneous layers. Geotechnique, vol.3, pp.261-273, 1979.
- GOBARA, W. O Adensamento com Deformações Finitas e Obtenção de Parâmetros pelo Ensaio de Adensamento Hidráulico. São Paulo, 1991, 1v. Dissertação de Mestrado. Escola Politécnica, Universidade de São Paulo.
- GERGÓRIO, F.J.; NIEBLE, C.M. Barragens de Rejeito: Concepção e Projeto. In: Simpósio de Mineração, 5º, Universidade Federal de Ouro Preto. Anais, vol.2. pp. 275-299. Ouro Preto, 1975.
- GUERRA, F. Characteristics of Tailings From Soil Engineer's View Point. Proceedings of the First International Tailing Symposium, Arizona, USA, 1972, pp.102-137.

- GUERIN, M.R. Reclamation Advances in the Midwest. Coal Mine & Processing. Vol.18, n° 2, p. 46-52. 1981.
- HIGHTER, W.H.; VALLE, R.P. The Liquefaction of Different Mine Tailings Under Stress-Controlled Loading. Engineering Geology. Vol.16, n° 1 e 2, pp.147-150. 1980.
- JONES, J.D.; JENKINS, R.G. Design and Construction of Tailings Ponds and Reclamation Facilities – Case Histories. The Canadian Mining and Metallurgical Journal. Vol.71, n° 798, pp.55-59. 1978.
- KEALY, C.D.; SODERBERG, R.L. Design of Dams for Mill Tailing. U.S. Dept. of the Interior Bureau of Mines. Information Circular, 49, p.il. Washington. 1969.
- KLOHN, E.J. Designs and Construction of Tailings Dams. The Canadian Mining and Metallurgical Bulletin. Vol.65, n° 720, pp. 28-44. 1972.
- KLOHN, E.J. Tailing Dam Design. In: Seminar on Geotechnical Aspects of Mine Design and Tailings Containment, Edmonton, 1982, pp. 1-53. 1982.
- LAMBE, T.W.; WITHMAN, R.V. Soil Mechanichs. John Willey & Sons Inc. 1969.
- LAMY, L.F.; BUSCH, R.G. Estudos Geológicos e Geotécnicos na Otimização dos Projetos de duas Barragens de Contenção de Rejeitos. In: Congresso Brasileiro de Geologia de Engenharia, 3. Anais... ABGE. Vol. 1, pp.247-262. Itapema-SC, 1981.
- LEITE, C.A.G. et al., Geologia Aplicada a Rejeitos de Mineração. Uma Resposta Metodológica. In: Congresso Brasileiro de Geologia, XXXI, Camburiú-SC. Anais. SBG, Camburiú-SC, 1981.
- MC WHORTER, D.B.; NELSON, J.D. Unsaturated Flow Beneath Tailings Impoudments. Journal of the Geotechnical Engineering Division. ASCE, vol.105, n° GT11, pp.1317-1334. 1979.
- MC WHORTER, D.B.; NELSON, J.D. Seepage in Partially Saturated Zone Beneath Tailings Impoudments. Mining Engineering, vol.32, n° 4, pp.432-439. 1980.
- MELLO, F.M. Condicionantes Geotécnicas de Projeto de Barragem e Reservatório de Rejeitos de Mineração de Urânio. Seminário Nacional de Grandes Barragens, XIV. Recife, 1981.
- MELLO, L.G.F.S.; AMORIM, N.R.; MELLER, F.C.; QUARESMA, A.R.F. Desenvolvimento e Ensaio Iniciais em Consolidômetro de Lama em Condições de Deformação Controlada. In: Simpósio sobre Barragens de Disposição de Resíduos Industriais e de Mineração. Anais...ABGE/CBGB/CERJ. pp. 55-66. Rio de Janeiro, 1991.
- MELLO, L.G.F.S. Otimização da Deposição de Rejeitos. Boletim Técnico da Escola Politécnica da USP. Departamento de Engenharia de Estruturas e Fundações. BT/PEF 9212. 1992, São Paulo.

- MELLO, L.G.F.S; SILVEIRA, A.A. Leis de Compressibilidade e Permeabilidade de Alguns Rejeitos Brasileiros. In: Simpósio sobre Barragens de Disposição de Resíduos Industriais e de Mineração. Anais....ABGE/CBGB/CERJ. Rio de Janeiro, 1991, pp.67-76.
- MELLO, L.G.F.S. de; CARRIER III. W. D. ; DAVID LAPA, R.P. Comportamento de Reservatórios de Rejeitos Diluídos de Bauxita. In. Simpósio sobre Barragens de Disposição de Resíduos Industriais e de Mineração. Anais... ABGE/CBGB/CERJ. – Pp 99-108 – Rio de Janeiro, 1991.
- Ministério do Comércio e Indústria Internacional. Departamento de Localização de Poluição. Depósitos de Contenção de Escórias e Rejeitos – Padrões de Construção e Comentários. Tóquio, 1973.
- MITHAL, H.K.; MORGENSTERN, N.R. Parameters for the Design of Tailings Dams. 27th Canadian Geotechnical Conference, Reprints of Papers, vol.2, pp.79-95. 1974.
- MITHAL, H.K.; MORGENSTERN, N.R. Parameters for the Design of Tailings Dams. Canadian Geotechnical Journal, vol.12, pp.235-261. 1976.
- MITHAL, H.K.; MORGENSTERN, N.R. Seepage Control in Tailings Dams. Canadian Geotechnical Journal, vol.13, pp.277-293. 1976.
- MONTEZ, F.T. Utilização de Geotextil em Barragens de Rejeitos. In: Simpósio sobre Barragens de Rejeitos e Disposição de Resíduos Industriais e de Mineração. Anais....pp.333-349, Rio de Janeiro, 1987.
- NAKAO, J.; MORE, R.T.; OLIVEIRA, H.G. Canga, Itabirito e Solo Saprolítico de Filito na Barragem de Retenção de Rejeitos de Águas Claras. In: Congresso Brasileiro de Geologia de Engenharia, 4. Belo Horizonte. Anais...São Paulo, ABGE, v. 1, pp.288-309, Belo Horizonte, MG, 1984.
- NEGRO Jr. A. Características Geotécnicas de Solos de Aterros Hidráulicos e a Experiência na Barragem do Guarapiranga. Revista Solos e Rochas, COPPE/UFRJ, vol.1, n° 3, Rio de Janeiro, 1979.
- NIEBLE, C.M. Deposição de Rejeitos. Curso de Geotecnia Aplicada a Minas a Céu Aberto. Paulo Abib Engenharia S.A. Apostila, 28p. Il. Itabira, MG. 1986.
- NIEBLE, C.M.; ROCHA, R.S. Método Construtivo usa Rejeitos para Construir Barragem de Deposição. Revista Construção Pesada, ano 6, n° 70, pp.90-96, il. São Paulo. 1976.
- NIEBLE, C.M.; ROCHA, R.S. O Método da Linha de Centro Modificado na Construção de Barragens de Rejeito. In: Seminário Nacional de Grandes Barragens, XI. Anais...SNGB, 22p, il. Fortaleza, Ceará. 1974.

- PARRA, P.C.; ÁVILA, J.P. de MUSMAN, J. Características Específicas de Projetos de Barragem de Rejeitos de Mineração. In: Simpósio sobre Barragens de Disposição de Resíduos Industriais e de Mineração. Anais...ABGE/CBGB/CERJ. pp.1-14. Rio de Janeiro, 1991.
- PARRA, P.C.; RAMOS, V.J. Ruptura, Recuperação e Estabilização de Barragem de Rejeitos da Mina do Pico São Luiz. In: Simpósio sobre Barragens de Rejeitos e Disposição de Resíduos Industriais e de Mineração, II. Anais, Rio de Janeiro, pp.445-462, Rio de Janeiro, 1987.
- PARRA, P.C.; LASMAR, N.T. Ruptura da Barragem de Rejeitos da Mina de Fernandinho. In: Simpósio sobre Barragens de Rejeitos e Disposição de Resíduos Industriais e de Mineração, I. Anais... Rio de Janeiro, pp.423-443, Rio de Janeiro, 1987.
- PENTEADO, L.H. de B. Relatório das Atividades Desenvolvidas na Seção de Prospecção do Agrupamento de Geologia Aplicada a Barragens – DMGA. Instituto de Pesquisas Tecnológicas do Estado de São Paulo, IPT. 1985. São Paulo.
- RITCEY, G.M. Tailings Management. Problems and Solutions in the Mining Industry. Amsterdam, Elsevier, 1989.
- SADOWSKY, G.R.; MELLO, L.G.F.S; OLIVEIRA, F.J.P.; MARIUTTI, M.P. Considerações de Dimensionamento e Comportamento após Início de Operações de Barragem de Rejeitos de Mineração de Urânio na Mina de Cercado. In: Seminário Nacional de Grandes Barragens, 15, Rio de Janeiro, Anais...CBGB, v.2, pp.497-524, Rio de Janeiro, 1983.
- SHIELDS, D.H. 1974. Innovations in Tailings Disposal. 27th . Canadian Geotechnical Conference, Reprints of Papers, vol.1, pp.67-70.
- SILVA, F.N.; MEDEIROS, C.C. Diques de Contenção de Rejeitos de Jarosita. In: Simpósio sobre Barragens de Disposição de Resíduos Industriais e de Mineração. Anais...ABGE/CBGB/CERJ. pp.109-121, Rio de Janeiro, 1991.
- SILVEIRA, E.B.da S.; READES, D.W. Barragens para Contenção de Rejeitos. In: IX Seminário Nacional de Grandes Barragens. Anais...SNGB, tema 2, 35p. II. Rio de Janeiro, 1973.
- SILVIO, E. Ouro Preto tailing dam system in Pitinga – Amazon. International Conference on Environmental Issues and Waste Management in Energy and Mineral Production, 3th, Perth, Austrália, 1994.
- TORRES, E.E.; MAIA, L.S.C.; AMARAL, M.V. Otimização da Capacidade de Acumulação do Lago de Rejeito da Mina de São Bento Mineração. In: Simpósio sobre Barragens de Disposição de Resíduos Industriais e de Mineração. Anais...ABGE/CBGB/CERJ. pp.29-46, Rio de Janeiro, 1991.

- U.S. Department of the Interior – Bureau of Reclamation. Designs of Small Dams. USBR, Denver, 1987.
- VICK, S.G. Siting and Design of Tailings Impoundments. Mining Engineering, vol.33, n° 6, pp.653-657, 1981.
- VICK, S.G. Planning. Design and Analysis of Tailing Dams. John Wiley & Sons. New York. 1983.
- VOLPE, R.L. Geotechnical Engineering Aspects of Copper Tailings Dam. Meeting Preprint 2629. Denver, ASCE National Convention, 1975.
- WAHLER, W.A.; SCHLICK, D.P. Mine Refuse Impoundments in the United States. In: Icold – International Congress on Large Dams, 12. Anais.... México, 1976.
- WAHLER, W.A. & Associates. Analysis of Coal Refuse Dam Failure. Vol.1, texto; vol.2 apêndice. 1973.
- WAHLER, W.A. & Associates. Evaluation of Mill Tailings Disposal Practices and Potential Dam Stability Problems in Southwestern United States – General Report, dezembro, 1974.
- Warman Hero Equipamentos – Catálogo Warman – Hidrociclones Revestidos com Elastômeros – 1998 – São Paulo.
- WILLIAM, R.E. et al., Effects and Prevention of Leakage from mine Tailings Ponds. Transactions of the Society of Mining Engineers of AIME, vol.254, n° 3, pp.212-216. 1973.
- WOLSKI, W. et al., Some Aspects of Designs of Mine Tailings Dams. Transactions of the 12th. International Congress of Large Dams, vol.1, pp.787-798. 1976.
- WULF, J.F.; PERRY, C. Efficient Methods of site Appraisal and Determination of Type of Dam – A Discussion of Basic Philosophy and Procedures in Project Planning and site Selection. Congress des Grands Barrages, 12. México, 1976.

ELABORAÇÃO E AVALIAÇÃO ECONÔMICA DE PROJETOS DE MINERAÇÃO

Gilson Ezequiel Ferreira

Economista pela UFJF, Doutor em
Engenharia Mineral pela USP
Tecnologista Sênior do CETEM/MCT

José Guedes de Andrade

Geólogo pela UFPE, Mestre em
Economia Mineral pela Colorado
School of Mines, Doutor em
Engenharia Mineral pela USP, Consultor

INTRODUÇÃO

São apresentadas, neste capítulo, as informações básicas sobre a elaboração de projetos e as técnicas mais adequadas às avaliações econômicas.

Pretende-se que o leitor tenha noção das técnicas empregadas na elaboração e avaliação econômica de projetos de mineração, e perceba a importância desta fase que precede a implantação de um empreendimento mineral. No que se refere às técnicas de elaboração de um projeto, serão abordados: aspectos gerais do projeto; engenharia de projeto, mercado; e avaliação de custo e de receita. Essas informações servem de base à montagem do fluxo de caixa e à avaliação econômica do empreendimento.

É necessário enfatizar que, por mais bem elaborados que tenham sido a pesquisa e os projetos de lavra e beneficiamento, todo esforço da equipe técnica poderá ser desperdiçado se não houver uma competente avaliação econômica que assegure, com uma margem de risco aceitável, a viabilidade econômica do empreendimento.

Os investimentos em mineração se caracterizam pela limitação de sua vida útil; uma vez extraído todo o minério economicamente explorável existente na jazida, é forçoso o encerramento das operações. Impõe-se, assim, que durante a vida útil da mina o investidor receba de volta o capital aplicado, acrescido de remuneração compatível com os riscos do negócio.

No caso da mineração, em particular, essa análise se reveste da mais alta relevância, tendo em vista as características específicas desse tipo de empreendimento:

- (i) localização quase sempre próxima ao depósito mineral e, na maioria das vezes, distante dos centros urbanos;
- (ii) uso intensivo de capital e longo prazo de maturação;
- (iii) dimensionamento e processo de beneficiamento específico para limitação na disponibilidade do bem mineral, face ao caráter não renovável das reservas minerais.

Esses aspectos, inerentes ao setor mineral, fazem com que a decisão de investir seja respaldada em análise econômica detalhada, a partir de projetos bem elaborados, objetivando minimizar os riscos do empreendimento.

As consequências decorrentes de falhas na elaboração do projeto e em sua avaliação econômica podem acarretar grandes prejuízos financeiros e, em alguns casos, resultam na inviabilidade do empreendimento.

ASPECTOS GERAIS DO PROJETO

Normalmente um projeto é apresentado em uma sequência que se ajusta à maior parte dos casos sendo constituído de: um resumo, um texto propriamente dito e o apêndice com os anexos.

O resumo deve conter uma exposição sucinta sobre os principais dados e circunstâncias que envolvem o empreendimento.

O apêndice deve conter, em forma de anexos, as informações que, por sua natureza, não se incluem no texto.

Na elaboração de um projeto de mineração é necessário mencionar, no que se refere à empresa, seus dados gerais, tais como, nome, endereço, registros, além dos dados dos principais acionistas. É muito importante caracterizar perfeitamente a capacidade empresarial, tanto do ponto de vista administrativo como técnico. Devem ser explicadas as relações com outras empresas ou grupos, assim como as estruturas do capital social.

Antes de apresentar questões específicas a respeito dos diversos pontos de um projeto industrial, devem ser comentados os aspectos gerais da iniciativa, que abrangem sua situação na comunidade, país ou região beneficiada com o mesmo.

Ao mencionar a natureza geral da iniciativa, é preciso assinalar a origem e motivos que causaram a decisão de executá-la, assim como uma resenha histórica de seu desenvolvimento. Devem ser apresentados comentários sobre a atividade em questão no país, sua relação com outros setores da economia local ou regional e sua importância para a comunidade. Devem constar, brevemente, os produtos que se fabricarão na indústria e explicada a origem das matérias-primas e outros insumos.

