

UNIVERSIDADE FEDERAL DE MINAS GERAIS
ESCOLA DE ENGENHARIA
PROGRAMA DE PÓS-GRADUAÇÃO EM ENGENHARIA QUÍMICA

Avaliação do Desempenho da Mini Planta-Piloto de Flotação da
CVRD: Estudo Comparativo com Plantas Industriais

Autora: Letícia Matte Loyola

Orientadora: Profa. Adriane Salum

Dissertação de Mestrado apresentada ao Programa de Pós-Graduação em Engenharia
Química da Universidade Federal de Minas Gerais como parte dos requisitos exigidos para
a obtenção do título de MESTRE EM ENGENHARIA QUÍMICA

BELO HORIZONTE

Outubro / 2006

Letícia Matte Loyola

**Avaliação do Desempenho da Mini Planta-Piloto de Flotação da
CVRD: Estudo Comparativo com Plantas Industriais**

Orientadora: Profa. Adriane Salum

Dissertação de Mestrado apresentada ao Programa de Pós-Graduação em Engenharia Química da Universidade Federal de Minas Gerais como parte dos requisitos exigidos para a obtenção do título de MESTRE EM ENGENHARIA QUÍMICA

BELO HORIZONTE

Outubro / 2006

Dedico esta dissertação de mestrado aos meus pais
e irmão.

"Scientia: via et arte"

AGRADECIMENTOS

- À Profa. Adriane Salum, minha orientadora, pelo empenho na realização desta dissertação. Pelo carinho com que vem acompanhando minha formação acadêmica desde a graduação.

- Aos meus pais (“Fortitudine vincimus”) que sempre me orientaram, apoiaram e incentivaram a lutar pelos meus ideais.

- Ao meu irmão e familiares, o carinho de vocês é fundamental.

- Às minhas grandes amigas Cláudia Diniz, que sempre me apoiou e me incentivou na realização deste trabalho, e Nilce Alves, pelos ensinamentos, incentivos, gargalhadas e pela “luz no fim do túnel”. A amizade e o exemplo de profissionais têm sido fundamentais nesta caminhada.

- À Cia Vale do Rio Doce, na pessoa do Sr. Paulo Roberto Nogueira, que investiu neste trabalho de capacitação técnica. Os seus conselhos e ensinamentos têm sido fundamentais para o meu crescimento profissional.

- À minha primeira gerente, Cristina Valadares, pelo apoio para começar essa dissertação e ao meu gerente atual, Geraldo Maia, para terminá-la. Sem o apoio de vocês, este projeto teria sido muito mais complexo.

- Às minhas amigas da flotação Keila Gonçalves e Vânia Andrade, por todos os ensinamentos transmitidos e incentivos para a realização desse trabalho;

- Às geólogas e amigas Elisabeth Fonseca e Laryssa Miranda pelo apoio nas caracterizações mineralógicas;

- Ao engenheiro Vladimir Alves, pelo apoio nos estudos de moagem. Sua contribuição foi fundamental.

- Aos técnicos Kelly Oliveira, Alcides Fontana, José Maria da Silva, Airton Fonseca e Kleber Reis, pelo apoio durante a coleta das amostras na planta industrial, a realização dos ensaios de bancada e operação da MPP. Sem o apoio de vocês, este trabalho teria sido muito mais difícil.

- À Mineração Serra do Sossego por ter aceitado e ter apoiado a realização desse trabalho.

- À equipe de processos do Sossego, liderada pelo engenheiro. Marco Nankran, cujo apoiou na realização da amostragem foi fundamental.

- À Caraíba Mineração, por ter gentilmente permitido a amostragem de sua planta industrial e por ter fornecido minério para a realização dos ensaios no CDM.

- A todos os técnicos da Caraíba Mineração e, principalmente, ao engenheiro Darlylson que nos acompanhou e apoiou durante a semana que permanecemos na empresa.

SUMÁRIO

	pag
1. INTRODUÇÃO	1
2. OBJETIVOS	3
3. REVISÃO BIBLIOGRÁFICA.....	6
3.1 FLOTAÇÃO	6
3.1.1 Histórico	6
3.1.2 Aspectos Básicos do Processo de Flotação	7
3.1.3 Processo de Flotação	13
3.1.3.1 Critério termodinâmico	14
3.1.3.2 Critério cinético	16
3.1.3.3 Critério hidrodinâmico	17
3.1.4 Máquinas de Flotação	19
3.1.4.1 Células mecânicas.....	19
3.1.4.2 Coluna de flotação	23
3.1.5 Circuitos de Flotação	24
3.2 MODELOS CINÉTICOS	26
3.3 ENSAIOS DE LABORATÓRIO	29
3.3.1 Ensaio Cinético	29
3.3.2 “Locked Cycle Test” (LCT)	33
3.3.3 Mini Planta Piloto (MPP)	35
3.4 “SCALE UP”.....	38
3.4.1 Metodologia 1: Curvas de Separabilidade.....	40
3.4.2 Metodologia 2: Efeito da Mistura e da Cinética no Tempo de Residência ..	42
3.4.3 Metodologia 3: Primeira Célula do Banco de Flotação.....	44
4. CARAÍBA MINERAÇÃO	46
4.1 INTRODUÇÃO	46
4.2 TRABALHO EXPERIMENTAL.....	47
4.2.1 Amostragem.....	47
4.2.2 Preparação das Amostras	49
4.2.3 Ensaios de Bancada	51

4.2.4	MPP	53
4.2.5	Metodologia Analítica	55
4.3	RESULTADOS E DISCUSSÃO	55
4.3.1	Caracterização Mineralógica	55
4.3.2	Resultados da amostragem da Planta Industrial (PI)	56
4.3.3	Ensaio de Bancada	63
4.3.3.1	Ensaio “rougher”	63
4.3.3.2	Ensaio “cleaner”	68
4.3.3.3	LCT	70
4.3.4	MPP	77
4.3.4.1	Dimensionamento	77
4.3.4.2	Operação	80
4.3.4.3	Amostragem.....	81
4.4	Conclusões	92
5.	MINERAÇÃO SERRA DO SOSSEGO	95
5.1	INTRODUÇÃO	95
5.2	TRABALHO EXPERIMENTAL.....	97
5.2.1	Amostragem.....	97
5.2.2	Preparação das Amostras	98
5.2.3	Ensaio de Bancada	99
5.2.4	MPP	99
5.3	RESULTADOS E DISCUSSÃO	102
5.3.1	Planta Industrial.....	102
5.3.2	MPP	108
5.3.2.1	Dimensionamento	108
5.3.2.2	Granulometria da Alimentação	109
5.3.2.3	Amostragem.....	110
5.4	Conclusões	119
6.	CONSIDERAÇÕES FINAIS	121
7.	SUGESTÕES PARA FUTUROS TRABALHOS.....	124
8.	REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS	125

LISTA DE FIGURAS

	pag
Figura 3.1 - Ângulo de contato para gota de líquido em contato com superfície sólida imersa no ar: (a) partícula fracamente hidrofóbica - $\theta < 90^\circ$; (b) partícula fortemente hidrofóbica - $\theta > 90^\circ$ (Leja,1982)	8
Figura 3.2 - Processo de flotação.....	13
Figura 3.3 - Ângulo de contato para bolha de ar em contato com superfície sólida imersa em líquido: (a) partícula fracamente hidrofóbica - $\theta < 90^\circ$; (b) partícula fortemente hidrofóbica - $\theta > 90^\circ$	16
Figura 3.4 - Camadas de líquido (zonas) que circulam uma bolha (Peses & Leal, 2002)....	18
Figura 3.5 - (a) Célula de flotação; (b) Detalhe do rotor e estator (fonte: www.outokumpo.com)	20
Figura 3.6 - Esquema de uma coluna de flotação	23
Figura 3.7 - Exemplo de um circuito de flotação de cobre.....	26
Figura 3.8 - Representação de um ensaio cinético.	31
Figura 3.9 - Representação gráfica dos resultados obtidos em um ensaio cinético.....	31
Figura 3.10 - Fluxograma dos ciclos intermediários - Caraíba Mineração.	35
Figura 3.11 - Mini Planta Piloto	36
Figura 3.12 - Moagem primária: (a) moinho (b) barras de aço-cromo	38
Figura 3.13 - Curva de separabilidade (Yianatos <i>et al.</i> ,2003)	40
Figura 3.14 - Variação do parâmetro f em função do número de células, para diferentes parâmetros ?.....	43
Figura 4.1 - Localização da Caraíba Mineração.	46
Figura 4.2 - Pontos de amostragem na planta industrial da Caraíba Mineração.	49
Figura 4.3 - Circuito de redução da amostra.....	50
Figura 4.4 - Distribuição das células de flotação na MPP.	53
Figura 4.5 - Fluxograma da amostragem da planta industrial – Caraíba Mineração.....	59
Figura 4.6 - Avaliação do tempo de residência para “rougher”.	64
Figura 4.7 - Recuperações de Cu em função do tempo de flotação	67
Figura 4.8 - Ajuste do modelo 2 aos dados experimentais.	67
Figura 4.9 - Avaliação do tempo de residência para “cleaner 1”.	68

Figura 4.10 - Avaliação do tempo de residência para “scavenger do cleaner” .	69
Figura 4.11 - Avaliação do tempo de residência para “cleaner 2” .	70
Figura 4.12 - Fluxograma do ensaio LCT – Caraíba Mineração.	72
Figura 4.13 - Comparação entre os estágios da PI e LCT – Caraíba Mineração.....	76
Figura 4.14 - Comparação entre a distribuição granulométrica da alimentação da MPP e PI.	79
Figura 4.15 - Comparação entre a distribuição de cobre da alimentação da MPP e PI.....	79
Figura 4.16 - Comparação entre a distribuição granulométrica do concentrado final da MPP e PI.....	88
Figura 4.17 - Comparação entre a distribuição de cobre do concentrado final da MPP e PI.	88
Figura 5.1 - Detalhe da mina de Sequeirinho ao fundo e correia transportadora do material britado.	96
Figura 5.2 - Descarga do material britado na pilha pulmão.	96
Figura 5.3 - Moinho SAG e Moinhos de Boas - Sossego.....	96
Figura 5.4 - Ciclones - Sossego	96
Figura 5.5 - Células “rougher” - Sossego.	97
Figura 5.6 - Colunas “cleaner” e células “scavenger do cleaner”- Sossego	97
Figura 5.7 - Pontos de amostragem na planta industrial do Sossego.....	98
Figura 5.8 - Distribuição das células de flotação na MPP - Sossego	100
Figura 5.9 - Fluxograma da amostragem da planta industrial – Sossego.	104
Figura 5.10 - Comparação entre a distribuição granulométrica da alimentação da MPP e PI.	109
Figura 5.11 - Fluxograma da amostragem da MPP – Sossego.	113

LISTA DE TABELAS

	pag
Tabela 3.1 - Coletores aniônicos típicos (Klimpel, 1998).	9
Tabela 3.2 - Coletores catiônicos típicos.	11
Tabela 3.3 - Espumantes típicos.	11
Tabela 3.4 - Modelos cinéticos de flotação.	27
Tabela 3.5 - Distribuição da carga moedora do moinho primário.	37
Tabela 4.1 - Condições dos ensaios cinéticos de flotação – Caraíba Mineração.	52
Tabela 4.2 - Seqüência de amostragem para a MPP - Caraíba Mineração.	54
Tabela 4.3 - Mineralogia da amostra de alimentação da planta industrial da Caraíba Mineração.	56
Tabela 4.4 - Amostragem da planta industrial da Caraíba Mineração.	56
Tabela 4.5 - Balanços metalúrgicos para diferentes volumes de controle – Caraíba Mineração.	60
Tabela 4.6 - Balanço de massa da planta industrial ajustado pelo “software” Bilco - Caraíba Mineração.	61
Tabela 4.7 - Tempos de residência para o processo de flotação para o minério de cobre da Caraíba Mineração.	62
Tabela 4.8 - Resultados comparativos dos ensaios “rougher”.	65
Tabela 4.9 - Parâmetros cinéticos dos diferentes modelos.	67
Tabela 4.10 - Tempos de residência do ensaio LCT – Caraíba Mineração.	71
Tabela 4.11 - Balanços metalúrgicos para diferentes volumes de controle LCT – Caraíba Mineração.	73
Tabela 4.12 - Balanço de massa do LCT ajustado pelo “software” Bilco – Caraíba Mineração.	74
Tabela 4.13 - Comparação entre os resultados dos fluxos da PI e o ensaio LCT – Caraíba Mineração.	75
Tabela 4.14 - Cálculo do número de células de mesmo volume da PI - Caraíba Mineração.	77
Tabela 4.15 - Possibilidades de arranjo para MPP – Caraíba Mineração.	78
Tabela 4.16 - Amostragem aberta MPP – Caraíba Mineração.	82

Tabela 4.17 - Amostragem fechada MPP – Caraíba Mineração.	83
Tabela 4.18 - Balanços metalúrgicos para diferentes volumes de controle – MPP – Caraíba Mineração.	84
Tabela 4.19 - Balanço de massa da MPP ajustado pelo Bilco – Caraíba Mineração.	86
Tabela 4.20 - Comparação entre os resultados da planta industrial e a MPP – Caraíba Mineração.	88
Tabela 4.21 - Comparação entre os desempenhos dos estágios da MPP e PI – Caraíba Mineração.	89
Tabela 4.22 - Análise química dos concentrados da MPP e PI – Caraíba Mineração.....	91
Tabela 4.23: Análise mineralógica dos concentrados da MPP e PI – Caraíba Mineração ...	91
Tabela 5.1 - Condições de moagem para a MPP - Sossego.....	100
Tabela 5.2 - Pontos de adição de reagentes na MPP - Sossego.....	101
Tabela 5.3 - Seqüência de amostragem para a MPP - Sossego.	102
Tabela 5.4 - Amostragem da planta industrial do Sossego.....	103
Tabela 5.5 - Balanços metalúrgicos para diferentes volumes de controle – Sossego.....	105
Tabela 5.6 - Balanço de massa da planta industrial ajustado pelo Bilco - Sossego.	106
Tabela 5.7 - Tempos de residência para o processo de flotação do minério de cobre de Serra do Sossego	107
Tabela 5.8 - Distribuição granulométrica da alimentação da flotação da PI e MPP – Sossego	109
Tabela 5.9 - Amostragem aberta MPP – Sossego.....	110
Tabela 5.10 - Amostragem fechada MPP – Sossego.....	111
Tabela 5.11 - Balanços metalúrgicos para diferentes volumes de controle – MPP – Sossego.	113
Tabela 5.12 - Balanço de massa da MPP ajustado pelo Bilco – Sossego.....	114
Tabela 5.13 - Balanço de massa da amostragem da MPP 2 ajustado pelo Bilco – Sossego.	115
Tabela 5.14 - Comparação entre os resultados da planta industrial e da MPP – Sossego..	117
Tabela 5.15 - Comparação entre os desempenho dos estágios da MPP e PI – Caraíba Mineração.	118

LISTA DE ANEXOS

ANEXO I: AMOSTRAGEM

ANEXO II: PLANILHA DE DADOS DE CONTROLE DA AMOSTRAGEM
DA PLANTA INDUSTRIAL – CARAÍBA MINERAÇÃO

ANEXO III: PLANILHAS DE DADOS DE ACOMPANHAMENTO DOS
ENSAIOS CINÉTICOS DE BANCADA – CARAÍBA MINERAÇÃO.

ANEXO IV: PLANILHAS DE DADOS DE ACOMPANHAMENTO DOS
ENSAIO LCT – CARAÍBA MINERAÇÃO.

ANEXO V: DISTRIBUIÇÕES GRANULOMÉTRICAS – CARAÍBA
MINERAÇÃO.

ANEXO VI: BALANÇOS METALÚRGICOS – SOSSEGO.

NOMENCLATURA

ΔG	Energia livre do sistema
γ	Energia livre de uma interface
θ	Ângulo de contato entre partícula e uma gota de líquido
N	Número de células em um banco de flotação
V_{eff}	Volume efetivo
Q	taxa
T	Tempo de residência
E	Fator de expansão
P	Volume de polpa
F	Fator de arranjo ou segurança
R	Recuperação metalúrgica em um determinado tempo
R_8	Recuperação metalúrgica no tempo infinito
K	Taxa de flotação ou constante cinética de flotação
t	Tempo de flotação em bancada
\bar{t}	Tempo de residência médio ou tempo de residência de um banco de flotação
F(k)	Função de distribuição retangular das taxas de flotação
E(t)	Função de distribuição retangular do tempo de flotação
G(N)	Função gama
SE	Eficiência de separação
f	Fator de “scale up”
β	Parâmetro adimensional da recuperação
α	Parâmetro adimensional para o efeito de mistura e cinético
A	Vazão de alimentação
a	Teor de alimentação
C	Vazão do concentrado
c	Teor do concentrado
R	Vazão do rejeito
r	Teor do rejeito
M	Conteúdo metálico do material de interesse

RESUMO

Em 1999, o Centro de Desenvolvimento Mineral (CDM) da Companhia Vale do Rio Doce (CVRD) adquiriu um equipamento de flotação denominado Mini Planta Piloto (MPP). Este equipamento é capaz de operar, de forma contínua, ensaios de flotação com amostras de furo de sondagem. Desde então, este equipamento vem sendo utilizado na definição de circuitos de flotação e de condições de processo durante a fase de pré-viabilidade econômica de projetos de cobre sulfetado. Foi realizado um trabalho por Santos *et al.* (2003) para validação da MPP como instrumento para reproduzir dados industriais. Este trabalho foi feito apenas para o estágio “rougher” e havia necessidade de que a MPP fosse validada para os demais estágios. O objetivo deste trabalho foi o de comparar os desempenhos da MPP frente às plantas industriais da Carafba Mineração e Mineração Serra do Sossego, primeira planta concentradora de cobre da CVRD. Em ambas as plantas, amostraram-se os circuitos de moagem e flotação, bem como as alimentações da moagem para serem enviadas para o CDM, onde foram realizados ensaios de bancada e na MPP. Os resultados dos balanços de massa e metalúrgico foram, então, comparados, permitindo a avaliação dos desempenhos e conclusão quanto à viabilidade de se utilizar a MPP em substituição às plantas-piloto convencionais.

ABSTRACT

In 1999, the Mineral Development Centre of CVRD (CDM) acquired a flotation device referred to as Mini Pilot Plant (MPP), which is able to run continuous flotation tests with drill core samples. Since then this equipment has been used to define the flotation circuit and process conditions during the feasibility phase of CVRD's copper sulphide projects. Santos *et al.* (2003) have validated the MPP as being a device able to reproduce industrial data. Nevertheless, this validation was done just on the rougher stage. The present work consists of a comparison and correlation of the results of all stages from a flotation MPP and industrial plants: Caraíba Mineração and Mineração Serra do Sossego, the first CVRD's copper mill. In order to make this comparison, both plants were completely sampled (grinding and flotation circuits) and the feed ore was tested on bench scale and on a MPP. The metallurgical and mass balances of each test were used for the comparison, in order to evaluate the MPP's performance and conclude if it is possible to use it instead of conventional pilot plant.

1. INTRODUÇÃO

Em 1999, o Centro de Desenvolvimento Mineral (CDM) da Companhia Vale do Rio Doce (CVRD) adquiriu um equipamento de flotação contínuo denominado Mini Planta Piloto (MPP), fabricado pela “Canadian Process Technologies” (CPT). Esse equipamento foi comprado com o intuito de substituir as plantas-piloto de flotação convencionais. São várias as vantagens da MPP frente às plantas convencionais: menor massa necessária, baixa taxa de alimentação e baixo custo operacional.

Enquanto na MPP é possível operar com cerca de 300 a 500kg de amostra, a uma taxa de alimentação da ordem de 6 a 10kg/h, nas plantas convencionais são necessários de 20.000 a 100.000kg, a uma taxa de alimentação variando de 100 a 1.000kg/h. Essa quantidade excessiva de amostra para operar uma planta-piloto convencional torna necessária, muitas vezes, a abertura de galerias, o que é dispendioso em uma fase do projeto em que as incertezas são muito grandes quanto à viabilidade do mesmo. No caso da MPP, é possível trabalhar com amostras de furo de sondagem, coletadas para avaliação do depósito. Sendo assim, os custos já foram assumidos por essa atividade. Adicionalmente, o fato de se poder trabalhar com amostras de furo de sondagem torna possível a avaliação de amostras de diferentes litologias, de diferentes localizações e mesmo amostras de diferentes anos de vida do projeto e, dessa forma, a avaliação do processo/projeto se torna mais robusto.

A Mini Planta Piloto da CVRD foi o primeiro equipamento adquirido no mercado. Tão logo foi adquirida, foi realizado um trabalho por Santos *et al.* (2003) para validação da MPP como instrumento para reproduzir dados industriais. Esse trabalho foi feito apenas para o estágio “rougher” e havia necessidade de que a MPP fosse validada para os demais estágios. Esta foi a força-motriz para a execução deste trabalho. O objetivo deste era comparar os desempenhos da MPP frente a diferentes plantas industriais. A primeira planta escolhida foi a da Caraíba Mineração, uma vez que a planta industrial da Mineração Serra do Sossego, primeira planta concentradora de cobre da CVRD, ainda não havia entrado em operação. Assim que ela entrou em regime, foi feita sua amostragem. Em ambas as plantas, amostraram-se os circuitos de moagem e flotação para a realização do balanço de massa e

metalúrgico. Coletaram-se amostras da alimentação da moagem para ser enviada para o CDM, onde foram realizados os ensaios de bancada e na MPP. Os resultados dos balanços de massa foram, então, comparados, permitindo a avaliação dos desempenhos e conclusão quanto à viabilidade de se utilizar a MPP em substituição às plantas-piloto convencionais, objetivo principal deste trabalho.

Esta dissertação é composta de 8 capítulos, sendo essa introdução o *capítulo 1*. No *capítulo 2*, são destacados os objetivos global e específicos desta dissertação. No *capítulo 3*, é feita uma revisão bibliográfica sobre o método de concentração por flotação, ensaios de bancada realizados para a determinação de circuitos de flotação, metodologia para identificação do fator de “scale up” de ensaios de bancada para operação industrial e amostragem. No *capítulo 4*, é feito um breve relato sobre a Caraíba Mineração, seguido da descrição do trabalho experimental desenvolvido. A seguir, são apresentados os resultados obtidos na amostragem da planta industrial da Caraíba Mineração, bem como os obtidos nos ensaios de bancada e MPP, com as respectivas discussões e conclusões. O mesmo é feito no *capítulo 5* com os dados da Mineração Serra do Sossego. No *capítulo 6*, é apresentada uma avaliação do desempenho global da MPP frente às duas plantas industriais, acompanhada de um levantamento das principais dificuldades encontradas na operação da MPP, bem como o seu potencial no desenvolvimento de projetos. No *capítulo 7*, são propostas atividades para complementarem este trabalho de investigação. E, finalmente, no *capítulo 8*, são apresentadas as referências bibliográficas consultadas.

2. OBJETIVOS

O objetivo global deste trabalho é o estudo comparativo da operação de flotação em mini planta piloto (MPP) e em plantas industriais, visando à comprovação da eficiência da MPP como equipamento de processo, com o intuito de utilizá-la em substituição a plantas-piloto convencionais. Para tal, foram avaliadas duas plantas industriais de produção de concentrado sulfetado de cobre: a da Caraíba Mineração, situada no Vale do Curaçá (BA), e a da Mineração Serra do Sossego, situada em Canaã dos Carajás (PA).

Os objetivos específicos são descritos abaixo.

Para o minério da Caraíba Mineração:

- amostragem ao longo de todo o circuito da planta industrial e realização de análises químicas por espectrofotometria de plasma para determinação dos teores de cobre, ferro, enxofre e flúor em todos os fluxos amostrados;
- realização de ensaios de flotação em escala de bancada com o minério de alimentação (“run of mine” (ROM) britado), para o levantamento dos parâmetros cinéticos e tempos de retenção. Esses resultados subsidiam a definição das condições operacionais (dosagem de reagentes e tempo de residência) dos ensaios em escala contínua na MPP, visando a obtenção de teores e recuperação metalúrgica comparáveis aos obtidos nas plantas industriais. O fator de “scale up” da escala de bancada para a MPP foi 2, fator este escolhido com base na literatura revisada (Wood, 2003);
- realização de ensaios LCT (Locked Cycle Test) com o ROM britado, nas condições operacionais (dosagem de reagentes e tempo de residência) estabelecidas nos ensaios de bancada, para obtenção de teores e recuperações metalúrgicas que possam auxiliar a posta-em-marcha da MPP. Esses ensaios são importantes para avaliar o efeito da carga circulante no processo de flotação;

- operação da MPP com o ROM britado e amostragem global de todo o circuito, ou seja, sem amostragem das diversas células que compõem os estágios “rougher”, “cleaner” e “scavenger do cleaner” mas apenas da entrada e saída do estágio, com realização de análises químicas por espectrofotometria de plasma para determinação dos teores de cobre, ferro, enxofre e flúor em todos os fluxos amostrados;
- comparação dos teores de cobre, ferro, enxofre e flúor e recuperações metalúrgicas nas 3 escalas investigadas.

Para o minério da Mineração Serra do Sossego:

- amostragem ao longo de todo o circuito da planta industrial e realização de análises químicas por espectrofotometria de plasma para determinação dos teores de cobre em todos os fluxos amostrados;
- operação da MPP com o ROM britado e amostragem global de todo o circuito com dois estágios de limpeza e com apenas um estágio de limpeza, com realização de análises químicas por espectrofotometria de plasma para determinação dos teores de cobre em todos os fluxos amostrados;
- comparação dos teores de cobre e recuperações metalúrgicas das 3 amostragens investigadas.

É importante ressaltar que a planta industrial da Caraíba Mineração, quando construída, foi dimensionada para tratar o minério de superfície, com teores da ordem de 1% de cobre. Hoje a planta foi adaptada para tratar o minério subterrâneo com teor da ordem de 3% de cobre, de modo que o tamanho das células de flotação são superiores aos necessários e alguns fluxos de recirculação precisaram ser adotados para redução da perda de cobre no rejeito.

A planta industrial de Sossego foi dimensionada com base nos resultados do programa de variabilidade e ensaios na mini planta piloto realizados pela Gerência de Desenvolvimento Tecnológico da CVRD, e pela “expertise” dos profissionais envolvidos na engenharia da planta. Desse modo, a situação é um pouco diferente da planta anterior.

3. REVISÃO BIBLIOGRÁFICA

3.1 FLOTAÇÃO

3.1.1 Histórico

Há aproximadamente 100 anos, a primeira usina industrial de flotação (BHP, Austrália) produziu concentrado de zinco (Yianatos, 2003; Clark *et al.*, 2005). A partir de então, a flotação vem sendo cada vez mais utilizada para separação de partículas finas de minerais contendo ferro, cobre, molibdênio, níquel, chumbo, zinco, ouro, platina, fosfato ou potássio, de partículas associadas de ganga tais como sílica, silicatos (argilo-minerais), carbonatos, magnetita, ou sulfetos de ferro. Ainda são passíveis de concentração por flotação, carvão e outras “commodities” minerais tais como fluorapatita, barita, pirita, talco, óxidos de ferro e calcário.

O Brasil é o maior produtor de ferro do mundo, sendo que suas reservas concentram-se em dois estados: Minas Gerais (conhecido por quadrilátero ferrífero) e Pará (no distrito de Carajás). Suas descobertas ocorreram no início do século, mas apenas em 1977 que iniciou sua produção. Em 1977, foi implantada a primeira planta de flotação para o beneficiamento de minério de ferro. Ainda na década de 70, ocorreu a implantação de plantas de flotação, dedicadas principalmente para a produção de minérios de fosfato. Já na década de 80, ocorreu o comissionamento da planta da Caraíba Mineração para tratar minério de cobre sulfetado. No final dessa década, novas plantas de flotação foram construídas e comissionadas para tratar diferentes tipos de minérios, tais como óxidos de zinco, sulfetos de chumbo e zinco, ouro e sais solúveis (Araújo & Peres, 1995).

O processo de flotação é largamente utilizado como método de concentração de minerais, bem como utilizado no tratamento de água e reciclagem de papel. Existe uma estimativa de que, em termos mundiais, são tratadas anualmente mais de 2 bilhões de toneladas de minério por esse processo (Yianatos, 2003).

3.1.2 Aspectos Básicos do Processo de Flotação

Flotação em espuma, ou simplesmente flotação, é um processo de separação de partículas sólidas de diversos tamanhos e espécies, suspensas em fase aquosa (polpa). Dependendo do tipo de flotação, direta ou reversa, a superfície da partícula a ser flotada, espécie de interesse ou ganga, é modificada pela adição de reagentes tornando-se hidrofóbica. As partículas hidrofóbicas se aderem a bolhas de ar introduzidas na polpa e são carregadas até a camada de espuma, sendo assim separadas das partículas hidrofílicas. O processo fundamenta-se em dois parâmetros: energia e potencial de superfície (Peres, 2004; Leja, 1982).

Fatores físicos e químicos são importantes para a flotação. Fatores químicos incluem a química de interface - tensão interfacial e cargas da superfície - ocorrendo nas três fases que coexistem no sistema de flotação (sólido, líquido e gás). A química da interface é comandada pelos reagentes de flotação: coletores, depressores, espumantes, ativadores e modificadores de pH. Já os fatores físicos incluem o arranjo da célula, hidrodinâmica, configuração dos bancos de flotação e componentes operacionais tais como taxa de alimentação, mineralogia, distribuição granulométrica e densidade de polpa. Para que uma partícula possa ser flotada, é necessário que três requisitos sejam satisfeitos: liberação, diferenciabilidade e separabilidade dinâmica (Peres *et al.*, 2002).

As partículas de minério são formadas por vários grãos cristalinos de diferentes minerais, uns representando espécies minerais a serem concentradas e outros, de menor valor, compondo a ganga a ser rejeitada. O tamanho dos grãos e a forma como estão dispostos em uma partícula é um parâmetro de grande importância para o sucesso da flotação, porque eles estão diretamente relacionados ao grau de liberação de um dado material. Entende-se por liberação a exposição dos grãos do mineral de interesse (Gay, 2004). De forma a aumentar o grau de liberação, o material deve ser submetido a operações de cominuição, tais como britagem e moagem, intercaladas por s de classificação por tamanho.

Na flotação, as partículas não podem ser nem muito grandes, que não possam ser carregadas pelas bolhas, e nem muito pequenas, a ponto de serem arrastadas pelos fluxos

das correntes em separação. O tamanho da partícula deve estar entre 1mm e 5 microns, sendo o tamanho máximo determinado pelo grau de liberação da partícula (Peres, 2004) Mesmo que a fase sólida a ser flotada não esteja totalmente liberada de outra fase que componha a mistura, a flotação pode ocorrer desde que uma porcentagem da fase de interesse esteja na superfície da partícula mista. Nesse caso, o processo não será completamente seletivo e um novo estágio de flotação, denominada limpeza, deverá ser executada posteriormente a uma de remoagem, para proporcionar um aumento no grau de liberação das partículas.

A diferenciabilidade fundamenta-se nos diferentes graus de hidrofobicidade de cada espécie mineral. Estes são medidos de forma indireta pelo ângulo de contato entre a partícula e uma gota de um líquido, em geral água, formado a partir da deposição da gota sobre uma superfície plana do sólido (mineral) imerso no ar.

Na Figura 3.1, é mostrada como é feita a medida do ângulo de contato para situação em que uma gota do líquido é colocada em contato com a superfície sólida imersa no ar.

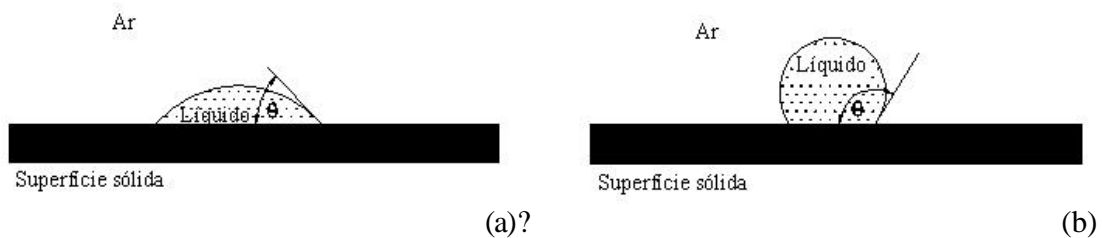


Figura 3.1 - Ângulo de contato para gota de líquido em contato com superfície sólida imersa no ar: (a) partícula fracamente hidrofóbica - $\theta < 90^\circ$; (b) partícula fortemente hidrofóbica - $\theta > 90^\circ$ (Leja, 1982).

A forma da bolha pode ser esférica, no caso de um sólido hidrofóbico, ou pode se espalhar parcialmente na superfície do sólido, no caso desse ser menos hidrofóbico ou, por último, pode se espalhar completamente, formando uma fina camada de água, no caso de partículas hidrofílicas.

A separação de uma partícula presente em uma mistura complexa requer, muitas vezes, a adição de reagentes que se adsorvem preferencialmente na superfície do mineral, modificando as propriedades de superfície (ângulo de contato e tensão superficial). Hoje, no mercado, existe uma gama enorme de reagentes orgânicos e inorgânicos, que atuam como coletores, quando adsorvem nas interfaces sólido-líquido, ou como espumantes, quando atuam na interface ar-líquido. Estima-se que sejam tratados 2 bilhões de toneladas de minério somente pelo de processo de flotação, o que promove um consumo enorme de coletores, espumantes, depressores e modificadores (Pearse, 2005).

Os coletores são agentes surfatantes que apresentam em uma extremidade um grupo hidrofílico, polar, e na outra um grupo hidrofóbico, apolar. Segundo sua natureza iônica, são classificados como aniônicos ou catiônicos (Cytec, 2002; Luz e eds, 2004).

Fazem parte do grupo de coletores aniônicos (vide Tabela 3.1), os coletores sulfetados e os ácidos graxos.

Tabela 3.1 - Coletores aniônicos típicos (Klimpel, 1998).