Nas novas indústrias, deve ser sublinhada a classe de consumidores que vai utilizar o produto e determinar qual a concorrência. Na ampliação de indústrias existentes, explicar a produção anterior, a capacidade instalada, a concorrência e motivos principais pelos quais se julga acertado fazer a ampliação.

MERCADO

Em termos gerais, o objetivo do estudo de mercado relativo a um projeto é definir, para um determinado período, quem vai comprar o produto, em que quantidade, a qual preço, quais os concorrentes e qual a parcela do mercado que caberá a cada concorrente.

Um erro grave, no estudo do mercado e de difícil correção, constitui uma das causas mais frequentes dos fracassos de projetos.

O estudo de mercado apresenta características próprias; tais como:

- (i) especificações requeridas pelos consumidores;
- (ii) análise da oferta, diante dos projetos existentes e em implementação;
- (iii) demanda reprimida pela inexistência de matéria-prima no país, ou pela sua disponibilidade insuficiente;
- (iv) influência do local onde se encontra a jazida, seja pela sua posição geográfica, sejam pelos recursos de infra-estrutura e transporte;
- (v) influência da política governamental e da legislação, sobre a comercialização (ex. contingenciamento de preços e/ou importação), preços de venda e utilização dos produtos minerais;
- (vi) meios de transporte e custo de frete;
- (vii) existência de estoques reguladores.

Trata-se, portanto, de atividade bastante especializada que exige para seu desempenho satisfatório um perfeito conhecimento do assunto e da matéria-prima em pauta, bem como a disponibilidade de banco de dados contendo toda a multiplicidade de informações necessárias.

O estudo de mercado deve evidenciar a aceitabilidade dos produtos, quanto à sua qualidade (composição química e física). Se for possível a prévia assinatura de acordos comerciais ou mesmo de contratos a longo prazo, os preços e quantidades estarão previamente estabelecidos, o que elimina importante parcela de incerteza do projeto.

ENGENHARIA DO PROJETO

Refere-se à definição de premissas de projeto, elaboração de projeto conceitual, básico, detalhamento, implantação e posta em marcha, com a participação de engenheiros de diferentes especialidades. Aqui são feitas referências à fase técnica do estudo, comentando-se os aspectos básicos a serem considerados quanto à engenharia, tais como:

- (i) localização;
- (ii) reservas e capacidade de produção;
- (iii) ensaios e pesquisas preliminares;
- (iv) seleção do processo de produção;
- (v) especificação dos equipamentos e montagens;
- (vi) edificações;
- (vii) projetos complementares de engenharia;
- (viii) escala de produção e localização.

Ensaio e Pesquisas Preliminares

Todo projeto de engenharia mineral exige, em maior ou menor grau, uma quantidade de ensaios e pesquisas preliminares que determinam muitas das decisões adotadas no curso do estudo. Esses ensaios abrangem questões de natureza várias: provas de resistência do terreno para a construção civil; investigações metalúrgicas para o tratamento de minerais e caracterização tecnológica dos produtos, entre outras, de acordo com a natureza do projeto.

Seleção e Prescrição do Processo de Produção

Em muitos casos, o projeto não apresenta problemas especiais quanto ao processo ou sistema de produção. Em outros, porém, encerram complexidades e alternativas que conviria explicar com as soluções oferecidas e relacionadas às pesquisas feitas previamente.

A descrição do processo poderá ser facilitada com a ajuda de fluxogramas que contribuirão para uma melhor apresentação e clareza.

Especificação de Equipamentos

Quanto aos equipamentos, é necessário distinguir as duas etapas do processo de seleção:

- (i) escolha e especificação dos equipamentos;
- (ii) seleção entre os vários equipamentos dentro do tipo escolhido, a fim de decidir entre as propostas.

No estudo do projeto interessa especialmente a seleção do tipo de equipamento, na qual influirão muito a eficiência do processo, a escala de produção e o índice de mecanização, fatores estreitamente relacionados entre si. Pode ocorrer que um determinado grau de mecanização seja aplicável apenas a um certo volume mínimo de produção.

Edificações

A distribuição dos equipamentos dentro dos prédios industriais ou em outros pontos da usina suscita a consideração de questões semelhantes às aquelas já descritas, tanto no que se refere ao rendimento e possibilidade de ampliação da produção como à circulação dos materiais. É necessário prever, desde o início, espaços para a ampliação da fábrica, para a possível adoção de novas tecnologias. Esta questão deve ser considerada com maior ou menor detalhe, segundo os tipos de projetos.

Projetos Complementares de Engenharia

Referem-se às previsões relativas às instalações adicionais, destinadas a proporcionar determinados serviços necessários à produção ou pessoal ocupado no projeto. Os exemplos mais claros seriam as obras complementares de água potável e industrial ou destinadas ao escoamento de águas residuais, implantar usinas de energia elétrica, gasodutos ou entroncamentos de transporte, construção de acampamentos e casas, escritórios de administração e outros prédios para o bem-estar da população.

Escala de Produção e Localização

A escala e localização dos projetos industriais têm íntima relação com os aspectos referentes aos mercados e aos custos de produção.

No estudo de projetos industriais, a escala de produção corresponde à sua capacidade de produzir durante um determinado período de funcionamento. Esta escala, geralmente, se refere à capacidade nominal da instalação, levando-se em conta os critérios pré-estabelecidos de eficiência da usina, regime de trabalho, escoamento da produção entre outros.

A escala mínima de produção de um projeto é aquela em que, abaixo de certos limites, os custos unitários elevam-se rapidamente, devido à participação dos custos fixos.

Não se deve, pois, adotar uma posição fixa a respeito da escala mínima de um determinado projeto. É importante, porém, que esse seja elaborado tendo em vista uma ampliação posterior.

O problema da localização de uma indústria pode constituir uma questão de maior ou menor complexidade, segundo a natureza específica do projeto, e está intimamente relacionado com o estudo de mercado, com os custos de produção e com outras partes do projeto. A localização ideal de uma indústria, logicamente, será a que permita maiores lucros para o investidor.

A usina de beneficiamento do minério seria mais convenientemente localizada em área de melhor infra-estrutura, por questões relativas à disponibilidade de combustível, energia, hospital, escola, moradia etc. Na mineração, no entanto, a localização do empreendimento fica condicionada ao local da jazida.

A política de isenções e benefícios fiscais em favor das diversas localizações em estudo, o clima, a facilidade de serviços administrativos, bancários etc, são fatores que, por maior ou menor importância, não devem ser esquecidos.

AVALIAÇÃO DE CUSTO

Os investimentos e a avaliação de custos na mineração se caracterizam pela limitação da vida útil da mina; uma vez extraído todo minério economicamente explotável existente, é forçoso o encerramento das operações. Impõe-se assim, que durante a vida útil da mina, o investidor tenha ressarcido o capital aplicado, acrescido de remuneração compatível com os riscos do empreendimento. Assim, a avaliação de custo de uma jazida se baseia em estimativas de grandezas econômicas, a saber:

- (i) vida útil da mina, obtida com base na reserva de minério existente;
- (ii) custos iniciais, vida útil dos equipamentos, instalações e substituições dos mesmos;
- (iii) custos anuais de produção, transporte, administração e comercialização;
- (iv) custos para reabilitação da área lavrada, ao fim da vida útil da mina;
- (v) capital de giro;
- (vi) condições de financiamentos que possam ser obtidos para a instalação inicial da mina;
- (vii) despesas de administração correspondentes ao ciclo de produção e beneficiamento.

Custos de Administração

Os custos de administração incluem todos os salários do pessoal de engenharia e de administração, material consumido, aluguéis de escritórios, luz, comunicações, despesas de viagem, treinamento de pessoal e seguros. Incluem, ainda, despesas médicas e hospitalares, de educação e de recreação do pessoal.

Custos de Comercialização

Os custos de comercialização compreendem os salários do pessoal de *marketing* e de vendas, despesas de viagem, despesas com propaganda e comissões de intermediários; estas últimas costumam ser expressivas no caso das exportações.

Capital de Giro

O capital de giro pode ser uma importante parcela do capital total, necessário para um novo projeto. É necessário estimá-lo cuidadosamente, não só calculando sua componente inicial, como os acréscimos necessários ao longo do tempo, principalmente quando são previstos aumentos futuros no nível das operações. O capital de giro deve cobrir as seguintes parcelas:

- (i) estoque de minério nas minas, valorizado pelos respectivos custos de produção e beneficiamento, não incluindo depreciação, amortização ou exaustão em tais custos;
- (ii) estoques de minério em trânsito para os mercados, valorizados pelos custos de produção e beneficiamento, acrescidos dos tributos e do frete, inclusive o estoque regulador no porto de embarque, no caso de exportações;
- (iii) despesas de administração correspondentes ao ciclo de produção e beneficiamento, transporte e embarque;
- (iv) almoxarifados de materiais e peças sobressalentes, a preços de aquisição;
- (v) recursos financeiros disponíveis em caixa e em bancos;
- (vi) custo das mercadorias vendidas a prazo;
- (vii) contas a pagar, relativas aos materiais e serviços adquiridos para pagamento a prazo.

Custos de Produção

Os custos de produção devem ser detalhadamente estimados e desdobrados em seus principais componentes: pessoal, material, peças sobressalentes, impostos e taxas, energia elétrica, aluguéis, serviços contratados etc. Devem também ser listados separadamente por fase dos serviços: extração, transporte interno, beneficiamento do minério, estocagem, manuseio e carregamento. Convém ainda separar os custos de operação daqueles de manutenção, constituindo estes últimos parcela significativa, ao contrário do que ocorre nas indústrias de transformação, em que tais custos são secundários. Os custos de pessoal devem incluir os acréscimos decorrentes da legislação trabalhista, de responsabilidade do empregador, bem como previsões para substituições de empregados em férias, acidentados, doentes, em repouso semanal etc. É importante pré-estabelecer quantos turnos de trabalho serão adotados. O consumo de materiais deve ser previsto por fase dos serviços, sendo os principais itens (reagentes, combustíveis, lubrificantes, correias transportadoras etc), indicados e especificados.

Custos de Transporte

No caso de transportes ferroviários, um acordo tarifário especial pode ser obtido com reduções substanciais de preço, em relação às tarifas oficiais. Na hipótese de transporte rodoviário, os preços podem ser obtidos mediante entendimentos com os transportadores.

Investimentos Iniciais

Os custos de capital só podem ser estimados após fixada a taxa de produção anual, bem como, determinada a tecnologia de lavra e beneficiamento dos minérios e elaborado um anteprojeto das instalações e dos equipamentos a serem utilizados. Uma lista detalhada de custos deve incluir:

- (i) custos dos estudos técnicos e econômicos e dos projetos de engenharia;
- (ii) custos pré-operacionais (correspondentes à fase inicial de produção, quando a qualidade dos produtos ainda está em testes);
- (iii) transporte e instalação dos equipamentos de mineração;
- (iv) instalações gerais (oficinas, escritórios, residências, escolas, hospitais, recreação etc);
- (v) caminhões e outros materiais gastos, quando o transporte rodoviário da mina ao destino for feito pelo minerador.

Substituições de Equipamentos

Os equipamentos e instalações de uma empresa de mineração constituem um complexo, cujas partes têm vidas úteis diferentes. Normalmente os prédios e instalações fixas têm vida igual ou superior à vida da mina, apresentando ainda boas condições de utilização quando todo o minério economicamente explotável estiver exaurido; assim, não há em geral qualquer substituição de tais parcelas do ativo fixo. Já com as máquinas, equipamentos e instalações móveis ocorre o oposto: em regra é necessário substituí-las ao longo da exploração da jazida, e os custos dessas substituições constituem significativos desembolsos que devem ser incluídos no fluxo de caixa.

CONSIDERAÇÕES SOBRE A AVALIAÇÃO ECONÔMICA

A decisão de implantação de um empreendimento mineral é, sem dúvida, o momento mais crítico na estrutura de planejamento da empresa de mineração.

Outras decisões são tomadas durante as fases de exploração (pesquisa mineral) e desenvolvimento (detalhamento da pesquisa mineral visando à lavra) do depósito mineral. No entanto, nenhuma requer um volume de investimento financeiro tão grande quanto o necessário ao processo produtivo.

Isto não significa que as fases antes da produção não sejam importante. Tanto na exploração como no desenvolvimento, cada momento de decisão sobre a continuidade ou não do projeto deve ser precedido de uma análise técnico-econômica. Este procedimento permite que um projeto que não apresente condições de economicidade

no momento de sua análise, em uma das fases preliminares, seja descartado ou interrompido para nova avaliação no futuro, certamente em condições favoráveis.

A análise econômica tem a função de indicar, por meio de técnicas específicas, os parâmetros de economicidade que permitam a decisão de se investir ou não em determinado projeto. Essas técnicas de avaliação se completam, não havendo um modelo único que atenda às inúmeras questões formuladas para a tomada de decisões.

Para a análise dessas técnicas, se faz necessário, inicialmente, a montagem de um fluxo de caixa (apresentado na próxima seção) representativo de todo o projeto, abrangendo toda a vida do empreendimento, limitado a cerca de 30 anos, por razões técnicas a serem esclarecidas adiante.

Com base no fluxo de caixa são calculados os indicadores econômicos, mediante a aplicação das várias técnicas de avaliação econômica, que dão suporte à análise econômica.

Se a análise econômica do projeto apresenta resultados favoráveis à sua implantação, o minério lavrado na mina, durante a vida útil do empreendimento, deve gerar receitas suficientes para atender as seguintes necessidades:

- (i) custo de aquisição da propriedade e dos direitos minerários (quando for o caso) ou o pagamento de dízimos ou *royalties* ao proprietário da terra onde se situa a jazida;
- (ii) os custos de desenvolvimento da mina, em sua fase pré-operacional: decapeamento, abertura de frente de lavra, sondagens para detalhamento do corpo mineralizado e abertura de galerias e poços, quando se tratar de lavra subterrânea;
- (iii) a aquisição de máquinas e equipamentos de lavra, usina de tratamento de minério e demais instalações (depósitos, almoxarifados, escritórios, pátios de estocagem etc);
- (iv) os custos operacionais (suprimentos e materiais para lavra, custos de tratamento, salários e benefícios, despesas administrativas, impostos e taxas diversas);
- (v) uma taxa de retorno aceitável para o capital investido e mais alguma compensação (acima da taxa de atratividade) pelos riscos e incertezas a serem assumidos com a execução do empreendimento.

FLUXO DE CAIXA DE UM PROJETO

Entende-se como fluxo de caixa a diferença entre as entradas e as saídas de caixa, associada a um projeto ou empreendimento, durante um determinado período de tempo. Para efeito de avaliação econômica, é normalmente utilizado como unidade de tempo o período de um ano. Portanto, a composição e o cálculo do fluxo de caixa deverão ser procedidos para cada ano da vida útil do projeto, de acordo com a seguinte equação:

$$\text{Fluxo De Caixa} = \text{Entrada De Caixa} - \text{Saída De Caixa}$$

Composição do Fluxo de Caixa

Apesar do fluxo de caixa corresponder, geralmente, ao período de um ano do empreendimento, é comum se chamar de “fluxo de caixa do projeto” ao conjunto de fluxos que englobam toda a vida do empreendimento e, então, aplicar as técnicas de avaliação econômica.

Cada período do fluxo de caixa pode apresentar resultados positivos ou negativos. Geralmente nos projetos de implantação, os períodos iniciais podem ser negativos, pois é fase de investimentos e maturação. Assim que se iniciam as vendas, os fluxos são geralmente positivos, embora possam ocorrer períodos negativos nos casos de expansão do projeto, modificação e substituição de equipamentos ou instalação de aparelhos para controle ambiental.