$\begin{array}{c} \text{S} \\ \\ \text{ROC-S}^-\text{M}^+ \end{array}$	$\begin{array}{c} \text{S} \\ \\ \text{RO}-\text{P}-\text{S}^-\text{M}^+ \\ \\ \text{RO} \end{array}$	$\begin{array}{cc} \text{O} & \text{O} \\ & \\ \text{RC-OH, RC-O}^-\text{M}^+ & \end{array}$
Xantato	Ditiofosfato	Ácidos graxos

Os coletores sulfetados são formados, na sua maioria, de enxofre bivalente, com uma cadeia hidrocarbônica de até 5 carbonos.

Os tiocarbamatos ou xantatos são coletores sulfetados formados a partir do sais do ácido xântico, utilizados na flotação de sulfetos e metais nativos. Na fórmula química, M pode ser substituído por Na^+ ou K^+ e R é uma cadeia carbônica relativamente curta, contendo de 2 a 5 átomos de carbono. O poder coletor aumenta com o aumento da cadeia carbônica (ex: Cytec A350). São relativamente instáveis em pH baixo. Os xantatos vêm sendo usados há

mais de 75 anos. O amil xantato é um poderoso coletor, com seletividade relativamente baixa, agindo praticamente sobre todos os sulfetos. É geralmente utilizado em flotação “bulk”, em que sulfetos de diferentes espécies metálicas são recuperados conjuntamente. Xantatos de cadeia curta tais como o isopropil, butil e etil xantato são mais seletivos e mais utilizados na flotação de cobre, chumbo e zinco, sendo seletivos em relação à pirita.

Os ditiofosfatos são reagentes conhecidos como promotores, sendo mais seletivos em relação à pirita que os coletores de cadeia mais curta, os xantatos (Thompson, 2003). São coletores formados por um éster secundário ou ácido ditiofosfórico, sendo líquidos de pouca solubilidade. Por terem um poder de coleta menor que os xantatos, na flotação de alguns minérios, é necessária a adição do ditiofosfato juntamente com o xantato para se obter uma recuperação aceitável. Vários ditiofosfatos foram desenvolvidos especificamente para a flotação de ouro, uma vez que este está presente tanto na forma liberada como associado a outros sulfetos, tais como a calcopirita e a pirita. Os ditiofosfatos são utilizados na flotação de chumbo, zinco e sulfetos de prata.

Os tionocarbamatos constituem uma classe de coletores muito estáveis e de longa durabilidade. Foram desenvolvidos para serem empregados na flotação de sulfetos de cobre, sendo seletivos em relação à pirita, em polpas com pH alcalino. Recentemente, uma variante desse reagente foi desenvolvida para ser empregada em polpas com pH abaixo de 7, sendo também seletivo em relação à pirita.

Também fazem parte do grupo de coletores aniônicos, os tióis ou mercaptanas. São álcoois com radical alquila ou arila, em que o oxigênio foi substituído pelo enxofre. Utilizados na flotação de sulfetos de cobre e zinco e para minerais oxidados. O uso de mercaptanas sempre foi limitado devido ao seu forte odor. Já o mercaptobenzotiazol foi desenvolvido para melhorar a recuperação de minérios semi-oxidados de cobre. Em geral, são utilizados combinados com o xantato, melhorando assim a recuperação global.

Já os ácidos graxos são coletores de minerais semi-solúveis, oxidados e não metálicos. São amplamente utilizados na flotação de fosfatos e fluorita. Exemplos desses ácidos são: “tall oil”, óleo de arroz, óleo de mamona e óleos comestíveis.

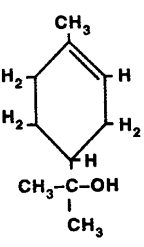
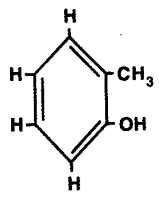
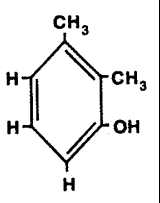
O grupo de coletores catiônicos é constituído pelas aminas (vide Tabela 3.2). São largamente empregados na flotação de partículas de ganga tais como silicatos, alumino-silicatos e vários óxidos, talcos, micas, etc., na flotação reversa. As propriedades coletoras desses reagentes são aumentadas com o aumento da cadeia carbônica. Para a separação de minerais facilmente flotáveis, podem-se empregar aminas de cadeias de 8 a 15 carbonos.

Tabela 3.2 - Coletores catiônicos típicos.

RNH_3Cl	$R'R''NH_2Cl$	$RR'R''R'''NCl$
Sal de Amina Primária	Sal de amina Secundária	Sal de amônio quaternário

Os espumantes são surfatantes assim como os coletores. São moléculas neutras, de cadeia carbônica mediana, contendo um grupo funcional apolar (interage na interface sólido-gás) e um grupo polar (interage na interface líquido-gás). Os espumantes utilizados são alquil ou aril álcoois e suas propriedades intensificam-se com o aumento da cadeia carbônica não polar até 7-8 carbonos. Na Tabela 3.3, são apresentados os espumantes mais típicos.

Tabela 3.3 - Espumantes típicos.

Cíclico	Alifático	Poliglicol	Aromático	
	$ \begin{array}{c} CH_3-CH-CH_2-CH-CH_3 \\ \quad \\ CH_3 \quad OH \\ \text{Metil Isobutil Carbinol (MIBC)} \\ CH_3-CH_2-CH_2-CH_2-CH_2-CH_2-OH \\ \\ CH_3-CH_2 \end{array} $	$R-(O-C_3H_6)_n-OH$ Onde R=H ou CH ₃ n=3 a 7		
α-Terpinol	2-Etil Hexanol		c-Cresol	2,3-Xilenol

O agente espumante age na redução da tensão interfacial ar/água, permitindo a formação da espuma. Confere uma estabilidade à mesma, permitindo que ela sustente o mineral de interesse até a superfície aerada da polpa, quando ocorre sua separação. Os espumantes podem, também, co-adsorver juntamente com os coletores, permitindo uma redução da dosagem desse último. Podem ser usados para solubilizar ou emulsificar coletores insolúveis, agem diretamente na cinética de flotação e controlam o tamanho e a distribuição das bolhas. A função específica desse reagente é determinada pelo sistema (Pearse, 2005). O MIBC, metil-isobutil-carbinol, é o álcool mais utilizado na flotação, por permitir uma espuma com boa drenagem, evitando a retirada de ganga na espuma.

Além dos coletores e espumantes, têm-se ainda os agentes modificadores, que podem ser divididos em 4 categorias: depressores, ativadores, dispersantes e reguladores de pH.

Os depressores são substâncias que atuam na superfície de um mineral, removendo ou modificando uma situação que levaria à flotação dessa partícula. O cianeto de sódio é comumente utilizado para a depressão da pirita (FeS) quando o produto de valor é um outro mineral sulfetado.

Os agentes ativadores são introduzidos no sistema com o objetivo de se adsorverem seletivamente na superfície do mineral de interesse, tornando-a mais propícia para a ação dos coletores. Um bom exemplo do uso de modificadores é a adição de sulfato de cobre na flotação da esfalerita (ZnS).

Os dispersantes são agentes químicos que basicamente alteram a interação partícula-partícula, promovendo uma maior fluidez da polpa. São utilizados para a separação de partículas finas que tendem a coagular ou recobrir partículas de interesse, impedindo a adsorção do coletor. Reagentes comumente empregados como dispersantes são as poliacrilamidas, silicato de sódio e vários metafosfatos.

Os agentes denominados reguladores são empregados na flotação para ajustar o pH da polpa. As substâncias comumente utilizadas com essa função são a cal, soda cáustica, ácido sulfúrico e ácido clorídrico (Klimpel, 1998; Cytec, 2002).

Já a separabilidade dinâmica está diretamente relacionada aos equipamentos utilizados, caracterizados por possuírem mecanismos capazes de manter as partículas em suspensão e de possibilitar a aeração da polpa.

3.1.3 Processo de Flotação

O processo de flotação de partículas minerais ocorre devido à formação do agregado partícula-bolha e ao seu transporte até a camada de espuma, onde ocorre o transbordo ou a raspagem da espuma por meio de pás mecânicas (vide Figura 3.2).

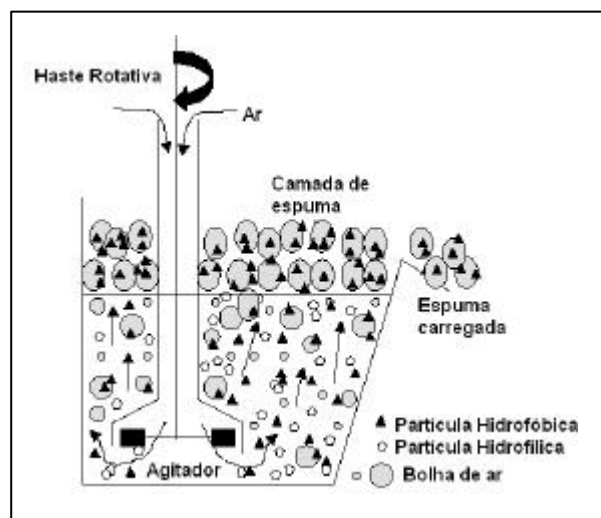


Figura 3.2 - Processo de flotação

Segundo King (2001), o processo de flotação, baseado na premissa de ser um processo cinético, pode ser modelado segundo a taxa de flotação. Esta é quantificada pelos muitos fatores químicos e físicos que definem o ambiente dentro da célula de flotação. Para que uma partícula possa ser recuperada, esta tem que passar pelas seguintes etapas:

- tem que atingir um grau de hidrofobicidade que permita que ela se prenda a uma bolha em movimento ascendente dentro da célula de flotação;
- deve estar suspensa na polpa;
- deve colidir e aderir a uma bolha;
- não pode se desprender da bolha durante sua ascensão dentro da polpa;
- não pode se desprender da bolha durante o percurso dentro da fase da polpa para a fase espuma;
- e, finalmente, não pode se desprender da bolha durante o escoamento da espuma para fora da célula.

O sucesso dessas etapas depende de 3 diferentes aspectos, descritos a seguir, de modo a garantir a formação do agregado e seu transporte na espuma.

3.1.3.1 Critério termodinâmico

A aplicação de princípios de termodinâmica em sistemas de flotação contribui para a compreensão de fatores básicos que governam o processo de flotação (Fuerstenau, 1976; Leja, 1982; Peres *et al.*, 2002). Dentre eles, destacam-se:

- condições de equilíbrio entre substâncias químicas diferentes ou entre a mesma substância em estados físicos diferentes;
- condições específicas sob as quais reações químicas ou mudanças de fases ocorrerão espontaneamente;
- relação entre a troca de calor ou outra forma de energia quando ocorre reação química ou movimento entre fases;
- efeito da temperatura em reações químicas e mudanças de fase.

A termodinâmica prediz se uma mudança ocorrerá ou não, porém não informa com qual taxa. Dessa forma, a termodinâmica não pode dizer qual será a recuperação de um determinado mineral em um processo de flotação, para uma dada condição. Porém, auxilia na compreensão da resposta da flotação quando empregado um determinado tipo de coletor

ou um determinado tipo de minério. Críticas são feitas ao fato da termodinâmica se basear em processos em equilíbrio e, durante o processo de flotação, o sistema não está em equilíbrio.

A formação do agregado partícula-bolha compreende a troca de uma unidade de interface sólido/líquido por uma sólido/gás. Esse fenômeno só é viável se for termodinamicamente favorável e, para tanto, é necessário que haja uma redução da energia livre do sistema.

O sistema inicial de flotação é composto principalmente por dois tipos de interfaces: sólido/líquido e líquido/gás. A formação do agregado partícula-bolha compreende a destruição dessas interfaces para formação de uma nova interface, a sólido/gás. A equação (3.1) de Dupré representa essa situação:

$$\Delta G = \gamma_{\text{sólido/gás}} - (\gamma_{\text{sólido/líquido}} + \gamma_{\text{líquido/gás}}) \quad (3.1)$$

Só é possível formar essa nova interface se a superfície do mineral, que inicialmente era hidrofílica, for transformada em uma superfície hidrofóbica, o que normalmente é feito pela adição de reagentes (vide item 3.1.2). O ângulo de contato é uma ferramenta para determinar o caráter hidrofóbico de uma partícula, podendo ser expresso pela equação de Young (equação (3.2)).

$$\gamma_{\text{sólido/gás}} - \gamma_{\text{sólido/líquido}} = \gamma_{\text{líquido/gás}} \times \cos \theta \quad (3.2)$$

Quando se combinam as equações de Young (equação (3.2)) e Dupré (equação (3.1)), tem-se uma equação que expressa as condições termodinâmicas que determinarão se ocorrerá a adesão do sólido à bolha ($\Delta G < 0$) ou não ($\Delta G > 0$).

$$\Delta G = \gamma_{\text{sólido/gás}} (\cos \theta - 1) \quad (3.3)$$

Pela equação (3.3), pode-se concluir que só ocorrerá alguma adesão partícula-bolha se o ângulo de contato θ for maior do que zero. Nessa condição, a energia livre do sistema será menor do que zero.

3.1.3.2 Critério cinético

A cinética de flotação é baseada em um princípio simples: uma simples bolha em movimento ascendente dentro da polpa irá colidir com partículas suspensas e algumas delas se aderirão à superfície, seguindo o movimento ascendente. A taxa com que as bolhas colidem com as partículas depende tanto do tamanho das bolhas quanto das partículas, suas velocidades relativas e a concentração das partículas na polpa. O critério cinético é governado principalmente pelos processos de colisão e adesão da partícula à bolha, que dependem das condições hidrodinâmicas na operação do equipamento de flotação (King, 2001).

Na maioria dos casos, as partículas de interesse são hidrofílicas, apresentando pequenos ângulos de contato. Conseqüentemente, o ângulo de contato partícula-bolha será menor que 90° , conforme mostrado na Figura 3.3.

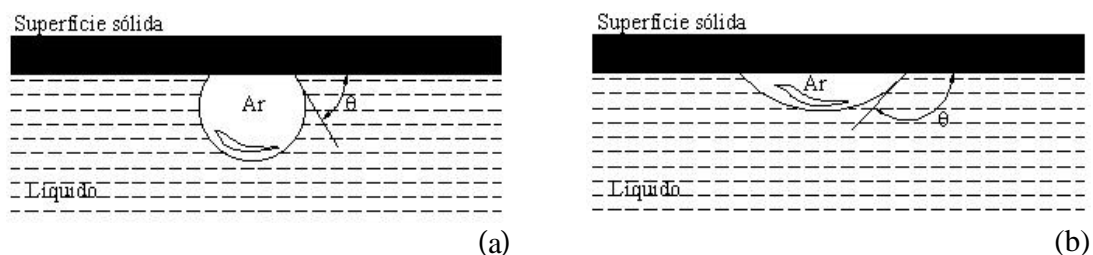


Figura 3.3 - Ângulo de contato para bolha de ar em contato com superfície sólida imersa em líquido: (a) partícula fracamente hidrofóbica - $\theta < 90^\circ$; (b) partícula fortemente hidrofóbica - $\theta > 90^\circ$

Para viabilizar o processo, a superfície dessas partículas tem que ser modificada por meio da adsorção de um agente químico, como já mencionado anteriormente. O tempo de condicionamento varia de partícula para partícula, o que permite ter um grau de adsorção desde zero até a completa saturação (Niemi, 1995). No circuito industrial, essa adição é feita em um tanque que precede as células de flotação, de modo a aumentar esse tempo de contato.

Não é toda partícula que está no caminho de uma bolha que irá colidir com a mesma, uma vez que à medida que esta se movimenta dentro da polpa produz linhas de fluxo que

tendem a dispersar as partículas à sua volta. Uma partícula só colidirá com a bolha se estiver em uma linha de fluxo distante da bolha de, no máximo, o raio da partícula. O processo de colisão é dominado por condições hidrodinâmicas em torno da bolha.

Já o processo de adesão da partícula à bolha é governado tanto por fatores hidrodinâmicos quanto por fatores químicos que interagem de tal maneira que determinam se uma partícula aderirá ou não à bolha.

Uma vez ocorrida a colisão, a partícula não irá se aderir imediatamente à bolha por causa da fina camada de líquido existente entre as duas. Esse líquido deve ser drenado pela bolha até que a camada fique tão fina que permita sua ruptura e a penetração da partícula na superfície da bolha.

O tempo transcorrido desde o instante da colisão até o momento da adesão da partícula à bolha é conhecido como tempo de contato (t_c). Segundo Leja (1982), esses tempos variam de 5×10^{-4} a 5×10^{-5} s para partículas que apresentam diâmetros entre 10 e $400 \mu\text{m}$. O tempo de contato depende principalmente do ângulo de contato, mas o tamanho e a forma da partícula também são importantes.

3.1.3.3 Critério hidrodinâmico

A eficiência e a seletividade da separação no processo de flotação dependem tanto das propriedades físico-químicas da superfície quanto de muitos outros subprocessos que ocorrem durante a flotação, tais como suspensão das partículas na polpa, dispersão do ar nas bolhas e a probabilidade de colisão entre a partícula hidrofóbica e a bolha de ar (Çilek & Yilmazer, 2003). É a partir dessa colisão que se forma o agregado partícula-bolha, sob condições dinâmicas que caracterizam o equipamento dentro do qual acontece o fenômeno.

Segundo Koh *et al.* (2000), a eficiência do processo de flotação depende fortemente do contato inicial entre a bolha e a partícula mineral. Para Phan *et al.* (2003), o processo depende não só desse contato inicial, mas também das demais etapas que compreendem o

processo: colisão, adesão e desprendimento. Por esse motivo, as células de flotação são construídas para propiciarem uma boa mistura entre as partículas sólidas suspensas e a dispersão do ar.

A célula de flotação tem como função a separação de multifases e multicomponentes de materiais heterogêneos, possuindo dois estágios distintos: o de formação do agregado (zona de coleta) e o de transporte de massa (zona de separação). É na zona de separação que o agregado se separa da polpa por inércia, formando a camada de espuma, que escoo para fora da célula gerando o produto.

em células mecânicas, a ação do rotor (“impeller”) produz o movimento ascendente das partículas sólidas até uma certa altura máxima, a partir da qual perdem velocidade e começam a se sedimentar. É nesse momento de descida que as partículas têm grande probabilidade de se chocarem com as bolhas que flutuam em direção à superfície (princípio de Arquimedes). A colisão entre a partícula e a bolha é governada pelo campo de forças hidrodinâmicas que circundam a bolha. Segundo Peres *et al.* (2002) e Yoon (2000), no contato partícula-bolha, existem três camadas de líquido, também chamadas de zonas, que contornam a bolha afetando o contato. Na Figura 3.4, são ilustradas essas camadas em torno da bolha.

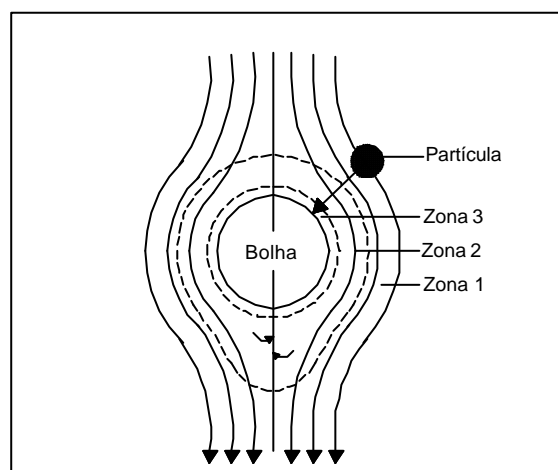


Figura 3.4 - Camadas de líquido (zonas) que circulam uma bolha (Peses & Leal, 2002).

A zona 1, zona de atuação de interações hidrodinâmicas, corresponde à porção mais externa do fluido que circunda a bolha. Nela atuam forças inerciais e gravitacionais.

Já na zona 2, zona de atuação de interações difusoréticas, as bolhas e partículas se aproximam, ocorrendo o intercâmbio de cargas entre as Duplas Camadas Elétricas (DCE) da bolha e da partícula, repetidamente. Quando os coeficientes de difusão dos cátions e ânions presentes em ambas DCE diferem (e eles, em geral, são muito diferentes), campos elétricos de até $3.000\text{V}\cdot\text{cm}^{-1}$ podem ser estabelecidos. Desse modo, partículas carregadas, oriundas da zona 1, que penetram a zona 2, podem ser atraídas ou repelidas da superfície da bolha. Cabe ressaltar que não há muitas evidências que confirmem a presença ou ausência dessas interações em sistemas de flotação, sendo esse ponto ainda controverso.

Por fim, a zona 3, zona de atuação de forças interpartículas, com uma espessura inferior a 150nm, corresponde ao domínio das forças de superfície. Em outras palavras, corresponde às interações de natureza eletrostática, de van der Waals e estruturais, cujo somatório corresponde à magnitude da pressão de separação ou “disjoining pressure”.

Em relação à adesão partícula-bolha, pode-se dizer que, ao alcançar o limite entre a região onde as forças hidrodinâmicas sobrepõem as forças de superfície, dependendo da magnitude dessas mesmas forças, a adesão poderá ou não ocorrer.

3.1.4 Máquinas de Flotação

Máquinas de flotação podem ser divididas em 4 categorias: (1) mecânicas, (2) pneumáticas, (3) separação de espumas e (4) colunas. As células pneumáticas e de separação de espuma são pouco utilizadas na indústria e, por esse motivo, não serão aqui discutidas.

3.1.4.1 Células mecânicas

Células mecânicas são constituídas de um tanque ou cuba, onde atua um rotor (“impeller”) envolvido por uma capa denominada “estator” (Nelson *et al.*, 2003).

As máquinas mecânicas de flotação são dimensionadas para cumprir as funções descritas abaixo:

- ideal contato ar/polpa;
- adequada suspensão dos sólidos;
- mistura adequada da polpa, sem que haja formação de zonas mortas ou curto-circuitos;
- formação de zona quiescente para que ocorra a separação da espuma da polpa;
- adequada remoção da espuma;
- tempo de residência que permita recuperação desejada do material de interesse.

Como nas bombas centrífugas, o giro do rotor faz com que a polpa seja impelida na direção do topo do tanque, atingindo certa altura a partir da qual a polpa experimenta movimento descendente, até atingir o nível do rotor, quando é novamente sugada e impelida em direção ao topo. Na Figura 3.5, é apresentada uma célula de flotação e, em detalhe, o rotor e o estator.

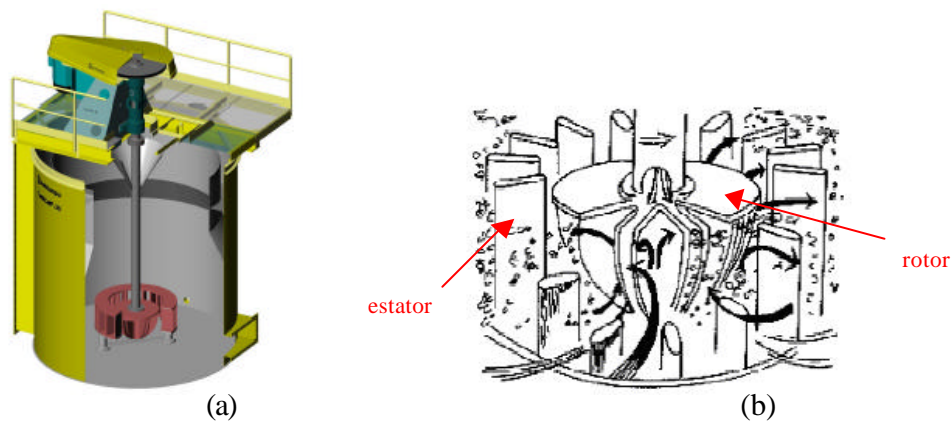


Figura 3.5 - (a) Célula de flotação; (b) Detalhe do rotor e estator (fonte: www.outokumpo.com)

As células mecânicas podem ser divididas em duas categorias, de acordo com o procedimento pelo qual o ar é introduzido dentro da célula:

- auto-aerada, em que o giro do rotor cria uma pressão negativa que provoca a sucção do ar para dentro da polpa, o que constitui uma fonte natural de aeração do sistema;
- forçada, em que o ar é gerado no exterior do tanque e borbulhado dentro deste (Klimpel, 1998).

É uma prática determinar o tamanho e o número das células de flotação a serem utilizadas na planta industrial com base no tempo de residência obtido nos ensaios executados em escala de laboratório (ensaios de bancada) e confirmados em escala piloto. O conceito de tempo de residência ou tempo de retenção vem do arranjo de reatores químicos, sendo largamente aplicado para as máquinas de flotação (Nelson *et al.*, 2003).

O tempo de residência requerido por um minério é determinado em laboratório por meio de ensaios de flotação realizados em diferentes tempos (ensaio cinético que será melhor abordado no item 3.3.1). O melhor tempo é aquele no qual se alcança a melhor relação teor do concentrado e recuperação metalúrgica. Define-se, como teor, o percentual de uma dada espécie metálica em uma determinada corrente (alimentação, rejeito ou concentrado) e, como recuperação metalúrgica, a razão entre a massa dessa espécie em uma determinada corrente em relação à massa dessa mesma espécie presente na alimentação inicial (recuperação global) ou na alimentação do estágio (recuperação no estágio). A recuperação metalúrgica pode ser calculada pela razão entre os teores de uma dada corrente e da alimentação multiplicada pela recuperação de massa. Esta é definida como a razão entre a massa de uma determinada corrente (concentrado ou rejeito) em relação à massa da alimentação (recuperação de massa global) ou em relação à massa da alimentação do estágio (recuperação de massa do estágio).

Para se determinar o tempo de residência em escala industrial, deve-se multiplicar o tempo determinado em laboratório por um fator de “scale up”. Isto porque existem diferentes características de desempenho entre uma máquina de flotação de laboratório e uma industrial, tais como: intensidade de energia, fluxo de ar, razão entre área superficial e volume, volume efetivo da célula, curto-circuito nas instalações industriais, entre outros. O fator de “scale up” é empírico e varia tanto com o tipo de mineral quanto com o arranjo da

máquina de flotação. Segundo Wood (2003), os fatores de “scale up” para células de flotação convencional da marca Denver variam de 1,6 a 2,6, sendo igual a 2,1 para minério de cobre.

Uma vez definido o tempo de residência na planta industrial, o cálculo do volume da célula e o número de células por estágio (“rougher”, “cleaner” ou “scavenger”) é relativamente simples. O volume pode ser calculado como mostrado na equação (3.4):

$$N.V_{\text{eff}} = \frac{1}{60} Q.T.E.P.F \quad (3.4)$$

onde:

V_{eff} = volume efetivo de uma célula em m^3 . Este corresponde ao volume total subtraído o volume das partes internas que compõem a célula. Caso não se conheçam esses volumes, considera-se $V_{\text{eff}} = 0,95 V_{\text{total}}$.

N = número de células em um estágio.

Q = taxa de alimentação de minério seco (t/h) no estágio =

$$= \frac{\text{t de minério seco} / \text{dia}}{24 \text{ h/dia} \cdot \text{disponibilidade}}$$

disponibilidade = n° de horas médias operadas por dia dividido por 24.

T = tempo de residência (em minutos) = tempo de retenção obtido nos ensaios de laboratório multiplicado pelo fator de escala.

E = fator de expansão da polpa =

$$= \frac{100}{100 - \text{volume de ar na polpa}} = \frac{1}{0,85} (\text{padrão})$$

O volume de ar na polpa varia de acordo com o estágio de flotação (“rougher”, “cleaner” ou “scavenger”), e o padrão de 25 m^3 é utilizado para células “rougher”.

P = volume de polpa (m^3 /tonelada de sólidos secos).

F = Fator de arranjo ou de segurança.

3.1.4.2 Coluna de flotação

A aplicação industrial de colunas de flotação começou nos anos de 80 (Dobby, 2003). A flotação em coluna foi desenvolvida a partir do princípio de fluxos em contracorrente e ausência de sistema de agitação. (Peres, 2004)

As colunas diferem drasticamente das células mecânicas de flotação em vários aspectos:

- não há agitação mecânica;
- são relativamente altas e estreitas: 6 a 14 metros de altura e 0,5 a 5 metros de diâmetro;
- as bolhas de ar são geradas por aspersores;
- a camada de espuma é mais profunda e a água de lavagem é liberada na superfície da espuma.

Assim como nas células mecânicas, existem duas zonas distintas: a zona de coleta, situada da entrada do ar até a interface polpa-espuma, e a zona de espuma, situada da interface até a descarga do concentrado (vide Figura 3.6). A interação entre essas duas zonas é fundamental para a compreensão da operação das colunas.

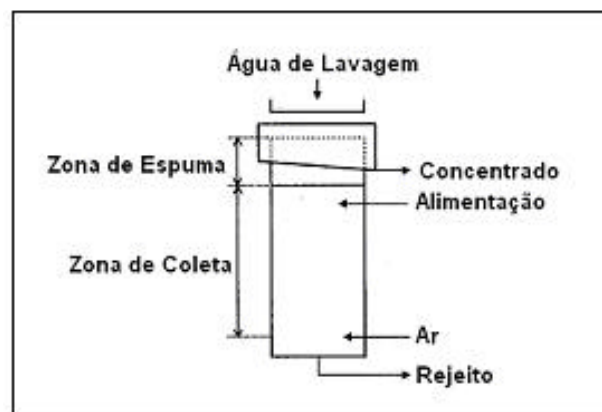


Figura 3.6 - Esquema de uma coluna de flotação

Na zona de coleta, as partículas da alimentação são postas em contato com as bolhas, geradas na zona inferior da coluna, em movimento ascendente (contracorrente). As

partículas hidrofóbicas colidem com as bolhas e se aderem, sendo retiradas no topo da coluna. As partículas hidrofílicas continuam seu movimento descendente, sendo retiradas pelo fundo da coluna.

A coluna pode operar numa faixa ampla de porcentagem de sólidos, 15 a 50%, sem reduzir significativamente a seletividade, desde que a quantidade de água de lavagem seja superior à quantidade de água no sentido contrário, ou seja, ascendente.

A altura da camada de espuma é uma variável importante para se obter uma boa seletividade no processo de flotação. As colunas geralmente trabalham com uma espessura de espuma entre 0,5 e 1,0m. A altura dessa camada de espuma aliada à sua lavagem permitem a obtenção de um processo com alta seletividade

A espuma é lavada por um chuveiro que pode ser instalado interno ou externamente à coluna. Essa água de lavagem tem por objetivo diminuir o arraste de partículas indesejáveis, melhorando assim a seletividade. Normalmente, a quantidade de água utilizada é a mesma presente na espuma.

Em geral, as colunas de flotação são empregadas no estágio “cleaner”, por serem mais seletivas, evitando o arraste de ganga na espuma (Dobby, 2003).

3.1.5 Circuitos de Flotação

O arranjo de um circuito de flotação varia de acordo com a mineralogia do minério, grau de liberação do material de interesse, teor (pureza) do produto exigido e valor do produto.

As características próprias de cada sistema de flotação impedem qualquer generalização de um circuito padrão, porém a definição de cada estágio em um circuito é apresentada a seguir:

- ✓ “*rougher*”: primeiro estágio de flotação após a moagem. O objetivo desse estágio é produzir concentrado com alta recuperação. O concentrado, por ter baixo teor, é composto por contaminantes requerendo um estágio de re-tratamento. O rejeito desse estágio pode ser enviado para mais um estágio de flotação ou ser considerado como rejeito final.

- ✓ “*scavenger do rougher*”: com o intuito de reduzir a perda do material de interesse e elevar a recuperação, muitas vezes, o rejeito “*rougher*” é enviado para esse estágio para mais uma etapa de flotação, precedida ou não de adição de reagente para melhorar a cinética de flotação. O concentrado “*scavenger do rougher*”, dependendo do seu teor, pode se juntar ao concentrado “*rougher*” e seguir para o estágio seguinte, ou retornar na alimentação do “*rougher*” (vide Figura 3.7). O rejeito “*scavenger do rougher*” é considerado rejeito final.

- ✓ “*cleaner*”: o concentrado “*rougher*” e, dependendo do caso, o concentrado “*scavenger*” pode(m) seguir diretamente para mais uma etapa de flotação, denominada “*cleaner*” ou, se necessário, for, passar previamente por uma etapa de remoagem, aumentando o grau de liberação e permitindo um maior teor no produto. Se o concentrado “*cleaner*” não tiver alcançado o teor desejado, ele pode seguir para mais uma etapa de limpeza, denominada simplesmente por “*cleaner 2*”. Já o rejeito, por apresentar um teor elevado, é enviado para de concentração.

- ✓ “*scavenger do cleaner*”: nesse estágio, o rejeito “*cleaner*” é refltado. O concentrado desse estágio geralmente retorna para a alimentação do primeiro “*cleaner*” e o rejeito, se apresentar baixo teor, é descartado como rejeito final.

O princípio de recirculação de fluxos nos estágios anteriores é o de semelhança do teor do fluxo com o da alimentação do estágio para onde o fluxo retornará, desde que a liberação seja condizente. Existem casos, como o da Caraíba Mineração (vide Figura 4.12), em que o rejeito “*scavenger do cleaner*” retorna na alimentação do “*rougher*”. Essa recirculação é feita para minimizar a perda de cobre (Klimpel, 1998; Peres, 2004).

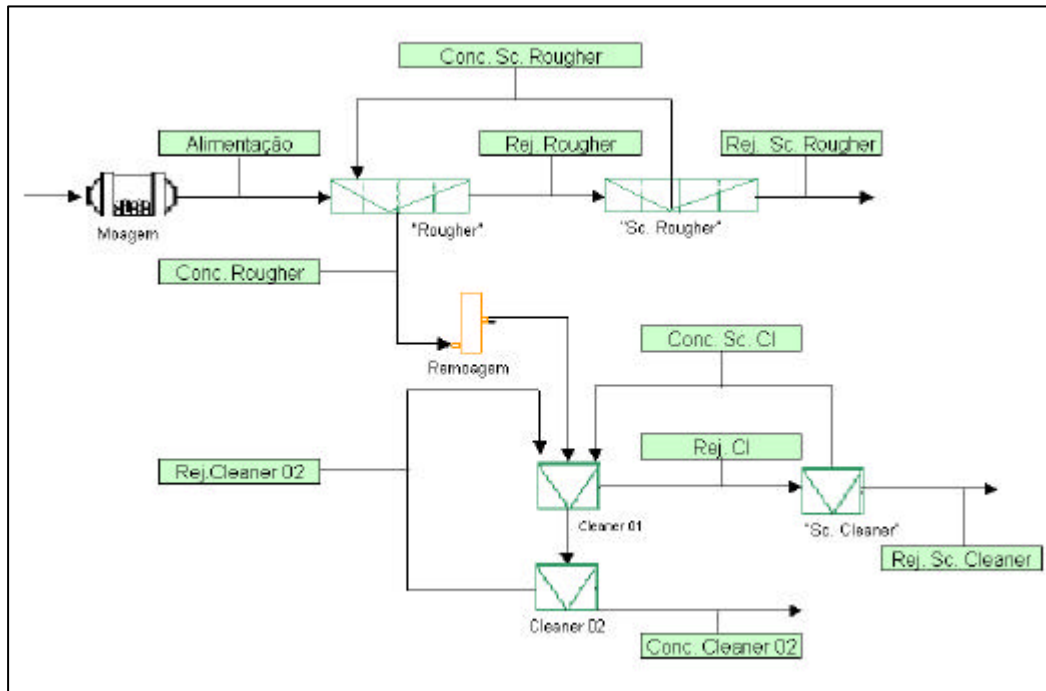


Figura 3.7 - Exemplo de um circuito de flotação de cobre.