Estão relacionadas, a seguir, as entradas e saídas de um fluxo de caixa típico de um empreendimento mineral.

ENTRADAS:

receita pela venda de minério, concentrado, metal ou outro tipo de produto mineral;

valor recuperado pela venda de equipamentos usados;

retorno do capital de giro no fim da vida útil do empreendimento;

outras receitas não operacionais.

SAÍDAS:

despesas com aquisição de direitos minerários, *royalties* ou arrendamentos;

despesas com desenvolvimento da lavra (preparação para início da produção);

investimentos para implantação da mina e usina de tratamento (máquinas, equipamentos, obras de engenharia etc);

investimento de capital de giro (recursos para fazer face aos estoques e despesas em geral, principalmente na fase inicial de operação);

custos operacionais de lavra e tratamento (matérias-primas, água, energia, manutenção de máquinas e equipamentos, salários, encargos sociais, despesas administrativas etc);

impostos sobre a renda e circulação de mercadorias, compensação financeira, COFINS, taxas e outros tributos.

Cálculo do Fluxo de Caixa

Conforme definido anteriormente, o fluxo de caixa corresponde à diferença entre as entradas e saídas de caixa que, de maneira resumida, podem ser relacionadas e calculadas conforme indicado a seguir.

1. Investimentos

Capital Fixo

Obras de Engenharia

Pesquisa e Desenvolvimento

Capital de Giro

2. Receitas

Operacionais

Não Operacionais

3. Taxas e Tributos Sobre o Faturamento

4. Custos Operacionais

5. Renda Líquida ($5=2-3-4$)

6. Depreciação/Amortização

7. Renda Tributável ($7=5-6$)

8. Contribuição Sobre o Lucro ($8=7 \times \text{Alíquota}$)

9. Imposto de Renda ($9=7 \times \text{Alíquota}$)

10. Lucro Após o Imposto de Renda ($10=5-8-9$)

11. Fluxo de Caixa ($11=10+6-1$)

Existindo a possibilidade de financiamento devem ser considerados, no cálculo do fluxo de caixa, os seguintes pontos:

- (i) subtrair da Renda Líquida (5) as despesas com os juros incidentes sobre o saldo devedor do financiamento — a Renda Tributável (7), portanto, contempla a diferença referente aos juros;
- (ii) adicionar ao Lucro Após o Imposto de Renda (10), o valor do financiamento e subtrair as parcelas correspondentes às amortizações.

As estimativas de fluxo de caixa devem incluir todos os dados econômicos associados a um projeto, durante toda sua vida útil, iniciando no momento de sua implantação e estendendo-se pelos períodos futuros.

Os fluxos de caixa para os anos mais recentes são mais importantes economicamente do que os dos períodos futuros a 10, 15 ou mais anos, devido ao valor do dinheiro no tempo (ver conceito na seção seguinte). Por esta razão, não é recomendável a elaboração de fluxos de caixa para períodos superiores a 30 anos, considerando os valores equivalentes, em relação ao ano de início da implantação do projeto, passam a ser desprezíveis, por se aproximarem de zero.

Na Figura 1 está sumarizada a lista de dados para apuração do Fluxo de Caixa, cujos itens serão comentados, a seguir, com relação aos aspectos não abordados anteriormente.

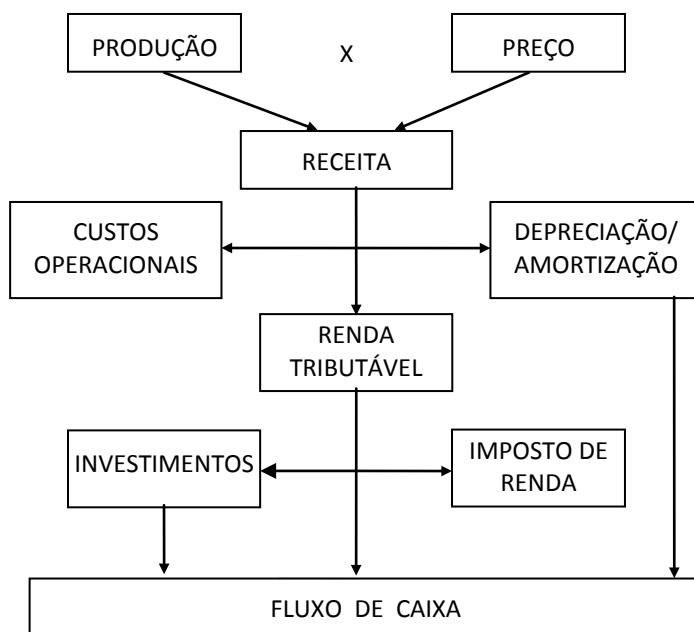


Figura 1 – Modelo simplificado de apuração do fluxo de caixa.

Estimativa de Preço

O preço é, sem dúvida, o dado mais relevante em uma avaliação econômica. É, ao mesmo tempo, a variável mais complexa de ser estimada, salvo raras exceções, como nos casos em que a oferta é atomizada, o bem mineral é abundante e o preço praticado no mercado já alcançou uma relativa estabilidade; exemplo: minério de ferro. Mesmo assim, a entrada em operação de uma grande mina pode provocar desequilíbrio entre a oferta e a demanda e, conseqüentemente, alteração no preço.

Para a maioria dos minerais metálicos, o que se verifica, com frequência, é a instabilidade de seus preços, o que faz com que a previsão dos mesmos se torne muito difícil. Os minerais não metálicos apresentam, em geral, preços mais estáveis, mesmo assim sujeitos a flutuações bruscas, principalmente para aqueles que são comercializados em nível internacional. Portanto, face ao grande significado do preço do bem mineral na análise econômica do projeto, essa variável deve ser objeto de um estudo específico, bastante profundo, sob pena de se obter resultados na análise econômica não compatíveis com a realidade. Qualquer desvio no preço esperado pode mudar consideravelmente o resultado da análise. Um preço superestimado pode indicar uma taxa de retorno favorável para um projeto que, na verdade, é duvidoso; de forma semelhante, um preço subestimado pode provocar a rejeição de um projeto que, a rigor, é um bom investimento e, portanto, está se perdendo uma oportunidade lucrativa.

Nos casos em que a produção prevista para um projeto seja pequena e, com certeza, não deverá provocar desequilíbrio da oferta *versus* demanda no mercado, a estimativa de preço pode ser projetada com base na tendência de preços do passado. Essa projeção é baseada na expectativa de que as condições do passado persistirão no futuro e, desta forma, estão sendo ignoradas possíveis mudanças em tecnologia, gosto, nível de renda e outras variáveis exógenas. Se faz necessário, portanto, atenção especial a esses fatores, quando da elaboração da estimativa de preços futuros.

Outro método para a estimativa de preços é a aplicação de análise de regressão, onde são considerados os fatores que influenciam a oferta e a demanda dos bens minerais. A identificação do volume de reservas e dos correspondentes custos de produção observados em outras empresas, associada à projeção de demanda, ajuda a projetar o preço mínimo que poderá ocorrer a um determinado bem mineral. Esses métodos são complexos e requerem a participação de profissionais especializados. O detalhamento de suas metodologias é amplo e está fora do âmbito deste capítulo.

Deve ser reafirmado, portanto, que a estimativa de preço é um problema de solução complexa. Muitas empresas possuem especialistas exclusivamente dedicados a esta questão e ainda contratam consultores externos para que possam ser obtidas as estimativas menos tendenciosas possíveis. É comum trabalhar com um faixa de preços, ao invés de um preço fixo.

Definição do Nível de Produção

O nível de produção de um projeto de mineração está intimamente associado ao mercado e ao volume de reservas recuperáveis na jazida. Com relação ao mercado, haverá três hipóteses para definição do nível de produção:

- (i) o mercado está saturado e não há possibilidade para a entrada de novos fornecedores;
- (ii) o mercado existe, todavia mas é limitado a um determinado nível de produção;
- (iii) o mercado não oferece restrição ao nível de produção máxima que poderá ser ofertado pelo empreendimento.

Neste último caso, deverá ser cuidadosamente analisado se a não restrição é válida para toda a vida útil do empreendimento.

No que se refere às reservas recuperáveis, ou seja, a fração do depósito mineral que pode ser lavrada economicamente, esta varia em função da composição física e química do minério, do método de lavra a ser usado e da habilidade da empresa em produzir o bem mineral a um custo que possa ser comercializado com lucratividade.

Dos fatores assinalados, merece atenção especial aquele que é intrínseco ao depósito mineral, que é sua composição mineralógica. Neste particular, as reservas recuperáveis devem ser apresentadas de forma parametrizada em relação aos teores. A seleção do tamanho ótimo da mina é baseada na combinação entre o nível de produção (tonelagem de minério) e o teor de corte (*cut off grade*).

Portanto, mesmo assumindo que o mercado absorverá toda a produção da mina, haverá, tecnicamente, várias alternativas do teor de corte e nível de produção a serem examinadas, para que se possa alcançar a combinação ótima para o desenvolvimento da mina. Cada alternativa deverá ser avaliada separadamente e a melhor delas deve ser implementada, a menos que haja outra alternativa de investimento, em área diferente, mais interessante para a empresa.

Definido o nível de produção e o teor de corte do minério, as instalações de beneficiamento e processamento podem ser dimensionadas adequadamente. O objetivo principal deste procedimento é ter um alto nível de aproveitamento da capacidade instalada, com o mínimo de capital investido.

De outro modo, as instalações devem permitir alguma flexibilidade a mudanças no mercado, nos custos, nas características do produto ou nas políticas governamentais (tais como tributação, restrições a importação, legislação ambiental, recuperação de áreas degradadas etc).

Estimativa da Receita

Definido o nível de produção e o preço unitário de cada bem a ser produzido, a estimativa da receita é obtida mediante a simples multiplicação entre a quantidade de venda anual prevista e o preço estimado.

No entanto, algumas precauções devem ser tomadas: o preço considerado deve ser f.o.b¹ (mina ou usina de tratamento) e a quantidade deve ser a prevista para a venda (e não a previsão de produção). Portanto, deverá ser diminuído do preço de venda previsto, os custos de transporte até o destino – entrega ao comprador, ponto de venda ou local de embarque, conforme o caso.

O objetivo do avaliador consiste em fazer a estimativa da receita líquida das vendas, deve-se levar em conta os prêmios e as multas devidas às variações de teor metálico, granulometria etc, em relação aos padrões estabelecidos, aos quais correspondem os preços básicos contratuais. Outras receitas não decorrentes da venda dos produtos, como prestação de serviços a terceiros, venda de energia elétrica produzida etc, devem ser também estimadas, quando for o caso.

Síntese do Fluxo de Caixa

Os dados de entradas e saídas do fluxo de caixa (descritos anteriormente), após calculados para cada ano, representam valores que só serão efetivados no decorrer da vida útil do empreendimento. Dessa forma, a avaliação econômica dos resultados alcançados deverá levar em consideração essa realidade, mediante a utilização do conceito de valor do dinheiro no tempo.

VALOR DO DINHEIRO NO TEMPO

O valor do dinheiro no tempo é o conceito segundo o qual uma unidade monetária no momento atual tem um valor superior ao de uma unidade monetária em qualquer momento no futuro. É por esse motivo que um investidor só se dispõe a adiar o recebimento de um montante que lhe é devido hoje se houver uma recompensa por este atraso no pagamento futuro. Esta recompensa é que representa o valor do dinheiro no tempo; não havendo a recompensa, o investidor, em condições normais, não aceita adiar o recebimento.

A recompensa pelo adiamento de um pagamento é medida mediante uma taxa de juros, utilizada para calcular valores futuros ou atualizar valores passados. Esta taxa é conhecida como taxa de desconto ou taxa mínima de atratividade (aceita pelo investidor), usada nos fluxos de caixa dos projetos para que se possa calcular o valor equivalente de cada fluxo em uma mesma data e, com isto, permitir a avaliação global do projeto ou, ainda, a comparação entre diferentes projetos.

¹ Free on board

É a taxa de desconto que calcula o valor do dinheiro no tempo. Considerando-se uma taxa de desconto fixa, quanto maior for o período para se recuperar um determinado valor, maior será o montante futuro equivalente a este valor. Devido ao fato de uma determinada quantia apresentar valores diferentes ao longo do tempo, não se deve comparar quantias em momentos diferentes sem que seja feito o devido desconto ou a devida capitalização desses valores, trazendo-se para um mesmo momento no tempo (presente ou futuro). Isto significa dizer que não se deve comparar quantias em momentos diferentes sem que seja levado em consideração o valor do dinheiro no tempo. A aplicação desse conceito será notada quando forem apresentadas as técnicas de análise econômica que se baseiam no fluxo de caixa descontado e, portanto, consideram o valor do dinheiro no tempo.

O valor do dinheiro no tempo não deve ser confundido com a inflação. Mesmo na hipótese de inflação igual a zero, o valor do dinheiro no tempo continua existindo e deve ser avaliado independentemente da inflação, que é o aumento no nível de preços. A inflação deve ser considerada à parte, principalmente pelo fato de que suas taxas de crescimento, tanto em termos pretéritos como futuros, costumam ser variáveis ao longo do tempo. No caso do valor do dinheiro no tempo é considerada, em geral, uma taxa fixa.

TÉCNICAS DE AVALIAÇÃO ECONÔMICA

As técnicas de avaliação econômica são utilizadas para converter os dados estimados para um projeto em indicadores econômicos que permitam avaliar sua rentabilidade, seu risco e a comparação com outras alternativas de investimento. Com este objetivo se faz necessário, inicialmente, a montagem do fluxo de caixa do projeto, com base no qual são calculados os indicadores econômicos mais relevantes para a análise e tomada de decisão pretendidas.

Os indicadores econômicos utilizados na avaliação econômica de projetos podem ser divididos em dois grupos. O primeiro grupo de indicadores engloba os métodos baseados no fluxo de caixa simples e o segundo grupo trata dos métodos baseados no fluxo de caixa descontado, ou seja, considera o valor do dinheiro no tempo.

Métodos Baseados no Fluxo de Caixa Simples

Os métodos simples dão alguns indicadores econômicos sobre o projeto e servem como subsídios à avaliação econômica. No entanto, por não usarem o conceito do valor do dinheiro no tempo, seus resultados são deficientes, não devendo servir de base para a tomada de decisões econômicas. A seguir são relacionados os métodos simples.

Taxa Média de Retorno.

Período de Recuperação do Investimento.

Relação Benefício-Custo.

Taxa Média de Retorno (TMR)

Este método é obtido pela relação entre a média anual das entradas líquidas de caixa e o valor absoluto do investimento na fase pré-operacional.

Na Tabela 1, são apresentados os resultados dos fluxos de caixa de duas alternativas de investimento (A e B), cujos valores estão expressos em unidades monetárias (\$u.m.).

Tabela 1 – Resultados dos fluxos de caixa de duas alternativas de investimentos de (A e B).

Fase	Ano	Fluxos de Caixa (\$u.m.)	
		Alternativa A	Alternativa B
Pré-operacional	0	-100	-200
Operacional	1	+40	+70
“	2	+40	+70
“	3	+40	+70
“	4	+40	+70
“	5	+40	+70
Total	-	+100	+150

Tem-se, portanto:

$$TMR_A = [(5 \times 40) : 5] : 100 = 0,40 \text{ ou } 40\% \text{ a.a.}$$

$$TMR_B = [(5 \times 70) : 5] : 200 = 0,35 \text{ ou } 35\% \text{ a.a.}$$

De acordo com os resultados obtidos, a alternativa A se apresenta mais atrativa que a alternativa B, pois : $TMR_A > TMR_B$.