3.2 MODELOS CINÉTICOS

Segundo Yuan *et al.* (1996), existem vários modelos cinéticos de flotação que foram avaliados por Dowling *et al.* (1995) em ensaios em escala de bancada com minério de cobre. Na Tabela 3.1, são apresentados os principais modelos com os respectivos comentários apresentados por Dowling *et al.* (1995).

Segundo Niemi (1995) e Yianatos & Henríquez (*in press*), a flotação é um processo geralmente bem representado por uma cinética de primeira ordem (modelo 1). A constante cinética não é única para todo o material, mas dependente da distribuição granulométrica do minério, do seu grau de liberação, da adsorção dos reagentes nas suas partículas, da dosagem e tipo de reagente. Runge *et al.* (2003) aprofundam um pouco mais e afirmam que a constante cinética (k_n) é dependente tanto dos parâmetros determinados por Niemi (1995) quanto do fluxo de área superficial das bolhas gerado na célula de flotação e da perda de recuperação na zona de espuma.

Tabela 3.4 - Modelos cinéticos de flotação.

Nº	Modelo	Fórmula	Observações
1	Modelo Clássico de Primeira Ordem	$R = R_{\infty} \left[1 - e^{(-kt)} \right]$	Este modelo prediz bem valores quando a recuperação é especialmente baixa.
2	Modelo de Primeira Ordem com Distribuição Retangular da Flotabilidade	$R = R_{\infty} \left\{ 1 - \frac{1}{k_2 t} \left[1 - e^{(-k_2 t)} \right] \right\}$	Acredita-se que a distribuição retangular da flotabilidade permite uma maior flexibilidade e adequa-se melhor ao processo de primeira ordem. O ajuste dos dados é o melhor, quando comparado com outros modelos, e o limite de confiança dos parâmetros k_2 e R_8 são bem estreitos.
3	Modelo de Reator de Mistura Perfeita	$R = R_{\infty} \left(1 - \frac{1}{1 + t/k_3} \right)$	A distribuição exponencial das flotabilidades assumida nesse modelo dá uma flexibilidade adicional, se comparado ao modelo clássico de primeira ordem, e se aproxima muito bem dos valores observados. Para valores baixos de k_3 , R_8 é o parâmetro mais importante.
4	Modelo de Adsorção de Gás em Sólidos	$R = R_{\infty} \left(\frac{k_4 t}{1 + k_4 t} \right)$	Esse modelo é derivado do modelo 3, em que $k_3=1/k_4$. Assim, as formas matemáticas do modelo 3 e 4 são idênticas.
5	Modelo Cinético de Segunda Ordem	$R = \frac{R_{\infty}^2 k_5 t}{1 + R_{\infty} k_5 t}$	Esta é uma expressão de dois parâmetros que descreve a flotação de uma alimentação monodispersa com partículas com uma mesma constante de flotabilidade.
6	Modelo de Segunda Ordem com Distribuição Retangular das Flotabilidades	$R = R_{\infty} \left\{ 1 - \frac{1}{k_6 t} \left[\ln(1 + k_6 t) \right] \right\}$	A forma assumida de segunda ordem introduz um parâmetro adicional no intervalo de confiança. O ajuste dos dados observados e o intervalo de confiança se tornam piores à medida que a recuperação fracionada se aproxima de um.

Nota: R = recuperação fracionada no tempo t, R_8 = recuperação fracionada no infinito, k_n = constante cinética ou de flotabilidade (n= 1, ...,6).

Conforme apresentado na Tabela 3.4 e segundo Runge *et al.* (2003), a constante cinética ou de flotabilidade para diferentes espécies minerais com diferentes taxas de flotação, $F(k)$, pode ser representada por uma função de distribuição retangular por ser suficientemente flexível para representar qualquer tipo de distribuição de flotabilidade (modelo 2). Yiamatos et Henríquez (*in press*) afirmam que essa distribuição engloba diferentes propriedades cinéticas de minerais complexos, enquanto mantém, com parcimônia, o princípio de redução do número de parâmetros.

O modelo de distribuição retangular (modelo 2) pode ser descrito, conforme apresentado abaixo:

$$\begin{aligned} F(k) &= \frac{1}{k_{\max}} & 0 < k < k_{\max} \\ F(k) &= 0 & \infty > k > k_{\max} \end{aligned} \quad (3.4)$$

Assim, a recuperação de espécies minerais em equipamentos de flotação contínua, em escala industrial, pode ser bem representada pela equação geral abaixo:

$$R = R_{\infty} \left[\int_0^{\infty} \int_0^{\infty} (1 - e^{-kt}) F(k) E(t) dk dt \right] \quad (3.5)$$

em que R é a recuperação acumulada do mineral no banco de flotação, R_{∞} representa a recuperação máxima de flotação no tempo infinito, o termo $(1 - e^{-kt})$ é a recuperação do mineral para um processo de primeira ordem com uma taxa de flotação (k) invariável em função do tempo, e $E(t)$ a função de distribuição do tempo de residência para um processo contínuo com diferentes características de mistura.

A distribuição do tempo de residência, $E(t)$, para uma célula de um banco de flotação pode ser modelado como um misturador perfeito, pela equação apresentada a seguir:

$$E(t) = \frac{1}{\tau} e^{-\left(\frac{t}{\tau}\right)} \quad (3.6)$$

Nessa equação, t é o tempo médio de residência na célula. Substituindo-se as equações (3.4) e (3.6) na equação (3.5) e resolvendo-se a integral, tem-se como resultado a equação apresentada abaixo:

$$R = R_{\infty} \left[1 - \left(\frac{\ln(k_{\max} t + 1)}{k_{\max} t} \right) \right] \quad (3.7)$$

Já para N misturadores perfeitos contínuos e em série, com um tempo médio de residência t , a equação (3.8), mostrada abaixo, representa melhor a distribuição do tempo de residência para a “rougher” (Yianatos *et al.*, 2003).

$$E(t) = \frac{t^{N-1} e^{-\left(\frac{t}{\tau}\right)}}{\tau^N \Gamma(N)} \quad (3.8)$$

em que $G(N)$ é uma função gama substituindo um termo fatorial $(N-1)!$.

Substituindo-se as equações (3.4) e (3.8) na equação (3.5) e, resolvendo-se a integral, tem-se a equação (3.9).

$$R = R_{\infty} \left[1 - \frac{(1 - (1 + k_{\max} \tau)^{1-N})}{(N-1)k_{\max} \tau} \right] \quad (3.9)$$

Já a recuperação de um mineral em um ensaio de bancada pode ser estimada a partir das equações (3.4) e (3.5), com $E(t) = d(t)$ por:

$$R = R_{\infty} \left[1 - \frac{(1 - e^{-k_{\max} t})}{k_{\max} t} \right] \quad (3.10)$$

onde R e R_{∞} são a recuperação no tempo t e a recuperação máxima no tempo infinito, respectivamente; k_{\max} é a constante cinética máxima da distribuição retangular $F(k)$; e t é o tempo de residência efetivo.

3.3 ENSAIOS DE LABORATÓRIO

3.3.1 Ensaio Cinético

Conforme já mencionado, as características próprias de cada sistema de flotação inviabilizam prever ou propor a configuração de um circuito, sendo necessária a execução de ensaios de laboratório.

Vários fatores físicos envolvem a definição de um circuito. Antes de se realizar um programa extenso de ensaios, o objetivo deve ser bem definido. As variáveis (tipo de

coletor e dosagem, tipo de espumante e dosagem, pH da polpa, granulometria de moagem, qualidade da água, potencial químico, densidade e temperatura da polpa, tempo de condicionamento dos reagentes e tempo de residência) devem ser bem estudadas, de forma a definir a importância de cada uma no processo. As variáveis selecionadas para estudo dependem tanto da resposta do ensaio em questão, como de respostas de ensaios prévios. As variáveis que não estão sendo investigadas devem ser mantidas constantes para que não interfiram no resultado (Cytec, 2002).

No arranjo de circuitos, a experiência do profissional responsável é fundamental no sentido de se diminuir o número de variáveis investigadas. Conhecimento do comportamento de outros minérios, com mineralogia semelhante, também é uma ferramenta de grande importância.

Neste trabalho, para a planta industrial da Caraíba Mineração, serão estudados apenas o tempo de residência e a dosagem do espumante, uma vez que as demais variáveis foram definidas quando da implantação do projeto e seus níveis estão apresentados no item 4.3.3 (página 63).

O tempo de residência é provavelmente o parâmetro mais crítico na definição de um circuito. Para um dado minério, o tempo de flotação pode ser determinado por um ensaio denominado “ensaio cinético”. Neste são produzidos vários incrementos de concentrados, removidos separadamente por intervalos de tempo específicos até que a espuma esteja completamente esgotada, ou seja, até que todo o material de interesse tenha sido removido (vide Figura 3.8).

Fazendo uso das massas e teores analisados para cada incremento de concentrado, é possível determinar a distribuição do metal ao longo do tempo. Essa informação, quando apresentada na forma gráfica, recuperação acumulada *versus* tempo acumulado (vide Figura 3.9), permite a definição da constante cinética de flotação (k_{max}) e a recuperação máxima no tempo infinito (R_8), pela aplicação de uma das equações mostradas na Tabela 3.4, página 27.

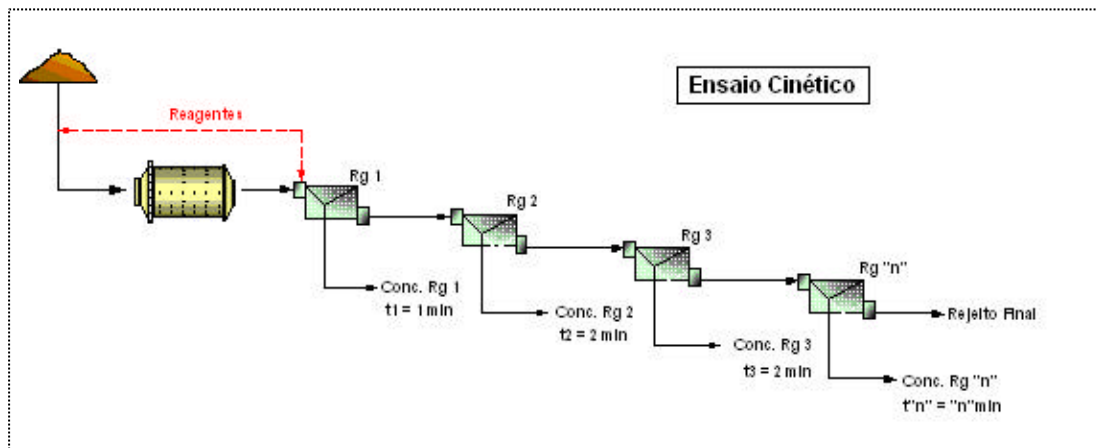


Figura 3.8 - Representação de um ensaio cinético.

Segundo Agar *et al.* (1980), o arranjo de um circuito de flotação pode ser determinado e/ou otimizado seguindo 3 critérios para determinação do melhor tempo de residência para cada estágio de flotação.

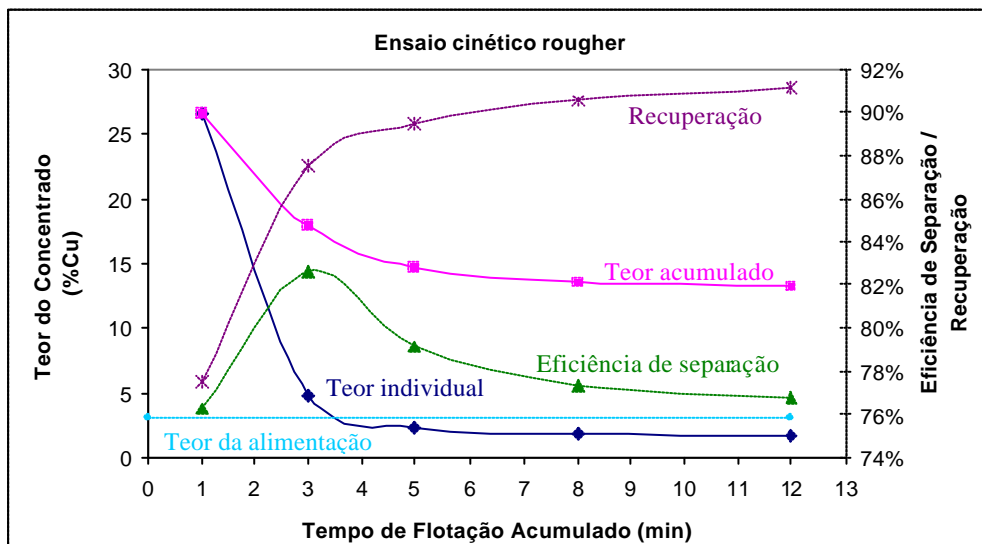


Figura 3.9 - Representação gráfica dos resultados obtidos em um ensaio cinético.

- ✓ 1º critério: não adicionar material com teor abaixo do de alimentação do estágio.

Flotação ou qualquer outro processo de separação física tem como objetivo o de concentrar um determinado material de interesse. Assim sendo, não se deve adicionar, ao concentrado, material de menor teor que o da alimentação. De acordo com esse critério, a flotação deve ser feita até que o teor do incremento atinja o teor da alimentação. Na Figura 3.9, essa situação é representada pela interseção das curva teor individual e teor da alimentação, representada pela inclinação da reta que passa pelos últimos dois pontos.

- ✓ 2º critério: maximizar a diferença de recuperação entre o mineral-minério desejado e a ganga.

A recuperação em função do tempo pode ser determinada por qualquer uma das equações apresentadas na Tabela 3.4. Para efeito de exemplificação, será utilizada a equação do modelo 1.

A diferença (?) entre a recuperação do elemento de interesse (R_a) e de um elemento (R_b) de ganga é dada pela equação (3.11).

$$\begin{aligned} \Delta &= R_a - R_b = R_{\infty,a} [1 - \exp(-k_a t)] - R_{\infty,b} [1 - \exp(-k_b t)] = \\ &= R_{\infty,a} - R_{\infty,a} \exp(-k_a t) - R_{\infty,b} + R_{\infty,b} \exp(-k_b t) \end{aligned} \quad (3.11)$$

A máxima diferença entre as duas fases a serem separadas corresponde ao tempo em que as recuperações das duas fases se tornam iguais, ou quando a derivada da diferença (??) em função do tempo é igual a zero, podendo-se assim isolar a variável tempo.

$$\frac{\partial \Delta}{\partial t} = 0 = R_{\infty,a} (k_a t) \cdot \exp(-k_a t) - R_{\infty,b} (k_b t) \cdot \exp(-k_b t) \quad (3.12)$$

$$t = \frac{\ln \left(\frac{R_{\infty,a} k_a}{R_{\infty,b} k_b} \right)}{k_a - k_b} \quad (3.13)$$

- ✓ 3º critério: maximizar a eficiência de separação.

A eficiência de separação, diferença entre a recuperação do mineral de valor e a recuperação da ganga no concentrado, determina a fração da alimentação que passou por uma separação perfeita. Por definição, a eficiência de separação (SE) pode ser representada por η , equação (3.11). Sendo assim, ela é máxima quando:

- a diferença de recuperação entre o mineral de valor e a ganga é máxima;
- as taxas de flotação do mineral de valor e a ganga são iguais

A eficiência de separação (SE) pode ser definida pela equação (3.14), a seguir:

$$SE = \frac{R \cdot M(c - a)}{c \cdot (M - a)} \quad (3.14)$$

em que:

R = recuperação no momento t .

M = conteúdo metálico do material de interesse (teor inicial multiplicado pela massa inicial).

c = teor acumulado do material de interesse no tempo t .

a = teor do material de interesse na alimentação.

Observa-se que os três critérios apresentados são, na verdade três formas distintas de se dizer a mesma coisa.

3.3.2 “Locked Cycle Test” (LCT)

O “locked cycle test” (LCT) é um ensaio de bancada representativo utilizado para simular um processo contínuo (Agar, 2000; Ounpuu, 2001). Esse ensaio é muito utilizado em programas de variabilidade para determinação da qualidade média do produto final dos depósitos.

É composto de uma série de ensaios de flotação “cleaner” em bancada, ou ciclos, no qual os produtos intermediários gerados em um ciclo são adicionados ao ciclo subsequente para simular a operação de um processo contínuo, no qual materiais de teores intermediários são recirculados. Esse processo iterativo é feito para um número arbitrário de ciclos. O ensaio só termina quando se tem um processo em equilíbrio, ou seja, quando os resultados nos últimos ciclos são constantes. São realizadas, durante todo o ensaio, análises químicas do elemento de interesse nos produtos finais, para se detectar quando as cargas circulantes se estabilizam, ou seja, quando os fluxos de saída são iguais ao da entrada.. No caso de minério de cobre, os produtos são analisados quanto ao teor de cobre pelo método de fluorescência de raios-X. Esse método analítico é, geralmente, o escolhido para acompanhamento do ensaio pois essa técnica possibilita a obtenção de resultados em um intervalo de uma hora contado a partir da coleta da amostra.

Uma vez que o ensaio entra em regime, finaliza-se o ensaio e coletam-se amostras de todos os produtos, finais e intermediários. Estes são secados, pesados e submetidos a análises químicas para determinação dos teores, para posterior realização dos balanços de massa e metalúrgico.

Na Figura 3.10, é apresentado um exemplo de fluxograma de um dos ciclos intermediários, indicando os fluxos de recirculação.

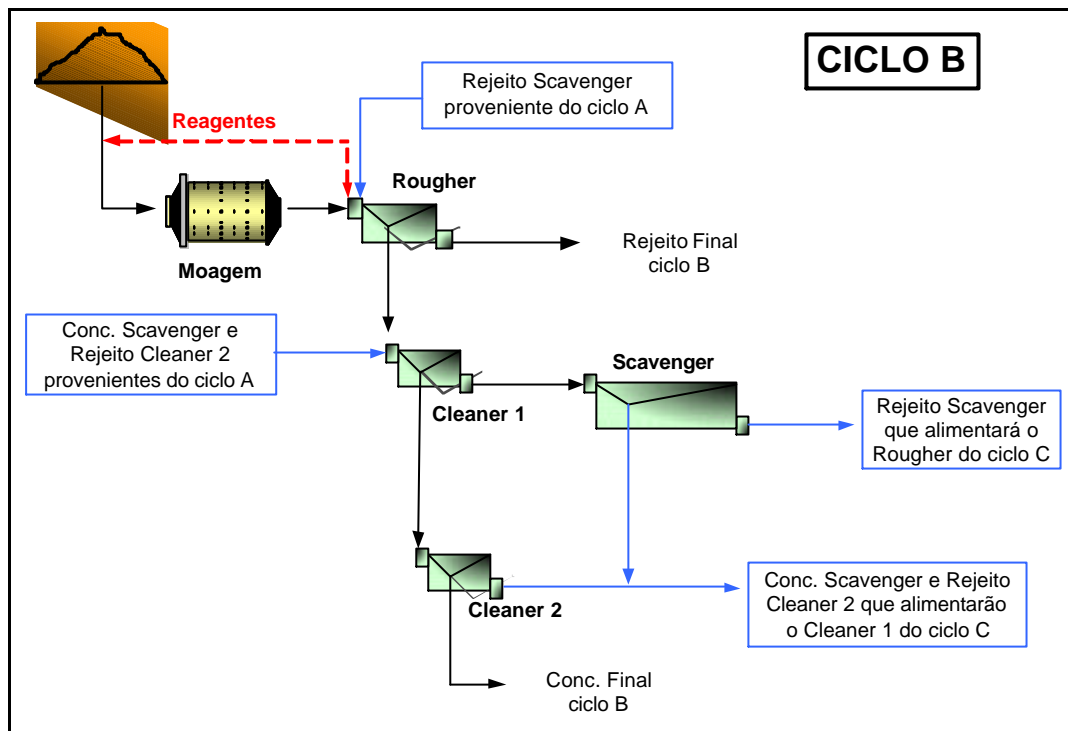


Figura 3.10 - Fluxograma dos ciclos intermediários - Caraíba Mineração.

3.3.3 Mini Planta Piloto (MPP)

Durante o programa de variabilidade econômica de um projeto, geralmente, é necessária a execução de um ensaio em escala piloto para se estimar dados de processo, tais como vazões e recuperações. Para tal, faz-se necessária a coleta de 20 a 100 toneladas de minério, o que requer a abertura de uma galeria subterrânea. Essa atividade implica em um gasto da ordem de 500 mil a 2 milhões de dólares, em uma fase ainda de muitas incertezas para o projeto. Além disso, a retirada de apenas uma amostra em uma área limitada, em geral, representando os 5-10 primeiros anos de lavra, não representa toda a variabilidade do depósito.

A MPP vem justamente reduzir esses impactos, uma vez que opera com 250-500kg de amostra, permitindo que as amostras de furo de sondagem (gasto já assumido no programa de exploração) sejam compostas por diferentes litologias e por material de diferentes

épocas de projeto. Adicionalmente, a operação requer menos mão-de-obra e tempo de execução, sendo possível levantar os mesmo dados (Andrade *et al.*, 2004).

A Mini Planta Piloto (MPP) de flotação da Companhia Vale do Rio Doce (CVRD) possui doze células de flotação, cada uma com 1.700mL de capacidade. As células foram modeladas a partir das células de flotação de laboratório Denver, apresentando sistema de controle do nível da polpa. Os impelidores e estatores apresentam o mesmo arranjo que as máquinas de flotação Denver D12. As células podem ser arranjadas em configurações de circuito diversas, incluindo o tradicional circuito “rougher”, “cleaner” e “scavenger”. Os concentrados ou rejeitos são conduzidos por bombas peristálticas e as mangueiras podem ser posicionadas de acordo com as exigências do circuito. A planta apresenta medidores digitais de fluxo de ar, medidores de pH e Eh, palhetas e impelidores com velocidade controlada. Na Figura 3.11, é mostrada uma fotografia da mini planta piloto da CVRD.



Figura 3.11 - Mini Planta Piloto

Acoplada à mini planta, há uma instalação para remoagem contínua de concentrados intermediários. Para essa instalação, foram adquiridos moinhos de pinos e cargas de bolas de óxido de zircônio e de aço-cromo. A escolha desse material visa evitar a contaminação do material com íons de ferro.

A moagem primária é feita em bateladas de 20kg em moinho cilíndrico de 35,5cm de diâmetro e 76,2cm de comprimento e grau de enchimento de 25%. O volume útil deste equivale a 81,6L. Usualmente, é utilizada uma carga moedora composta por barras de aço-cromo de 70cm de comprimento, correspondendo a uma massa de 123,5kg. Segundo trabalhos internos realizados pela Gerência de Desenvolvimento e Tecnologia da CVRD, a distribuição de barras que mais se assemelha à moagem industrial é apresentada na Tabela 3.5. Na Figura 3.12, são mostrados, respectivamente, o moinho e a carga moedora em detalhe.

Tabela 3.5 - Distribuição da carga moedora do moinho primário.

Diâmetro das barras (mm)	Nº de barras	% de enchimento	Massa das barras (kg)
38,0	4	20	24,5
25,4	12	27	33,0
19,0	19	21	26,0
12,5	31	15	19,0
6,3	97	17	21,0

O produto moído é transferido para o sistema de alimentação composto por um tanque pulmão e um tanque de alimentação. Estes têm capacidade de 60 e 40L, respectivamente, e são conectados por meio de uma válvula. No primeiro tanque, é feita a adição do produto da moagem e o ajuste da porcentagem de sólidos e do pH. Após a agitação para homogeneização, a polpa é transferida para o tanque de alimentação. Nesse tanque, há a recirculação da polpa através de uma bomba peristáltica para assegurar a perfeita distribuição de sólidos. A alimentação da polpa na MPP é feita através de bomba peristáltica, a uma taxa que pode variar de 5 a 15kg/h.

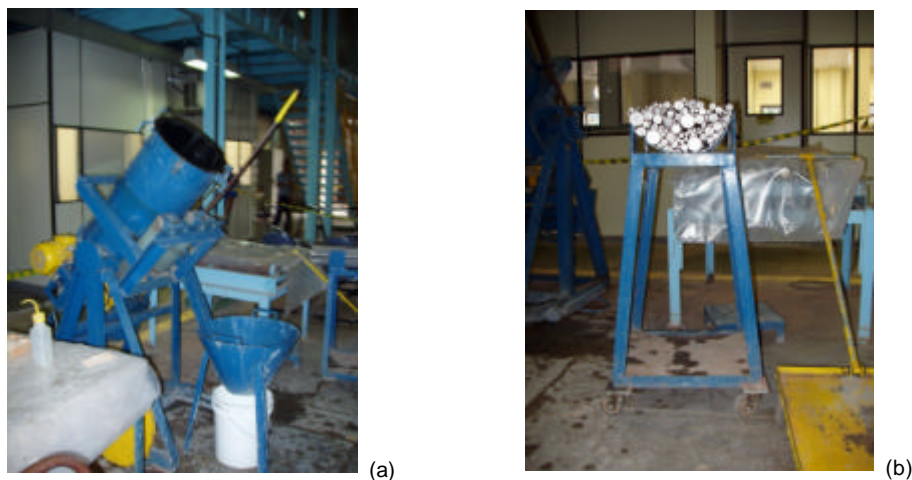


Figura 3.12 - Moagem primária: (a) moinho (b) barras de aço-cromo

3.4 “SCALE UP”

Tempos atrás, para o “scale up”, utilizavam-se fatores baseados na proporção de tamanhos, considerando-se máquinas, em diferentes escalas, com similaridade geométrica. Atualmente, os procedimentos para “scale up” incluem análises de hidrodinâmica, permitindo uma melhor compreensão da influência da potência do equipamento e do nível de mistura na “performance” metalúrgica. São realizados, ainda, estudos computacionais da fluidodinâmica do processo para validação do arranjo antes da máquina ser construída, além de empregarem os modelos para simulação do processo de flotação. (Nelson *et al.*, 2003).

Na flotação, é complexo se fazer um “scale up” devido aos diferentes fatores que afetam as condições de hidrodinâmica (geometria da célula, consumo de energia, dissipação energética), cinética (distribuição de tamanho das bolhas e partículas), condições operacionais (fluxo de ar, nível da polpa, tipo e dosagem de reagentes) e transporte tanto na polpa quanto na zona de espuma (Yianatos *et al.*, 2003; Yianatos *et al.*, 2006).

De maneira a estimar o comportamento ideal do processo de flotação, Yianatos & Henriquéz (*in press*) propõem a realização de ensaios em escala de laboratório, uma vez que são mais simples e requerem menos amostra representativa que uma planta contínua. Já

Santos *et al.* (2003) propõem a realização de ensaios em escala de bancada para o estabelecimento dos parâmetros necessários e subsequente operação da Mini Planta Piloto de Flotação (MPP) para obtenção de dados mais acurados para “scale up”.

O fator tempo de residência no “scale up” é geralmente obtido por comparação entre a recuperação da flotação de bancada e industrial, sob as mesmas condições. O ponto-chave a ser considerado, para efeito de comparação, é a recuperação metalúrgica no estágio “rougher”, em que se observam as maiores perdas, em função da maior massa processada. Cabe, no entanto, ressaltar que, para o banco de células “rougher”, a contribuição para a recuperação das últimas células é pequena. A recuperação em função do tempo para esse banco tende a se estabilizar, de modo que o ganho com a presença das últimas células é muito pequeno. Sendo assim, uma comparação direta dos tempos de residência, para uma mesma recuperação poderia introduzir grandes erros.

De forma a estimar os fatores de “scale up” (f) de uma operação de laboratório para uma operação industrial, Yianatos *et al.* (2003) comparam a recuperação global do estágio “rougher” industrial e a obtida em laboratório, para um ensaio feito sob as mesmas condições. De forma a minimizar as diferenças causadas pelas condições operacionais, tais como fluxo de ar e nível de polpa nas células, eles propõem uma metodologia em que se utilizam as curvas de separabilidade. O procedimento (metodologia 1) consiste na comparação dos parâmetros taxa de flotação e recuperação no tempo infinito obtidos em um banco de flotação industrial e os determinados em escala de laboratório. No desenvolvimento dessa metodologia, uma outra aproximação (metodologia 2) proposta por Yianatos *et al.* (2006) foi a de separar o efeito de mistura e da cinética no fator tempo de residência, conforme explicado no item 3.4.3.

Ensaio comparativos entre flotação de bancada e planta industrial podem servir para identificar potenciais melhorias no processo. Entretanto, a prática de amostrar uma planta industrial requer tempo e recurso, requisitos que, em geral, não estão disponíveis no dia-a-dia de uma operação industrial. De forma a minimizar tais fatores, Yianatos & Henríquez (*in press*) propuseram uma nova metodologia (metodologia 3) que permite a avaliação das

taxas de flotação de um banco de flotação industrial. O procedimento consiste em amostrar todo o banco de flotação (alimentação, concentrado e rejeito) e apenas o concentrado e rejeito proveniente da primeira célula do banco, em um total de 5 amostras.

3.4.1 Metodologia 1: Curvas de Separabilidade

Curvas de separabilidade representam a separação dos minerais em um processo específico de flotação em termos da recuperação metalúrgica e da recuperação de massa, sendo que na abscissa aloca-se a razão entre a recuperação de massa e o teor da alimentação e na ordenada a recuperação metalúrgica (vide Figura 3.13)

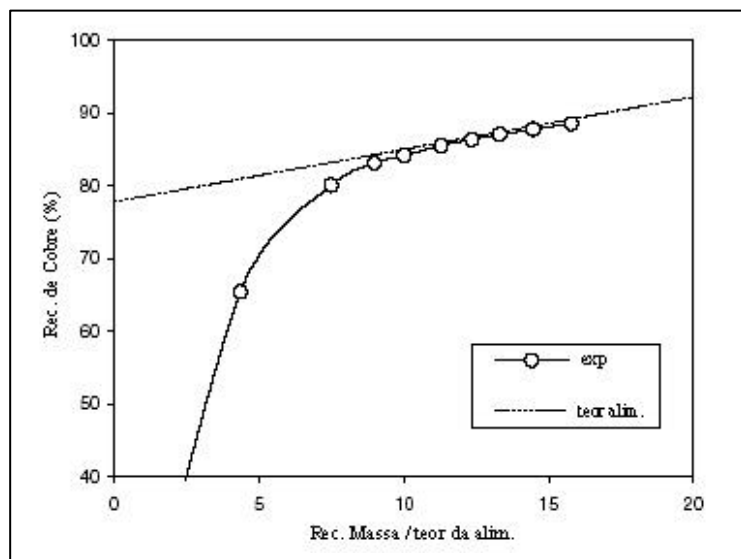


Figura 3.13 - Curva de separabilidade (Yianatos *et al.*,2003)

Utilizando esse gráfico, é possível estimar o teor médio (média ponderada) do concentrado pela inclinação da reta que passa por qualquer ponto de recuperação na curva e a origem. Além do mais, qualquer reta tangente à curva representa o incremento de teor que o concentrado pode ter naquele ponto. Essa propriedade pode ser usada para estimar o ponto ótimo de separabilidade, quando o incremento no teor do concentrado é igual ao teor da alimentação.

As curvas de separabilidade dependem de características da alimentação, bem como do condicionamento do minério e de características operacionais da célula de flotação. Sendo assim, adotando-se que um ensaio de bancada produz a melhor curva de separação para um minério com uma liberação imperfeita, a curva de separabilidade obtida em bancada pode ser usada como referência para uma operação industrial, conforme já abordado no item 3.3.1.

As duas variáveis obtidas a partir das equações (3.9) e (3.10) podem ser consideradas constantes para a comparação entre o ensaio “rougher” em escala de bancada e um estágio “rougher” em uma planta industrial. Nessas equações, k_{\max} e K_{\max} representam, respectivamente, a constante cinética máxima ; t e t o tempo de residência e R a recuperação metalúrgica obtida em um determinado tempo de flotação.

$$[K_{\max} \tau]_{\text{Planta}} = [k_{\max} t]_{\text{Lab}} \quad (3.15)$$

$$\left[\frac{R(t)}{R_{\infty}} \right]_{\text{Planta}} = \left[\frac{r(t)}{r_{\infty}} \right]_{\text{Lab}} \quad (3.16)$$

Assim, os fatores de “scale up” (f) podem ser selecionados a partir de um ponto ótimo em uma curva de separabilidade.

$$f = \frac{t}{t} = \frac{k_{\max}}{K_{\max}} \quad (3.17)$$

$$\frac{R(t)}{r(t)} = \frac{R_{\infty}}{r_{\infty}} \quad (3.18)$$

Os parâmetros a serem avaliados são os tempos de flotação t e t , bem como as recuperações $R(t)$ e $r(t)$ em um ponto ótimo de separabilidade de uma flotação em laboratório e industrial, respectivamente.

3.4.2 Metodologia 2: Efeito da Mistura e da Cinética no Tempo de Residência

Conforme já mencionado, em geral, as últimas células de um banco “rougher” de flotação industrial apresentam recuperação muito baixa, fazendo com que a curva recuperação *versus* tempo seja praticamente horizontal no final. Outro fator importante que afeta o tempo de residência em células de flotação é o fenômeno conhecido como curto-circuito, que vem a ser a passagem de material pela célula de flotação sem que ele sofra uma separação.

Uma metodologia para contornar esses distúrbios, podendo estimar o fator de “scale up” (f), para o tempo de residência com maior confiança, foi proposta por Yianatos *et al.* (2006). Para separar o efeito de mistura e de cinética no tempo de residência, um parâmetro adimensional f foi introduzido na equação (3.17).

$$f = \frac{t}{t} = j \frac{k_{\max}}{K_{\max}} \quad (3.19)$$

em que t é o tempo de residência médio em um banco de flotação industrial e t em bancada.

Ainda, de maneira a considerar a diferença entre a recuperação máxima observada em escala de bancada e em uma operação industrial, um parâmetro adimensional de recuperação, η , foi definido como sendo a razão entre a recuperação alcançada durante a operação (R) e a recuperação máxima esperada (R_{\max}).

$$\eta = \frac{R}{R_{\max}} \quad (3.20)$$

A relação implícita pode ser obtida entre os parâmetros f , η e o número de células N , substituindo as equações (3.19) e (3.20) nas equações (3.9) e (3.10).

Na Figura 3.14, é apresentada a solução numérica para o parâmetro f *versus* o número de células N para diferentes valores de η .

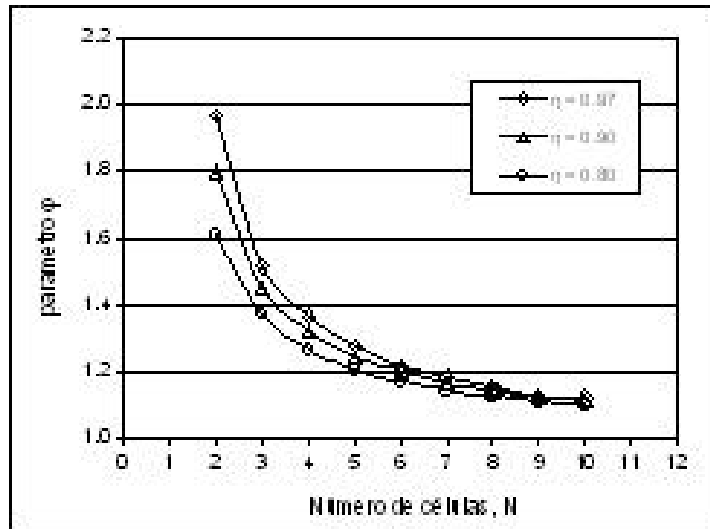


Figura 3.14 - Variação do parâmetro f em função do número de células, para diferentes parâmetros ?.

Observa-se que para um número de células (N) elevado, o parâmetro que correlaciona a agitação e cinética (f) aproxima-se de 1,1 e se torna praticamente independente do parâmetro ?. Quando o número de células tende a infinito, o parâmetro f tende a 1 e tem-se uma célula de flotação de bancada comportando como um reator de mistura perfeita.

Para ilustrar melhor a situação descrita, considere um banco “rougher” constituído de 9 células de flotação em série, com uma recuperação na última célula equivalente a 88,5%, para um tempo de residência de 29 minutos. A partir de uma amostragem feita nas células do banco, pode-se determinar o R_8 e o K_{max} , aplicando-se a equação (3.9). Note-se que k_{max} desta equação foi substituído por K_{max} por se tratar de operação industrial. Os valores alcançados são, respectivamente, 91% e $1,4 \text{ min}^{-1}$. Com uma amostra da alimentação do estágio “rougher” coletada é, então, realizado um ensaio de bancada. A recuperação máxima obtida é de 95,4% e a constante cinética (k_{max}) é equivalente a $3,5 \text{ min}^{-1}$.

O parâmetro adimensional para a recuperação (?) é dado por:

$$\eta = \frac{R}{R_{max}} = \frac{88,5}{91} = 0,97$$

Para essa mesma recuperação adimensional, a recuperação efetiva para o ensaio em bancada foi de:

$$R = \eta * R_{\max} = 0,97 * 95,4 = 92,5$$

O tempo de residência para essa recuperação adimensional na operação de bancada, t , foi igual a 9,2 minutos, considerando a equação (3.10). Assim, o fator de “scale up” para o tempo de residência pode ser calculado:

$$\frac{\tau}{t} = \frac{29}{9,2} = 3,2$$

Para esse caso, o parâmetro empírico f é equivalente a:

$$\varphi = \frac{1,4 * 29}{3,5 * 9,2} = 1,26$$

De acordo com a Figura 3.14, para uma mesma recuperação adimensional ($\eta=0,97$) e uma flotação em 9 células, o valor esperado para f seria 1,12. A diferença, que não é grande, pode ser atribuída a erros experimentais.

Por outro lado, a comparação entre o fator de “scale up” para o tempo de residência ($t/\tau=3,2$) e o parâmetro empírico f ($f =1,26$) mostra que as condições de mistura têm pouco efeito no tempo total requerido para 9 células de flotação. Pode-se, então, concluir que o tempo de residência elevado para a operação industrial é para compensar a diferença entre as constantes cinéticas.

3.4.3 Metodologia 3: Primeira Célula do Banco de Flotação

Uma vez tendo sido estabelecido o fator de “scale up” para uma planta industrial, é importante, por vezes, estabelecer a taxa de flotação da planta, comparando-a com

resultados de bancada e os parâmetros de arranjo, permitindo a identificação e proposição de melhorias.

Para tal, a amostragem deveria ser completa, mas isto seria dispendioso. Um simples procedimento é proposto por Yianatos et Henríquez (*in press*), de modo a desenvolver um procedimento padrão e periódico para testes em um banco de flotação que permitam a avaliação direta da taxa de flotação.

Conforme já dito, este consiste na amostragem da primeira célula de flotação (alimentação, concentrado e rejeito) e nas saídas do banco (concentrado final e rejeito final) e realização de 2 balanços de massas. O primeiro balanço (primeira célula) permite a determinação da constante cinética máxima (K_{max}), enquanto o segundo balanço permite a determinação da recuperação máxima (R_8).

4. CARAÍBA MINERAÇÃO

4.1 INTRODUÇÃO

A Caraíba Mineração tem como atividade principal a extração e o beneficiamento de minério de cobre. Está situada na bacia do Rio São Francisco, no Vale do Curaçá, em plena caatinga, distante aproximadamente 516km de Salvador e 120km de Juazeiro-BA. Na Figura 4.1, é mostrado o mapa de localização da Caraíba Mineração.



Figura 4.1 - Localização da Caraíba Mineração.

A mina subterrânea está localizada logo abaixo da antiga mina a céu aberto e separada desta por um pilar de rocha de 25m de espessura. Sua produção teve início em 1986, estando seu término previsto inicialmente para 2006.

O minério é composto por 1,3% de calcopirita (CuFeS_2) e 3,4% de bornita (Cu_5FeS_4). A ganga é formada essencialmente por piroxênio (43%), biotita (12%), anfibólio (13%) e quartzo (8%). O teor médio de cobre do depósito é de 2,82% (Reis, 2003).

Após a extração, o minério é britado e moído em um moinho de bolas de 16” por 25”, em circuito fechado com ciclones e uma célula de flotação “flash”. A moagem ocorre a uma porcentagem de sólidos variando de 62 a 63%. A “flash flotation” é utilizada em circuitos de moagem quando a fração grosseira do ciclone (“underflow”) já se encontra liberada e é passível de ser flotada. A retirada desse material evita um aumento da carga de recirculação dentro do moinho e reduz uma possível sobre moagem e perda de recuperação pela geração de finos não recuperáveis nas etapas adjacentes (Mackinnon *et al.*, 2003).

O “overflow” do ciclone alimenta o circuito “rougher” de flotação, a uma taxa nominal de 200t/h de minério moído 70% abaixo de 100 μ m. O circuito de flotação é constituído por células de flotação Wenco, sendo o estágio “rougher” composto por 3 linhas em paralelo, cada uma com 8 células de 14,2m³, totalizando 340m³. Já o circuito de limpeza é composto por duas linhas em paralelo, tendo, em cada uma, 3 células de 8,5 m³, totalizando 51m³. para o estágio “cleaner 1”, uma célula de 8,5m³ para o “cleaner 2” (total de 17m³) e 5 células de 8,5 m³, totalizando 85m³, para o “scavenger do cleaner”.

É importante ressaltar que a planta industrial da Caraíba Mineração, quando construída, foi dimensionada para tratar o minério de superfície, com teores da ordem de 1% de cobre. Hoje a planta foi adaptada para tratar o minério subterrâneo com teor da ordem de 3% de cobre, de modo que o tamanho das células de flotação são superiores aos necessários e alguns fluxos de recirculação precisaram ser adotados para redução da perda de cobre no rejeito.

4.2 TRABALHO EXPERIMENTAL

4.2.1 Amostragem

A Caraíba Mineração gentilmente autorizou a realização deste trabalho de amostragem e a coleta de amostra da alimentação da planta, uma vez que na época em que se planejou a realização deste estudo comparativo do processo de flotação em diferentes escalas, a CVRD não possuía ainda a planta do Sossego em operação.

A planta foi completamente amostrada e os teores e as recuperações de massa e metalúrgica de cada ponto do circuito foram determinados. Foram, então, realizados ensaios de bancada com o minério de alimentação, com o intuito de se obter resultados similares aos encontrados na planta. Com esses dados, e também utilizando o minério de alimentação, foram realizados os ensaios na MPP. As análises químicas das amostras coletadas, bem como os ensaios em escala de bancada foram processados no Centro de Desenvolvimento Mineral (CDM) da CVRD, localizado em Santa Luzia – MG.

Durante a etapa de planejamento da amostragem, foi realizada uma vistoria da planta para identificação dos pontos a serem amostrados e para preparação dos mesmos. Em alguns fluxos da planta existiam amostradores automáticos lineares que cortam o fluxo perpendicularmente, produzidos pela CDC Equipamentos Industriais Ltda. Em outros, a amostragem foi realizada com amostradores de caneco (funil com a abertura maior fechada), produzidos pelo pessoal técnico da Caraíba Mineração. Nesses fluxos, o amostrador foi passado perpendicularmente, cortando-o completamente. Já nos pontos de “by-pass” dos bancos de flotação não tinha como amostrar a não ser pela introdução de um mangote na zona de passagem do fluxo de uma célula para outra. Pela incerteza da posição de colocação do mangote, a confiabilidade dessa amostra é muito menor que das outras.

A amostragem dos fluxos da planta foi feita retirando-se 4 incrementos de cada fluxo, a cada 30 minutos, coletando-os separadamente. Cabe ressaltar que se define como fluxo cada uma das correntes que alimenta ou deixa um determinado estágio. Nesse sentido, o estágio compreende 3 fluxos (alimentação, concentrado e rejeito).

Na Figura 4.2, são apresentados os fluxos que foram amostrados e o tipo de amostragem neles realizada.

Durante a amostragem na planta industrial, a célula de “flash flotation” foi desativada e apenas funcionou como uma caixa de passagem para o fluxo. Esse procedimento foi adotado devido à impossibilidade de simular essa operação na MPP.

As amostras coletadas durante a amostragem foram recolhidas em baldes, cujas taras foram previamente estabelecidas durante a de preparação da amostragem. Estes foram novamente pesados para determinação do peso úmido de cada amostra. As amostras foram filtradas e ensacadas para serem enviadas para o CDM.

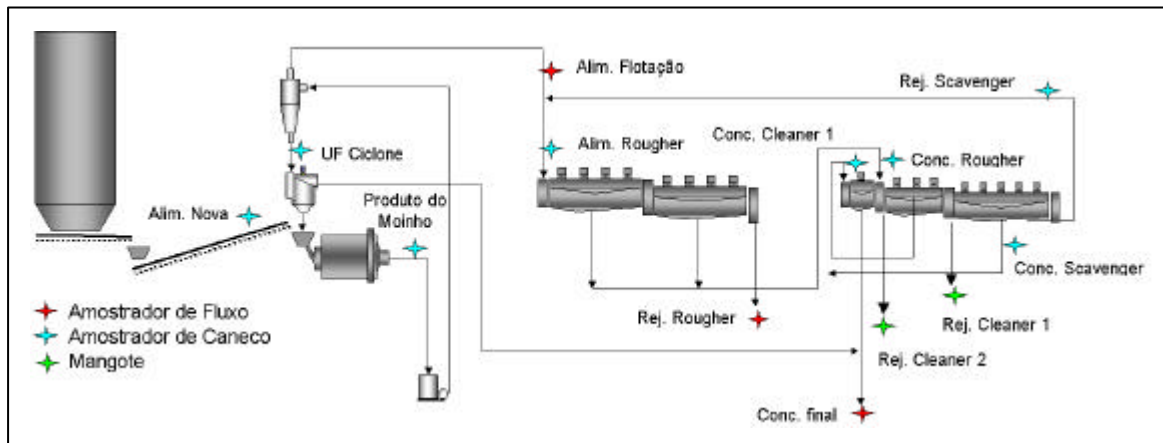


Figura 4.2 - Pontos de amostragem na planta industrial da Caraíba Mineração.

Logo após a amostragem, foi coletada uma tonelada da amostra que alimenta a planta industrial para ser enviada ao CDM para a realização dos ensaios comparativos. Essa coleta foi feita por incrementos, cortando totalmente o fluxo da correia transportadora que alimenta o moinho industrial. A amostra coletada foi mantida em tambores fechados, na granulometria original, para diminuir a oxidação superficial da amostra (Gonçalves *et al.*, 2003).

4.2.2 Preparação das Amostras

As tortas úmidas recebidas no CDM foram secadas e pesadas para determinação da massa seca coletada. Foram, então, homogeneizadas para o quarteamento de duas alíquotas: uma para a análise química (Cu, Fe, F, S) por espectrometria de plasma (marca Espectro, modelo Spectroflame M120) e determinação da densidade real; e a outra para análise por fluorescência de raios X (marca Philips, modelo Pw1404). A análise dessa última alíquota

teve como objetivo a determinação da curva de calibração que seria utilizada para o controle da operação da MPP.

Quanto à amostra de uma tonelada da alimentação da planta industrial, ela foi reduzida em britadores de mandíbula, cônico e de rolos em circuito fechado de peneiramento, até se obter 100% do material passante em 1,00mm. Na Figura 4.3, é apresentado o circuito utilizado para a redução da amostra.

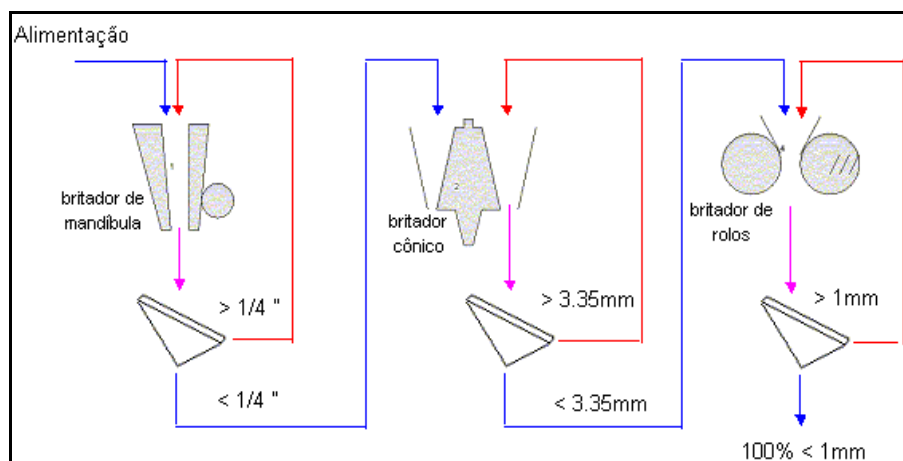


Figura 4.3 - Circuito de redução da amostra

A amostra reduzida foi, então, homogeneizada e quarteada em alíquotas de 20Kg. Essas alíquotas foram, posteriormente, acondicionadas em sacos plásticos inflados com nitrogênio para evitar a oxidação superficial das amostras com o tempo (Gonçalves, 2002; Yuan *et al.*, 1996).

Uma das alíquotas de 20kg foi homogeneizada e quarteada em alíquotas de 1,2kg. Com uma das alíquotas de 1,2kg, foi levantada a curva de moagem, em moinho cilíndrico de aço de 20cm de diâmetro por 30cm de comprimento, revestido de borracha e carregado de barras de aço inoxidável de 1 polegada. O objetivo foi o de determinar o tempo necessário para se obter a granulometria inicial de flotação, 70% passante em 100 μ m. As demais alíquotas seriam utilizadas nos ensaios de bancada e caracterização química e física das

amostras iniciais. Da mesma forma, estas foram acondicionadas em sacos plásticos, inflados com nitrogênio até sua utilização.

4.2.3 Ensaios de Bancada

É usual em plantas industriais ocorrer recirculação da água proveniente da etapa de espessamento e filtragem do concentrado e rejeito, de modo a reduzir o consumo de água. Essa água retorna para planta carregada de espumante, uma vez que este é solúvel. Já o coletor, por se adsorver na superfície das partículas, não se desorve. Sendo assim, o consumo efetivo de espumante na planta é reduzido.

A planta industrial da Caraíba foi projetada para um tipo de minério, teor e taxa de alimentação mais baixos dos que os adotados hoje em dia. Sendo assim, o volume das células e o tempo de residência podem não estar otimizados. Com o intuito de confirmar/determinar os tempos de residência em escala de laboratório e checar se as dosagens de espumante da planta industrial estão adequadas para os ensaios de laboratório, foram realizados ensaios “rougher” cinéticos, em diferentes condições de adição de reagente.

Os ensaios “rougher” foram realizados com 1kg de minério, 35% de sólidos, em máquina de flotação Denver, modelo D12, operando a 1200rpm, equipada com cuba de 2,5 litros. Os reagentes utilizados foram o coletor ditiofosfato de sódio (A3477, da Cytec), o espumante metil isobutil carbinol (MIBC) e, como modificador de pH, a cal.

Após a determinação da melhor condição de flotação no estágio “rougher” (dosagem de espumante e tempo de flotação), foram realizados ensaios cinéticos dos estágios de limpeza (“cleaner 1”, “scavenger do cleaner” e “cleaner 2”), com a mesma finalidade de se determinar o tempo ideal de flotação para esses estágios. As flotações de limpeza foram realizadas em máquina de flotação Denver, modelo D12, cuba de 1,5 litros com aproximadamente 25% de sólidos, e rotação do impelidor de 900rpm. As condições de flotação são detalhadas na Tabela 4.1.

Todos os produtos gerados foram pesados, secados, homogeneizados e uma alíquota quarteada para ser enviada para análise química de Cu por espectrometria de plasma.

Uma vez definidos os tempos de residência e as condições de adição de reagente, é recomendada a realização de um ensaio LCT para verificar a projeção dos resultados de bancada em uma escala contínua (Ounpuu, 2001). Esses resultados servem para balizar a operação da MPP.

Baseando-se na experiência da Caraíba Mineração, foram executados 6 a 7 ciclos nas condições operacionais (tempo de flotação e dosagem de reagentes), determinadas nos ensaios cinéticos. Os produtos (concentrado final e rejeito final) dos ciclos foram analisados por fluorescência de raios-X (FRX), para acompanhamento e confirmação da estabilização do ensaio no último ciclo. Os produtos finais do último ciclo foram enviados para análise química (Cu, Fe, F e S) pelo método de espectrometria de plasma para fechamento do balanço de massa e metalúrgico. Os dados foram tratados e ajustados utilizando o “software” Bilco, produto da BRGM.

Tabela 4.1 - Condições dos ensaios cinéticos de flotação – Caraíba Mineração.

Estágios	Tempo (min)	Reagentes (g/t)		
		A3477	MIBC *	Cal
Moagem	11'	Ajuste de pH em 10,5		
Cond. reagentes	3,0'	44	21; 26; 31	
“rougher” 1	1,0'			
“rougher” 2	2,0'			
“rougher” 3	2,0'			
“rougher” 4	3,0'			
“rougher” 5	3,0'			
Cond. reagentes	-	Ajuste de pH em 10,5		
“cleaner 1” 1	30”			
“cleaner 1” 2	30”			
“cleaner 1” 3	30”			
“cleaner 1” 4	30”			
“cleaner 2” 1	30”			
“cleaner 2” 2	30”			
“cleaner 2” 3	30”			
“cleaner 2” 4	30”			
“scavenger do cleaner” 1	30”			
“scavenger do cleaner” 2	30”			
“scavenger do cleaner” 3	30”			
“scavenger do cleaner” 4	30”			

* Nesta coluna encontram-se as três dosagens utilizadas

4.2.4 MPP

Com uma alíquota de 20 kg, foi levantada a curva de moagem feita em moinho cilíndrico de 35,5cm de diâmetro e 76,2cm de comprimento, grau de enchimento de 25% e distribuição da carga moedora, conforme apresentada na Tabela 3.5. O objetivo foi determinar o tempo necessário para se obter a granulometria inicial de flotação de 70% passante em 100 μm .

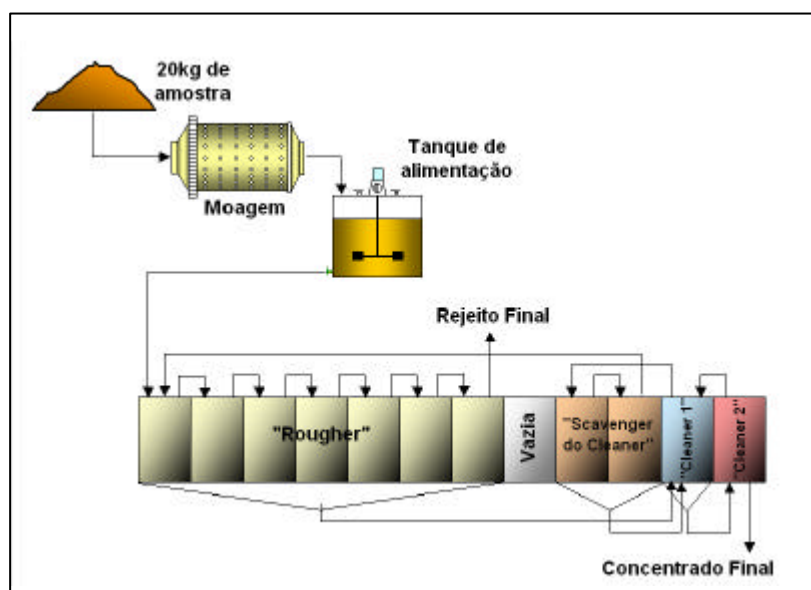


Figura 4.4 - Distribuição das células de flotação na MPP.

Segundo Wood (2003), o tempo de residência para uma escala contínua é determinado multiplicando-se o tempo de residência de bancada pelo fator de “scale up” 2. Sendo assim, os tempos obtidos nos ensaios cinéticos foram multiplicados por 2, para determinar o tempo que se utilizaria na MPP. O número de células para cada estágio do processo foi determinado utilizando a equação (3.4). Na Figura 4.4, apresenta-se a distribuição das células na MPP.

Os reagentes (coletor A3477 e o espumante MIBC) foram adicionados na primeira célula de flotação por meio de uma bomba peristáltica nas mesmas dosagens utilizadas no ensaio

LCT. No tanque de alimentação, se fez o ajuste do pH pela adição de leite de cal para elevá-lo para 10,5 – 11,0.

Uma vez que a planta estava cheia de polpa, foram coletadas amostras da alimentação, fluxos intermediários e pontos de saída, para análises químicas de cobre, pelo método de fluorescência de raios X, uma vez que por, essa técnica, se têm resultados em um intervalo de 1 hora entre a coleta, preparação da amostra, análise e resultado. O objetivo dessas amostragens de controle é o de ajustar parâmetros operacionais, tais como nível de polpa, fluxo de ar e água, de forma a obter concentrado final com teor e recuperação de massa próximos aos obtidos no ensaio LCT.

Essas amostragens permitem também verificar o momento em que a planta entra em equilíbrio, ou seja, quando a soma dos fluxos de saída é igual ao da entrada. Quando isto ocorre, iniciam-se as campanhas de amostragem.

Na primeira amostragem, denominada aberta, coletaram-se os produtos finais durante um intervalo de 2 horas. Essa coleta foi feita por incrementos de 30 minutos. Na segunda amostragem, denominada fechada, amostraram-se os fluxos internos, do sentido de jusante para montante, recolhendo um mínimo de massa para não desestabilizar a operação. Na Tabela 4.2, é apresentada a seqüência de amostragem e o tempo de coleta para cada ponto.

Tabela 4.2 - Seqüência de amostragem para a MPP - Carabá Mineração.

Produto	Tempo amostragem
Conc. Cleaner2	30 minutos
Rej. "rougher"	10 minutos
Rej. Cleaner2	10 minutos
30 minutos de espera para a estabilização da planta	
Conc. Cleaner1	10 minutos
Rej. Cleaner1	10 minutos
30 minutos de espera para a estabilização da planta	
Conc. "scavenger" "cleaner"	10 minutos
Conc. "rougher"	10 minutos
30 minutos de espera para a estabilização da planta	
Rej. Sc "cleaner"	10 minutos
Alimentação	2 minutos

Todas as amostras foram filtradas, secadas, pesadas e analisadas quimicamente (Cu, Fe, F e S) pelo método de espectrometria de plasma para fechamento do balanço de massa e metalúrgico. Os dados foram tratados e ajustados utilizando o simulador Bilco.

4.2.5 Metodologia Analítica

A análises químicas de cobre, ferro, enxofre e flúor foram realizadas na Gerência de Química e Mineralogia (Gamik), da Companhia Vale do Rio Doce. Utilizou-se a técnica de espectrometria de plasma, equipamento marca Espectro, modelo Spectroflame M120.

Para o acompanhamento da operação da MPP foi utilizada a técnica de fluorescência de raios X para a determinação do teor de cobre das amostras. O equipamento utilizado foi da marca Philips, modelo Pw1404.

A caracterização mineralógica também foi realizada na Gamik, utilizando microscopia ótica, suportada por difração de raios X semi-quantitativo, microscopia eletrônica de varredura e análises químicas por espectrometria de plasma.

4.3 RESULTADOS E DISCUSSÃO

4.3.1 Caracterização Mineralógica

Na Tabela 4.3, são apresentados os resultados da caracterização mineralógica. Os resultados indicam que bornita e calcopirita são os principais sulfetos de cobre e que o piroxênio é a principal ganga.

Tabela 4.3 - Mineralogia da amostra de alimentação da planta industrial da Caraíba Mineração.

Fase Mineral	% em massa	Fase Mineral	% em massa
Quartzo	8	Apatita	r
Plagioclásio	6	Fluorita	r
Piroxênio	49	Oxido de titânio	r
Argilo mineral	r	Magnetita	3
Clorita	r	Hematita	r
Biotita	12	Calcopirita	1.3
Sericita	1	Covelita	r
Anfibólio	13	Bornita	3.4
Carbonato	1	Calcocita/ Digenita	r
Epidoto	r	Pirita	r
Talco	1	Ilmenita	r
Monazita	r		

raro (r) - < 0,5%

4.3.2 Resultados da amostragem da Planta Industrial (PI)

A amostragem da planta industrial foi feita em 4 incrementos, coletados separadamente. A planilha de acompanhamento completa é apresentada no ANEXO II. Avaliando-se os resultados para cada incremento, percebem-se algumas variações nos teores dos incrementos, porém estas não são constantes, permitindo concluir que a planta não opera com um determinado ciclo de variação. Sendo assim, decidiu-se trabalhar com valores médios dos incrementos para todos os fluxos, sendo mostrados na Tabela 4.4.

Tabela 4.4 - Amostragem da planta industrial da Caraíba Mineração.

Ponto	Massa Úmida (g)	Massa Seca (g)	% sólidos	densidade do sólido (g/cm ³)	densidade da polpa (g/cm ³)	Teor de cobre (%)	Teor de fluor (ppm)	Teor de ferro (%)	Teor de enxofre (%)
Alim. Nova	3565	3532	99,1%	3,18	3,11	2,56	807	10,08	1,38
UF ciclone	2050	1664	81,2%	3,34	2,32	3,25	597	13,00	1,54
OF ciclone	3591	1436	40,0%	3,18	1,38	2,99	772	10,25	1,04
Produto moinho	4771	3841	80,5%	3,26	2,26	3,11	557	11,83	0,91
Alim. flotação	2005	840	41,9%	3,21	1,41	3,03	777	10,50	1,63
Alim "rougher" total	3424	1156	33,8%	3,26	1,31	4,25	686	10,83	2,14
Conc. "rougher" Total	3736	1050	28,1%	3,46	1,25	11,80	604	11,73	5,78
Rej. Final	2804	982	35,0%	3,15	1,31	0,54	801	10,05	0,35
Conc. "cleaner"	3048	761	25,0%	3,96	1,23	33,90	291	13,65	15,98
Rej. "cleaner"	3877	971	25,0%	3,34	1,22	9,23	611	10,98	4,28
Conc. "scavenger"	3159	888	28,1%	3,56	1,26	17,13	484	11,60	8,06
Rej. "scavenger"	3087	730	23,7%	3,28	1,20	6,99	552	7,27	7,68
Conc. Final	3232	1302	40,3%	4,37	1,45	42,08	194	15,38	21,31
Rej. "cleaner" 2	5186	911	17,6%	3,64	1,15	20,35	500	9,58	11,93
Alim. Calculada	6035	2284	37,8%	3,21	1,38	2,98	765	10,36	1,58

A amostragem do circuito de moagem teve como objetivo a realização de um estudo para determinação da carga moedora ideal para a moagem em escala de bancada desse material, conforme discutido no item 4.3.4.1.

Visto que a célula de “flash flotation” serviu apenas como caixa de passagem, os dados coletados também serviram para se ter uma redundância quanto aos teores da alimentação da flotação, redundância esta que permite a identificação de problemas de amostragem, conforme exposto no item 3. Nesse sentido, os fluxos alimentação nova, “overflow” do ciclone e alimentação da flotação deveriam apresentar os mesmos valores, porém não é o que se observa na Tabela 4.4. Os teores de cobre da alimentação da flotação e do “overflow” do ciclone estão muito próximos entre si e do valor da alimentação calculada, valor este calculado conforme a equação (4.1).

$$a = \frac{(C.c + R.r)}{(C + R)} \quad (4.1)$$

Nesta, tem-se que:

a é o teor da alimentação (%),

C e c são a vazão mássica (t/h) e o teor do concentrado (%),

R e r são a massa mássica (t/h) e o teor do rejeito (%).

Assim, pode-se concluir que os teores analisados para o fluxo da alimentação nova estão aquém dos valores reais.

Quanto aos demais fluxos, observa-se que existe uma coerência nos resultados, ou seja, os teores dos concentrados estão maiores que os dos rejeitos e as alimentações com valores intermediários aos seus produtos. Já para os dados do circuito de moagem, estes também se apresentam coerentes, o “underflow” mais espesso que o “overflow”.

Não foi possível, nessa amostragem, fazer a medição da vazão dos fluxos por causa do grande volume dos mesmos e devido ao tipo de amostragem adotada. Com os dados da

vazão e teor de cobre na alimentação da flotação e, ainda, com os teores de cobre em todos os fluxos, exceto na alimentação do “cleaner” total, foram feitos os cálculos das vazões e recuperações de massa e metalúrgica para todos os fluxos, utilizando-se as equações (4.2), (4.3) e (4.4), em que A , B e C são a vazão mássica (t/h) da alimentação do estágio, concentrado e rejeito e a , b e c os teores da alimentação do estágio, concentrado e rejeito, respectivamente.

$$C = A \frac{(a - r)}{(c - r)} \quad (4.2)$$

$$R = A \frac{(a - c)}{(r - c)} \quad (4.3)$$

$$A = C \frac{(c - r)}{(a - r)} \quad (4.4)$$

Na Figura 4.5, é apresentado o fluxograma com os dados da amostragem, apresentados na Tabela 4.4, e os valores calculados de vazão e recuperações de massa e metalúrgica. Nenhum dos dados sofreu qualquer tipo de ajuste.

O fluxo alimentação do “cleaner” total foi calculado, uma vez que não havia como coletar os 3 fluxos (rejeito “cleaner 2”, concentrado “rougher” total e concentrado “scavenger do cleaner”) ao mesmo tempo.

Cabe ressaltar que a taxa nominal da planta foi de 200 t/h. No entanto, para facilitar a comparação com os dados gerados na MPP, o balanço de massa foi feito com a vazão de alimentação da MPP (8,85 t/h), uma vez que esse valor não interfere nos resultados de recuperação.

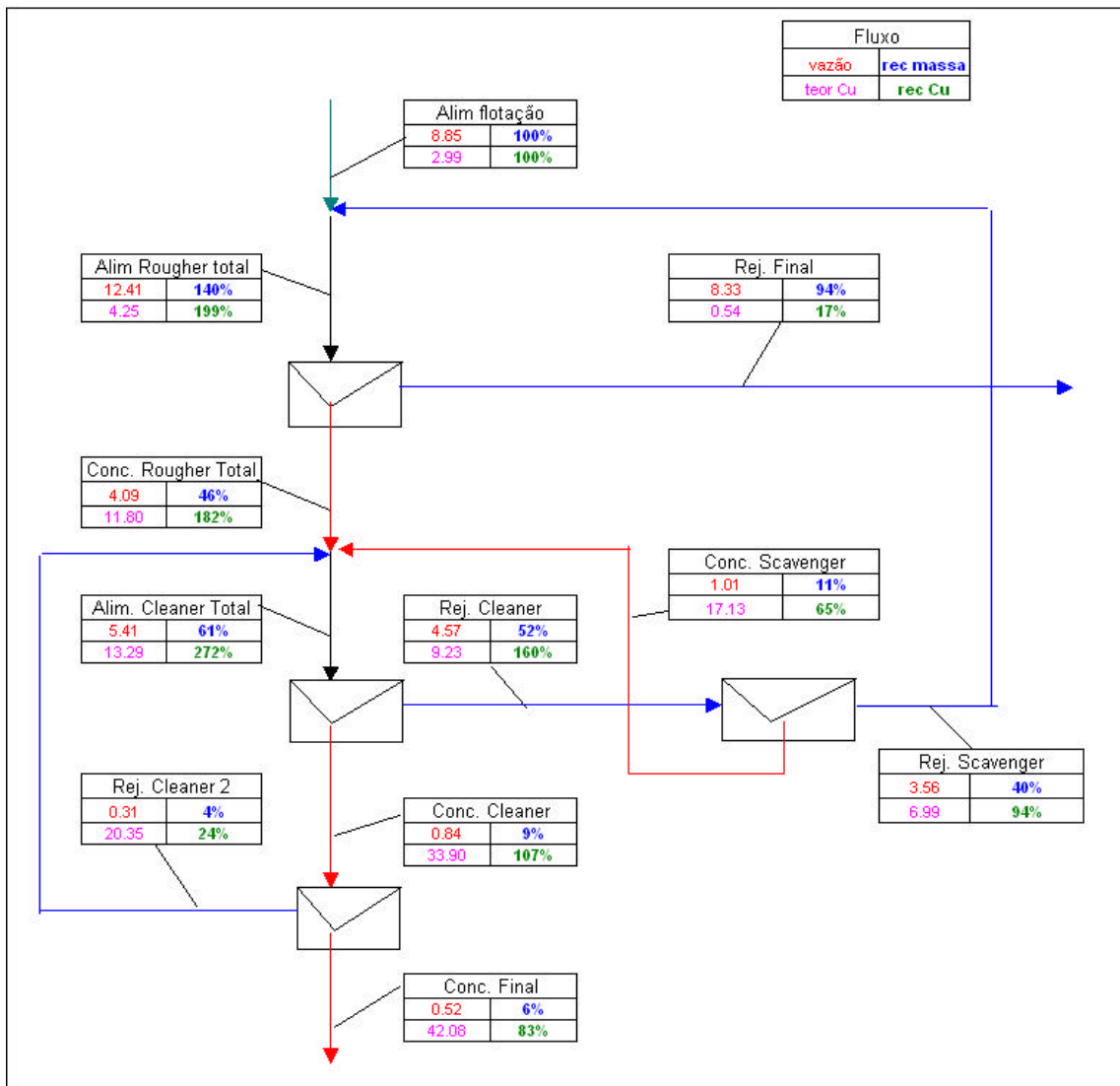


Figura 4.5 - Fluxograma da amostragem da planta industrial – Caraíba Mineração.