O método da TMR é derivado do método da Taxa de Retorno Contábil (TRC) que, embora seja calculado de forma semelhante, usa a média anual dos lucros contábeis, ao invés da média anual das entradas líquidas de caixa. A TRC, portanto, despreza o conceito de fluxo de caixa e, por isso, é menos significativa que a TMR.

A TMR apresenta apenas uma aproximação sobre a lucratividade do projeto, não devendo ser aplicada no processo decisório de investimentos, por apresentar falhas que serão esclarecidas adiante, quando for feita a comparação entre os métodos e mostradas as vantagens e desvantagens dos mesmos. A principal razão para seu conhecimento é a facilidade de entendimento do método, servindo de introdução ao aprendizado dos demais, que têm metodologias semelhantes.

Período de Recuperação do Investimento

O Período de Recuperação do Investimento (PRI), também conhecido como *payback*, é o método utilizado para se calcular o tempo (geralmente em anos) necessário, a partir do início da operação de um empreendimento, para que seu investimento seja totalmente recuperado.

O cálculo do PRI é procedido de forma simples, mediante a soma aritmética dos fluxos de caixa líquidos no período operacional, até que o resultado seja igual ou superior ao montante do investimento inicial. Usando-se o exemplo anterior e procedendo-se ao cálculo de forma prática, como indicado na Tabela 2.

Tabela 2 – Cálculo do PRI para o exemplo da Tabela 1.

ANO	Alternativa A		Alternativa B	
	FC _A	FC _A Acum.	FC _B	FC _B Acum.
0	(100)	(100)	(200)	(200)
1	40	(60)	70	(130)
2	40	(20)	70	(60)
3	40	20	70	10
4	40	60	70	80
5	40	100	70	150

FC = Fluxo de Caixa; FCAcum = Fluxo de Caixa Acumulado. (Valores em \$u.m.)

Conforme se verifica, no caso da Alternativa A o investimento será totalmente recuperado durante o terceiro ano de operação do empreendimento; por interpolação, conclui-se que o PRI é de 2 anos e 6 meses. Por analogia, a Alternativa B tem um PRI de 2 anos e 10 meses, aproximadamente.

Na comparação entre as duas alternativas fica caracterizado que a Alternativa A tem um PRI menor que o da Alternativa B. No entanto, do ponto de vista da empresa, as duas alternativas podem ser consideradas satisfatórias, desde que a organização se contente com um $PRI \leq 3$ anos, por exemplo.

À semelhança da TMR, o PRI não considera o valor do dinheiro no tempo, embora dê ênfase ao tempo, no sentido de determinar com que rapidez o investimento pode ser recuperado. Portanto, o PRI é bastante útil nos casos em que o risco de perda do investimento é uma função do tempo. Nesses casos, quanto menor for o PRI, menor será o risco de perda do investimento. Este aspecto é muito importante na análise de projetos sujeitos a uma rápida obsolescência e nos casos de risco político, onde o grau de incerteza em relação ao futuro é muito alto.

Relação Benefício-Custo

O método da Relação Benefício-Custo (RBC), também conhecido como Relação Benefício-Custo Não-Descontados, corresponde à relação entre as entradas líquidas de caixa (benefícios) e as saídas líquidas de caixa (custos). A RBC mede, portanto, o retorno em relação ao investimento, sem considerar o valor do dinheiro no tempo. Com base no exemplo anterior, tem-se:

$$RBC_A = \frac{5 \times 40 \text{ u.m.}}{100} = 2,00 \text{ u.m.}$$

$$RBC_B = \frac{5 \times 70 \text{ u.m.}}{200} = 1,75 \text{ u.m.}$$

Os resultados alcançados indicam que para cada unidade monetária (\$ u.m.) investida haverá um retorno de 2,0 u.m. na alternativa A e de 1,75 u.m. na alternativa B. Naturalmente, do ponto de vista da RBC a alternativa A é mais atraente que a alternativa B. No entanto, ambas as alternativas indicam que o retorno é superior ao investimento.

De acordo com a RBC, a alternativa pode ser aceita sempre que a $RBC \geq 1,0$ e deve ser descartada sempre que a $RBC < 1,0$, caso em que o capital recuperado é inferior ao investimento.

Métodos Baseados no Fluxo de Caixa Descontado

Os métodos baseados no fluxo de caixa descontado são os que consideram, de forma combinada, o fluxo de caixa e o valor do dinheiro no tempo. Isto faz com que, usando-se esses métodos, as alternativas de investimentos ou projetos possam ser avaliadas em uma mesma data (presente ou futura) ou, segundo a uniformização da distribuição dos fluxos de caixa, num mesmo horizonte de tempo. Neste grupo estão sendo apresentados os seguintes métodos:

- (i) valor atual líquido;
- (ii) razão do valor atual líquido;
- (iii) relação benefício-custo descontado;
- (iv) valor anual equivalente;
- (v) taxa interna de retorno.

Os métodos básicos apresentados, a seguir, são os mais utilizados na obtenção de indicadores para as análises econômicas; no entanto, como esclarecido anteriormente, nenhum deles é auto-suficiente, devendo seus resultados serem considerados como

parte de um conjunto dos indicadores a serem analisados na avaliação de um empreendimento. Para cada método serão descritos sua finalidade, metodologia de cálculo, consistência, vantagens e desvantagens de sua aplicação.

Além dos métodos considerados básicos, existem outros métodos alternativos (não examinados neste capítulo), desenvolvidos como variantes ou como tentativa de eliminar algumas desvantagens dos métodos básicos.

Valor Atual Líquido

O Método do Valor Atual Líquido (VAL), também conhecido como Valor Atual, Valor Presente ou Valor Presente Líquido, consiste em converter os fluxos de caixa de uma alternativa de empreendimento, distribuídos ao longo do tempo, em um valor equivalente no momento atual, ou seja, no tempo zero.

O VAL é calculado pela seguinte fórmula:

$$VAL = \sum_{t=0}^{t=n} FC_t / (1+i)^t \quad [1]$$

onde:

- t é um ponto no tempo, geralmente um ano;
- n é a vida total do projeto, normalmente em anos;
- i é a taxa de desconto atribuída como sendo atrativa ao projeto;
- FC é o fluxo de caixa em cada ponto no tempo.

O VAL representa, portanto, a soma do valor atual de cada fluxo de caixa da oportunidade de investimento, distribuído ao longo da vida útil do projeto. Desta forma, o VAL mede a diferença entre os fluxos de caixa positivos e os investimentos (fluxos de caixa negativos), todos descontados a uma determinada taxa. Ainda, com base nos dados do exemplo anterior, a Tabela 3 exemplifica o cálculo para as alternativas A e B.

Considerando-se o exemplo anterior para efeito de cálculo, temos:

Tabela 3 – Cálculos do VAL para as alternativas A e B

Ano	Alternativa A			Alternativa B		
	FC _A (\$ u.m.)	FVA (a 10%)	VAL _A (\$ u.m.)	FC _B (\$ u.m.)	FVA (a 10%)	VAL _B (\$ u.m.)
0	-100	1,0000	-100,00	-200	1,0000	-200,00
1	40	0,9091	36,36	70	0,9091	63,63
2	40	0,8264	33,06	70	0,8264	57,85
3	40	0,7513	30,05	70	0,7513	52,59
4	40	0,6830	27,32	70	0,6830	47,81
5	40	0,6209	24,84	70	0,6209	43,46
TOTAL	100	-	51,63	150	-	65,34

FVA(a10%) = Fator do valor atual a uma taxa de 10% (ver Tabela A.2, no Anexo, ao final do capítulo). As notas das tabelas apresentadas no Anexo esclarecem os conceitos de valor atual, valor futuro e séries uniformes, visando a um melhor entendimento.

Conforme se verifica, o VAL_A (total da alternativa A) é de 51,63 u.m. e o VAL_B (total da alternativa B) é de 65,34 u.m. Isto significa que se, a taxa mínima de atratividade para o investidor é de 10%, ambas as alternativas apresentam um valor atual positivo, ou seja, são atrativas por terem um retorno superior ao mínimo desejado. Portanto, na hipótese das alternativas serem independentes, ambas podem ser aceitas.

Na hipótese das alternativas serem mutuamente excludentes, ou seja, quando apenas uma delas pode ser selecionada, a alternativa B deve ser escolhida por apresentar um VAL superior ao da alternativa A.

O método do VAL é muito utilizado, com os seguintes objetivos:

- (i) indefinição da quantia excedente (VAL) que um empreendimento pode gerar, quando relacionado à alternativa comparativa do investidor, ou seja, aquela na qual ele pode aplicar qualquer importância, por qualquer prazo, a uma determinada taxa mínima, que é a taxa de atratividade;
- (ii) definição do valor máximo (VAL) que pode ser pago por uma oportunidade de investimento, ou valor mínimo desejável (VAL) para ser recebido por uma oportunidade de investimento, tendo garantida a rentabilidade mínima, calculada com base na taxa de atratividade.

Este é o caso da avaliação de uma jazida para ser colocada em negociação: por parte do vendedor, o VAL é o valor mínimo desejável para ceder os direitos minerários, enquanto da parte do comprador o VAL é o valor máximo que pode ser pago pelos direitos minerários, de forma a ter assegurada a rentabilidade mínima no empreendimento, ou seja, a sua (do comprador) taxa mínima de atratividade.

Razão do Valor Atual Líquido

O Método da Razão do Valor Atual Líquido (RVAL), Relação do Valor Atual Líquido ou Relação do Valor Atual consiste na relação entre o VAL e o valor atual absoluto dos investimentos de uma alternativa na fase pré-operacional, ou seja:

$$RVAL = \frac{VAL}{VA_i} \quad [2]$$

A RVAL mede, portanto, o valor atual líquido por unidade de investimento ou, em outras palavras, a eficiência ou lucratividade do investimento, representada pela relação entre lucro e investimento. Quando o resultado é positivo ($RVAL > 0$), a alternativa de empreendimento pode ser aceita; caso contrário, deve ser rejeitada.

De acordo com o exemplo anterior e usando a mesma taxa mínima de atratividade ($i_{\min} = 10\%$), tem-se:

Alternativa A

$$RVAL_A = \frac{VAL_A}{VA_{IA}} = \frac{51,63}{100} = 0,516 \quad [3]$$

Alternativa B

$$RVAL_B = \frac{VAL_B}{VA_{IB}} = \frac{65,34}{200} = 0,327 \quad [4]$$

Os resultados alcançados indicam que ambas as alternativas podem ser aceitas pois apresentam um $RVAL > 0$, ou seja, um retorno adicional além do mínimo desejado (10%). No entanto, a alternativa A se apresenta mais atrativa que a alternativa B, em termos de rentabilidade do empreendimento, pois, conforme indicado anteriormente, quanto maior o RVAL maior o VAL (ou retorno) por unidade de investimento. Como o RVAL é função da taxa de desconto, o seu resultado varia de acordo com a taxa aplicada. Quanto maior a taxa, menor o RVAL e vice-versa.

A maior importância do RVAL é que este permite ordenar várias alternativas de projetos independentes, com investimento inicial e vida útil desiguais. Nos casos de projetos mutuamente excludentes, em que é necessário optar por uma das alternativas, este método se aplica perfeitamente, desde que haja coerência com o resultado do VAL; isto é, se uma alternativa mutuamente excludente apresenta o melhor resultado, tanto para o VAL como para o RVAL, ela deve ser escolhida, pois tem o maior lucro (indicado pelo VAL) e a melhor rentabilidade (indicada pelo RVAL). Nos casos em que esses resultados não acontecem, a decisão deve ser tomada com base na análise incremental entre os projetos.

Realizada a análise incremental entre duas alternativas L e M, deve ser escolhida a alternativa L se o resultado L-M é positivo (apresenta uma taxa maior que a taxa mínima de atratividade). Caso contrário, deve ser escolhida a Alternativa M.

Relação Benefício-Custo Descontado

O método da relação Benefício-Custo Descontado (RBCD), também designado Relação Benefício-Custo, consiste na relação entre o VA_E - valor atual das entradas líquidas (benefícios) e o VA_I - valor atual dos investimentos (custos), na fase pré-operacional, ou seja:

$$RBCD = \frac{VA_E}{VA_I} \quad [5]$$

A RBCD mede, portanto, a relação entre o retorno e o investimento, a uma determinada taxa de desconto; ou seja, a RBCD avalia, em termos de valor atual, qual a entrada de caixa para cada u.m. investida.

Com base no exemplo anterior e usando a mesma taxa de desconto, tem-se:

$$RBCD_A = \frac{151,63}{100} = 1,516;e \quad [6]$$

$$RBCD_B = \frac{265,34}{200} = 1,327 \quad [7]$$

Conforme se verifica, para cada u.m. investida na alternativa A tem-se uma entrada de caixa de 1,516 u.m. e na alternativa B uma entrada de caixa de 1,327 u.m. A alternativa A se apresenta mais atrativa que a alternativa B, embora ambas as alternativas possam ser aceitas.

Da mesma forma que em RBC, a alternativa pode ser aceita sempre que $RBCD \geq 1,0$, devendo ser rejeitada quando $RBCD < 1,0$. A RBCD é uma derivação da RVAL e, como tal, a escolha entre alternativas, pelo método RBCD, é feita da mesma maneira descrita para o método RVAL.

Valor Anual Equivalente

O Valor Anual Equivalente (VAE) consiste em converter os diversos valores dos fluxos de caixa anuais em uma série uniforme equivalente, referente ao mesmo período de tempo, isto é, a vida útil do empreendimento. O VAE é obtido mediante a aplicação de uma taxa de desconto representativa do custo de capital, também conhecida como taxa de atratividade, que servirá de base para o cálculo das séries de valores equivalentes de cada fluxo de caixa anual. A soma dos valores de cada ano resulta em uma série uniforme, que corresponde ao VAE. O método prático para o cálculo do VAE é a partir do VAL. Tendo-se o VAL referente ao projeto, calcula-se o VAE de maneira

bastante simplificada, e evita-se o cálculo para cada fluxo de caixa anual. Usando-se o exemplo anterior e considerando-se a taxa de desconto de 10%, tem-se:

$$VAE_A = VAL_A \cdot [FRC_{(i,n)}] \quad [8]$$

onde: $FRC_{(i,n)}$ é o fator de recuperação de capital (vide a Tabela A.4) para uma determinada taxa de desconto (i) e uma determinada vida útil (n).

$$\text{Assim, } VAE_A = 51,63 \text{ u.m.} \times 0,2296 = 11,855 \text{ u.m.}$$

$$\text{De forma análoga: } VAE_B = 65,34 \text{ u.m.} \times 0,2296 = 15,003 \text{ u.m.}$$

Os resultados acima indicam que ambas as alternativas podem ser aceitas, sendo a alternativa B mais atraente que a alternativa A, por apresentar um maior VAE.

No caso exemplificado, ambas as alternativas tinham a mesma vida útil, o que resultou, obviamente, em um maior VAE para a alternativa com maior VAL. No entanto, ao se comparar alternativas com vida útil desigual, os resultados poderão se apresentar de forma não proporcional, entre o VAL e o VAE.

Usando-se o VAE como técnica de avaliação, a alternativa pode ser aceita sempre que o resultado for positivo e deve ser rejeitada quando o resultado for negativo. Dentre as alternativas aceitas, a prioridade deve ser dada às alternativas com maior VAE.

O VAE é muito útil na comparação de alternativas mutuamente excludentes, o que o classifica como o mais adequado nos casos de substituição de equipamentos, nas comparações entre projetos de mineração - normalmente com vida útil desigual -, ou mesmo nas simulações dentro de um mesmo projeto de mineração, em que são analisadas hipóteses bastante diferentes entre si, inclusive com relação à vida útil.

Taxa Interna de Retorno

A Taxa Interna de Retorno (TIR) é definida como a taxa de desconto que iguala o valor atual dos fluxos de caixa positivos ao valor atual dos fluxos de caixa negativos, em uma alternativa de investimento. Em outras palavras, a TIR é a taxa de desconto que, aplicada ao fluxo de caixa de um projeto, produz um VAL = 0.

Enquanto os métodos descritos anteriormente (VAL, RVAL e VAE) são calculados a partir de uma taxa de desconto pré-determinada, o método da TIR consiste em determinar a taxa de retorno do empreendimento. O cálculo da TIR é procedido, normalmente, pelo processo de tentativa e erro (iterativo) a partir do cálculo do VAL.

Se $VAL_i > 0$, tem-se: $TIR > i$

Se $VAL_i < 0$, tem-se: $TIR < i$

Calculando-se a TIR, para as alternativas do exemplo anterior, tem-se:

Alternativa “A”

ANO	FC (\$u.m.)	FVA (a 28%)	VAL (a 28%) (\$u.m.)	FVA (a 29%)	VAL (a 29%) (\$u.m.)
0	-100	1,0000	-100,00	1,0000	100,00
1	40	0,7813	31,25	0,7752	31,01
2	40	0,6104	24,42	0,6009	24,04
3	40	0,4768	19,07	0,4658	18,63
4	40	0,3725	14,90	0,3611	14,44
5	40	0,2910	11,64	0,2799	11,20
TOTAL	100	-	1,28	-	-0,68
Através de interpolação linear, obtém-se o valor percentual da TIR: $TIR = 28\% + [1,28 / (1,28 + 0,68)]\% = 28,7\%$					

Alternativa “B”

ANO	FC (\$u.m.)	FVA (a 22%)	VAL (\$u.m.)	FVA (a 23%)	VAL (\$u.m.)
0	-200	1,0000	-200,00	1,0000	-200,00
1	70	0,8197	57,38	0,8130	56,91
2	70	0,6719	47,03	0,6610	46,27
3	70	0,5507	38,55	0,5374	37,62
4	70	0,4514	31,60	0,4369	30,58
5	70	0,3700	25,90	0,3552	24,86
TOTAL	150	-	0,46	-	-3,76
Por interpolação linear: $TIR = 22\% + [0,46 / (0,46 + 3,76)]\% = 22,1\%$					

A TIR é usada tanto para se conhecer a taxa de retorno esperada para uma alternativa de investimento, como para classificar os projetos em termos de rentabilidade; quanto maior a TIR, mais interessante é o projeto, quando analisado exclusivamente por este método, que é eficiente para a seleção de alternativas independentes. A condição mínima aceitável é que a TIR seja maior que a taxa de atratividade ou custo de capital.

No exemplo dado, ambas as alternativas apresentaram resultados que recomendam a aceitação dos projetos, considerando-se uma taxa mínima de atratividade de 10%. No caso, a alternativa A apresentou uma taxa de rentabilidade melhor que a da alternativa B.

Na análise das alternativas mutuamente excludentes, a eficiência do método fica limitada aos casos em que os resultados da TIR sejam coerentes com os resultados do VAL; ou seja, na comparação entre duas alternativas, se uma delas apresentar o maior VAL e a maior TIR, esta deve ser a escolhida. Quando os resultados forem divergentes e os horizontes diferentes, deve ser procedida a análise incremental, isto é: o cálculo da TIR referente à diferença entre os fluxos de caixa das duas alternativas analisadas.

Vantagens e Desvantagens dos Métodos de Avaliação Econômica

Conforme abordado no início desta seção, os métodos de avaliação classificados como simples (TMR, PRI e RBC) apresentam como vantagem principal a facilidade de cálculo e como maior desvantagem o fato de não considerarem o valor do dinheiro no tempo. Dessa forma, apesar desses métodos servirem como subsídios para a tomada de decisão em projetos individuais, eles se tornam inadequados nas análises em que se faz necessária a escolha entre alternativas

No exemplo dado neste capítulo, foram obtidos os resultados a seguir, que, embora coerentes entre as alternativas, apresentam deficiências inerentes a cada método (Tabela 4).

Tabela 4 – Resumo dos resultados obtidos para as alternativas A e B em termos de TMR, PRI e RBC.

Método	Alternativa “A”	Alternativa “B”
Taxa média de Retorno (TMR)	40%	35%
Período de Recuperação do Investimento (PRI)	2 anos e 6 meses	2 anos e 10 meses
Relação Benefício-Custo (RBC)	2,00 u.m.	1,75 u.m.

No caso do método da Taxa Média de Retorno - TMR, o retorno na fase operacional é considerado em termos médios e os investimentos na fase pré-operacional não são relacionados ao tempo decorrido na implantação do projeto. Assim, pode-se ter projetos com o mesmo investimento inicial, mas com diferenças na distribuição do retorno, gerando o mesmo resultado. Ou, ainda, projetos com o mesmo investimento inicial, aplicado em períodos de tempo diferentes, apresentando resultados semelhantes.

O método do período de recuperação do investimento - PRI é o mais simples de calcular e de mais fácil entendimento, tendo papel relevante no caso de indústrias que apresentam frequentes mudanças tecnológicas. Tem como desvantagem, além de não considerar o valor do dinheiro no tempo, o fato de ignorar o retorno após o período de recuperação do investimento. Por esses motivos, o PRI não apresenta uma indicação de rentabilidade satisfatória. Há casos em que o projeto com menor período de recuperação é o mais rentável, mas nem sempre ocorre este comportamento. O uso isolado do PRI pode conduzir à aceitação de projetos com curto período de recuperação e baixa rentabilidade ou à rejeição de projetos com período de recuperação longo e alta rentabilidade.

O método da Relação Benefício-Custo - RBC é pouco usado e também não considera o valor do dinheiro no tempo. Apresenta como vantagem, em relação ao PRI, o fato de considerar toda a vida do empreendimento.

Os métodos baseados no fluxo de caixa descontado (VAL, RVAL, RBCD, VAE e TIR), ou seja, os que consideram o valor do dinheiro no tempo, embora superiores aos métodos simples, também não são perfeitos. Na maioria dos casos, eles são usados de forma complementar, principalmente quando se deseja escolher entre alternativas mutuamente excludentes. Esses métodos têm a vantagem de considerar em seus cálculos toda a vida do empreendimento, bem como as variações nos investimentos e retornos ao longo do tempo. Outras vantagens e desvantagens ocorrem para cada método, conforme apresentadas adiante. São indicados a seguir, os resultados do exemplo apresentado neste capítulo.

Método	Alternativa “A”	Alternativa “B”
Valor Atual Líquido (VAL)	51,63 u.m.	65,34 u.m.
Razão do Valor Atual Líquido (RVAL)	0,516	0,327
Relação Benefício-Custo Descontado (RBCD)	1,516	1,327
Valor Anual Equivalente (VAE)	11,855 u.m.	15,003 u.m.
Taxa Interna de Retorno (TIR)	28,7%	22,1%

O Valor Atual Líquido - VAL tem a vantagem de ser o método mais apropriado para a avaliação do valor econômico de um projeto e, por conseguinte, permite obter um parâmetro relevante para negociação. Seu principal problema é a necessidade de determinação prévia de uma taxa de desconto apropriada.

O método da Razão do Valor Atual Líquido - RVAL, embora também necessite da taxa de desconto pré-determinada, tem a vantagem de permitir a comparação entre alternativas de projetos com diferentes investimentos iniciais, por meio da medição do VAL por unidade monetária de investimento.

A Relação Benefício-Custo Descontado - RBCD tem as mesmas características da RBC (método simples), com a vantagem de considerar o valor do dinheiro no tempo.

O Valor Anual Equivalente - VAE tem a vantagem de permitir ajustar, uniformemente, os custos ou retornos de um projeto, ao longo de toda a vida do empreendimento. Daí o fato de ser o método mais apropriado para a comparação entre alternativas com diferentes períodos de vida útil. A exemplo do VAL, necessita de uma taxa de desconto pré-estabelecida.

A Taxa Interna de Retorno - TIR mostra-se como uma das técnicas de avaliação mais usadas pelas seguintes razões: oferece uma medida de rentabilidade em forma de percentual (preferida pelos empresários e analistas) ao invés de u.m. como ocorre no caso do VAL e do VAE; e não necessita a definição de uma taxa de desconto pré-determinada para o seu cálculo. Os pontos negativos do método são: a necessidade da

TIR ser comparada a uma taxa de desconto, como também ocorre com o VAL e o VAE; a inconveniência de apresentar, em alguns casos, mais de uma TIR ou mesmo nenhuma; e a dificuldade na interpretação do sentido econômico financeiro, dando a entender que a TIR é a taxa de retorno sobre o capital investido, o que, na maioria das vezes, não é verdadeiro.

Em síntese, os métodos que utilizam o fluxo de caixa descontado permitem uma melhor avaliação sobre a atratividade do investimento por considerarem o custo de capital. No entanto, embora complementares aos métodos simples, essas técnicas não esgotam o processo de análise econômica. Nos casos de projetos de mineração que envolvem altos investimentos financeiros, se fazem necessárias as análises de sensibilidade e de risco, objetivando avaliar as incertezas e seus possíveis impactos nos projetos. Essas técnicas não serão examinadas neste capítulo, sendo apresentados apenas seus conceitos básicos.

O objetivo da análise de sensibilidade é identificar os parâmetros críticos de um projeto, que, ao sofrerem variações, poderão alterar, significativamente, sua economicidade. A análise de sensibilidade permite estimar, portanto, os efeitos nas medidas de avaliação econômica (VAL, RVAL, TIR, etc.), ao se alterar, para mais ou para menos, parâmetros intrínsecos do projeto de mineração, tais como: teor do minério, custos operacionais e preço de venda do produto mineral. No momento em que são identificadas as variáveis críticas de um projeto, elas passam a ser objeto de atenção especial por parte do responsável pela decisão de sua implantação.

A análise de risco tem o objetivo de avaliar o risco associado aos resultados econômicos esperados para um determinado projeto e, conseqüentemente, a probabilidade de sucesso ou insucesso, se o projeto for implantado. Nos casos dos projetos de mineração, onde o nível de incerteza é elevado, a análise de risco é procedida mediante a incorporação da possibilidade de ocorrência de diferentes valores para cada um dos parâmetros identificados como críticos através da análise de sensibilidade.

Finalmente, os resultados obtidos com as técnicas de avaliação econômica, associados à uma apreciação dos fatores intangíveis, são os ingredientes que permitem decidir sobre a oportunidade de implantação de um determinado projeto. A não utilização das técnicas aqui abordadas torna o processo decisório fique altamente vulnerável com relação ao sucesso econômico do projeto, principalmente quando se trata de empreendimento de mineração, onde o nível de incerteza é, em geral, muito elevado.

REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS

- ANDRADE, J.G. Diretrizes econômicas para o planejamento da exploração mineral. In: I Encontro de Economia Mineral da Região Sudeste, 1994, Rio de Janeiro. Anais Rio de Janeiro, UFRJ.
- CALDAS, Fernando; PANDO, Félix. *Projetos industriais*. 2 ed. (s.l.): APEC (s.d.).
- CHAVES, A. P., CORRÊA, F. D. Dimensionamento de pequenos e médios projetos de mineração. *Brasil Mineral*, São Paulo, vol.5, nº 56, p.26-34.
- HESS, Geraldo et al., *Engenharia econômica*. 3 ed. Rio de Janeiro: Forum, 1972.
- HOLLANDA, Nilson. *Elaboração e avaliação de projetos*. Rio de Janeiro: APEC, 1968.
- HOPENHAYN, Benjamin; FERNANDEZ, Hector. *Análise de projetos de Integração*. Trad. de Pedro Ayres. Rio de Janeiro: Forum, 1972.
- MANUAL de Análise Econômica. Rio de Janeiro: DAMPI/ CNI/SEBRAE, 1974.
- MACHLINE et al., *Manual de projeto de desenvolvimento econômico*. Rio de Janeiro: Forum, 1992.
- MACKENZIE, B. W. Bases econômicas para a exploração mineral e o desenvolvimento de projetos de mineração. (s.l.) ABRAMO, 1990, 423 p.
- OHARA, T. Alan. Analysis of risk in mining projects. CIM Bulletin, Montreal, vol. 75, nº 843, p. 84-90, Jul. 1982.
- PUCCINI, A. L. Matemática financeira e análise de investimentos, Rio de Janeiro. Forum, 1973.
- RUDAWSKY, Oded. Economic evaluation techniques for mining investment projects. Mineral Industries Bulletin, Golden, Colo, vol. 13, nº 6, nov. 1970.
- RUDAWSKY, Oded. Mineral economics development and magement of natural resources. Golden, Colorado: Elsevier Sciences Publishers B.V., 1986.
- SLAVICH, D.M. Project evaluation, a key step to implementation. CIM bulletin, Montreal, vol. 75, nº 843, p. 91-98, Jul. 1982.
- STERMOLE, Frank. Economic evaluation of mineral investment alternatives. Mineral Industries Bulletin, Golden, Colo. vol. 15, nº 3, May, 1972.
- SOUZA, P. A. Avaliação econômica de projetos de mineração - análise de sensibilidade e análise de risco. Belo Horizonte. IETEC, 1995.

Tabela A.1 – Fator de Acumulação de Capital (FAC).

Ano	2%	3%	4%	5%	6%	7%	8%	10%	12%	15%	20%
1	1,02	1,03	1,04	1,05	1,06	1,07	1,08	1,10	1,12	1,15	1,20
2	1,04	1,06	1,08	1,10	1,12	1,14	1,17	1,21	1,25	1,32	1,44
3	1,06	1,09	1,12	1,16	1,19	1,23	1,26	1,33	1,40	1,52	1,73
4	1,08	1,13	1,17	1,22	1,26	1,31	1,36	1,46	1,57	1,75	2,07
5	1,10	1,16	1,22	1,28	1,34	1,40	1,47	1,61	1,76	2,01	2,49
6	1,13	1,19	1,27	1,34	1,42	1,50	1,59	1,77	1,97	2,31	2,99
7	1,15	1,23	1,32	1,41	1,50	1,61	1,71	1,95	2,21	2,66	3,58
8	1,17	1,27	1,37	1,48	1,59	1,72	1,85	2,14	2,48	3,06	4,30
9	1,20	1,30	1,42	1,55	1,69	1,84	2,00	2,36	2,77	3,52	5,16
10	1,22	1,34	1,48	1,63	1,79	1,97	2,16	2,59	3,11	4,05	6,19
11	1,24	1,38	1,54	1,71	1,90	2,10	2,33	2,85	3,48	4,65	7,43
12	1,27	1,43	1,60	1,80	2,01	2,25	2,52	3,14	3,90	5,35	8,92
13	1,29	1,47	1,67	1,89	2,13	2,41	2,72	3,45	4,36	6,15	10,70
14	1,32	1,51	1,73	1,98	2,26	2,58	2,94	3,80	4,89	7,08	12,84
15	1,35	1,56	1,80	2,08	2,40	2,76	3,17	4,18	5,47	8,14	15,41
16	1,37	1,60	1,87	2,18	2,54	2,95	3,43	4,59	6,13	9,36	18,49
17	1,40	1,65	1,95	2,29	2,69	3,16	3,70	5,05	6,87	10,76	22,19
18	1,43	1,70	2,03	2,41	2,85	3,38	4,00	5,56	7,69	12,38	26,62
19	1,46	1,75	2,11	2,53	3,03	3,62	4,32	6,12	8,61	14,23	31,95
20	1,49	1,81	2,19	2,65	3,21	3,87	4,66	6,73	9,65	16,37	38,34
21	1,52	1,86	2,28	2,79	3,40	4,14	5,03	7,40	10,80	18,82	46,01
22	1,55	1,92	2,37	2,93	3,60	4,43	5,44	8,14	12,10	21,64	55,21
23	1,58	1,97	2,46	3,07	3,82	4,74	5,87	8,95	13,55	24,89	66,25
24	1,61	2,03	2,56	3,23	4,05	5,07	6,34	9,85	15,18	28,63	79,50
25	1,64	2,09	2,67	3,39	4,29	5,43	6,85	10,83	17,00	32,92	95,40
26	1,67	2,16	2,77	3,56	4,55	5,81	7,40	11,92	19,04	37,86	114,48
27	1,71	2,22	2,88	3,73	4,82	6,21	7,99	13,11	21,32	43,54	137,37
28	1,74	2,29	3,00	3,92	5,11	6,65	8,63	14,42	23,88	50,07	164,84
29	1,78	2,36	3,12	4,12	5,42	7,11	9,32	15,86	26,75	57,58	197,81
30	1,81	2,43	3,24	4,32	5,74	7,61	10,06	17,45	29,96	66,21	237,38

Nota: Este fator é utilizado para o cálculo do valor futuro, conhecido um determinado valor atual e a taxa de desconto.