Uma forma de se avaliar a existência de alguma incoerência nos resultados químicos e, ainda, identificar fluxos problemáticos, podendo atribuir com maior segurança fatores de confiabilidade (ou níveis de segurança – item 3) no fechamento do balanço de massa, é fazer balanços metalúrgicos para diferentes volumes de controle, conforme mostrado na Tabela 4.5.

Conforme se pode observar na Tabela 4.5, os valores dos teores calculados não diferiram muito dos valores reais (vide Figura 4.5). Não se poderiam esperar diferenças entre os valores de vazão, uma vez que os vários balanços para um mesmo fluxo são interdependentes e amarrados por uma mesma vazão. Como a vazão é calculada em função dos teores, se o volume de controle utilizado for o mesmo para o cálculo da vazão, não se espera que haja diferenças entre os valores dos teores.

Tabela 4.5 - Balanços metalúrgicos para diferentes volumes de controle – Caraíba Mineração.

Ponto	Volume de controle	Vazão	Teor
Alimentação	Conc. Rg Total + Rej. Final - Rej. Sc Cl.	8,85	3,14
Alimentação	Rej. Final + Conc. final	8,85	2,99
Alimentação	Conc. Cl. 1 + Rej. Final - Rej. Cl. 2	8,85	2,99
Alim. "rougher"	Alim. Flotação + Re. Sc. Cl.	12,41	4,14
Alim. "rougher"	Conc. Rg Total + Rej. Final	12,41	4,25
Conc. Rg Total	Rej. Sc. Cl. + Conc. Final	4,09	11,47
Conc. Rg Total	Conc. Cl + Rej. Cl - Conc. Sc. Cl. - Rej. Cl. 2	4,09	11,47
Conc. Rg Total	Conc. Cl 1 + Rej. Sc. Cl. - Rej. Cl. 2	4,09	11,47
Conc. Rg Total	Conc. Final + Rej. Cl 1 - Conc. Sc. Cl.	4,09	11,47
Rej. "cleaner"	Conc. Sc. Cl. + Rej. Sc. Cl.	4,57	9,23
Rej. "cleaner"	Aim. Cl Total + Rej. Re Cl. 1 - Conc. Cl. 1	4,89	10,22
Conc. "cleaner"	Conc. Rg Total + Rej. Cl. 2 - Conc. Sc. Cl. - Rej. Cl. 1	0,84	35,51
Conc. "cleaner"	Conc. Final + Rej. Cl. 2	0,84	33,90

Para se obter um balanço de massa fechando em 100% tanto para cobre quanto para os demais elementos analisados, utilizou-se o software Bilco. No ajuste, foi adotado o seguinte critério para atribuição dos erros, conhecidos como fator de confiabilidade ou nível de segurança:

- fluxos coletados no amostrador na linha = erro igual a 3,
- fluxos amostrados com amostrador de caneco = erro igual a 5,
- fluxos coletados com mangote = erro igual a 7,
- fluxo calculado = erro igual a 10,
- fluxo com possível problema de balanço = erro igual a 15.

Os erros atribuídos para os teores foram menores pois os valores são resultados de análises químicas e, em geral, pouco influenciados pela amostragem, a não ser para os fluxos em

que o mangote foi utilizado. Na Tabela 4.6, são apresentados os valores experimentais (Exp.) e os valores estimados pelo “software” (Est.) para comparação.

Tabela 4.6 - Balanço de massa da planta industrial ajustado pelo “software” Bilco - Carajás Mineração.

Fluxo	Erro	Massa (kg/h)		Teor Cu (%)		Teor F (ppm)		Teor Fe (%)		Teor S (%)		Recuperação (%)	
	Massa / Teor	Exp.	Est.	Exp.	Est.	Exp.	Est.	Exp.	Est.	Exp.	Est.	Massa	Cobre
Alim. Flotação	5 / 3	8,55	8,55	3,03	3,03	777	759	10,50	10,51	1,63	1,63	100,0	100,0
Alim. Rg. Total	7 / 7	11,98	11,98	4,25	4,19	686	707	10,83	10,74	2,14	2,14	140,2	194,1
Rej. Rg.	5 / 3	8,04	8,03	0,54	0,54	801	801	10,05	10,05	0,35	0,35	94,0	16,8
Conc. Rg Total	10 / 7	3,94	3,95	11,80	11,65	604	527	11,72	11,83	5,78	5,70	46,2	177,7
Alim. Cl.Total	15 / 15	5,22	4,92	13,30	12,73	576	520	11,58	11,78	6,57	6,16	57,6	241,9
Conc.Cl 1	10 / 7	0,82	0,82	33,90	33,93	291	300	13,65	13,28	15,98	17,40	9,6	108,0
Rej.Cl 1	15 / 10	4,40	4,41	9,23	9,30	611	558	10,97	11,35	4,28	4,42	51,6	158,3
Conc. Sc. Cl.	10 / 7	0,97	0,97	17,13	17,14	484	489	11,60	11,55	8,06	8,03	11,4	64,2
Rej. Sc. Cl.	10 / 7	3,43	3,44	6,99	7,09	552	577	11,55	11,30	3,39	3,40	40,2	94,1
Rej. Cl 2.	10 / 7	0,31	0,31	20,35	20,34	500	477	9,58	9,72	11,93	11,32	3,6	24,4
Con.Fiinal	5 / 3	0,51	0,51	42,08	42,14	194	194	15,38	15,43	21,31	21,07	6,0	83,6

Conforme previsto pelos balanços metalúrgicos apresentados na Tabela 4.5, não houve nenhuma modificação extrema nas massas e nos teores dos quatro elementos. O único fluxo que realmente teve uma modificação significativa foi a alimentação do “cleaner”, no qual se concentraram as pequenas modificações dos fluxos que o compõem, o que ocorreu em função de ser este um dado calculado. O fato dos valores estimados terem sido próximos aos obtidos experimentalmente demonstra que a amostragem na planta foi realizada com sucesso e que as flutuações observadas nos incrementos da amostragem não perturbaram o regime de operação da planta.

Com as recuperações de massa de cada fluxo calculadas pelos valores estimados (Tabela 4.6), foram recalculadas as vazões de alimentação de cada estágio, tomando-se como base a vazão nominal da planta (200t/h). Foram, então, determinados os tempos de residência de cada estágio, dividindo-se o volume total do estágio pela vazão calculada. Na Tabela 4.7, são apresentados os valores dos tempos de residência calculados. Estes não são necessariamente os reais ou ideais. Nessa tabela, são mostrados, ainda, os tempos de

residência para bancada, informados pela equipe técnica da Caraíba Mineração. Estes são os valores por eles utilizados para a realização de ensaios LCT em sua rotina de trabalho.

Tabela 4.7 - Tempos de residência para o processo de flotação para o minério de cobre da Caraíba Mineração.

Estágio	Nº Células x Volume = Volume Total	Tempo de Residência (min)	
		Industrial	Bancada Caraíba
“Rougher”	24 x 14,2 m ³ = 340m ³	25.8	8
“Cleaner 1”	6 x 8,5 m ³ = 51m ³	5.7	2
“Cleaner 2”	2 x 8,5 m ³ = 17m ³	12.5	1
“Scavenger” do “cleaner”	10 x 8,5 m ³ = 85m ³	12.8	2

A planta industrial da Caraíba Mineração foi projetada para processar minério proveniente de cava a céu aberto, com teor em torno de 1% m/m de cobre. Como a cava foi exaurida, passaram a processar o minério proveniente de lavra subterrânea, com teores em torno de 3% m/m de cobre. Foram feitos ajustes no circuito para adequar a planta à nova situação. Existe, porém, a suspeita, devido aos elevados tempos de residência, de que existem problemas de curto-circuito nas células e que estas podem estar superdimensionadas. Um trabalho de ajuste das condições hidrodinâmicas das células poderia, talvez, resolver o problema.

Para se determinar o tempo de residência real, ter-se-ia que inserir no sistema um elemento traço que permitisse a quantificação desse tempo. Infelizmente, não foi possível realizar tal ensaio e, para dar continuidade ao trabalho, decidiu-se levantar em laboratório os tempos de residência, para as condições hidrodinâmicas das células de flotação do CDM, em que se teria a mesma recuperação metalúrgica e teor de cobre.

4.3.3 Ensaios de Bancada

A seguir, serão apresentados os resultados dos ensaios realizados em escala de bancada no CDM. As planilhas de acompanhamento dos mesmos, com todos os resultados (massas e teores) são apresentadas no ANEXO III.

4.3.3.1 Ensaios “rougher”

Os ensaios cinéticos da “rougher” tiveram três objetivos, a saber:

- determinar o tempo de residência ideal para se obter o teor e a recuperação iguais aos da planta industrial,
- verificar qual a melhor condição de dosagem de espumante,
- comparar os modelos cinéticos apresentados na Tabela 3.4.

✓ Tempo de residência

Conforme apresentado no item 3.3.1, existem 3 critérios para avaliação do tempo de residência. Neste trabalho, foram avaliados apenas o 1^o e o 3^o critérios, uma vez que somente se analisou o elemento cobre, inviabilizando a utilização do 2^o critério.

Na Figura 4.6, é apresentado o gráfico do teor do concentrado, eficiência de separação e recuperação metalúrgica *versus* o tempo de flotação acumulado para a condição de dosagem de espumante igual a 31g/t. Os resultados obtidos nos ensaios com 21 e 26g/t de espumante foram muito semelhantes aos obtidos com 31g/t (vide ANEXO III) e, por esse motivo, não foram aqui apresentados.

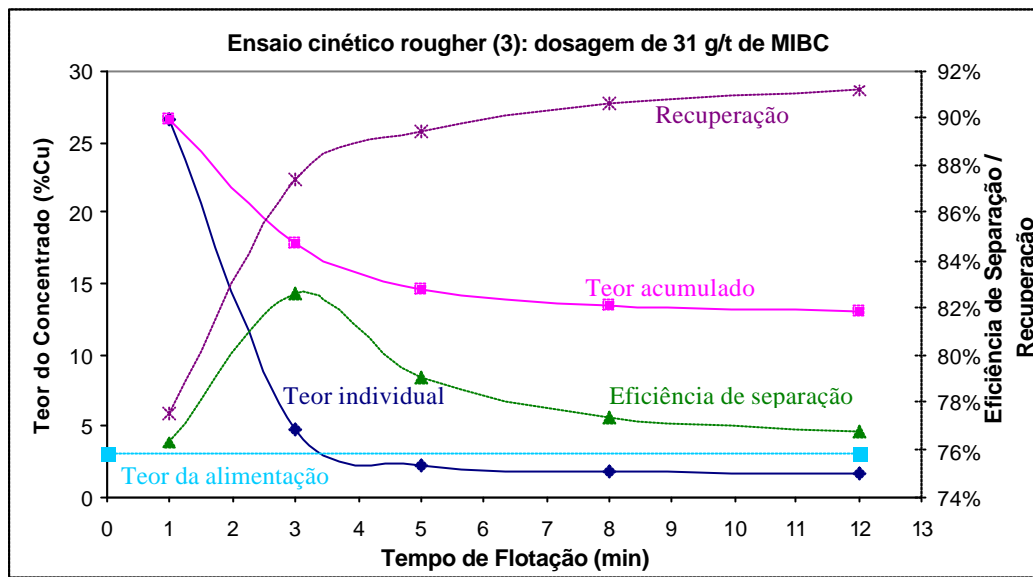


Figura 4.6 - Avaliação do tempo de residência para “rougher”.

Pelo critério 1, conforme apresentado no item 3.3.1, o teor do material adicionado ao concentrado não deve ser inferior ao da alimentação do estágio. Pela figura, observa-se que a curva do teor individual atinge a curva do teor da alimentação no tempo 3,4 minutos. A partir desse tempo, o teor do concentrado que se coleta é menor que o teor da alimentação, havendo um ganho de recuperação de massa com uma redução do teor do concentrado acumulado.

Pelo critério 3, o ponto máximo de separação ocorre no tempo 3,1 (ponto de inflexão da curva de eficiência). Observa-se que há uma coerência entre os dois critérios.

Porém, quando se observa a curva de recuperação, verifica-se que no tempo de 3,4 minutos, a recuperação é de apenas 88,7%. Aplicando-se a equação do modelo cinético 2, apresentado na Tabela 3.4 (página 27), encontra-se um valor para R_8 (recuperação máxima no tempo infinito) de 92,5%, calculado de forma iterativa pelo método matemático de minimização dos quadrados das diferenças entre a recuperação experimental e calculada. Esse resultado mostra que, interrompendo-se a flotação em 3,4 minutos, deixar-se-ia de recuperar cerca de 4% do cobre alimentado no produto final. Por essa razão, decidiu-se

prolongar o tempo de residência desse estágio para 8 minutos, tempo utilizado pela Caraíba Mineração, conforme mostrado na Tabela 4.7. Nessa condição, a recuperação atingiu o valor máximo de 90,5%, sem abaixar muito o teor do concentrado final, que passou de 15,9% para 13,5%. No entanto, estender o tempo de residência para 12 minutos não traria um ganho de recuperação que compensasse o aumento do volume de célula necessária.

Para otimizar este circuito, seria interessante se utilizar um tempo de residência de 3,4 minutos no “rougher” e incluir um estágio “scavenger do rougher” para aumentar a recuperação e a seletividade do processo.

✓ Melhor condição de dosagem de espumante

Na Tabela 4.8, são apresentados os resultados obtidos em escala de bancada (ensaios 1, 2 e 3) para o tempo de residência de 8 minutos, para diferentes condições de adição de espumante, e o resultado obtido na amostragem industrial - ensaio PI (tempo de residência de 27 minutos).

Tabela 4.8 - Resultados comparativos dos ensaios “rougher”.

Ensaio	MIBC (g/t)	Cu Inicial (%)	Rec. Massa (%)	Conc. Cu (%)	Rec. Cu (%)
PI	26	4,18	32,9	11,6	91,3
1	26	2,96	22,04	12,3	91,9
2	21	2,96	18,14	14,59	89,4
3	31	3,04	20,4	13,51	91,9

Na Tabela 4.8, os teores de cobre iniciais foram calculados ponderando os teores dos produtos gerados pelas massas dos mesmos. O mesmo princípio foi aplicado para calcular o teor de cobre do concentrado.

Pela tabela, observa-se que o teor de cobre inicial da planta industrial está muito mais alto do que os valores calculados nos ensaios de bancada. Essa diferença se deve à recirculação do rejeito “scavenger do cleaner” para a alimentação do estágio “rougher”. Quanto aos

teores de cobre calculados para os ensaios de bancada, estes são muito próximos, mostrando uma coerência dos dados e conferindo uma confiabilidade aos mesmos.

Quanto aos ensaios, verifica-se uma similaridade entre os resultados dos ensaios 1 e 3, no tocante ao teor de cobre inicial, recuperação de massa, teor de cobre no concentrado e recuperação metalúrgica. A diferença observada no teor do concentrado final é aceitável (dentro do erro experimental). Esses resultados demonstram que um excesso de espumante praticamente não afetou a recuperação de cobre.

Quando se compara o ensaio 1 com o resultado da planta industrial, observa-se que a recuperação metalúrgica foi semelhante. O mesmo não ocorre para a recuperação de massa, cuja diferença pode ser explicada pelo maior conteúdo de cobre na célula da planta industrial devido à recirculação do rejeito “scavenger do cleaner”, conforme já dito.

Apesar dos resultados mostrarem que a dosagem de 26g/t de MIBC já era suficiente, decidiu-se, que para os ensaios cinéticos, utilizar-se-ia a dosagem de 31g/t de espumante para garantir que se teria uma boa espumação nas flotações subsequentes.

✓ Comparação dos modelos cinéticos

Para os resultados obtidos no ensaio “rougher” cinético 3, no qual a dosagem foi de 31 g/t, foram aplicados os modelos cinéticos apresentados na Tabela 3.4 (página 27). Na Figura 4.7 são mostrados os resultados das recuperações calculadas para cada um dos modelos cinéticos e, na Tabela 4.9, os valores obtidos para os parâmetros cinéticos R_8 e K_{max} .

Pela Figura 4.7, observa-se que dos 6 modelos, apenas o modelo 1 apresentou um grande desvio em relação aos demais. Segundo Yuan *et al.* (1995), o modelo 1 se ajusta melhor para flotações de baixa recuperação, que não é o caso.

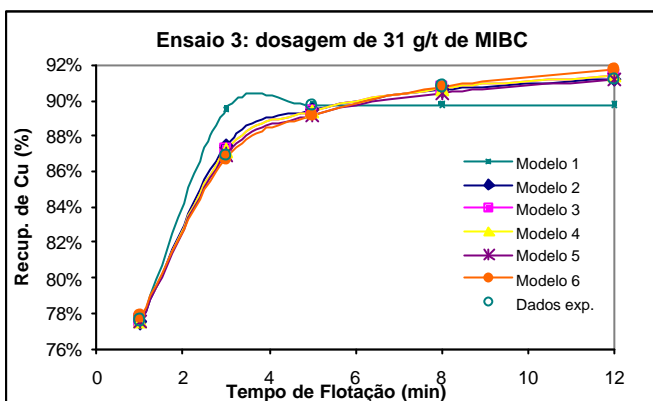


Tabela 4.9 - Parâmetros cinéticos dos diferentes modelos.

Modelo	R8	Kmax
1	89,74%	1,99
2	92,45%	6,17
3	92,91%	0,20
4	92,91%	5,06
5	92,64%	5,54
6	94,28%	16,31

Figura 4.7 - Recuperações de Cu em função do tempo de flotação

O modelo 4 é derivado do modelo 3, conforme mostram os resultados da Tabela 4.9, pois $k_3=1/k_4$ ($0,2 = 1 / 5,06$).

Segundo Yuan *et al.*(1996), o modelo 2, cuja distribuição das flotabilidades é retangular, proporciona uma maior flexibilidade de ajuste e melhor representa um processo de primeira ordem. Sendo assim, para os ensaios cinéticos subsequentes, este será o modelo utilizado. Na Figura 4.8, é destacado o ajuste do modelo 2 aos dados experimentais. O bom ajuste faz com que esse modelo descreva com confiabilidade a cinética de flotação do minério de cobre sulfetado da Caraíba Mineração.

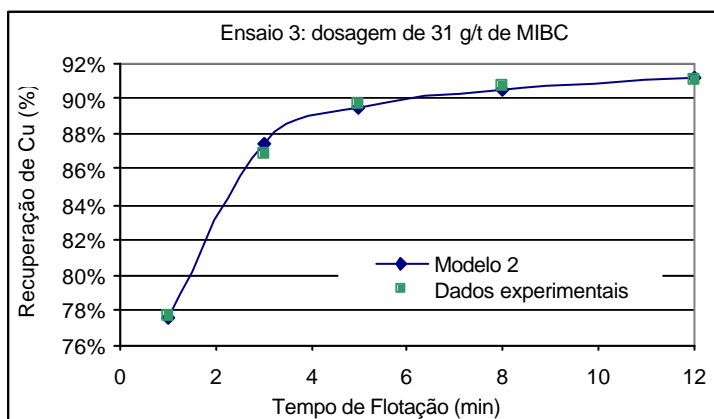


Figura 4.8 - Ajuste do modelo 2 aos dados experimentais.

4.3.3.2 Ensaios “cleaner”

Uma vez definido o tempo de residência do estágio “rougher” (8 minutos) e a dosagem de espumante a ser utilizada (31g/t), foi realizado um ensaio “cleaner” cinético para a determinação do tempo ideal para esse estágio.

Na Figura 4.9, é apresentado o gráfico do teor do concentrado, eficiência de separação e recuperação metalúrgica *versus* o tempo de flotação do estágio de limpeza.

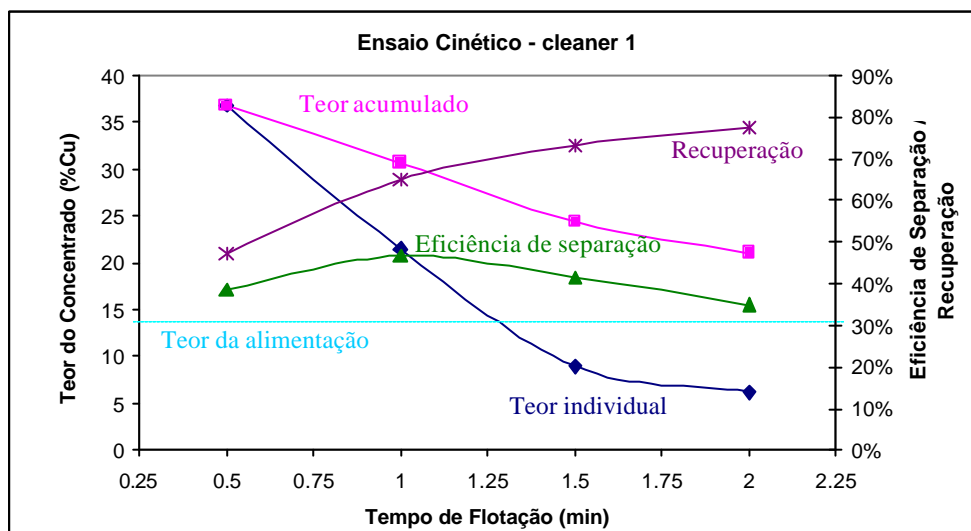


Figura 4.9 - Avaliação do tempo de residência para “cleaner 1”.

Fazendo a análise dos resultados utilizando-se o 1º e o 3º critérios apresentados no item 3.3.1, verifica-se que a curva de teor individual corta a curva do teor da alimentação no tempo de 1,3 minutos. Já a curva de eficiência de separação tem sua inflexão no tempo de 1,1 minutos, o que mostra novamente uma coerência entre os dois critérios.

Observa-se que no tempo de 1,3 minutos, a recuperação do estágio é de 70%, sendo que aos 2 minutos a curva parece que atinge o patamar, com uma recuperação máxima de 77%.

Decidiu-se pelo tempo de flotação de 1 minuto para dar seqüência aos ensaios cinéticos do “scavenger do cleaner” e o “cleaner 2”, uma vez que os resultados de teor acumulado (30,7%) equivaliam ao da planta industrial. Dependendo dos resultados alcançados nesses ensaios, poder-se-ia adotar o tempo de 2 minutos para o ensaio LCT (locked cycle test), uma vez que com as cargas de recirculação a cinética muda, requerendo mais tempo de flotação. Adicionalmente, tem-se que esse tempo é o adotado pela equipe técnica da Caraíba Mineração.

Nas Figura 4.10 e Figura 4.11, são apresentados os gráficos do teor do concentrado, eficiência de separação e recuperação metalúrgica *versus* o tempo de flotação do estágio “scavenger do cleaner” e “cleaner 2”, respectivamente.

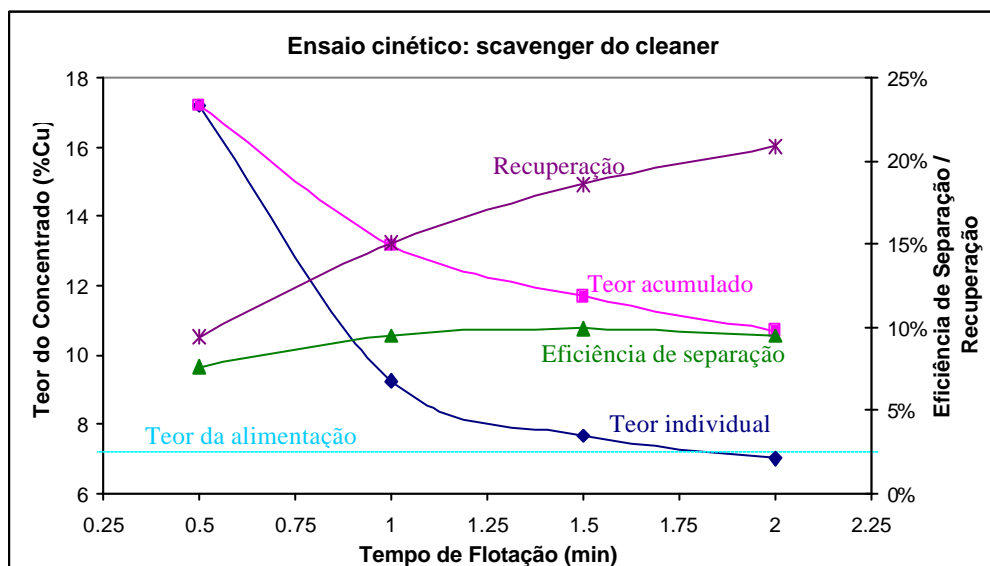


Figura 4.10 - Avaliação do tempo de residência para “scavenger do cleaner”.

Observa-se, na primeira figura, referente ao ensaio cinético do “scavenger do cleaner”, que a curva do teor individual intercepta a do teor da alimentação em um tempo de flotação de aproximadamente 2 minutos e que a curva de eficiência parece ter seu máximo em torno de 1,5 minutos (novamente tempos próximos). Assim sendo, adotaram-se os critérios de Agar

et al. (1980) para definir o tempo de flotação em 2 minutos para esse estágio, que é o tempo adotado nos ensaios de bancada realizados pela Caraíba Mineração.

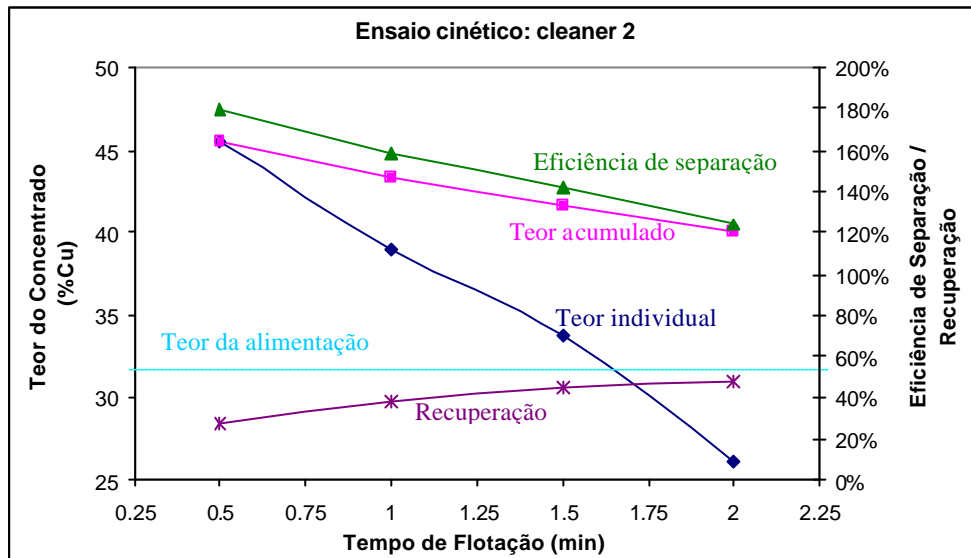


Figura 4.11 - Avaliação do tempo de residência para “cleaner 2”.

Pela Figura 4.11, observa-se que a curva de teor individual intercepta a curva do teor de alimentação no tempo de 1,65 minutos. No entanto, não se obteve um ponto de inflexão na curva de eficiência de separação, impossibilitando a determinação do tempo ideal de flotação por esse critério. Como a especificação para o concentrado de cobre da Caraíba Mineração é acima de 40%, decidiu-se por adotar um tempo de flotação de 1 minuto e aumentar o tempo do “cleaner 1”, de 1 para 2 minutos, o que já se pretendia para o ensaio LCT. Caso o resultado não fosse positivo, manter-se-ia o tempo de flotação do “cleaner 1” em 1 minuto como parâmetro para definição do tempo de residência na MPP.

4.3.3.3 LCT

O ensaio LCT foi feito com recirculação de água do processo. Toda a água proveniente da filtragem dos produtos intermediários foi reservada para ser usada como água de “make-

up” durante o ensaio. Com essa recirculação, reduziu-se a dosagem de espumante para 26g/t.

Na Tabela 4.10, são mostrados os tempos de flotação, então, adotados para o ensaio LCT.

Tabela 4.10 - Tempos de residência do ensaio LCT – Carafba Mineração.

Estágio	Tempo de Residência (TR) (min)
“Rougher”	8
“Cleaner 1”	2
“Cleaner 2”	1
“Scavenger” do “cleaner”	2

No ANEXO IV, é apresentada a planilha de acompanhamento do ensaio. Verifica-se que a partir do 5º ciclo (ciclo E), houve a estabilização dos teores do concentrado final e do rejeito final, bem como as massas das cargas circulantes. Mesmo assim, o ensaio prosseguiu até o 7º ciclo uma vez que a alimentação calculada ainda estava aquém do valor esperado, cerca de 3% de Cu.

De posse das massas dos produtos do último ciclo e dos resultados de análise química (Figura 4.12), foram realizados balanços metalúrgicos para diferentes volumes de controle (Tabela 4.11), segundo o mesmo procedimento apresentado para os dados da planta industrial (item 4.3.2), também para avaliar a existência de alguma incoerência nos resultados químicos e ainda identificar fluxos problemáticos.

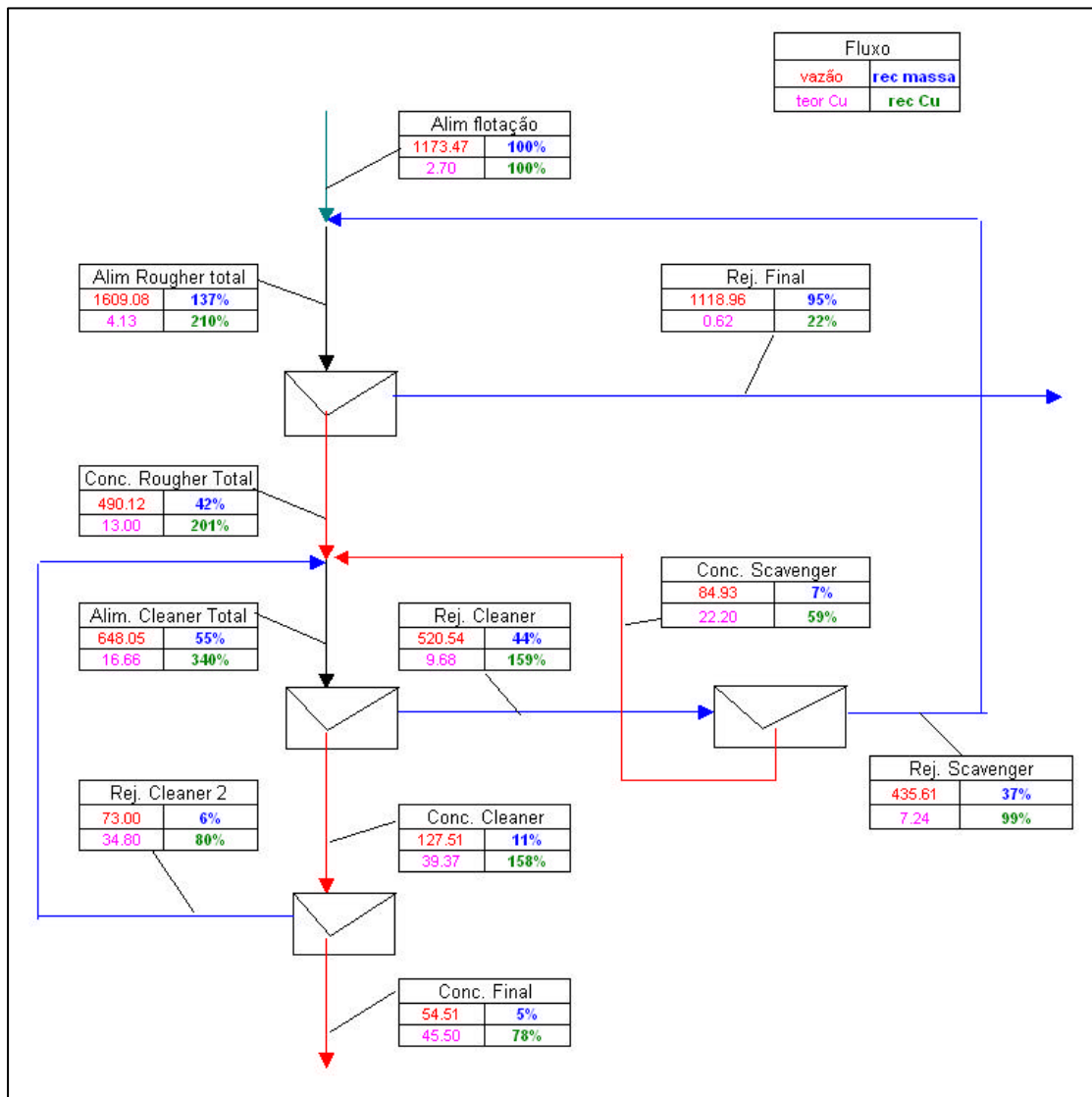


Figura 4.12- Fluxograma do ensaio LCT – Caraíba Mineração.