Cada coluna da Tabela A-1 relaciona o valor atual de uma unidade monetária investida no momento atual.

Por exemplo: R\$1,00 investido hoje, para ser recebido daqui há doze anos, considerando-se uma taxa de juros de 10%a.a. terá um valor futuro de R\$3,14.

Se o valor investido for de R\$500,00, considerando o mesmo prazo e a mesma taxa de juros, o valor futuro será de R\$1.570,00.

Ou seja: $500 \times 3,14$ (o montante em reais multiplicado pelo fator encontrado na tabela).

Tabela A.2 – Fator do valor Atual (FVA).

Ano	2%	3%	4%	5%	6%	7%	8%	10%
1	0,980	0,971	0,962	0,952	0,943	0,935	0,926	0,909
2	0,961	0,943	0,925	0,907	0,890	0,873	0,857	0,826
3	0,942	0,915	0,889	0,864	0,840	0,816	0,794	0,751
4	0,924	0,888	0,855	0,823	0,792	0,763	0,735	0,683
5	0,906	0,863	0,822	0,784	0,747	0,713	0,681	0,621
6	0,888	0,837	0,790	0,746	0,705	0,666	0,630	0,564
7	0,871	0,813	0,760	0,711	0,665	0,623	0,583	0,513
8	0,853	0,789	0,731	0,677	0,627	0,582	0,540	0,467
9	0,837	0,766	0,703	0,645	0,592	0,544	0,500	0,424
10	0,820	0,744	0,676	0,614	0,558	0,508	0,463	0,386
11	0,804	0,722	0,650	0,585	0,527	0,475	0,429	0,350
12	0,788	0,701	0,625	0,557	0,497	0,444	0,397	0,319
13	0,773	0,681	0,601	0,530	0,469	0,415	0,368	0,290
14	0,758	0,661	0,577	0,505	0,442	0,388	0,340	0,263
15	0,743	0,642	0,555	0,481	0,417	0,362	0,315	0,239
16	0,728	0,623	0,534	0,458	0,394	0,339	0,292	0,218
17	0,714	0,605	0,513	0,436	0,371	0,317	0,270	0,198
18	0,700	0,587	0,494	0,416	0,350	0,296	0,250	0,180
19	0,686	0,570	0,475	0,396	0,331	0,277	0,232	0,164
20	0,673	0,554	0,456	0,377	0,312	0,258	0,215	0,149
21	0,660	0,538	0,439	0,359	0,294	0,242	0,199	0,135
22	0,647	0,522	0,422	0,342	0,278	0,226	0,184	0,123
23	0,634	0,507	0,406	0,326	0,262	0,211	0,170	0,112
24	0,622	0,492	0,390	0,310	0,247	0,197	0,158	0,102
25	0,610	0,478	0,375	0,295	0,233	0,184	0,146	0,092
26	0,598	0,464	0,361	0,281	0,220	0,172	0,135	0,084
27	0,586	0,450	0,347	0,268	0,207	0,161	0,125	0,076
28	0,574	0,437	0,333	0,255	0,196	0,150	0,116	0,069
29	0,563	0,424	0,321	0,243	0,185	0,141	0,107	0,063
30	0,552	0,412	0,308	0,231	0,174	0,131	0,099	0,057

Tabela A.2 – Fator do valor Atual (FVA)(continuação).

Ano	12%	15%	20%	22%	23%	25%	28%	29%	30%
1	0,893	0,870	0,833	0,820	0,813	0,800	0,781	0,775	0,769
2	0,797	0,756	0,694	0,672	0,661	0,640	0,610	0,601	0,592
3	0,712	0,658	0,579	0,551	0,537	0,512	0,477	0,466	0,455
4	0,636	0,572	0,482	0,451	0,437	0,410	0,373	0,361	0,350
5	0,567	0,497	0,402	0,370	0,355	0,328	0,291	0,280	0,269
6	0,507	0,432	0,335	0,303	0,289	0,262	0,227	0,217	0,207
7	0,452	0,376	0,279	0,249	0,235	0,210	0,178	0,168	0,159
8	0,404	0,327	0,233	0,204	0,191	0,168	0,139	0,130	0,123
9	0,361	0,284	0,194	0,167	0,155	0,134	0,108	0,101	0,094
10	0,322	0,247	0,162	0,137	0,126	0,107	0,085	0,078	0,073
11	0,287	0,215	0,135	0,112	0,103	0,086	0,066	0,061	0,056
12	0,257	0,187	0,112	0,092	0,083	0,069	0,052	0,047	0,043
13	0,229	0,163	0,093	0,075	0,068	0,055	0,040	0,037	0,033
14	0,205	0,141	0,078	0,062	0,055	0,044	0,032	0,028	0,025
15	0,183	0,123	0,065	0,051	0,045	0,035	0,025	0,022	0,020
16	0,163	0,107	0,054	0,042	0,036	0,028	0,019	0,017	0,015
17	0,146	0,093	0,045	0,034	0,030	0,023	0,015	0,013	0,012
18	0,130	0,081	0,038	0,028	0,024	0,018	0,012	0,010	0,009
19	0,116	0,070	0,031	0,023	0,020	0,014	0,009	0,008	0,007
20	0,104	0,061	0,026	0,019	0,016	0,012	0,007	0,006	0,005
21	0,093	0,053	0,022	0,015	0,013	0,009	0,006	0,005	0,004
22	0,083	0,046	0,018	0,013	0,011	0,007	0,004	0,004	0,003
23	0,074	0,040	0,015	0,010	0,009	0,006	0,003	0,003	0,002
24	0,066	0,035	0,013	0,008	0,007	0,005	0,003	0,002	0,002
25	0,059	0,030	0,010	0,007	0,006	0,004	0,002	0,002	0,001
26	0,053	0,026	0,009	0,006	0,005	0,003	0,002	0,001	0,001
27	0,047	0,023	0,007	0,005	0,004	0,002	0,001	0,001	0,001
28	0,042	0,020	0,006	0,004	0,003	0,002	0,001	0,001	0,001
29	0,037	0,017	0,005	0,003	0,002	0,002	0,001	0,001	0,000
30	0,033	0,015	0,004	0,003	0,002	0,001	0,001	0,000	0,000

Nota: Este fator é utilizado para o cálculo do valor atual conhecido um determinado valor futuro e a taxa de desconto.

Nota: Cada coluna da Tabela A-2 relaciona o valor atual de uma unidade monetária recebido ao final de um determinado ano.

Por exemplo: R\$1,00 que será recebido daqui há dez anos, considerando-se uma taxa de desconto de 6%a.a., tem um valor atual de R\$0,558.

Se o valor a ser recebido fosse R\$200,00, considerando o mesmo prazo e a mesma taxa de desconto, o valor atual seria R\$111,60.

Ou seja: 200x0,558 (o montante em reais multiplicado pelo fator encontrado na tabela).

Tabela A.3 – Fator do valor Atual de uma Série Uniforme (FVA).

Ano	2%	3%	4%	5%	6%	7%	8%	10%	12%	15%	20%
1	0,98	0,97	0,96	0,95	0,94	0,93	0,93	0,91	0,89	0,87	0,83
2	1,94	1,91	1,89	1,86	1,83	1,81	1,78	1,74	1,69	1,63	1,53
3	2,88	2,83	2,78	2,72	2,67	2,62	2,58	2,49	2,40	2,28	2,11
4	3,81	3,72	3,63	3,55	3,47	3,39	3,31	3,17	3,04	2,85	2,59
5	4,71	4,58	4,45	4,33	4,21	4,10	3,99	3,79	3,60	3,35	2,99
6	5,60	5,42	5,24	5,08	4,92	4,77	4,62	4,36	4,11	3,78	3,33
7	6,47	6,23	6,00	5,79	5,58	5,39	5,21	4,87	4,56	4,16	3,60
8	7,33	7,02	6,73	6,46	6,21	5,97	5,75	5,33	4,97	4,49	3,84
9	8,16	7,79	7,44	7,11	6,80	6,52	6,25	5,76	5,33	4,77	4,03
10	8,98	8,53	8,11	7,72	7,36	7,02	6,71	6,14	5,65	5,02	4,19
11	9,79	9,25	8,76	8,31	7,89	7,50	7,14	6,50	5,94	5,23	4,33
12	10,58	9,95	9,39	8,86	8,38	7,94	7,54	6,81	6,19	5,42	4,44
13	11,35	10,63	9,99	9,39	8,85	8,36	7,90	7,10	6,42	5,58	4,53
14	12,11	11,30	10,56	9,90	9,29	8,75	8,24	7,37	6,63	5,72	4,61
15	12,85	11,94	11,12	10,38	9,71	9,11	8,56	7,61	6,81	5,85	4,68
16	13,58	12,56	11,65	10,84	10,11	9,45	8,85	7,82	6,97	5,95	4,73
17	14,29	13,17	12,17	11,27	10,48	9,76	9,12	8,02	7,12	6,05	4,77
18	14,99	13,75	12,66	11,69	10,83	10,06	9,37	8,20	7,25	6,13	4,81
19	15,68	14,32	13,13	12,09	11,16	10,34	9,60	8,36	7,37	6,20	4,84
20	16,35	14,88	13,59	12,46	11,47	10,59	9,82	8,51	7,47	6,26	4,87
21	17,01	15,42	14,03	12,82	11,76	10,84	10,02	8,65	7,56	6,31	4,89
22	17,66	15,94	14,45	13,16	12,04	11,06	10,20	8,77	7,64	6,36	4,91
23	18,29	16,44	14,86	13,49	12,30	11,27	10,37	8,88	7,72	6,40	4,92
24	18,91	16,94	15,25	13,80	12,55	11,47	10,53	8,98	7,78	6,43	4,94
25	19,52	17,41	15,62	14,09	12,78	11,65	10,67	9,08	7,84	6,46	4,95
26	20,12	17,88	15,98	14,38	13,00	11,83	10,81	9,16	7,90	6,49	4,96
27	20,71	18,33	16,33	14,64	13,21	11,99	10,94	9,24	7,94	6,51	4,96
28	21,28	18,76	16,66	14,90	13,41	12,14	11,05	9,31	7,98	6,53	4,97
29	21,84	19,19	16,98	15,14	13,59	12,28	11,16	9,37	8,02	6,55	4,97
30	22,40	19,60	17,29	15,37	13,76	12,41	11,26	9,43	8,06	6,57	4,98

Nota: Este fator é utilizado para o cálculo do valor atual referente a uma série uniforme de valores futuros, a uma determinada taxa de desconto.

Cada coluna da Tabela A-3 relaciona o valor atual de uma série uniforme de unidades monetárias, aplicada a uma taxa de juros, por um determinado período de anos.

Por exemplo: O montante de R\$1,00 a se recebido durante um período de dez anos, considerando-se uma taxa de juros de 60%a.a, tem um valor atual de R\$7,36. Se o valor investido for de R\$1.200,00, considerando o mesmo prazo e a mesma taxa de juros, o valor futuro será de R\$8.832,00. Ou seja: $1.200,00 \times 7,36$ (o montante em reais multiplicado pelo fator encontrado na tabela).

Tabela A.4 – Fator de Recuperação de Capital (FRC).

Ano	2%	3%	4%	5%	6%	7%	8%	10%	12%	15%	20%
1	1,0200	1,0300	1,0400	1,0500	1,0600	1,0700	1,0800	1,1000	1,1200	1,1500	1,2000
2	0,5150	0,5226	0,5302	0,5378	0,5454	0,5531	0,5608	0,5762	0,5917	0,6151	0,6545
3	0,3468	0,3535	0,3603	0,3672	0,3741	0,3811	0,3880	0,4021	0,4163	0,4380	0,4747
4	0,2626	0,2690	0,2755	0,2820	0,2886	0,2952	0,3019	0,3155	0,3292	0,3503	0,3863
5	0,2122	0,2184	0,2246	0,2310	0,2374	0,2439	0,2505	0,2638	0,2774	0,2983	0,3344
6	0,1785	0,1846	0,1908	0,1970	0,2034	0,2098	0,2163	0,2296	0,2432	0,2642	0,3007
7	0,1545	0,1605	0,1666	0,1728	0,1791	0,1856	0,1921	0,2054	0,2191	0,2404	0,2774
8	0,1365	0,1425	0,1485	0,1547	0,1610	0,1675	0,1740	0,1874	0,2013	0,2229	0,2606
9	0,1225	0,1284	0,1345	0,1407	0,1470	0,1535	0,1601	0,1736	0,1877	0,2096	0,2481
10	0,1113	0,1172	0,1233	0,1295	0,1359	0,1424	0,1490	0,1627	0,1770	0,1993	0,2385
11	0,1022	0,1081	0,1141	0,1204	0,1268	0,1334	0,1401	0,1540	0,1684	0,1911	0,2311
12	0,0946	0,1005	0,1066	0,1128	0,1193	0,1259	0,1327	0,1468	0,1614	0,1845	0,2253
13	0,0881	0,0940	0,1001	0,1065	0,1130	0,1197	0,1265	0,1408	0,1557	0,1791	0,2206
14	0,0826	0,0885	0,0947	0,1010	0,1076	0,1143	0,1213	0,1357	0,1509	0,1747	0,2169
15	0,0778	0,0838	0,0899	0,0963	0,1030	0,1098	0,1168	0,1315	0,1468	0,1710	0,2139
16	0,0737	0,0796	0,0858	0,0923	0,0990	0,1059	0,1130	0,1278	0,1434	0,1679	0,2114
17	0,0700	0,0760	0,0822	0,0887	0,0954	0,1024	0,1096	0,1247	0,1405	0,1654	0,2094
18	0,0667	0,0727	0,0790	0,0855	0,0924	0,0994	0,1067	0,1219	0,1379	0,1632	0,2078
19	0,0638	0,0698	0,0761	0,0827	0,0896	0,0968	0,1041	0,1195	0,1358	0,1613	0,2065
20	0,0612	0,0672	0,0736	0,0802	0,0872	0,0944	0,1019	0,1175	0,1339	0,1598	0,2054
21	0,0588	0,0649	0,0713	0,0780	0,0850	0,0923	0,0998	0,1156	0,1322	0,1584	0,2044
22	0,0566	0,0627	0,0692	0,0760	0,0830	0,0904	0,0980	0,1140	0,1308	0,1573	0,2037
23	0,0547	0,0608	0,0673	0,0741	0,0813	0,0887	0,0964	0,1126	0,1296	0,1563	0,2031
24	0,0529	0,0590	0,0656	0,0725	0,0797	0,0872	0,0950	0,1113	0,1285	0,1554	0,2025
25	0,0512	0,0574	0,0640	0,0710	0,0782	0,0858	0,0937	0,1102	0,1275	0,1547	0,2021
26	0,0497	0,0559	0,0626	0,0696	0,0769	0,0846	0,0925	0,1092	0,1267	0,1541	0,2018
27	0,0483	0,0546	0,0612	0,0683	0,0757	0,0834	0,0914	0,1083	0,1259	0,1535	0,2015
28	0,0470	0,0533	0,0600	0,0671	0,0746	0,0824	0,0905	0,1075	0,1252	0,1531	0,2012
29	0,0458	0,0521	0,0589	0,0660	0,0736	0,0814	0,0896	0,1067	0,1247	0,1527	0,2010
30	0,0446	0,0510	0,0578	0,0651	0,0726	0,0806	0,0888	0,1061	0,1241	0,1523	0,2008

Nota: Este fator é utilizado para o cálculo do valor atual referente a uma série uniforme de valores futuros, a uma determinada taxa de desconto. Cada coluna da Tabela A-4 relaciona o fator de recuperação de capital referente a uma unidade monetária investida no momento atual, a uma taxa de juros definida.