Analisando-se os dados da Figura 4.12, observa-se que, mesmo após o equilíbrio, o teor de cobre (2,7%), calculado pelos teores ponderados dos produtos finais, era muito mais baixo do que o teor real da amostra (3,0% de Cu). Mudando o volume de controle para os produtos da flotação do “rougher” (vide Tabela 4.11), o valor calculado de cobre (3,3%) passou a ser bem superior ao esperado. Como o balanço de massa pelo “software” Bilco é feito, levando-se em consideração os teores de flúor, ferro e enxofre, acredita-se que essa incoerência se resolva com a incorporação dessas espécies.

Tabela 4.11 - Balanços metalúrgicos para diferentes volumes de controle LCT – Caraíba Mineração.

Ponto	Volume de controle	Vazão	Teor
Alimentação	Conc. Rg Total + Rej. Final - Rej. Sc. Cl.	1173,47	3,33
Alimentação	Rej. Final + Conc. final	1173,47	2,70
Alim. "rougher"	Alim. Flotação + Re. Sc. Cl.	1609,08	3,93
Alim. "rougher"	Conc. Rg Total + Rej. Final	1609,08	4,39
Conc. Rg Total	Rej. Sc. Cl. + Conc. Final	490,12	11,50
Conc. Rg Total	Conc. Cl 1 + Rej. Cl 1 - Conc. Sc. Cl. - Rej. Cl. 2	490,12	11,50
Conc. Rg Total	Conc. Cl + Rej. Sc. Cl. - Rej. Cl. 2	490,12	11,50
Rej. "cleaner"	Conc. Sc. Cl. + Rej. Sc. Cl.	520,54	9,68
Rej. "cleaner"	Aim. Cl Total + Rej. Re Cl - Conc. Cl	593,54	14,01
Conc. "cleaner"	Alim. "cleaner" Total - Rej. "cleaner"	127,51	45,16
Conc. "cleaner"	Conc. Final + Rej. Cl. 2	127,51	39,37

Apesar do concentrado "rougher" ser um fluxo intermediário, foi retirada uma alíquota de 10g do mesmo para análise química. Verificou-se uma diferença entre os teores de cobre analisado (13,0%) e calculado (11,5%), provavelmente em decorrência de algum erro na retirada da alíquota, obtida coletando-se pequenas quantidades de massa de diferentes pontos da torta do filtrado. Por causa dessa diferença, na utilização do "software", será atribuído um erro maior a esse fluxo para o cálculo do balanço de massa.

Observa-se, na Tabela 4.11, que tanto o rejeito "cleaner" quanto o concentrado "cleaner" apresentam desvios nos teores de cobre calculados. Essa diferença pode estar sendo causada por qualquer um dos fluxos que alimentam esse estágio, mais provavelmente pelos fluxos calculados. Para a realização do fechamento do balanço de massa, atribuir-se-á, portanto, um erro maior a esses fluxos.

Nesse sentido, foi utilizado o seguinte critério para a atribuição dos erros referentes aos parâmetros de massa e química:

- fluxo com massa acima de 500g ou com alto teor = erro igual a 3,
- fluxo com massa abaixo de 500g ou com baixo teor = erro igual a 5,
- fluxo calculado por apenas 2 fluxos = erro igual a 7,
- fluxo calculado por 3 ou mais fluxos = erro igual a 10,
- fluxos com problemas de balanço = erro igual a 15.

Na Tabela 4.12, são apresentados os valores experimentais (Exp.) e os valores estimados pelo software (Est.) para comparação.

Tabela 4.12 - Balanço de massa do LCT ajustado pelo “software” Bilco – Carabá Mineração.

Fluxo	Erros Massa/Teor	Massa (kg/h)		Teor Cu (%)		Teor F (ppm)		Teor Fe (%)		Teor S (%)		Recuperação (%)	
		Exp.	Est.	Exp.	Est.	Exp.	Est.	Exp.	Est.	Exp.	Est.	Massa	Cobre
Alim. Flotação	15/15	1173	1177	2,70	2,85	832	828	10,75	11,15	1,30	1,78	100	100
Alim. Rg. Total	10/10	1609	1589	4,13	4,02	799	801	11,26	11,12	2,68	1,99	135,0	190,7
Rej. Rougher	3/5	1119	1118	0,62	0,62	861	861	10,50	10,50	0,38	0,38	95,0	20,7
Conc. Rg. Total	15/15	490	472	13,00	12,20	650	664	12,30	11,64	6,27	4,85	40,1	171,7
Alim. Cl. Total	10/10	648	557	16,66	13,75	634	641	12,30	11,82	6,40	5,33	47,3	228,7
Conc. Cl. 1	15/15	128	132	39,37	39,71	488	480	13,55	13,64	11,74	12,37	11,2	156,8
Rej. Cl. 1	15/15	521	498	9,68	9,94	692	688	11,21	11,33	3,25	3,49	42,3	147,7
Conc. Sc. Cl.	5/3	85	86	22,20	22,26	514	514	12,80	12,81	7,95	7,96	7,3	56,9
Rej. Sc. Cl.	5/3	436	412	7,24	7,37	727	724	10,90	11,02	2,34	2,56	35,0	90,7
Rej. Cl. 2	5/3	73	73	34,80	34,79	670	670	11,80	11,80	5,56	5,55	6,2	75,8
Conc. Final	5/3	55	59	45,50	45,75	245	245	15,90	15,91	20,03	20,75	5,0	81,0

Observa-se que, de maneira geral, os valores calculados pelo “software” são bem próximos aos obtidos experimentalmente. O fluxo que apresentava problema de massa era o rejeito “scavenger do cleaner”. Uma vez que ele foi ajustado, o concentrado “rougher” total foi reajustado e, por sua vez, a alimentação do “cleaner”. Em termos do teor de cobre, apenas o concentrado “rougher” sofreu um ajuste mais significativo, conforme esperado pelo balanço metalúrgico feito previamente. Em função desse ajuste, a alimentação do “cleaner” total também foi reajustada. Em linhas gerais, pode-se concluir que o LCT realmente atingiu o equilíbrio.

Na Tabela 4.13, são comparados os resultados do balanço de massa da planta industrial e do ensaio LCT e na Figura 4.13, os desempenhos nos estágios e no circuito de limpeza, que compreende os estágios “cleaner 1”, “scavenger do cleaner” e “cleaner 2”.

Pela Tabela 4.13, observa-se que não houve uma diferença significativa entre os teores de cobre dos fluxos individuais obtidos para o LCT e a planta industrial, a não ser para o teor de cobre no rejeito “cleaner 2” (ensaio LCT - 34,79% e planta industrial - 20,34%). Essa

diferença é causada pela maior recuperação de cobre no concentrado “cleaner 1” (156,8%) em relação ao da planta industrial (108,0%). Isto é um indício de que o tempo de flotação no “cleaner 2” foi insuficiente. Esse tempo deveria ser ajustado de tal forma que houvesse uma pequena diminuição do teor de cobre no concentrado do “cleaner 2” (concentrado final), com um conseqüente aumento da recuperação global de massa e de cobre, aproximando-se mais dos valores obtidos na planta industrial.

Tabela 4.13 - Comparação entre os resultados dos fluxos da PI e o ensaio LCT – Caraíba Mineração.

Fluxo	Teor de Cu (%)	Planta Industrial		Teor de Cu (%)	LCT	
		Recuperação Global			Recuperação Global	
		Massa (%)	Cobre (%)		Massa (%)	Cobre (%)
Alim. Flotação	3.03	100.0	100.0	2.85	100.0	100.0
Alim. Rg. Total	4.19	140.2	194.1	4.02	135.0	190.7
Rej. Rougher	0.54	94.0	16.8	0.62	95.0	20.7
Conc. Rg. Total	11.65	46.2	177.7	12.2	40.1	171.7
Alim. Cl. Total	12.73	57.6	241.9	13.75	47.3	228.7
Conc. Cl. 1	33.93	9.6	108.0	39.71	11.2	156.8
Rej. Cl. 1	9.30	51.6	158.3	9.94	42.3	147.7
Conc. Sc. Cl.	17.14	11.4	64.2	22.26	7.3	56.9
Rej. Sc. Cl.	7.09	40.2	94.1	7.37	35.0	90.7
Rej. Cl. 2	20.34	3.6	24.4	34.79	6.2	75.8
Conc. Final (Cl. 2)	42.14	6.0	83.6	45.75	5.0	81.0

Observa-se, ainda nessa tabela, pequenas diferenças encontradas nas recuperações globais de cobre. Estas são decorrentes da diferença no teor de cobre inicial (3,03% na planta industrial e 2,85% no LCT), uma vez que os teores e as recuperações de massa por fluxo não estão muito diferentes.

Pela Figura 4.13, observa-se que, apesar do estágio “rougher” e “scavenger do cleaner” do ensaio LCT terem apresentado fatores de enriquecimento (FE) maiores do que o da planta industrial, os desempenhos quanto à recuperação de cobre foram muito similares. O mesmo não ocorre no estágio “cleaner 1”, no qual se obteve um maior fator de enriquecimento e uma maior recuperação de cobre no ensaio LCT quando comparados com os da planta industrial. Quanto ao estágio “cleaner 2”, observa-se uma compensação do desempenho do

estágio “cleaner 1”, uma vez que LCT e PI apresentam o mesmo fator de enriquecimento mas a recuperação de cobre no LCT é menor.

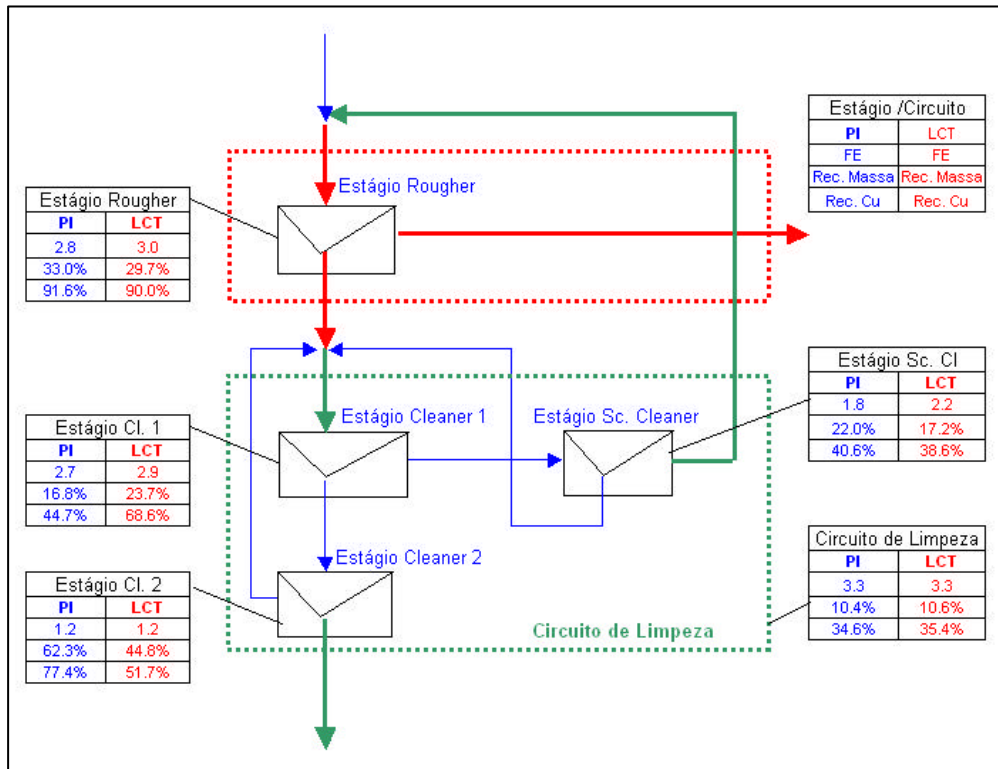


Figura 4.13 - Comparação entre os estágios da PI e LCT – Caraíba Mineração.

Essa diferença entre os estágios é causada pelas cargas circulantes e é difícil afirmar em qual estágio está realmente o problema, pois o desempenho de um estágio interfere no outro, em que seu produto é alimentado. Porém, quando a análise é feita no circuito de limpeza, ou seja, levando em consideração a alimentação do estágio “cleaner 1” (alimentação “cleaner” total) e o concentrado final (concentrado “cleaner 2”), tem-se uma boa aproximação de todos os resultados, o que leva a concluir que os desempenhos dos estágios se compensaram.

De maneira geral, o ensaio LCT reproduz com confiança os dados obtidos na planta industrial.

4.3.4 MPP

4.3.4.1 Dimensionamento

Para o cálculo do número de células para a mini planta, analisaram-se 3 cenários.

No primeiro cenário, calcula-se a razão de células para cada um dos estágios da planta industrial, supondo que todas as células possuem o mesmo volume. O procedimento adotado para esse cálculo pode ser melhor compreendido, tendo em vista os dados apresentados na Tabela 4.14. Usando a equação (3.4) e tendo em vista o volume de ar na polpa em cada um dos estágios, calcula-se o volume efetivo de cada um deles. Para se calcular a razão de células, divide-se o volume efetivo de cada estágio pelo menor volume efetivo encontrado (“cleaner 2”). Em seguida, dividiu-se o volume encontrado por 3, tendo em vista o fato de que o número máximo de células na MPP é 12 e que sempre se tem um excesso de volume no estágio “cleaner 2”. Os tempos de residência de cada estágio, mostrados na Tabela 4.14, são os mesmos apresentados na Tabela 4.7.

Tabela 4.14 - Cálculo do número de células de mesmo volume da PI - Caraíba Mineração.

Estágio	Tempo de Residência (min)	Volume Total (m ³)	% Volume de ar	Volume Efetivo (m ³)	N ^o Células	N ^o Células dividido por 3
"Rougher"	25,8	340	15%	274.6	21.3	7.1
"Cleaner 1"	5,7	51	20%	38.8	3.0	1.0
"Cleaner 2"	12,5	17	20%	12.9	1.0	0.3
"Scav.Cleaner"	12,8	85	10%	72.7	5.6	1.9

No segundo cenário, com base nos tempos de residência dos ensaios LCT, mostrados na Tabela 4.10, e no fato de que, segundo Wood (2003), o fator de “scale up” usualmente utilizado para minério de cobre é 2, determinou-se a vazão de alimentação da mini planta, de modo que o número total de células fosse igual ou inferior a 12 (número de células disponíveis na MPP). Assim, foi encontrado o número de células para cada estágio.

No terceiro cenário, apresenta-se o tempo de residência que se teria, caso se utilizasse a mesma proporção de células da industrial.

Na Tabela 4.15, são apresentados os tempos de residência e razão de células para os 3 cenários.

Tabela 4.15 - Possibilidades de arranjo para MPP – Caraíba Mineração.

Estágio	Planta Industrial		MPP		Calculado	
	T.R. (min)	Nº Células	T.R. (min)	Nº Células	T.R. (min)	Nº Células
Vazão	200 t/h		8,85 t/h		8,85 t/h	
“Rougher”	25,8	7,1	16	7,1	16	7,1
“Cleaner 1”	5,7	1,0	4	0,5	7,5	1,0
“Cleaner 2”	12,5	0,3	2	0,01	41	0,3
“Sc. Cleaner”	12,8	1,9	4	0,4	18	1,9

TR = tempo de residência

Por essa tabela, observa-se que, nos 3 cenários, o número de células “rougher” é o mesmo, uma vez que a vazão de alimentação da MPP foi ajustada para se obter o mesmo número de células que a planta industrial. Para o estágio “cleaner 1” da MPP, adotou-se apenas uma célula, que trabalharia inicialmente com o nível da polpa mais baixo. O objetivo foi o de reduzir o volume efetivo da célula para que o tempo de residência reduzisse de 7,5 minutos (cenário 3) para perto de 4 minutos (cenário 2). Caso os resultados não fossem satisfatórios, aumentar-se-ia o nível da polpa para dar mais tempo para que o material pudesse ser recuperado. O mesmo procedimento foi adotado para o estágio “cleaner 2”.

Já no “scavenger do cleaner” tinham-se duas opções: trabalhar com uma célula, atendendo o cenário 2, ou trabalhar com 2 células, atendendo o cenário 1, porém superdimensionando o tempo de residência, pois o inicialmente previsto era de 4 minutos. Decidiu-se, com base na experiência já adquirida, por iniciar a operação com 2 células e assim que a planta entrasse em regime, reduzir o número de células de acordo com a “performance” da operação.

Vale ressaltar que essa metodologia para determinação do número de células só foi empregada por se terem cenários tão diferentes uns dos outros. Em geral, para um novo projeto, a determinação do número de células é feita multiplicando o tempo de flotação de bancada por 2 e determinando o número de células. Como não se tinha nenhum trabalho de comprovação desse fator de “scale up”, a não ser para a “rougher” (Santos *et al.*, 2003), é que se decidiu fazer esse trabalho de investigação.

Conforme comentado no item 4.3.2, foi realizada a amostragem do circuito de moagem industrial para que se pudesse determinar a carga de moagem ideal para a MPP que produzisse a mesma distribuição granulométrica do produto moído em escala industrial. Porém, não foi possível realizar esse estudo a tempo e se decidiu adotar, na moagem da MPP, a distribuição de carga moedora apresentada na Tabela 3.5, página 37.

Na Figura 4.14, são comparadas as distribuições granulométricas das amostras de alimentação tanto da planta industrial (PI) quanto da MPP. Já na Figura 4.15, comparam-se as distribuições de cobre por faixa granulométrica para os mesmos produtos. A planilha com os resultados é apresentada no ANEXO V.

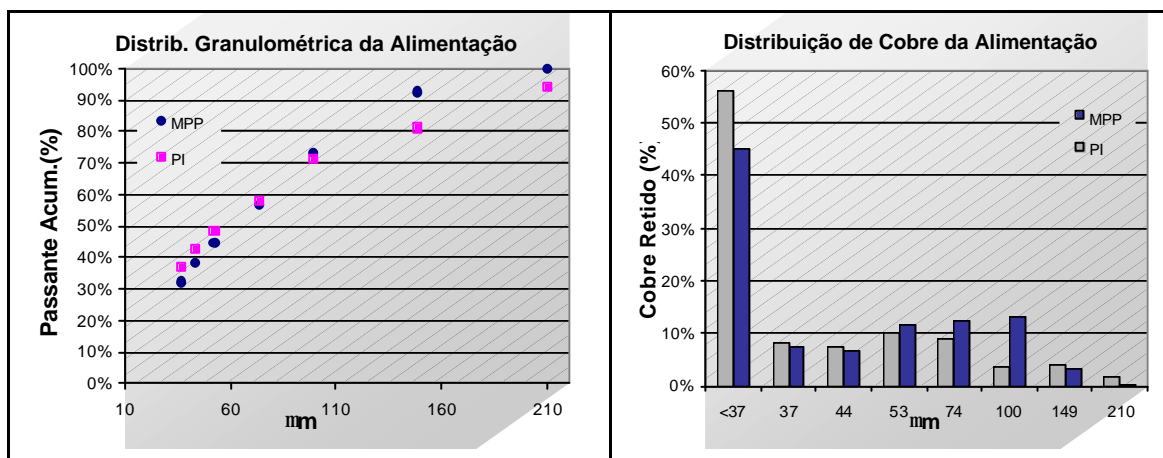


Figura 4.14- Comparação entre a distribuição granulométrica da alimentação da MPP e PI.

Figura 4.15- Comparação entre a distribuição de cobre da alimentação da MPP e PI.

Observa-se, pelas curvas apresentadas na Figura 4.14, que a amostra da MPP apresentou-se mais fina que a da PI na fração grosseira ($+ 110\mu\text{m}$) e com menor percentual de material passante nas frações mais finas. Essa característica já era esperada, uma vez que a moagem de barras, usada na MPP, tende a moer as partículas grossas sem que haja cominuição das partículas finas. Assim, tem-se uma distribuição das partículas grossas nas frações intermediárias.

Essa mesma tendência pode ser observada na distribuição do cobre nas faixas granulométricas. A amostra da MPP apresenta maior parte do seu cobre nas frações intermediárias enquanto que a amostra da planta industrial tem a maior parte do seu cobre na fração fina.

Como a diferença do percentual de massa retido nas malhas, para as duas amostras, não foi muito significativa, decidiu-se dar a continuidade ao ensaio, utilizando a distribuição de carga moedora apresentada na Tabela 3.5.

4.3.4.2 Operação

Para dar início à operação da MPP, são feitas duas bateladas de moagem para que os tanques de alimentação sejam completamente preenchidos. Em seguida, procede-se à alimentação do circuito de flotação da MPP. Quando a polpa começa a ser recirculada, são iniciadas as amostragens de controle para ajuste dos volumes de polpa, aeração e rearranjo da planta caso seja necessário aumentar ou diminuir o número de células.

Com base nos resultados de análise química por difração de raios X e recuperação de massa, verificou-se que seria mais adequado se trabalhar com duas células, ao invés de uma, no estágio “scavenger do cleaner”, uma vez que para duas células, a recuperação de massa estava adequada e o teor de cobre do rejeito estava acima do valor esperado. O uso de três células foi descartado para evitar que o tempo de residência se tornasse muito elevado.

Em geral, em circuitos simples e abertos (sem recirculação de fluxos de limpeza no estágio “rougher”), ajusta-se primeiro o estágio “rougher” e “scavenger do rougher”, para depois ajustar os estágios de limpeza. Essa é uma seqüência lógica de ajuste, pois segue o sentido de concentração.

O circuito da Caraíba Mineração, por ter o rejeito “scavenger do cleaner” retornando na alimentação do “rougher”, impede que a metodologia apresentada acima possa ser utilizada. Quando se tentava ajustar o “rougher”, prejudicava-se o “cleaner” e vice-versa. Como o “rougher” era a único estágio que estava com o mesmo número de células nos 3 cenários, decidiu-se por ajustá-lo, conforme a planta industrial, e assegurar que o “cleaner 2” estaria produzindo concentrado final com teor de cobre acima de 40%. Para isso, foram feitos ajustes no nível e taxa de aeração do “scavenger do cleaner” e “cleaner 1”.

Após 96 horas de operação, estando a planta realmente em regime (vazão de alimentação igual à soma das vazões do concentrado final e rejeito final e teor de cobre calculado pelos produtos igual ao teor de cobre da alimentação), deu-se início as amostragens para obtenção dos dados para o balanço de massa. Primeiramente, foi feita a amostragem aberta e, na seqüência, a amostragem fechada.

4.3.4.3 Amostragem

A amostragem aberta foi realizada coletando continuamente, por 2 horas, os produtos finais da MPP. Essa coleta foi realizada por incrementos, a cada 30 minutos, e os resultados podem ser visualizados na Tabela 4.16.

Para a realização da caracterização química, foram retiradas duas alíquotas de cada produto: uma para análise do incremento e a outra para fazer parte de uma amostra composta do produto. O objetivo foi comparar o resultado calculado com o analisado, verificando se o processo de quartejamento e amostragem estavam sendo bem executados.

Quando se comparam os resultados de análise química da amostra composta com o valor calculado, tem-se uma boa aproximação dos mesmos. Um pequeno desvio é observado para análise do flúor, mas não muito significativo. Cabe, também, ressaltar que a determinação de flúor nas amostras é mais passível de erros que para os demais elementos.

Tabela 4.16 - Amostragem aberta MPP – Caraíba Mineração.

Ponto	Tempo Amostragem (min)	Massa (g)		% sólidos	Vazão (kg/h)	Teor (%)			
		Úmida	Seca			Cu	F*	Fe	S
Rej Final - 1	30	14496	4180	29%	8,36	0,64	920	10,10	0,60
Rej Final - 2	30	14357	4120	29%	8,24	0,64	945	10,10	0,60
Rej Final - 3	30	14216	4020	28%	8,04	0,63	962	10,00	0,59
Rej Final - 4	30	13766	3980	29%	7,96	0,59	959	10,10	0,56
Rej Rg composta	120	56834	16300	29%	8,15	0,64	1232	10,10	0,57
Rej Rg comp calc	120	56834	16300	29%	8,15	0,63	946	10,08	0,59
Conc. Cl2 - 1	30	316	172	55%	0,34	46,1	251	15,30	23,62
Conc. Cl2 - 2	30	199	97	49%	0,19	45,5	154	15,20	23,47
Conc. Cl2 - 3	30	314	111	35%	0,22	45,1	153	15,30	23,51
Conc. Cl2 - 4	30	749	429	57%	0,86	47,4	129	15,90	24,51
Conc. Cl 2 composta	120	1578	809	51%	0,40	46,6	142	15,50	24,06
Conc. Cl 2 comp. Calc	120	1578	809	51%	0,40	46,6	161	15,61	24,06
Alim calc 1	30	14812	4352	29%	8,70	2,44	893	10,31	1,51
Alim calc 2	30	14557	4217	29%	8,43	1,68	927	10,22	1,12
Alim calc 3	30	14530	4131	28%	8,26	1,82	940	10,14	1,21
Alim calc 4	30	14514	4409	30%	8,82	5,14	878	10,66	2,89
Alim. Calc. Comp.	120	58413	17109	29%	8,55	2,81	1180	10,36	1,68
Alim calc	120	58413	17109	29%	8,55	2,80	909	10,34	1,70

Obs: resultado expresso em ppm

Observa-se, pela tabela, que nesse período de 2 horas a operação oscilou significativamente no “cleaner 2”. Essa oscilação era esperada pelo comportamento desse estágio durante a operação. Esta se deu em ciclos de carregamento, no qual havia a concentração do cobre em uma espuma espessa, que transbordava quando atingia o nível da célula. Essa espuma era descarregada por completo e, então, se iniciava um novo ciclo de carregamento. Esse comportamento pode ser observado pelas baixas vazões dos incrementos 2 e 3 e alta vazão

do incremento 4, compensando os dois anteriores. Dessa forma, se alcançou um valor médio próximo ao esperado para um teor um pouco mais alto, obtendo-se a mesma recuperação metalúrgica que a da planta industrial.

O objetivo de se fazer a amostragem aberta é justamente coletar amostra por um período mais longo, possibilitando identificar a existência de ciclos na operação da planta. Os resultados ajudam a melhor identificar problemas na amostragem fechada.

Na amostragem fechada, coletaram-se todos os fluxos durante um longo intervalo de tempo, quase 6 horas de amostragem. A coleta das amostras dos fluxos intermediários foi feita por incrementos, simplesmente para não desestabilizar a planta. Durante 15 segundos, foi feita a coleta da amostra, aguardando-se em geral 5 minutos, para dar prosseguimento à coleta. Esse procedimento foi adotado até que se completassem os tempos totais de amostragem, apresentados na Tabela 4.2. Esse período de amostragem permite que os ciclos ocorram completamente e que os distúrbios possam ser absorvidos. Na Tabela 4.17, são apresentados os resultados da amostragem fechada.

Tabela 4.17 - Amostragem fechada MPP – Caraíba Mineração.

Ponto	Tempo de amostragem (min)	Massa Seca (g)	% sólidos	Vazão (kg/h)		Densidade (g/cm ³)		Teor (%)			
				Minério	Água	Sólido	polpa	Cu	F*	Fe	S
Alim flotação	2	304	33,3	9,11	18,28	3,38	1,31	2,98	826	11,40	1,81
Alim Rg. total	-	2142	28,7	11,75	31,42	3,4	1,26	6,46	835	10,49	3,45
Conc. Rg	10	874	20,2	5,24	20,74	3,53	1,17	15,00	565	11,30	7,82
Rej. Final	10	1334	29,5	8,00	19,14	3,35	1,26	0,54	987	9,90	0,49
Alim. Cl. 1	-	1471	27,8	8,82	22,96	3,70	-	21,16	478	12,26	11,20
Conc. Cl. 1	10	175	69,5	1,05	0,46	4,43	2,17	33,50	287	14,20	18,01
Rej. Cl. 1	10	1012	27,8	6,07	15,79	3,7	1,25	17,00	508	11,50	8,69
Conc. Sc.	10	483	60,8	2,90	1,87	3,91	1,83	30,80	352	13,70	16,47
Rej. Sc.	10	534	21,0	3,20	12,07	3,46	1,18	14,50	558	11,20	7,49
Conc. Final	30	275	71,9	0,55	0,21	4,61	2,29	45,80	227	14,90	23,03
Rej. Cl 2.	10	114	66,5	0,68	0,34	4,11	2,01	27,60	343	13,50	14,82
Alim calc	-	1609	32,8	8,55	19,35	3,43	1,30	3,45	938	10,22	1,94

* Obs: resultado expresso em ppm

Para auxiliar a comparação entre os resultados das amostragens, foi feita uma avaliação da amostragem fechada por balanços metalúrgicos de diferentes volumes de controle (Tabela 4.18), verificando-se, assim, a existência de incoerências nos resultados.

Tabela 4.18 - Balanços metalúrgicos para diferentes volumes de controle – MPP – Carafba Mineração.

Ponto	Volume de controle	Vazão	Teor
Alimentação	Conc. Rg Total + Rej. Final - Rej. Sc Cl.	10,05	3,64
Alimentação	Rej. Final + Conc. final	8,55	3,45
Alimentação	Conc. Cl. 1 + Rej. Final - Rej. Cl. 2	8,37	2,47
Alim. "rougher"	Conc. Final + Rej. Final + Rej. Sc. Cl.	11,75	6,46
Alim. "rougher"	Alim. Flotação + Re. Sc. Cl.	12,31	5,98
Alim. "rougher"	Conc. Rg Total + Rej. Final	13,25	6,26
Conc. Rg Total	Rej. Sc. Cl. + Conc. Final	3,75	19,08
Conc. Rg Total	Conc. Cl. 1 + Rej. Cl. 1 - Conc. Sc. Cl - Rej. Cl. 2	3,54	8,58
Conc. Rg Total	Conc. Cl. 1 + Rej. Sc. Cl. - Rej. Cl. 2	3,57	17,59
Conc. Rg Total	Conc. Final + Rej. Cl - Conc. Sc. Cl.	3,72	10,51
Rej. "cleaner"	Conc. Sc. Cl. + Rej. Sc. Cl.	6,10	22,24
Rej. "cleaner"	Aim. Cl Total + Rej. Re Cl 1 - Conc. Cl. 1	8,46	20,15
Conc. "deaner"	Alim. Cl. Total - Rej. Cl. 1	2,75	30,34
Conc. "cleaner"	Conc. Final + Rej. Cl. 2	1,23	35,70

Pela Tabela 4.17, observa-se que a vazão da alimentação da amostragem fechada (9,11kg/h) está um pouco mais alta que a vazão calculada pelos produtos de saída das duas amostragens, aberta e fechada (8,55 kg/h) e que a vazão calculada de um outro volume de controle (soma do concentrado "cleaner" e rejeito final menos o rejeito do "cleaner 2"). O valor de vazão de 10,05kg/h, encontrado para o volume de controle concentrado "rougher" total + rejeito final – rejeito "scavenger do cleaner" parece ter sido influenciado pelo concentrado "rougher" total. Isto é um indício de que a vazão do concentrado "rougher" pode estar mais alta do que deveria, influenciando assim um dos resultados.

Em se tratando do teor de cobre da alimentação, o teor analisado está mais adequado que o valor calculado, no qual estão embutidos vários erros inerentes à amostragem.

Quanto à vazão e o teor do rejeito final, observa-se uma tendência na redução dos valores durante a amostragem aberta (Tabela 4.16), podendo ter desestabilizado durante a amostragem fechada.

A vazão medida do concentrado “rougher” na amostragem fechada (5,24kg/h – vide Tabela 4.17) apresenta-se mais elevada que as vazões calculadas para os 4 diferentes volumes de controle (Tabela 4.18). Este valor também influenciou negativamente o cálculo da alimentação “rougher”, que parece estar mais adequado quando calculado pelos produtos finais e o rejeito “scavenger do cleaner”.

Já a vazão do rejeito “cleaner 1” (6,07kg/h – vide Tabela 4.17) tende a estar correta quando comparada com a soma das vazões do concentrado e rejeito “scavenger do cleaner” (6,10kg/h). Porém, o mesmo não acontece com o teor. O valor analisado (15,79% de Cu) está subestimado, uma vez que para os dois volumes de controle os valores são bem mais altos (22,24 e 20,15% de Cu).

Tendo-se que o circuito da Caraíba Mineração possui vários fluxos de recirculação, uns interferindo nos outros, e sendo a mini planta um equipamento sensível às interferências por ter uma baixa vazão de alimentação (6 a 10kg/h), torna-se difícil afirmar quais são os problemas da amostragem. As observações apresentadas são hipóteses para guiar o balanço de massa que é feito no “software” Bilco, no qual os dados são mais bem ajustados quando envolvem não somente a massa e o teor de cobre, como também os teores das demais espécies presentes no minério.

Foi adotado o seguinte critério para o estabelecimento dos erros de massa e química:

- massa e teor esperados = erro igual a 3
- massa e teor com desvio pequeno nos balanços metalúrgicos = 5
- massa e teor com desvio médio nos balanços metalúrgicos = 7
- massa e teor com desvio grande nos balanços metalúrgicos ou calculados por dois outros fluxos = 10
- massa e fluxo calculados por três ou mais fluxos = 15

Os desvios dos teores são menores que os desvios das vazões, uma vez que a definição dos valores das vazões é influenciada pelo teor dos fluxos. Apenas para os fluxos rejeito do “cleaner 1” e concentrado “scavenger do cleaner” é que foi observado que, apesar do valor

da vazão se mostrar coerente, o mesmo não ocorreu para o teor. Por esse motivo, foi atribuído um erro maior para esse último parâmetro.

Na Tabela 4.19, são apresentados os valores da amostragem fechada ajustados pelo programa Bilco. Conforme previsto pelos balanços metalúrgicos e pelo valor calculado pela amostragem aberta, apresentados na Tabela 4.18 e Tabela 4.16, respectivamente, o fluxo de alimentação experimental (9,11kg/h) estava acima do valor estimado (8,53kg/h). Quanto aos teores, não houve nenhuma mudança significativa.

Tabela 4.19 - Balanço de massa da MPP ajustado pelo Bilco – Carafba Mineração.