Por exemplo: R\$1,00 investido hoje, para ser recebido durante seis anos, considerando-se uma taxa de juros de 10%a.a., terá uma anuidade correspondente a R\$0,2296. Se o valor investido for de R\$100,00, considerando o mesmo prazo e a mesma taxa de juros, o valor da anuidade será de R\$22,96. Ou seja: 100x0,2296 (o montante em reais multiplicado pelo fator encontrado na tabela).

GLOSSÁRIO

Afundado:	material de densidade maior que a densidade de separação (produto pesado).
AG:	moagem autógena. No texto refere-se também aos circuitos de moagem autógena (do inglês; aitogenous grinding).
Alteamento:	ato ou efeito de elevar o corpo da barragem.
Amorfo:	material não cristalino.
Análise modal:	determinação da proporção volumétrica dos minerais constituintes de uma amostra.
Anisotropia:	condição do mineral que tem diferentes propriedades em diferentes direções
Áreas de Empréstimo:	local de onde se pode deixar extrair algum bem mineral para uso imediato <i>in natura</i> em obra civil: barragem, aterro, aterros, encontro de viadutos etc.
Barramento:	estrutura de solo ou concreto construída para reter água, sedimentos ou rejeitos em lago por ela formado.
Birrefringência:	diferença numérica entre os índices de refração de um mineral.
Carvão lavado:	termo usado pelos técnicos da área de carvão, que significa carvão beneficiado.
Cavitação:	formação de cavidade no interior do corpo de uma barragem de terra em consequência do descolamento muito rápido de um bloco rochoso.
Célula de flotação:	vaso onde é feita a operação unitária de flotação.
Clivagem:	propriedade do mineral de produzir planos simétricos e regulares aplicando-se uma força adequada.
Coletor:	substância química utilizada na flotação, com a finalidade específica de tornar hidrofóbica a superfície da espécie mineral sobre a qual seja adsorvida.
Concentrado:	Produto valioso de uma operação de beneficiamento.

Condicionador:	equipamento onde é feita a operação de condicionamento.
Condicionamento:	operação auxiliar da flotação que tem por objetivo efetuar a adsorção das gotículas de coletor, ativador ou depressor sobre as partículas minerais.
Cor:	ao microscópio óptico depende da absorção seletiva de certos comprimentos de onda pelo mineral em luz natural, transmitida ou refletida.
Cor de interferência:	uma das cores produzidas pelo mineral sob microscópio óptico polarizante.
Corcividade:	intensidade de campo magnético externo que deve ser aplicada à uma substância ferromagnética, para anular a magnetização.
Corona:	(do latim, corona, coroa). Efeito corona, conjunto de fenômenos relacionados ao aparecimento de condutividade num gás em contato com um condutor elétrico mantido sob alta tensão. O condutor adquire uma auréola ou coroa luminosa, daí a origem do nome dado ao fenômeno.
Criptocristalino:	microagregados cujos indivíduos não podem ser facilmente identificados ao microscópio óptico, fornecendo no entanto, um padrão de difração de raios X.
Cristal:	sólido homogêneo possuindo arranjo ordenado de átomos na estrutura.
Deflúvio:	escoamento de um líquido.
Densidade:	razão entre a massa específica da substância e a massa específica da água a 4°C.
Densidade Seca:	relação entre o peso específico aparente seco de um solo e o peso específico da água. É um número adimensional, praticamente igual ao valor do peso específico natural seco.
Depressor:	modulador da coleta, que torna uma das espécies minerais presentes repelente ao coletor.
Dessorção:	remoção de produto químico previamente adsorvido na superfície da partícula de modo a permitir o prosseguimento do processo.
Diamagnético:	mineral repelido por ímã natural ou eletroímã.
Dosador de canecas:	equipamento que permite a dosagem precisa de líquidos.

Dureza:	resistência que a superfície de um mineral oferece ao risco.
Eixo óptico:	a direção de uma simples refração em minerais anisotrópicos.
Elemento traço:	elemento químico que ocorre em quantidades muito pequena na amostra.
Enrocamento:	é um maciço composto por blocos de rocha, muito utilizado na construção de barragens de gravidade de face ou de núcleo impermeável e na proteção da face de montante de barragens de terra, servindo, nesse caso, como proteção contra a erosão provocada pelas ondas formadas no reservatório e pelo movimento de subida e descida no nível da água.
Entubamento (<i>piping</i>):	em barragem de terra, é o fenômeno que provoca a remoção de partículas do interior do corpo da barragem em virtude do fluxo da água pela sua estrutura, formando microcanais ou microcrateras que evoluem em sentido contrário ao fluxo de água vindo da barragem, podendo causar colapso da barragem.
Escalpe:	é a eliminação de finos antes de uma operação de britagem.
Escrubagem:	vide "atrição".
Espuma:	fase mais ou menos estável, composta de ar, água e partículas minerais.
Estator:	peça da máquina de flotação, que tem por finalidade quebrar o ar introduzido na célula, em um grande número de bolhas de pequeno diâmetro.
Extinção:	orientação óptica de maior absorção da luz transmitida pelo mineral.
FAB:	moagem autógena seguida de moagem em moinho de bolas (do inglês: full autogenous and ball mill).
FAP:	moagem autógena seguida de moagem em moinho de seixos (do inglês: full autogenous and pebbles mill).
Fator de escala:	multiplicador utilizado na transposição de tempos de residência levantados em células de bancada para a operação de unidades industriais.
Figura de interferência:	causada pela birrefringência e orientação do mineral sob microscópio óptico polarizante com luz convergente ou conoscópica.

Flutuado:	material de densidade menor que a densidade de separação (produto leve).
Forma:	arranjo geométrico regular do mineral.
Fração Pesada:	é o mesmo que afundado.
Fratura:	linhas irregulares de um mineral que não segue o plano de clivagem.
Galgamento (overtopping):	passagem da água sobre aterros de barragem provocando intensa erosão e, conseqüentemente, sua destruição. Geralmente o problema ocorre devido ao inadequado dimensionamento do sistema extravasor.
Gape:	é a abertura da boca do britador.
Geminação:	intercrescimento de dois ou mais indivíduos do mesmo mineral segundo uma lei definida.
Grão:	uma feição consistindo de um só material; um grão mineral pode ocorrer como partícula livre ou mista.
Grau ou espectro de liberação	Resultante da relação do somatório percentual das partículas livres por partículas livres mais mistas.
Gravidade:	força de atração relacionada com a lei da gravitação universal.
Gravidade Específica:	gravidade absoluta – designação dada ao verdadeiro valor da gravidade em um determinado local por diferenciar da gravidade realtiva fornecida por gravímetros.
Hábito:	forma característica de um cristal ou agregado de cristais.
“Head Sample”:	amostra de "cabeça" ou amostra representativa.
Hidrofilicidade:	característica das partículas minerais aderirem preferencialmente à água, quando na presença de bolhas de ar.
Hidrofobicidade:	características das partículas minerais aderirem preferencialmente às bolhas de ar, quando imersas em água. A hidrofobicidade pode ser induzida mediante a adição judiciosa de substâncias químicas e pode ser tornada seletiva.
Índice de refração:	relação entre a velocidade da luz no vácuo e a velocidade da luz no meio investigado.
Isomórfico:	compostos que apresentam o mesmo sistema de cristalização.

Isotropia:	condição do mineral que tem as mesmas propriedades em todas as direções.
Lâmina delgada:	fragmento de rocha ou mineral polido numa espessura de 30 micrômetros.
Lavagem de Carvão:	separação do carvão das impurezas que o acompanham.
Liberação:	é a constatação se um grão do mineral-minério ou fragmentos valiosos se encontram totalmente livres dos seus minerais de ganga.
Liquefação:	liquefação é quando um sedimento sólido apresenta repentina redução na resistência ao cisalhamento em consequência do acréscimo da pressão intersticial. O sedimento passa a se comportar como se fosse um líquido.
Liquidez:	movimento de águas subterrâneas ou superficiais sob efeito da gravidade ou de um gradiente de pressão hidráulica.
Líquido denso:	solução ou líquido homogêneo com peso específico maior do que a água, utilizado na separação de fases com diferentes densidades.
Luz polarizada:	vibração da luz somente em um plano.
Maciço da Barragem:	corpo de terra compactada de areias lançadas ou concreto, destinado a reter cursos d'água formando um reservatório para abastecimento ou mesmo servindo para disposição de rejeitos.
Magnetização:	grandeza vetorial igual à densidade de fluxo de um campo magnético; densidade de fluxo magnético.
Máquina de flotação:	dispositivo mecânico para fazer a agitação e manter em suspensão as partículas minerais presentes na polpa, bem como introduzir o ar necessário para a flotação e dispensá-lo em bolhas de pequeno diâmetro.
Meio:	material usado para formar o meio denso (ferro-silício, magnetita, etc.).
Meio denso:	mistura de partículas sólidas e líquido utilizado na separação de fases sólidas com base na diferença de densidade.
Mineral:	substância inorgânica de ocorrência natural com composição química definida e estrutura atômica ou propriedades físicas distintas.

Minério:	mineral ou agregado de minerais contendo um ou mais minerais valiosos, possíveis de serem aproveitados industrialmente.
Misto:	mistura de material valioso e material sem valor ou de menos valor.
Nível ou lençol freático:	(do grego <i>phréar</i> + <i>atos</i> , que significa reservatório de água, cisterna) é o nome dado à superfície que delimita a zona de saturação da zona de aeração abaixo da qual a água subterrânea preenche todos os espaços porosos e permeáveis das rochas ou dos solos ou ainda de ambos ao mesmo tempo.
Ombreira da barragem:	parte das margens do rio, apresentando maior altura e resistência mecânica. Tem como função servir de encontro e apoio à obra executada transversalmente ao curso d'água.
Paramagnético:	mineral atraível pelo imã natural ou eletroimã.
Partição:	propriedade física do mineral de desenvolvimento de planos estruturais quando se aplica uma força adequada.
Petrografia:	termo genérico para a ciência que trata da descrição e classificação sistemática das rochas, baseada nas observações de campo, espécime de mão e estudos ao microscópio óptico.
Petrologia:	termo genérico para o estudo da história das rochas, incluindo sua origem, condições presentes e alterações.
Picnômetro:	frasco especial usado na determinação da densidade dos minerais.
Pleocroísmo:	a propriedade dos minerais exibirem diferentes cores em diferentes direções sob luz transmitida plano polarizada (luz natural).
Pó fino:	pó que apresenta granulometrias inferiores a 100 malhas Tyler e apresenta alta área de superfície e problemas de escoabilidade.
Pó grosso:	pó com partículas maiores que 60 malhas Tyler, caracterizado por boa escoabilidade.
Polarizador ou nicol:	dispositivo usado para polarizar um feixe de luz em uma única direção.
Polimorfo:	minerais com a mesma composição química, mas diferentes sistemas cristalinos.
Porcentagem de sólidos:	número que expressa a massa de sólidos presente numa polpa, com base na massa total de polpa, tomada como 100.

Pré-concentrado:	concentrado obtido antes mesmo de atingir a liberação total do mineral valioso ou da ganga à ele associada. Quando grande parte da ganga já está liberada à uma determinada granulometria, uma pré-concentração é realizada, visando o descarte desta.
Pressões Neutras:	pressões transmitidas a um meio sólido pela água que preenche seus vazios.
Pseudomorfo:	um mineral que tem as características externas de outro tendo sido substituído ou modificado por alteração química.
Reflectância ou reflectividade:	uma fração da luz incidente refletida por uma superfície polida.
Reflexão interna:	resulta da reflexão desordenada de parte da luz incidente em minerais opacos.
Regulador:	substância química utilizada na flotação, com a finalidade específica de ajustar o pH do meio.
Relação da redução(RR):	é o quociente entre os tamanhos máximos da alimentação e do produto de uma operação de cominuição.
Relevo:	características da superfície de um mineral comparado ao meio em que está sendo observado.
Rocha:	qualquer agregado mineral de ocorrência natural, constituindo parte apreciável e essencial da crosta terrestre.
Rotor:	peça da máquina de flotação responsável pela agitação do meio. O seu movimento rotacional cria uma pressão negativa suficiente para, em muitos casos, aspirar o ar necessário para a flotação.
Rotor:	peça da bomba de polpa responsável pela transmissão de energia à polpa.
Rougher:	estágio inicial de qualquer operação de tratamento de minério, onde são produzidos concentrado e rejeito de teores inaceitáveis e que por isso precisam ser reprocessados respectivamente nos estágios cleaner e scavenger.
Run-of Mine:	minério produzido na mina sem nenhum tratamento.
SAB:	moagem semiautógena seguida de moagem em moinho de bolas (do inglês: semi-autogenous and ball mill).
Sabão:	produto resultante da reação de um ácido graxo com uma base.

SABC:	moagem semiautógena seguida de moagem em moinho de bolas com britador de seixos para reciclo (do inglês: semi-autogenous and ball mill plus pebble crushing).
SAG:	moagem semiautógena. No texto refere-se também aos circuitos de moagem semiautógena (do inglês: semi-aitogenous grinding).
Scavenger:	estágio de relavagem dos rejeitos de qualquer operação de tratamento de minérios, com vistas ao aumento do teor do concentrado. Em flotação reserva-se este termo para o reprocessamento dos deprimidos, sejam estes o concentrado ou o rejeito.
“Scavenger”:	Concentração secundária.
Secção polida:	secção de material polido constituído de minerais opacos para observação ao microscópio óptico de luz refletida.
Seletiva, flotação:	prática operacional na separação de sulfetos poli-metálicos, que consiste em condicionar e flotar individualmente cada um dos sulfetos presentes.
Sinal óptico:	um tipo de dupla refração em minerais anisotrópicos.
Sistema Extravasor:	permite a passagem da água a jusante. Geralmente, é classificado de acordo com suas características mais importantes, seja em relação ao controle do canal de descarga ou outro componente. O extravasor garante a integridade de uma barragem por ocasião de vazões máximas, portanto, é um importante dispositivo de segurança da mesma.
Sistemas cristalográficos:	qualquer uma das unidades de classificação dos cristais, incluindo uma ou mais classes de simetria.
Solução sólida:	fase cristalina sólida contendo duas ou mais espécies químicas.
Solução-mãe:	solução de alta concentração, elevada demais para ser adicionada ao circuito de processamento mineral, mas que é preparada para ser dosada e então diluída.
Susceptibilidade magnética:	quociente entre o módulo da magnetização de um material sujeito a um campo elétrico e o módulo da indução magnética provocada pelo mesmo campo no vácuo.
Suspensão:	qualquer sistema heterogêneo, no qual sólidos insolúveis são dispersos em um líquido, mantendo as características deste.