Fluxo	Erro	Massa (kg/h)		Teor Cu (%)		Teor F (ppm)		Teor Fe (%)		Teor S (%)		Recuperação (%)	
	Massa / Teor	Exp.	Est.	Exp.	Est.	Exp.	Est.	Exp.	Est.	Exp.	Est.	Massa	Cobre
Alim. Flotação	5 / 3	9,11	8,53	2,98	2,99	826	831	11,40	11,35	1,81	1,81	100	100
Alim. Rg. Total	7 / 7	11,75	12,25	6,46	6,00	835	758	10,49	11,20	3,45	3,28	143,6	288,6
Rej. Rg.	5 / 3	8,00	8,02	0,54	0,54	987	987	9,90	9,90	0,49	0,49	94,0	17,0
Conc. Rg Total	10 / 7	5,24	4,23	15,00	16,55	565	546	11,30	11,34	7,82	8,53	49,5	274,5
Alim. Cl.Total	15 / 15	8,82	6,88	21,16	20,42	478	474	12,26	12,09	11,20	10,57	80,6	551,2
Conc.Cl 1	10 / 7	1,05	1,15	33,50	34,15	287	289	14,20	14,16	18,01	18,07	13,5	154,5
Rej.Cl 1	15 / 10	6,07	6,37	17,00	18,61	508	494	11,50	11,87	8,69	9,64	74,7	465,3
Conc. Sc. Cl.	10 / 7	2,90	2,65	30,80	26,58	352	358	13,70	13,29	16,47	13,81	31,1	276,7
Rej. Sc. Cl.	10 / 7	3,20	3,72	14,50	12,92	558	590	11,20	10,85	7,49	6,66	43,6	188,6
Rej.Cl. 2	7 / 5	0,68	0,64	27,60	27,12	343	339	13,50	13,54	14,82	14,78	7,6	68,6
Con.Final	5 / 3	0,55	0,51	45,80	43,07	227	226	14,90	14,94	23,03	22,25	6,0	85,9

Outro ajuste feito pelo programa e já previsto pelos balanços metalúrgicos nos diferentes volumes de controle foi no concentrado “rougher”, cuja vazão experimental está acima do valor estimado (5,24 e 4,23kg/h, respectivamente) e cujo teor está abaixo (15,00 e 16,55%, respectivamente). Essa redução na massa refletiu diretamente no valor do fluxo da alimentação do “cleaner”, uma vez que o concentrado “rougher” é um dos fluxos que a compõe. O fluxo da alimentação do “cleaner” também foi influenciado diretamente pela redução do teor do concentrado “scavenger do cleaner”. Provavelmente, esse fluxo foi amostrado em um momento de descarga da célula.

Observa-se na Tabela 4.19 que os erros para ajuste do rejeito “cleaner 1” estão mais altos (15/10) do que os dos produtos do “scavenger do cleaner” (10/7), uma vez que esse fluxo é proveniente de um estágio (“cleaner 1”) influenciado por vários fluxos. O teor calculado do rejeito “cleaner 1” (18,61%) foi mais alto que o valor experimental (17,00%), influenciado principalmente pelo ajuste feito nos produtos do estágio “scavenger do cleaner”. O ajuste do teor de cobre do rejeito “scavenger do cleaner” foi feito, provavelmente, em função da sua contribuição na alimentação do estágio “rougher” e, também, em função dos demais teores analisados e ajustados. Já o ajuste do concentrado “scavenger do cleaner” foi feito em função do teor da alimentação do estágio “cleaner”. Esse é um exemplo importante para ilustrar a dificuldade de se fazer um balanço de massa em um circuito fechado, ressaltando a necessidade de se utilizar mais de um elemento no ajuste do balanço de massa.

Analisando-se globalmente os resultados apresentados na Tabela 4.19, observa-se que os ajustes efetuados não foram muito grandes e os valores calculados foram condizentes com os obtidos na amostragem industrial, apesar de ter havido alguns problemas de amostragem em alguns fluxos. As mudanças propostas pelo software vieram ao encontro dos valores observados durante as amostragens de controle, permitindo, assim, considerar o ajuste aceitável.

Na Figura 4.16, são comparadas as distribuições granulométricas dos concentrados finais e, na Figura 4.17, as distribuições de cobre por faixa granulométrica dos mesmos produtos. A planilha com os resultados é apresentada no ANEXO V.

Pelas figuras, observa-se que a distribuição granulométrica das partículas do concentrado da MPP foi ligeiramente mais fina do que a da planta industrial. Quando se observa a distribuição do cobre por faixa granulométrica (Figura 4.17) tem-se uma boa similaridade das frações finas, divergindo apenas na fração grosseira. Parece que as células industriais possuem uma hidrodinâmica que favorece a maior recuperação dessas partículas.

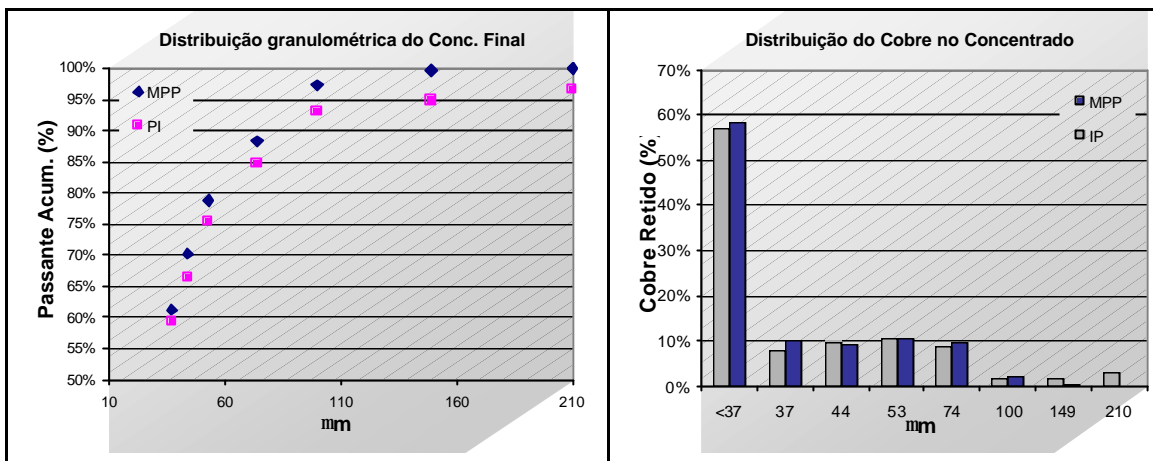


Figura 4.16- Comparação entre a distribuição granulométrica do concentrado final da MPP e PI.

Figura 4.17- Comparação entre a distribuição de cobre do concentrado final da MPP e PI.

Na Tabela 4.20, são comparados os resultados do balanço de massa da planta industrial e da MPP e, na Tabela 4.21, os desempenhos por estágio, bem como os resultados globais.

Tabela 4.20 - Comparação entre os resultados da planta industrial e a MPP – Caraíba Mineração.

Fluxo	Planta Industrial (PI)			MPP		
	Teor de Cu (%)	Recuperação Global		Teor de Cu (%)	Recuperação Global	
		Massa	Cobre		Massa	Cobre
Alim. Flotação	3,03	100,0	100,0	2,99	100,0	100,0
Alim. Rg. Total	4,19	140,2	194,1	5,96	142,7	285,0
Rej. Rougher	0,54	94,0	16,8	0,54	94,1	17,0
Conc. Rg. Total	11,65	46,2	177,7	16,56	48,6	269,5
Alim. Cl. Total	12,73	57,6	241,9	20,42	79,1	541,0
Conc. Cl. 1	33,93	9,6	108,0	34,15	13,3	151,7
Rej. Cl. 1	9,30	51,6	158,3	18,61	73,3	456,6
Conc. Sc. Cl.	17,14	11,4	64,2	26,56	30,5	271,6
Rej. Sc. Cl.	7,09	40,2	94,1	12,93	42,7	185,0
Rej. Cl. 2	20,34	3,6	24,4	27,12	7,4	67,3
Conc. Final (Cl. 2)	42,14	6,0	83,6	43,05	5,9	84,4

Observa-se que houve diferenças ente as recuperações de massa e cobre nos fluxos individuais do circuito “cleaner” (vide Tabela 4.21) e que, diferentemente do que ocorreu no LCT, a recuperação global do estágio de limpeza, mostrado na Tabela 4.22, não foi

comparável ao da planta industrial. Entretanto, o desempenho de um estágio compensou o do outro, permitindo que o resultado do concentrado “cleaner 2” da MPP fosse igual ao da planta industrial, o mesmo ocorrendo com a recuperação global das duas plantas.

Tabela 4.21 - Comparação entre os desempenhos dos estágios da MPP e PI – Caraíba Mineração.

Resultados		PI	MPP
"Rougher"	Alim. Estágio - % Cu	4,19	5,96
	Alim. Estágio - % sólidos	33,8	28,7
	Conc.Estágio - % Cu	11,6	16,6
	Conc. Estágio - % Sólidos	28,1	20,2
	Fator de Enriquecimento	2,8	2,8
	Rec Massa Estágio (%)	32,6	34,0
	Rec. Cu Estágio (%)	91,3	94,5
"Cleaner" 1	Alim. Estágio - % Cu	12,7	20,4
	Alim. Estágio - % sólidos	23,6	27,8
	Conc.Estágio - % Cu	33,9	34,1
	Conc. Estágio - % Sólidos	25,0	69,5
	Fator de Enriquecimento	2,7	1,7
	Rec Massa (%)	17,3	16,8
	Rec. Estágio	45,6	28,0
"Scavenger do Cleaner"	Alim. Estágio - % Cu	9,30	18,61
	Alim. Estágio - % sólidos	25,0	27,8
	Conc.Estágio - % Cu	17,14	26,56
	Conc. Estágio - % Sólidos	28,1	60,8
	Fator de Enriquecimento	1,8	1,4
	Rec Massa (%)	22,3	41,7
	Rec. Estágio	40,9	59,5
"Cleaner" 2	Alim. Estágio - % Cu	33,9	34,1
	Alim. Estágio - % sólidos	25,0	69,5
	Conc.Estágio - % Cu	42,1	43,0
	Conc. Estágio - % Sólidos	40,3	71,9
	Fator de Enriquecimento	1,2	1,3
	Rec Massa (%)	60,9	44,1
	Rec. Estágio	76,3	55,7
Circuito de Limpeza	Conc. % Cu	3,3	2,1
	Rec. Massa (%)	10,4	7,4
	Rec.Cu (%)	34,6	15,6
Global	Conc. % Cu	42,1	43,0
	Rec. Massa (%)	6,0	5,9
	Rec. Cu (%)	83,6	84,4

Pela Tabela 4.21, observa-se, ainda, que o desempenho do estágio “rougher” da MPP foi melhor que o da PI, por apresentar uma recuperação do cobre ligeiramente maior. Quanto ao fator de enriquecimento (teor do concentrado dividido pelo teor da alimentação no estágio), os valores foram iguais para as duas plantas. Tem-se, ainda, que a polpa de alimentação na MPP era mais diluída, o que promoveu uma melhor concentração do cobre na espuma e o escoamento dessa na calha da célula.

O estágio “cleaner 1” da MPP teve uma alimentação com teor de cobre bem mais elevado (20,4% na MPP e 12,7% na PI), em decorrência principalmente do maior teor desse metal no concentrado “rougher”. Este fluxo contribuiu com cerca de 57% da massa que alimenta o estágio “cleaner 1”. Para manter a recuperação de massa do concentrado “cleaner 1” na MPP próxima à da planta industrial, reduziram-se o nível da polpa e a taxa de aeração, o que gerou uma drenagem excessiva na espuma, produzindo um concentrado com % de sólidos elevada. Observa-se que as recuperações de massa das duas plantas foram muito próximas, mas a recuperação de cobre bem mais baixa na MPP.

Essa baixa recuperação de cobre no “cleaner 1” refletiu diretamente no estágio “scavenger do cleaner”, pois foi enviado um conteúdo de cobre muito maior do que o que era previsto. Assim sendo, as recuperações tanto de massa quanto de cobre nesse estágio da MPP foram bem maiores do que as da planta industrial, de modo a não haver uma sobrecarga na alimentação do estágio “rougher”.

Já o estágio “cleaner 2” da MPP foi ajustado para que a recuperação de massa (6,02% na PI e 5,86% na MPP) e o teor de cobre (42,14% na PI e 43,05% na MPP) do concentrado fossem equiparados ao da planta industrial (vide Tabela 4.20). Como a taxa de alimentação (massa total e cobre) no “cleaner 2” da MPP (concentrado “cleaner 1”) era quase 50% mais alta do que na PI, a recuperação do estágio foi mais baixa do que a da planta industrial, enviando uma massa de rejeito bem mais elevada para o estágio “cleaner 1”.

Na Tabela 4.22, são apresentadas as análises químicas dos concentrados finais da planta industrial, da MPP e do ensaio LCT e, na Tabela 4.23, são apresentadas as análises

mineralógicas dos concentrados da planta industrial e da MPP. Para o concentrado do ensaio LCT não foi realizada a análise mineralógica.

Tabela 4.22 - Análise química dos concentrados da MPP e PI – Caraíba Mineração.

Elementos	PI	MPP	LCT
Cu	42.14	43.05	45.75
F	194	226	245
S	15.43	14.94	15.91
Fe	21.07	22.24	20.75

Tabela 4.23: Análise mineralógica dos concentrados da MPP e PI – Caraíba Mineração

Minerais	PI	MPP
Quartzo	3	2
Plagioclásio	t	t
Piroxênio	3	3
Argilo mineral	r	r
Clorita	t	r
Biotita	11	7
Sericita	r	t
Anfibólio	4	3
Epidoto	r	r
Talco	r	r
Rutilo	r	r
Magnetite	r	r
Calcopirita	21	23
Covelita	r	r
Bornita	54	58
Calcocita	t	t
Pirita	r	r

* traço (t) - > 0,5% e < 1%

raro(r) - < 0,5%

Observa-se que, em termos dos elementos principais (Cu, Fe e S), não há uma diferença significativa entre os três concentrados, mostrando que tanto a MPP quanto o ensaio LCT são capazes de produzir concentrados com a mesma qualidade da planta industrial. A diferença nos resultados de flúor, principalmente para a PI, deve-se, provavelmente, a problemas de análise química, conforme já comentado anteriormente. Quanto à análise

mineralógica, verifica-se que também não há uma diferença significativa entre os concentrados da PI e da MPP. Esses resultados viabilizam a utilização dessas duas ferramentas (LCT e MPP) nos estudos de viabilidade de projetos bem como na produção de concentrado para ser utilizado na busca de mercado. Conforme já havia sido provado por Santos *et al.* (2003) e Loyola & Gonçalves (2005), a MPP reproduz com confiabilidade os resultados do estágio rougher. Em termos de recuperação global (Tabela 4.21), teor do concentrado final (Tabela 4.22) e análise mineralógica (Tabela 4.23), pode-se concluir que a MPP também apresentou um bom desempenho.

4.4 CONCLUSÕES

Analisando-se os resultados obtidos, pode-se concluir que alguns fatores contribuíram para as diferenças entre os resultados da MPP e da planta industrial, quais sejam:

1. *Amostragem dos fluxos internos*: devido às vazões muito baixas dos fluxos internos, estes não foram amostrados com regularidade para não desestabilizar a operação. Conseqüentemente, não foi possível ajustar, de forma adequada, as condições de operação dos estágios de limpeza.
2. *Volume das células da MPP*: a MPP tem apenas 12 células de mesmo volume. Sendo a taxa de alimentação da planta muito pequena, torna-se difícil determinar o número de células por estágio para que se tenha o tempo de residência adequado.
3. *Ajuste do estágio “cleaner 2”*: para se obter um concentrado na MPP com teor igual ao da planta industrial, reduziu-se o nível da polpa na célula de flotação e a taxa de aeração. Essas ações causaram a formação de uma espuma densa que prejudicou o escoamento adequado da espuma para a calha de coleta.
4. *Circuito de flotação fechado*: como o rejeito do “scavenger do cleaner” retornava para a alimentação do estágio “rougher”, qualquer ajuste feito no estágio de limpeza refletia diretamente no estágio “rougher”. Essa dificuldade levou a um ajuste do

circuito que produzisse um resultado global igual ao da planta industrial, sem que houvesse uma preocupação em se ajustar adequadamente os fluxos intermediários e, por consequência, sem que se preocupasse com o desempenho individual dos estágios.

5. *Porcentagem de sólidos na polpa:* as elevadas porcentagens de sólidos na polpa, provocadas pela redução dos níveis de polpa nas células e taxa de aeração, foram inadequadas para o bom funcionamento da MPP. Polpas mais diluídas teriam facilitado a separação ganga/minério de interesse e teriam contribuído para um melhor escoamento para as calhas. Mas, por outro lado, isto afetaria o resultado global da MPP.
6. *Tempo de operação:* para um circuito complexo como esse da Caraíba Mineração, em que se tem adição de cal para ajuste de pH, uma semana de operação na MPP foi insuficiente para se obter uma operação realmente em equilíbrio. Tinha-se um equilíbrio entre alimentação e produtos finais, mas não se tinha um equilíbrio nos fluxos internos. Talvez, se houvesse minério suficiente para se operar a MPP por mais uma semana, poderiam ser obtidos resultados dos fluxos intermediários mais próximos ao da planta industrial.

Mesmo em face de todos os aspectos levantados acima, aliados à complexidade do circuito da Caraíba Mineração, pode-se concluir, com os resultados alcançados e independentemente do circuito utilizado, que a MPP é um equipamento que reproduz com confiança dados do estágio “rougher”, podendo os resultados serem utilizados como critérios de projeto nos estudos de engenharia. A MPP pode, também, ser utilizada como ferramenta para a produção de concentrado, uma vez que a qualidade química e mineralógica do mesmo é muito semelhante ao obtido em escala industrial. Esse concentrado pode servir tanto para estudos complementares, quando a rota de processo não pára na produção de concentrado, quanto para a busca por futuros compradores. No entanto, para se afirmar se ela reproduz os dados da planta industrial relativo ao circuito de

limpeza, seria necessário um novo ensaio por um período de tempo mais longo, tomando-se cuidado com as percentagens de sólidos, para que todo o circuito entre em regime.

5. MINERAÇÃO SERRA DO SOSSEGO

5.1 INTRODUÇÃO

A mina de Sossego está situada no município de Canaã dos Carajás, no Pará, a 835km de Belém. Possui uma reserva provada de aproximadamente 245 milhões de toneladas de minério sulfetado de cobre, que será lavrada durante 17 anos, contados a partir do seu “start up” em 2003. A Usina do Sossego tem capacidade para produzir cerca de 500 mil toneladas de concentrado de cobre por ano. Trata-se de uma planta de flotação convencional, que opera de acordo com um processo consolidado na indústria do cobre.

O cobre ocorre sob forma de calcopirita, disseminada em vênulas e veios ou como brecha sulfetada encaixada em granitos, gabros e rochas vulcânicas ácidas alteradas hidrotermalmente. A lavra na Mina do Sossego é feita a céu aberto, em bancadas, com atividade de desmonte, carregamento e transporte de minério e de estéril. O complexo Sossego é formado por duas cavas principais. A cava do Sequeirinho, primeira a ser minerada, atingirá cerca de mil metros de largura por 2,8 mil metros de comprimento e uma profundidade de 450 metros. Já a cava do Sossego, um pouco menor, terá em torno de mil metros de comprimento por 800 metros de diâmetro e até 350 metros de profundidade.

Após ser reduzido na estação de britagem primária, o minério segue por uma correia transportadora de 4 quilômetros de extensão até a usina, onde passa pelos processos de moagem e concentração (vide Figura 5.1 e Figura 5.2). A moagem é efetuada por um moinho semi-autógeno, SAG, (“semiautogeneous grinding”) de 38 pés, seguido por dois moinhos de bolas em paralelo (vide Figura 5.3), que operam em circuito fechado com ciclones (vide Figura 5.4).

O produto da moagem de bolas, após classificação, alimenta o circuito de flotação com um P₈₀ de 210mm. O estágio de flotação “rougher” é composto por duas linhas em paralelo, contendo, cada uma, 7 células de 160m³ (vide Figura 5.5). O concentrado “rougher” é enviado para uma etapa de remoagem, feita em dois moinhos verticais (“vertmill”), com cargas de bolas de aço e em circuito fechado com ciclones. Após a remoagem, o material

com P_{80} de 44mm é bombeado para o estágio de flotação “cleaner”, realizado em 6 colunas de 4,27m de diâmetro e 10m de altura. O rejeito “cleaner 1” alimenta uma linha de 6 células de 160m³, “scavenger do cleaner” (vide Figura 5.6). O concentrado desse estágio e o concentrado “rougher” são enviados conjuntamente para a etapa de classificação, que antecede a remoagem. O rejeito “scavenger do cleaner”, juntamente com o rejeito “rougher”, é enviado para a barragem de rejeito.



Figura 5.1 - Detalhe da mina de Sequeirinho ao fundo e correia transportadora do material britado.



Figura 5.2 - Descarga do material britado na pilha pulmão.



Figura 5.3 - Moinho SAG e Moinhos de Bolas - Sossego.



Figura 5.4 - Ciclones - Sossego



Figura 5.5 - Células “rougher” - Sossego.



Figura 5.6 - Colunas “cleaner” e células “scavenger do cleaner” - Sossego

O concentrado das colunas constitui o concentrado final, que é enviado para as etapas de espessamento e filtragem, tendo a torta uma umidade média de 8,5% a 9,0%. Esta é estocada em uma pilha cônica, em galpão fechado, para posterior envio, por caminhão, até o terminal ferroviário.

5.2 TRABALHO EXPERIMENTAL

5.2.1 Amostragem

Diferentemente da planta da Caraíba Mineração, a planta industrial do Sossego conta com amostradores (“Courier” 30XP) instalados nos fluxos amostrados, conforme mostrado no fluxograma apresentado na Figura 5.7.

Assim como feito na amostragem da Caraíba Mineração, na etapa de planejamento da amostragem, foram determinados o número de pessoas necessárias para a realização da amostragem, bem como a função de cada uma delas e, ainda, o número de baldes necessários para a amostragem. Estes foram identificados e pesados (tara). Antes do início da amostragem, os baldes foram colocados junto aos amostradores, de forma a facilitar o trabalho do técnico responsável pela amostragem daquele ponto.

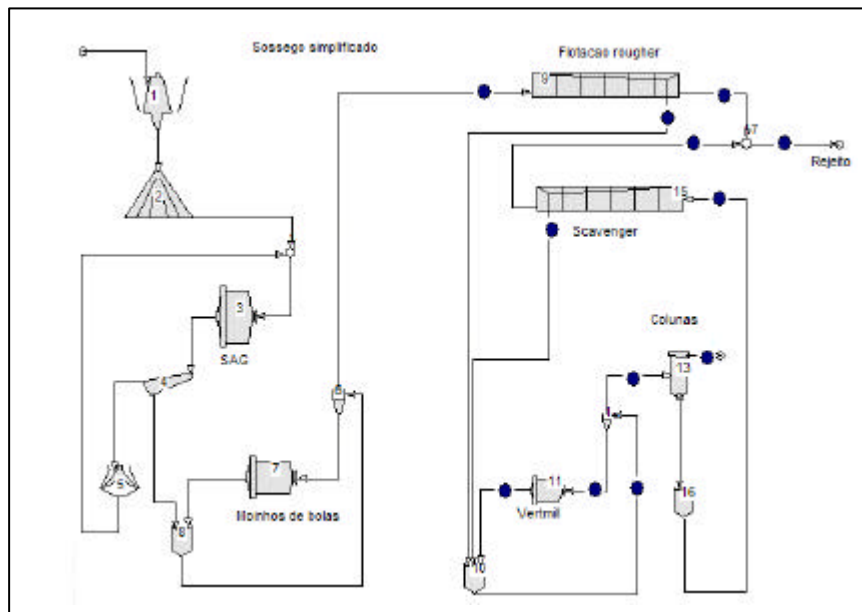


Figura 5.7 - Pontos de amostragem na planta industrial do Sossego.

A amostragem foi feita, de forma sistematizada, por esses equipamentos, coletando amostras a cada 15 minutos, durante uma hora.

A amostra de uma tonelada da alimentação, que seria utilizada nos ensaios de bancada e MPP no CDM, foi coletada na correia de alimentação do moinho SAG, logo após a amostragem do circuito de flotação e enviada, em tambores, para o CDM.

Logo após a amostragem, todos os baldes foram pesados para a determinação dos pesos líquidos (peso bruto menos a tara) de cada amostra. As mesmas foram filtradas e ensacadas para serem enviadas para o CDM, onde seriam secadas e analisadas quimicamente.

5.2.2 Preparação das Amostras

As amostras recebidas no CDM foram secadas em estufa e tiveram seu peso seco determinado. Foram, então, quarteadas para serem analisadas quimicamente quanto aos teores de cobre, ferro e enxofre.

Para a preparação da amostra de alimentação para os ensaios na MPP (redução de tamanho de 6” para 1 mm), foi utilizada a mesma metodologia apresentada no item 4.2.2, página 49.

5.2.3 Ensaios de Bancada

Para as amostras do Sossego, ao contrário do que foi feito com as amostras da Caraíba Mineração, não foram realizados ensaios cinéticos de bancada visando determinar a melhor dosagem de espumante e tempos de residência. A razão para a não execução desses ensaios foi o fato da planta industrial do Sossego ter sido projetada com base nos ensaios de bancada “rougher”, “cleaner”, LCT e MPP realizados no CDM durante o programa de pré-viabilidade econômica do projeto (Andrade *et al.*, 2000). Assim sendo, esses dados são bem conhecidos e de domínio da CVRD, diferentemente do que ocorreu na amostragem da Caraíba Mineração.

5.2.4 MPP

O trabalho de investigação das condições de moagem para produzir, em escala de bancada, um produto com a mesma distribuição granulométrica da planta industrial do Sossego foi realizado pela Gerência de Estudos Técnicos e Engenharia (Gaesk) da CVRD (Alves & Gonçalves, 2005).

Com a amostra cominuída (1mm), foram realizados 6 ensaios de moagem, em um moinho 35,5 por 76,2cm (vide Figura 3.12 (a), página 38), sob diferentes condições de carga moedora, preenchimento intersticial, percentagem de sólidos e tempos de moagem. Os resultados obtidos foram tratados com o auxílio do “software” Modsim.

Determinou-se que, para a moagem em bancada das amostras da MPP, deveriam ser utilizadas as condições apresentadas na Tabela 5.1.

Tabela 5.1 - Condições de moagem para a MPP - Sossego

CONDIÇÃO	
% sólidos	72
Massa (kg)	21,6
Tempo de moagem (min)	45
CARGA DE BOLAS (kg)	
3"	-
2 ½"	-
2"	-
1 ½"	54,8
1"	52,6
Millpebs	26,8
TOTAL	134,2

Assim como abordado no item 4.2.4, página 53, o tempo de residência do estágio “rougher” para a MPP foi obtido multiplicando-se o tempo de residência do estágio em bancada (13 minutos) pelo fator de “scale up” 2. Para os demais estágios, a determinação do número de células foi baseada em trabalhos anteriores (Andrade & Santos., 2001), como será melhor explicado no item 5.3.2.1. Na Figura 5.8, apresenta-se a distribuição das células de flotação na MPP, para o minério do Sossego.

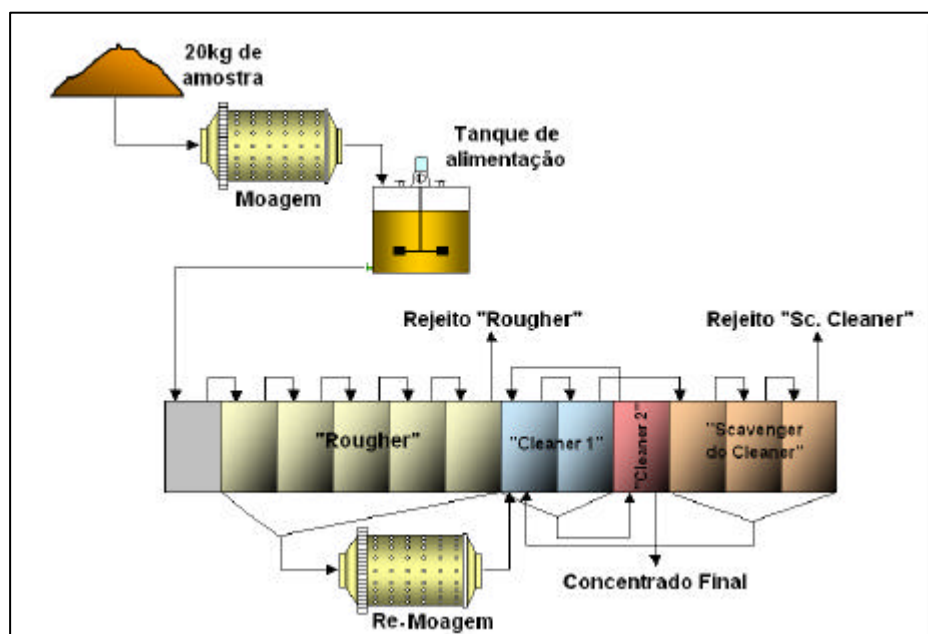


Figura 5.8 - Distribuição das células de flotação na MPP - Sossego

Os reagentes foram adicionados na moagem, na primeira célula da MPP deixada vazia para funcionar como célula de condicionamento, e em diferentes estágios de flotação, conforme apresentado na Tabela 5.2.

Tabela 5.2 - Pontos de adição de reagentes na MPP - Sossego

Estágio	Reagente (g/t)			
	A3302	A350	MIBC	A65
Moagem	25	10		
Cel. Cond. rougher			7,5	2,5
Cel. 3 rougher		12,5	7,5	2,5
Cel. 1 Sc.r Cleaner		5		

Observa-se, pela Figura 5.8, que o concentrado “rougher” passa por uma etapa de remoagem. O moinho utilizado nessa remoagem foi de pinos, de 7”, a uma rotação de 100rpm. Para a MPP do Sossego, o fluxo de alimentação do moinho foi de baixo para cima, estando a saída posicionada na primeira abertura do moinho, condição referente ao menor tempo de residência. A carga de bolas foi de porcelana de ¼”, em quantidade suficiente para preencher o volume do moinho.

O procedimento de controle da operação da MPP do Sossego foi a mesma adotada na MPP da Caraíba, descrita no item 4.2.4 (página 53).

A amostragem aberta foi realizada durante um intervalo de 2 horas, no qual se coletaram os produtos finais (concentrado final, rejeito “rougher” e rejeito “scavenger do cleaner”) por incrementos, a cada 30 minutos. Na amostragem fechada, retiraram-se alíquotas dos fluxos internos, do sentido de jusante para montante, recolhendo um mínimo de massa para não desestabilizar a operação.

Na Tabela 5.3, é apresentada a seqüência de amostragem e o tempo de coleta para cada ponto.

Tabela 5.3 - Seqüência de amostragem para a MPP - Sossego.

Produto	Tempo amostragem
Conc. Cleaner2	5 minutos
Rej. "Rougher"	5 minutos
Rej. "Sc. Cleaner"	2 minutos
Rej. "Cleaner 2"	5 minutos
Conc. "Sc. Cleaner"	4 minutos
30 minutos de espera para a estabilização da planta	
Conc. Cleaner1	4 minutos
Rej. "Cleaner"	3 minutos
30 minutos de espera para a estabilização da planta	
Produto da Remoagem	5 minutos
Conc. "Rougher"	5 minutos
Alimentação	2 minutos

Logo após o término da amostragem fechada com o circuito contendo 2 estágios "cleaner", o estágio "cleaner 2" foi desativado para verificar o desempenho da MPP, de modo que a planta passou a operar com apenas um estágio "cleaner". O intuito disto foi o de comparar os resultados dos dois circuitos (1 e 2 estágios "cleaner") com os da planta industrial. Esperou-se até que a MPP entrasse em regime e fez-se uma nova amostragem aberta e fechada, seguindo os mesmos procedimentos. Todas as amostras foram filtradas, secadas, pesadas e analisadas quimicamente pelo método de espectrofotometria de plasma para fechamento dos balanços de massa e metalúrgico. Os dados foram tratados e ajustados, com o auxílio do "software" Bilco.

5.3 RESULTADOS E DISCUSSÃO

5.3.1 Planta Industrial

Diferentemente da amostragem feita na Caraíba Mineração, os 4 incrementos foram coletados em um único balde. Os resultados obtidos são mostrados na Tabela 5.4.

Tabela 5.4 - Amostragem da planta industrial do Sossego.

Ponto	Peso Umido	Peso seco	% sólidos	Cu (%)	Fe (%)	S (%)	Au (g/t)
Alim. "Rougher"	4.62	1.81	39.1%	1.76	21.00	1.78	0.53
Conc. Rg. - linha 1	5.92	2.17	36.6%	24.11	26.85	26.26	4.29
Conc. Rg. - linha 2	6.14	2.28	37.1%	23.30	26.23	25.09	3.46
Rej. Rg. - linha 1	5.35	2.11	39.4%	0.12	20.40	0.10	0.07
Rej. Rg. - linha 2	5.47	2.12	38.8%	0.07	20.50	0.08	0.04
Alim. "Cleaner"	5.91	1.81	30.6%	19.90	24.10	21.55	3.78
Conc. "Cleaner"	5.15	1.44	27.9%	31.52	29.99	32.64	5.67
Rej. "Cleaner"	5.23	0.47	8.9%	10.45	19.65	11.35	2.56
Conc. "Sc. Cleaner"	5.69	1.89	33.1%	15.75	21.35	17.50	3.58
Rej. "Sc Cleaner"	4.70	0.18	3.8%	0.45	16.60	0.71	0.25
Rejeito Total	5.07	1.96	38.6%	0.10	20.25	0.12	0.04
Alim. Remoagem	6.20	2.48	40.0%	21.30	25.80	23.65	25.43
UF Remoagem	3.27	2.16	66.0%	23.45	26.60	26.05	56.13
OF Remoagem	5.82	3.10	53.3%	21.90	26.35	24.55	53.90

Observa-se, pela tabela, que existe uma coerência nos resultados, ou seja, os teores dos concentrados estão maiores que os dos rejeitos e as alimentações com valores intermediários aos seus produtos. Quanto ao circuito de remoagem, observa-se, também, uma coerência nos resultados, o "underflow" é mais espesso que o "overflow".