Talude ou declividade:	razão da variação da profundidade pela distância horizontal. Pode ser natural, cortado mecanicamente ou ainda ser construído por terra compactada ou blocos rochosos.
Teor de sílica equivalente:	é igual a soma de conteúdos de sílica na forma de livre e de óxidos metálicos.
Textura:	a forma, o arranjo e o modo de agregação de fragmentos, partículas ou cristais que constituem uma rocha.
Top size:	tamanho máximo da partícula para alimentar o britador.
Vala corta-água (<i>cutoff</i>):	escavação feita na fundação da barragem de terra e preenchida com material impermeabilizante compactado da mesma forma que o material do corpo da barragem. Pode ser parcial, quando sua profundidade e preenchimento não atingem terreno impermeável ou total, quando sua profundidade alcança tal terreno, impedindo a passagem da água armazenada no reservatório.
Zoneamento:	aplicado ao cristal constituído de compostos isomórficos arranjados em camadas ou zonas simétricas de composição diferente.

ÍNDICE REMISSIVO

A

Ação de campo magnético, 371
Ação de força de cisalhamento, 304
Aceleração diferencial, 301
Ácidos graxos, 498
Acúmulo de coletores, 809
Acúmulo de espécies inorgânicas, 810
Agentes modificadores, 433
Aglomeração das partículas, 640
Aglomeração, 685
Agregação de surfactante, 422
Água como meio de transporte, 803
Água de lavagem, 531
Água de origem superficial, 799
Água de reciclagem, 799; 805
Água para o processo de flotação, 801
Água para o processo de lavagem, 802
Água subterrânea, 799
Alcoóis, 504
Alimentação dos moinhos, 187
Alimentação, 379
Altura da camada de espuma, 533
Altura da seção de recuperação, 534
Ambiente químico, 565
Amido, 453
Amostra com disponibilidade de informações, 29
Amostra com poucas informações, 33
Amostra final, 42
Amostra, 23
Amostradores, 35
Amostragem aleatória, 27
Amostragem estratificada, 27
Amostragem para caracterização mineralógica, 62
Amostragem sistemática, 27
Análise de imagem quantitativa, 114
Análise mineralógica qualitativa, 60
Análise mineralógica semiquantitativa, 62
Análises de imagens, 110
Análises instrumentais, 73
Análises térmicas – ATD/ATG, 107
Análises térmicas, 79
Ângulo de contato, 410; 413
Aplicação da teoria de Pierre Gy, 32
Aplicações práticas, 379
Aquisição de imagens, 119
Ar dissolvido, 507
Aspectos gerais do projeto, 900
Ataques químicos rápidos, 80
Ativadores, 506
Avaliação de custo, 904

Avaliação de textura, 124
Avaliação do plano de amostragem, 29
Avaliação econômica, 906
Avanços na separação magnética, 380

B

Bacias de decantação, 774
Barragens de contenção de rejeitos, 848
Bases para dimensionamento de moinhos, 219
Beneficiamento, 493; 755
Bentonita, 712
Bombeamento, 480
Briquetagem a quente, 693
Briquetagem sem aglutinantes, 692
Britador cônico, 167
Britador de impacto vertical, 169
Britador de mandíbulas, 163
Britador de rolo dentado, 166
Britador de rolos, 168
Britador giratório, 164
Britagem primária, 161
Britagem secundária, 167
Britagem terciária, 169
Britagem, 161

C

Calcário, 711
Cálculo de britadores, 177
Calha estrangulada, 308
Calhas simples, 306
Camada de Stern-Chapman, 432
Camada difusa, 429
Campo uniforme e campo convergente, 373
Capacidade de armazenamento, 848
Caracterização de minérios auríferos, 131
Carga elétrica, 382
Carvão mineral, 711
Carvão, 490
Célula de carga ultrarrápida, 229
Células pneumáticas, 507
Ciclone de meio denso, 352
Cinética de flotação, 484
Circuito AG – bolas (FAB), 239
Circuito AG – seixos (FAP), 237
Circuito em estágio único, 235
Circuito SABC, 241
Circuito SAG – bolas (SAB), 240
Circuitos de beneficiamentos, 485
Circuitos de moagem, 195

Circuitos de separação em meio denso, 356
Classificação, 718
Classificador espiral, 266
Classificadores mecânicos, 264
Classificadores verticais, 267
Coleta, 466
Coletores catiônicos, 502
Coletores oxidríticos, 497
Coletores sulfidríticos, 499
Coletores, 495
Compactação, 689
Compostos cristalinos, 62
Compostos ionizáveis, 418
Compostos não-iônicos, 420
Compressibilidade, 845
Conceito de moagem, 181
Conceitos de tratamento de minérios, 3
Concentração de sólidos na polpa, 642
Concentração gravítica, 802
Concentrador centrífugo, 320
Concentrador Reitchert, 308
Conde de sedimentação, 264
Condicionadores, 478
Configuração de circuito de britagem, 244
Considerações finais, 16
Consolidação intersticial, 3044
Consumo de espumantes, 505
Conteúdo de argila e umidade, 174
Controle de drenagem ácidas, 767
Controle e avaliações das operações meio denso, 359
Conversão estereológica, 126
Corpos moedores, 182
Corrosividade do minério, 174
Crescimento dos flocos, 579
Custo de produção, 905
Custo de transporte, 905

D

Densidade de adsorção, 575
Densidade de suspensão, 336
Densidade do material, 174
Densidade *in situ*, 843
Densidade, 698
Disposição de rejeitos, 838
Depósitos minerais, 10
Depressores, 505
Desativação de barragens, 879
Desbaste e polimento de amostra, 118
Descarga de moinhos, 188
Descarga periférica, 189
Descarga, 836
Descrição da coluna, 518
Destruição da espuma, 484
Determinação do grau de liberação, 67
Diâmetro do hidrociclone, 269
Difração de raios-x, 96

Difração de raios-x, 73
Difusão browniana, 604
Dimensionamento de moinhos, 204
Dimensionamento dos equipamentos, 283
Dispersantes, 506
Dispersão de ar, 507
Distribuição granulométrica da alimentação, 174
Dosagem e alimentação de reagentes, 478
Drop weight tester – DWT, 227
Dupla camada elétrica, 428

E

Efeitos da água de reciclagem, 809
Efeitos da viscosidade em ciclones, 616
Eficiência de concentração gravítica, 305
Eficiência de peneiramento, 282
Eficiência dos equipamentos, 323
Efluentes da mineração, 803
Efluentes líquidos, 761
Elaboração de plano de amostragem, 26
Eletrização de partículas minerais, 383
Eletrização por atrito, 383
Eletrização por indução, 384
Eletrocinética, 436
Emissão de Co₂, 15
Energia livre, 442
Engenharia do projeto, 901
Ensaio de afunda-flutua, 343
Ensaio de concentração, 63
Ensaio densimétrico, 343
Ensaio metalúrgico, 743
Equação de Dupré, 411
Equipamentos de meio denso, 346
Erro total de amostragem, 24
Erros de amostragem, 34
Escala de produção, 807
Escala granulométrica, 276
Escoamento linear, 304
Escolha de equipamentos, 639
Escolha do floculante, 563
Espectrometria de absorção atômica, 77
Espectrometria de fluorescência de raios-x, 76
Espectrometria de plasma, 77
Espectrometria Mossbauer, 79
Espectrometria no infravermelho, 78
Espessador de lamelas, 654
Espessamento, 649; 834
Espirai, 316
Espumantes, 503
Estimativa da receita, 913
Estimativa de preço, 911
Etapas de caracterização mineralógica, 59
Etapas do processo, 721
Extravadores de barragens, 856

F

Fator de composição mineralógica, 33
Fator de distribuição do tamanho das partículas, 32
Fator de eficiência, 206
Fator de enchimento, 191
Fator de forma das partículas, 32
Fator de liberação mineral, 31
Fatores de correção, 205
Ferro silício, 334
Filtro prensa, 670
Filtros a vácuo, 666
Filtros hiperbáricos, 676
Finalidades econômica e social, 13
Flotação, 9
Fluidodinâmica das partículas, 643
Fluidos dilatantes, 606
Fluidos paramagnéticos, 335
Fluxo de caixa, 908
Força entre partículas, 602
Forma das partículas, 174
Formação de pelotas, 713
Formas de adição, 564
Fosfato, 490
Fosfatos, 449
Fracionamento da amostra, 87
Fundamento da classificação, 257

G

Gemas, 12
Geometria dos equipamentos, 643
Geração de microbolhas, 776
Grelhas fixas, 278
Grelhas vibratórias, 279

H

Heterogeneidade de distribuição, 26
Hidrociclones, 268
Hidrociclones, 318
Hidrofobicidade, 409, 465
Histórico, 7
Hold up do ar 529
Homogeneização e quartejamento, 37
Hrofilicidade, 466

I

Identificações dos minerais, 94
Implantação de barragens, 861
Índices de trabalho, 220
Índices de vazios, 844
Influência da granulometria, 388
Influência do ambiente operacional, 387
Instrumentação e Controle, 483
Instrumentação e controle, 537
Intensidade de campo magnético, 379

Interação sinérgica entre surfactantes, 425
Interações eletrostáticas, 572
Investimentos iniciais, 906

J

Jigue, 312

L

Lavra, 754
Lei de Bond, 149
Lei de Kick, 148
Lei de Rittinger, 148
Leis da fragmentação, 148
Liberação por análise química, 68
Liberação por meio denso, 67
Liberação, 133
Ligações químicas, 401
Ligações de hidrogênio, 571
Ligações químicas, 572
Líquidos densos, 89
Líquidos orgânicos, 331

M

Magnetita utilizada nas suspensões, 335
Máquinas de flotação, 470
Massa mínima de amostra, 29
Materiais magnéticos, 367
Matrizes ferromagnéticas, 373
Mecanismos, 715
Medição do espectro de liberação, 116
Meio ambiente, energia, CO₂ e H₂O, 13
Mercaptans, 5101
Mesa homogeneizadora, 40
mesa oscilatória, 315
Mesa plana, 311
Método de Barbery, 127
Método de Gaudin, 70
Método de retirada da amostra primária, 26
Método Rietveld, 105
Métodos clássicos de análises químicas, 76
Métodos usuais de identificação mineral, 61
Microscopia eletrônica de varredura, 100
Microscopia óptica, 94
Microscópio eletrônico, 74
Microsonda eletrônica, 75
Minerais metálicos, 11
Mineralogia aplicada, 57
Minério de ferro, 450; 489; 705
Miniusina de flotação, 509
Mistura dos reagentes, 689
Moagem – panorama brasileiro, 248
Moagem AG/SAG, 232
Moagem em circuito fechado, 196
Modelo de Ostwald, 619

Modelos empíricos, 607
Modificações de minerais, 9
Modulação da coleta, 467
Moinhos cilíndricos, 181
Moinho Polysius, 202
Moinho vibratório, 199
Moinhos de barras, 185
Moinhos de bolas, 185
Moinhos de disco, 198
Moinhos de martelos, 198
Moinhos de rolos de alta pressão, 200
Montagem de amostra em epóxi, 118
Movimentos de bolas, 184

N

Necessidade de beneficiamento, 12
Neutralização com cal, 768
Nível de produção, 912
Número de células, 494
Número Reynolds, 599

O

Óleo, 454
Operação de barragens de rejeitos, 876
Operação de moagem, 190
Outros reagentes, 506

P

Particulado disperso, 758
Peneiras fixas, 279
Peneiras rotativas, 280
Peneiras vibratórias, 281
Porcentagem de sólidos, 271
Porcentagem de sólidos, 494
Permeabilidade, 845
Pilhas, 37
Polímeros neutros, 568
Polímeros sintéticos, 567
Porcentagem de sólidos na polpa, 192
Potencial zeta, 436
Precisão, 26
Preparação da alimentação, 324
Preparação, 87; 688
Pressão do hidrociclone, 271
Principais aplicações, 388
Princípio da separação em meio denso, 339
Princípios da fragmentação, 144
Processamento de imagens, 122
Processo CESR, 770
Processo de briquetagem, 687
Processo de flotação, 465; 468
Processo de queima ao forno, 720
Processo de tratamento de efluentes, 810
Processo dinâmico, 341
Processo estático, 340

Processo FAD, 778
Processos de agregação, 560
Programa de testes em unidade piloto, 230
Projeto de barragem de rejeitos, 832
Projeto de circuito de moagem, 231
Projeto de espessador, 655
Proteínas, 454

Q

Qualidade da água de reciclagem, 808
Qualidade da suspensão, 338
Qualidade das pelotas, 742
Qualidade de briquetes, 695
Quantificação de minerais, 104
Quantificação dos minerais, 133
Quarteador de polpa, 42
Quarteadores Jones, 39
Química de superfície, 399

R

Radiografia, 80
Razão de sedimentação, 302
Reagentes de flotação, 495
Reagentes modificadores, 505
Reciclagem de moléculas orgânicas, 809
Recobrimento condutor, 119
Recuperação de finos, 322
Regimes de operação do moinho, 184
Reguladores de pH, 506
Reologia da polpa, 598
Reologia do meio denso, 337
Reologia no tratamento de minérios, 613
Resfriamento, 727
Resistência ao impacto, 696
Rochas e minerais industriais, 11

S

Sedimentação em queda impedida, 261
Sedimentação em queda livre, 257
Sedimentação retardada, 302
Seleção do projeto, 902
Sensores de condutividade e ultrassônicos, 540
Sensores de pressão, 538
Separador a úmido de alta intensidade, 375
Separador de cone, 347
Separador de rolo induzido, 377
Separador de tambor, 348
Separador Drewboy, 350
Separador Dynawhipool, 353
Separador magnético tipo carrossel, 375
Separador Norwalt 351
Separador Teska, 349
Separadores de placas condutoras, 386
Separadores eletrodinâmicos, 385

Separdor de correias cruzadas, 376
Simulação de liberação, 130
Sinterização e crescimento, 729
Sistema de aeração, 524
Sistema hidrodinâmico, 565
Sistemas coloidais, 559
Solenóide, 370
Soluções aquosas de sais orgânicos, 333
Sulfato de bário, 769
Sulfatos, 498
Sulfetos de cobre, 446
Sulfetos, 491
Superfície divisória, 405
Surfatantes em solução, 416
Suspensão em meio denso, 341
Suspensões de sólidos em água, 333

T

Tamanho da amostra primária, 27
Tamanho dos corpos moedores, 193
Tamanhos das partículas, 566
Tamanhos das partículas, 639
Tamanhos de bolhas, 530
Taxa de retorno, 914
Técnicas de amostragem, 33
Tempo de residência, 494
Tempo de residência, 535
Tensão superficial, 409
Teoria básica da fragmentação, 143
Teoria da filtração, 663
Teoria de *Pierre Gy*, 30
Terminologia, 468
Termodinâmica de absorção, 407
Termodinâmica de interfaces, 403
Teste com duplo pêndulo, 225
Teste de WI para moinho de barras, 221
Teste de WI para moinhos de bolas, 223
Testes de impacto de Bond, 220
Tio-compostos, 417
Tiouréias, 501
Tipos de classificadores, 263
Tipos de equipamentos, 278
Tipos de espessadores, 651
Tipos de filtros, 665
Tipos de líquidos densos, 90
Tipos de separadores, 385
Transporte, 836
Tratamento ativo DAM, 780
Tratamento biológico, 771
Tratamento da amostra primária, 29
Tratamento das fundações, 870
Tratamento de efluentes líquidos, 773
Tratamento de efluentes, 775
Tratamento térmico, 691

U

Ultravioleta, 80
Usinas de flotação, 491
Uso da água na lavra, 800

V

Variáveis do processo, 719
Vazão de ar, 528
Velocidade crítica do moinho, 183
Velocidade de operação, 190
Velocidade de sedimentação, 261
Velocidade terminal, 257
Velocidades superficial, intersticial, relativa, 520; 521
Viscosidade na moagem, 622
Viscosidade, 604
Viscosímetros e reômetros, 610
Volume do ar, 494
Volume útil da célula, 494

X

Xantatos, 501