Verifica-se, ainda, uma pequena diferença entre as duas linhas do estágio "rougher". A linha 1 apresentou um fator de enriquecimento um pouco mais elevado do que o da linha 2 (13,8 e 12,4, respectivamente), gerando um rejeito com teor de cobre ligeiramente mais elevado (0,12% e 0,07%, respectivamente). Isso pode ter sido causado por uma diferença no ajuste dos níveis das polpas nas células e taxas de aeração, afetando, assim, a cinética de flotação.

Como a amostragem foi feita pelos amostradores instalados nas linhas, não foi realizada a medição da vazão dos fluxos. Para a determinação das vazões, foi utilizada a mesma metodologia (equações (4.2), (4.3) e (4.4)) empregada para a planta industrial da Caraíba Mineração (vide item 4.3.2, página 56).

Na Figura 5.9, é apresentado o fluxograma com os dados da amostragem da Tabela 5.4, com os respectivos valores de vazão e recuperações de massa e metalúrgica, calculados a partir do teor de cobre. Nenhum dos dados sofreu qualquer tipo de ajuste.

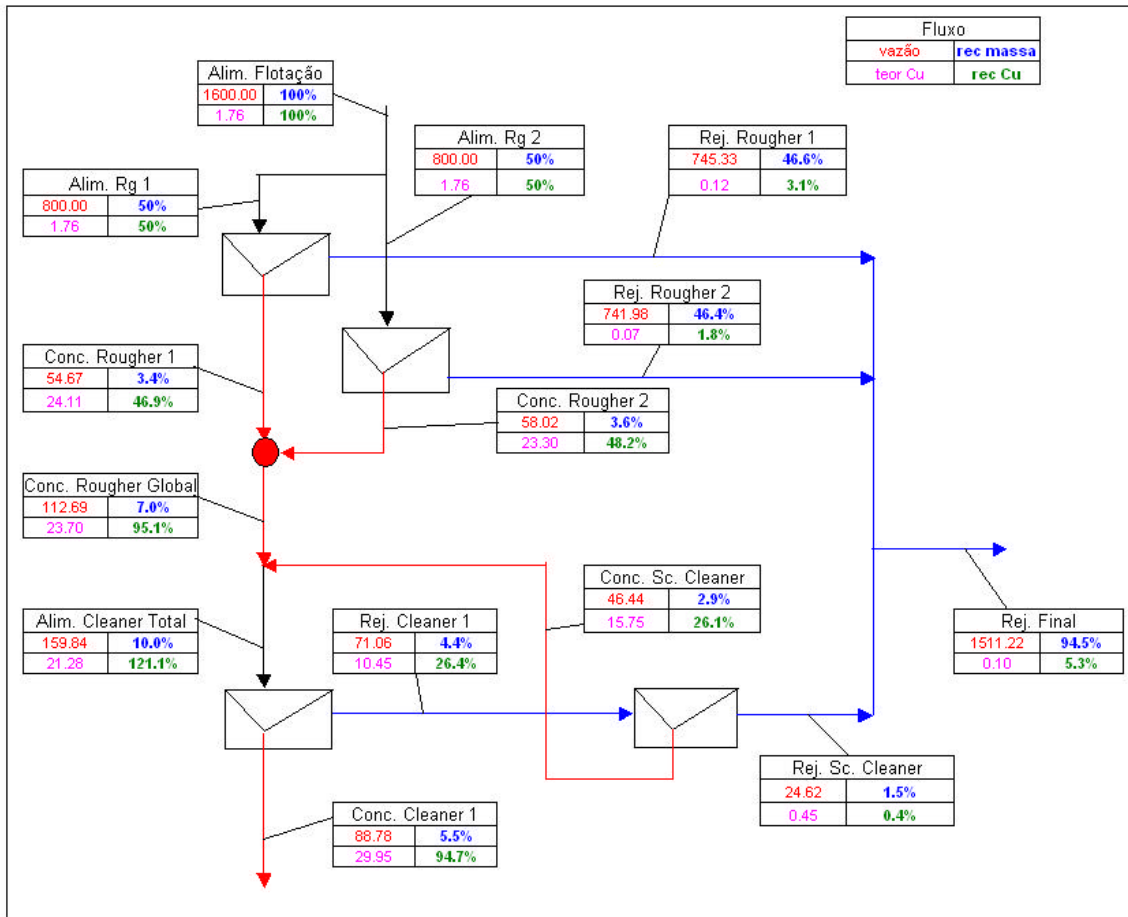


Figura 5.9 - Fluxograma da amostragem da planta industrial – Sossego.

Para o cálculo das vazões das alimentações de cada linha “rougher”, assumiu-se que os fluxos que alimentavam as linhas eram iguais, tanto em termos de vazão como de teores.

Para avaliação da existência de alguma incoerência nos resultados químicos e identificação dos fluxos problemáticos, foram feitos balanços metalúrgicos para diferentes volumes de controle para cada um dos elementos analisados, conforme mostrado na Tabela 5.5,

podendo atribuir com maior segurança fatores de confiabilidade no fechamento do balanço de massa.

Tabela 5.5 - Balanços metalúrgicos para diferentes volumes de controle – Sossego.

Ponto	Volume de controle	Vazão	Teor de Cu
Alimentação	Conc.Cl. + Rej. Final	1600.00	1.76
Alimentação	Conc.Cl + Rej. Rg. 1 e 2 + Rej. Sc. Cl.	1600.70	1.75
Conc. Rougher Global	Rej. Sc. Cl + Conc. Cl. 1	113.39	23.55
Conc. Rougher Global	Alim. Cl. Total - Conc. Sc. Cl	113.39	23.55
Alim. Cleaner	Conc. Rg. + Conc. Sc. Cl.	159.13	21.4
Rej. Cleaner	Conc. Sc. Cl. + Rej. Sc. Cl.	71.06	10.45
Rej. Cleaner	Alim. Cl. - conc. Cl. 2	70.36	10.56
Rej. Final	Rej. Sc Cl. + Rej. Rg.	1511.93	0.10

Comparando os dados da Tabela 5.5 com os da Tabela 5.4 e Figura 5.9, observa-se que não há diferenças significativas entre os valores das vazões e os teores calculados para o elemento cobre. Conforme já dito anteriormente, como a vazão é calculada em função dos teores, se o volume de controle utilizado for o mesmo para o cálculo da vazão, não se espera que haja diferenças entre os dados.

No ajuste feito com o auxílio do Bilco, foi adotado o seguinte critério para atribuição dos erros:

- vazões sempre com erro mais elevado que o erro do teor de cobre;
- erro para o elemento ferro sempre mais elevado que para os demais elementos. Isto porque, ao se fazer os balanços metalúrgicos com as vazões calculadas tomando-se como base esse elemento (vide ANEXO VI), constatou-se uma diferença entre os valores de vazão calculados tomando como base os demais elementos (cobre e enxofre).
- erros maiores para fluxos com baixos teores (rejeito “rougher” e rejeito total);
- alimentação do “cleaner” com erro mais significativo por ser um fluxo proveniente de 3 outros fluxos.

Na Tabela 5.6, são apresentados, para efeito de comparação, os valores experimentais (Exp.) e os estimados pelo “software” (Est.).

Tabela 5.6 - Balanço de massa da planta industrial ajustado pelo Bilco - Sossego.

Fluxo PI	Erros	Massa (t/h)		Teor (%)						Recuperação (%)	
				Cu		Fe		S			
				Exp.	Est.	Exp.	Est.	Exp.	Est.		
Alim. Calc.		1600.0	1625.3	1.76	1.72	21.00	20.94	1.78	1.83	100.0%	100.0%
Alim. Rg 1	5 / 3 / 5 / 3	800.0	813.6	1.76	1.72	21.00	20.94	1.78	1.83	50.1%	50.1%
Alim. Rg 2	5 / 3 / 5 / 3	800.0	811.7	1.76	1.72	21.00	20.95	1.78	1.83	49.9%	49.9%
Conc. Rg 1	5 / 3 / 5 / 3	54.7	54.2	24.11	24.22	26.85	26.91	26.26	25.98	46.7%	3.1%
Conc. Rg 2	5 / 3 / 5 / 3	58.0	57.4	23.30	23.42	26.23	26.29	25.09	24.78	46.4%	1.9%
Rej. Rg 1	15 / 7 / 10 / 7	745.3	759.4	0.12	0.12	20.40	20.51	0.10	0.10	3.3%	46.9%
Rej. Rg 2	15 / 7 / 10 / 7	742.0	754.3	0.07	0.07	20.50	20.55	0.08	0.08	3.5%	48.0%
Conc. Rg. Total	5 / 3 / 5 / 3	112.7	111.6	23.70	23.80	26.53	26.59	25.66	25.36	6.9%	94.9%
Alim. Cl.	10 / 7 / 10 / 7	159.8	158.2	21.28	21.44	23.64	25.01	21.16	22.96	9.7%	121.2%
Conc. Cl.	5 / 3 / 5 / 3	88.8	86.6	29.95	30.56	29.95	29.50	33.60	32.50	5.3%	94.6%
Rej. Cl.	7 / 5 / 7 / 5	71.1	71.6	10.45	10.42	19.65	19.59	11.35	11.43	4.4%	26.7%
Conc. Sc. Cl.	7 / 5 / 7 / 5	46.4	46.6	15.75	15.78	21.35	21.23	17.50	17.19	2.9%	26.3%
Rej. Sc. Cl.	7 / 5 / 7 / 5	24.6	25.0	0.45	0.45	16.60	16.53	0.71	0.71	1.5%	0.4%
Rej. Total	10 / 7 / 10 / 7	1511.0	1539.0	0.10	0.10	20.25	20.47	0.12	0.10	94.7%	5.4%

Como observado para o minério da Caraíba Mineração, não se verificam, globalmente, diferenças significativas entre os valores experimentais e estimados (vide Tabela 5.6), o que é um indício, em ambos os casos, de uma boa amostragem. Nota-se, no entanto, uma pequena redução no teor de cobre da alimentação (teor experimental – 1,76%; valor estimado – 1,72%), compensando, de certa forma, o aumento na taxa de alimentação (1600,0 e 1625,3t/h, respectivamente). Conforme já discutido, esperava-se uma maior variação no ajuste dos teores de ferro. Porém, não se observou nenhuma diferença significativa. A maior diferença encontrada foi para o valor da alimentação do “cleaner” (teor experimental – 23,64%; valor estimado – 25,01%), que nem é tão expressiva. Conforme assumido para a realização do balanço de massa, os valores da vazão da alimentação das duas linhas “rougher” foram modificadas pelo “software” Bilco, porém mantendo-se os teores iguais.

Com as recuperações de massa de cada fluxo calculadas pelos valores estimados (vide Tabela 5.6), determinaram-se os tempos de residência de cada estágio, dividindo-se o volume total do estágio pela vazão calculada. Na Tabela 5.7, são apresentados os valores dos tempos de residência calculados e os utilizados como critério de projeto.

Tabela 5.7 - Tempos de residência para o processo de flotação do minério de cobre de Serra do Sossego

Estágio	Nº Células x Volume = Volume Total	Tempo de Residência (min)	
		Industrial	Bancada x 2
“Rougher”	14 x 160 m ³ = 2240m ³	37	26
“Cleaner 1”	6 x 145 m ³ = 870m ³	-	12
Cleaner 2”	-	-	10
“Scavenger” do “cleaner”	6 x 160 m ³ = 960m ³	63	16

Observa-se, pela tabela, que os tempos de residência em bancada e planta industrial estão muito diferentes. Esse tempo de residência elevado na planta industrial do Sossego é causado pela baixa taxa de alimentação (cerca de 1600t/h) e elevada porcentagem de sólidos (40%). A planta foi projetada para processar minério a uma taxa nominal de cerca de 2000t/h, com uma polpa alimentando o estágio “rougher” a uma porcentagem de sólidos em torno de 35%. Nesse caso, ter-se-ia o “rougher” com 26 minutos, valor este equiparável ao de bancada.

Não foi apresentado um tempo de residência para o estágio “cleaner 1” da planta industrial, uma vez que não tinham dados para determinação do real volume útil das colunas, ou seja, não se tinha informação do volume de ar dentro das mesmas. Ressalta-se que o tempo de residência em bancada não é o parâmetro mais importante no dimensionamento de uma coluna de flotação. Dados como granulometria da partícula, capacidade de carregamento das bolhas, quantidade e tamanho das bolhas e perímetro de transbordo da espuma são muito mais importantes que o tempo de residência em si. Em bancada, o circuito de flotação foi dimensionado para ter dois estágios de limpeza em células mecânicas e, na prática, foram implantadas colunas de flotação, em apenas um estágio de limpeza.

O estágio “scavenger do cleaner” foi dimensionado para receber um fluxo na planta industrial de 333t/h e ter um tempo de residência de 22 minutos. Esse tempo foi aumentado, em relação aos 16 minutos dimensionados em laboratório, para garantir que o cobre que não fosse recuperado no estágio “cleaner” pudesse ser recuperado nesse estágio. Aliada à baixa taxa de alimentação da planta, as colunas vêm apresentando um desempenho muito acima do esperado pela empresa de engenharia que dimensionou a planta. Assim sendo, o fluxo de alimentação no “scavenger do cleaner” foi de apenas 71,6 t/h, proporcionando a esse estágio um tempo de residência muito acima do dimensionado.

5.3.2 MPP

A operação da MPP seguiu o mesmo procedimento adotado no item 4.3.4.2, página 80.

5.3.2.1 Dimensionamento

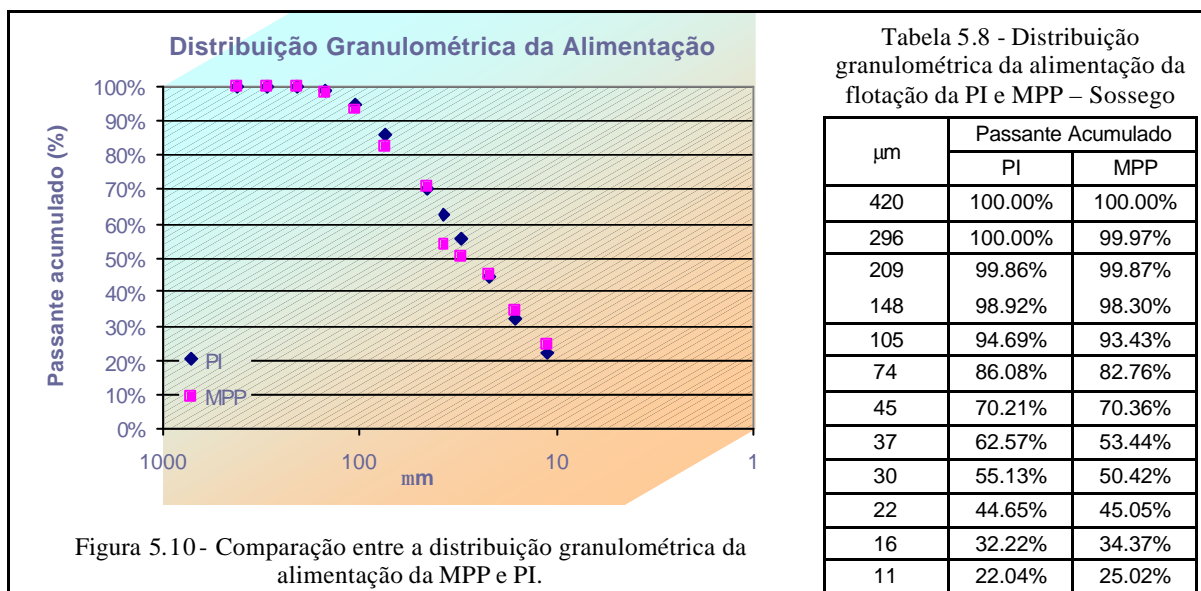
Durante os trabalhos de desenvolvimento do Projeto Sossego em 2000 e 2001, foram realizados vários ensaios LCT e operações da MPP, para levantamento de dados para o dimensionamento da planta industrial. Andrade *et al.* (2000) determinaram o tempo de residência para o estágio “rougher” e, a partir dos ensaios de variabilidade, a recuperação média nesse estágio, que seria de 95%. Nesse momento, a proposta era de utilização de células mecânicas na planta industrial. Para a confirmação desses dados em escala contínua, foram realizados ensaios na MPP (Andrade & Santos, 2001), considerando-se o tempo de residência nesse estágio igual ao tempo de residência utilizado em bancada multiplicado pelo fator de “scale up” 2. Isso levou a um número de células igual a 5 e vazão de 10kg/h. Para os estágios de limpeza, como já se sabia que na industrial seriam utilizadas colunas de flotação, em apenas um estágio, e que o dimensionamento de uma coluna não seria feito com base no tempo de bancada, conforme já discutido anteriormente, não se preocupou em adequar o tempo de residência da MPP ao de bancada. Assim como nos ensaios LCT, adotaram-se dois estágios de limpeza. Para o estágio “cleaner 1”, utilizaram-se duas células e para o “cleaner 2”, apenas uma célula. Para o estágio “scavenger do cleaner”, foram adotadas 3 células, com o intuito de se evitar o fenômeno de curto-circuito, muito comum

nesse estágio. A definição do número de células foi feita com base na experiência dos profissionais responsáveis pelo desenvolvimento do projeto Sossego.

Levando-se em consideração o exposto acima, decidiu-se que, para este trabalho de comparação entre a MPP e a planta industrial do Sossego, adotar-se-ia a mesma configuração adotada nos ensaios realizados por Andrade & Santos (2001), permitindo assim uma análise comparativa dos resultados da MPP (utilizados como critério de projeto) e os obtidos na planta industrial.

5.3.2.2 Granulometria da Alimentação

Na Figura 5.10, são apresentadas as curvas de distribuição dos produtos que alimentaram a flotação tanto na planta industrial (PI) quanto na MPP. Na Tabela 5.8, apresentam-se os dados que geraram o gráfico.



Observa-se, pela figura, que as curvas praticamente se sobrepõem. A metodologia, sugerida no estudo feito internamente na Gaesk (item 5.2.4, página 99), realmente foi capaz de gerar

uma curva de distribuição granulométrica para o produto da moagem em batelada da MPP (bolas) igual ao da moagem (SAG-Bolas) da planta industrial do Sossego.

5.3.2.3 Amostragem

A amostragem aberta foi realizada coletando-se continuamente, por 2 horas, incrementos dos produtos finais da MPP, a cada 30 minutos. Os produtos foram pesados, secados e uma alíquota retirada para ser analisada quimicamente quanto ao teor de cobre. Os resultados podem ser visualizados na Tabela 5.9.

Tabela 5.9 - Amostragem aberta MPP – Sossego.

Ponto	Tempo (min)	Peso líquido (g)	Sólidos (%)	Massa seca (g)	Vazão (kg/h)	Rec. Massa (%)	Teor Cu (%)	Rec. Cu (%)
Rej. "Rougher"	30	10961,1	39,2	4300,0	8,60	92,3	0,08	4,1
Rej. "Sc. Cleaner"	30	3361,1	3,2	108,6	0,22	2,3	1,03	1,3
Conc. "Cleaner 2"	30	1001,9	24,8	248,8	0,50	5,3	31,70	94,5
Alimentação Calc.	-	-	-	-	9,31	100,0	1,79	100,0
Rej. "Rougher"	60	11219,8	38,5	4320,0	8,64	92,5	0,08	4,3
Rej. "Sc. Cleaner"	60	2961,8	3,4	100,2	0,20	2,1	0,86	1,1
Conc. "Cleaner 2"	60	963,1	25,7	247,7	0,50	5,3	30,60	94,6
Alimentação Calc.	-	-	-	-	9,34	100,0	1,72	100,0
Rej. "Rougher"	90	11073,8	38,5	4260,0	8,52	92,0	0,07	3,4
Rej. "Sc. Cleaner"	90	2916,8	3,2	94,3	0,19	2,0	0,80	0,9
Conc. "Cleaner 2"	90	1041,5	26,3	274,0	0,55	5,9	30,50	95,7
Alimentação Calc.	-	-	-	-	9,26	100,0	1,89	100,0
Rej. "Rougher"	120	10973,3	38,9	4270,0	8,54	92,1	0,06	3,1
Rej. "Sc. Cleaner"	120	3000,2	3,7	110,3	0,22	2,4	0,71	1,0
Conc. "Cleaner 2"	120	957,3	26,7	255,9	0,51	5,5	30,80	95,9
Alimentação Calc.	-	-	-	-	9,27	100,0	1,77	100,0
Rej. "Rougher" - médio	-	-	-	-	8,58	92,3	0,07	3,7
Rej. "Sc. Cleaner" - médio	-	-	-	-	0,21	2,2	0,85	1,1
Conc. "Cleaner 2" - médio	-	-	-	-	0,51	5,5	30,90	95,2
Alimentação Média	-	-	-	-	9,29	100,0	1,79	100,0

Verifica-se, pela tabela, que nesse período de 2 horas a operação da MPP foi estável, não havendo grandes diferenças entre os produtos coletados a cada 30 minutos. Observa-se que

o teor da alimentação calculada está muito próxima ao valor real da amostra (1,76% de cobre – vide Tabela 5.4), comprovando a boa operacionalidade da MPP.

A amostragem fechada foi realizada seguindo o planejamento apresentado na Tabela 5.3 (página 102). Os produtos coletados foram pesados, secados e analisados quimicamente por espectrometria de plasma para a determinação do teor de cobre. Na Tabela 5.10, são apresentados os resultados da amostragem fechada.

Tabela 5.10 - Amostragem fechada MPP – Sossego.

Ponto	Tempo (min)	Peso líquido (g)	Sólidos (%)	Massa seca (g)	Vazão (kg/h)	Rec. Massa (%)	Teor Cu (%)	Rec. Cu (%)
Alimentação	2	864,5	35,9%	310,55	9,32	100,0%	1,91	100,0%
Concj. "Rougher"	10	699,1	16,9%	118,4	0,71	7,6%	22,00	87,8%
Rej. "Rougher"	2	817,2	39,9%	326,22	9,79	105,0%	0,06	3,3%
Produto da Remoagem	10	675,7	17,0%	115,11	0,69	7,4%	23,2	90,0%
Conc. "Cleaner 1"	5	191,6	27,0%	51,67	0,62	6,7%	29,4	102,4%
Rej. "Cleaner 1"	3	249,5	4,5%	11,12	0,22	2,4%	2,49	3,1%
Conc. "Cleaner 2"	5	112,3	28,0%	31,47	0,38	4,1%	30,5	64,7%
Rej. "Cleaner 2"	5	114,8	5,6%	6,46	0,08	0,8%	22,6	9,8%
Conc. "Sc. Cleaner"	4	151,3	2,9%	4,39	0,07	0,7%	7,76	2,9%
Rej. "Sc. Cleaner"	5	366,9	3,9%	14,15	0,17	1,8%	0,73	0,7%
Alimentação Calc.					10,33		1,18	

Como comentado anteriormente, um dos objetivos de se fazer a amostragem aberta é identificar problemas na amostragem fechada. Observa-se, pelas Tabela 5.9 e Tabela 5.10, que a vazão da alimentação calculada na amostragem fechada (10,33kg/h) está mais elevada que a da vazão medida (9,32kg/h), e também superior ao valor médio calculado na amostragem aberta (9,29kg/h). Observa-se que o rejeito "rougher" apresenta uma vazão na amostragem fechada (9,79kg/h) mais elevada do que na amostragem aberta (8,58kg/h), influenciando, assim, o cálculo da vazão da alimentação calculada. No entanto, não se observa uma diferença significativa (0,07 e 0,06%, respectivamente) no teor de cobre desse fluxo, o que é um indício de que a planta vinha operando de forma estável. As diferenças na vazão devem ser fruto de problema na pesagem, determinação da tara e/ou cronometragem. Quanto às vazões do concentrado "cleaner 2" e rejeito "scavenger do cleaner", percebe-se

que estas, na amostragem fechada (0,38 e 0,17kg/h, respectivamente), foram mais baixas do que na amostragem aberta (0,51 e 0,21kg/h, respectivamente), porém os teores não foram muito diferentes (vide Tabela 5.9 e Tabela 5.10).

Na Figura 5.11, é apresentado o fluxograma do processo de flotação na MPP do Sossego. Para os fluxos internos, são apresentados os dados da amostragem fechada; e para as vazões dos produtos finais, são apresentados os valores da amostragem aberta, uma vez que se detectaram problemas nesses fluxos na amostragem fechada. Esses dados foram comparados com os valores obtidos por balanços metalúrgicos de diferentes volumes de controle, conforme indicado na Tabela 5.11.

Observa-se, pela Tabela 5.11, que, para os 4 diferentes volumes de controle referentes à alimentação da planta, a vazão foi da ordem de 9,3kg/h, comprovando mais uma vez que o valor calculado da vazão de alimentação (10,3kg/h - Tabela 5.10) pelos produtos finais da amostragem fechada está inconsistente. Quanto ao teor de cobre, para esses volumes de controle, obteve-se um valor médio de 1,77%, valor este próximo ao valor obtido para a amostra de alimentação da amostragem industrial, 1,76% (Tabela 5.4). Há uma tendência que o valor seja mais próximo de 1,76% do que de 1,91% (amostragem fechada - Tabela 5.10), o que será confirmado com o ajuste feito com o auxílio do Bilco, mostrado logo adiante. Teria sido de suma importância ter resultados de outros elementos para um melhor ajuste desses dados, assim como foi feito para a amostragem da Caraíba Mineração. Porém, por prioridades da empresa, não foi possível realizar a análise de outros elementos.

Pela Figura 5.11, nota-se que há uma pequena diferença entre os valores de vazão e teor de cobre do concentrado “rougher” e do produto da remoagem, mas nada significativo. Pelos balanços de massa, percebe-se que todos tendem para o valor do concentrado “rougher”. Assim sendo, será atribuído um erro maior para o produto da remoagem.

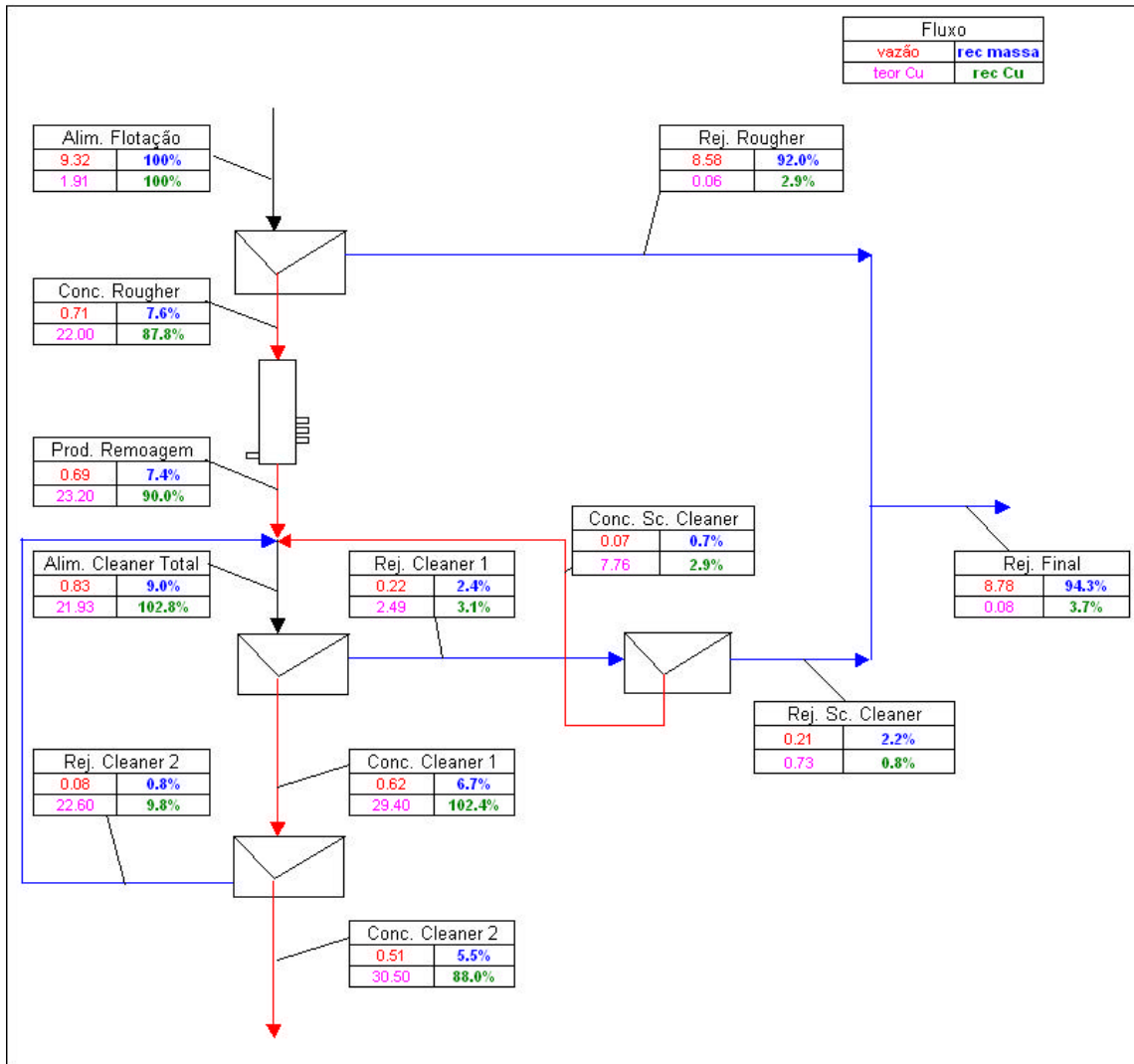


Figura 5.11 - Fluxograma da amostragem da MPP – Sossego.

Tabela 5.11 - Balanços metalúrgicos para diferentes volumes de controle – MPP – Sossego.

Ponto	Volume de controle	Vazão	Teor
Alimentação	Conc.Cl. + Rej. Final	9.29	1.76
Alimentação	Conc. Rg + Rej. Rg	9.29	1.74
Alimentação	Conc. Cl. 2 + Rej. Cl. 1 + Rej. Rg. - Conc. Sc. Cl.	9.24	1.75
Alimentação	Conc. Cl. 1 + Rej. Sc. Cl + Rej. Rg. - Rej. Cl. 2	9.32	1.84
Conc. Rougher/Prod. Remoagem	Rej. Sc. Cl + Conc. Cl. 2	0.72	21.95
Conc. Rougher/Prod. Remoagem	Conc. Cl.1 + Rej. Sc. C. - Rej. Cl 2	0.75	22.19
Alim. Cleaner 1	Conc. Cl. 1 - Rej. Cl. 1	0.84	22.30
Conc. Cleaner 1	Conc. Cl. 2 - Rej. Cl. 2	0.59	29.46
Rej. Cleaner 1	Conc. Sc. Cl. - Rej. Sc. Cl.	0.27	2.43

Os valores de vazão e teor da alimentação do “cleaner 1” foram calculados a partir dos dados do produto da remoagem, rejeito “cleaner 2” e concentrado “scavenger do cleaner”, sendo, respectivamente, 0,83kg/h e 21,93% de Cu. Quando se comparam esses resultados com os obtidos (0,84kg/h e 22,3% de Cu) pelo cálculo feito a partir dos produtos do estágio (concentrado e rejeito “cleaner 1”), não se verifica uma diferença significativa. O mesmo ocorre para os valores de vazão e teor para o concentrado “cleaner 1” e rejeito “cleaner 1”, calculados pela soma dos produtos dos estágios que alimentam. Esses resultados demonstram que, excetuando o problema de amostragem dos produtos finais na amostragem fechada, os dados tanto de vazão quanto de teor estão coerentes, permitindo concluir que a MPP estava em equilíbrio durante sua amostragem.

Com base nos balanços metalúrgicos, foram adotados os seguintes erros para o ajuste pelo “software” Bilco:

- erro igual a 3 = o valor tende a estar correto;
- erro igual a 5 = existe alguma dúvida quanto ao valor;
- erro igual a 7 = os balanços indicam que há alguma inconsistência nesse valor.

Na Tabela 5.12, são apresentados os valores da amostragem fechada ajustados pelo “software” Bilco.

Tabela 5.12 - Balanço de massa da MPP ajustado pelo Bilco – Sossego.

Fluxo	Erro		Massa (kg/h)		Teor de Cobre (%)		Recuperação (%)	
	Massa	Teor	Exp.	Est.	Exp.	Est.	Massa	Teor
Alim.	3	7	9.32	9.24	1.91	1.79	100.0%	100.0%
Conc. Rg	3	3	0.71	0.72	22.00	22.35	7.7%	96.9%
Rej. Rg	5	3	8.58	8.53	0.06	0.06	92.3%	3.1%
Prod. Remoagem	5	5	0.69	0.72	23.20	22.35	7.7%	96.9%
Alim. Cl.	-	-	0.84	0.86	22.35	21.21	9.3%	111.1%
Conc. Cl. 1	5	3	0.62	0.60	29.40	29.53	6.5%	107.0%
Rej. Cl. 1	7	3	0.22	0.27	2.49	2.52	2.9%	4.1%
Conc. Cl. 2	5	3	0.51	0.52	30.50	30.60	5.6%	96.0%
Rej. Cl. 2	3	3	0.08	0.08	22.60	22.59	0.9%	11.0%
Conc. Sc. Cl.	3	3	0.07	0.07	7.76	7.69	0.7%	3.2%
Rej. Sc. Cl.	5	5	0.22	0.20	0.73	0.72	2.1%	0.9%

Pela tabela, observa-se que o teor de cobre na alimentação foi reduzido de 1,91% para 1,79%, ficando ainda um pouco mais elevado que o valor estimado na amostragem industrial (1,71% - Tabela 5.4). O rejeito “cleaner 1” realmente apresentava um desvio, embora pequeno, no valor do fluxo (valor experimental = 0,22kg/h; valor estimado = 0,27kg/h).

Analisando-se globalmente os resultados apresentados na Tabela 5.12, observa-se que os ajustes efetuados não foram muito grandes e os valores calculados foram condizentes com os valores estimados pelos balanços metalúrgicos, apesar de ter havido alguns problemas de amostragem em alguns fluxos.

Os resultados obtidos nas amostragens do circuito com apenas um estágio de limpeza (MPP 2) foram muito próximos aos obtidos na amostragem com dois estágios de limpeza (MPP 1), excetuando o estágio “scavenger do cleaner”, que recebeu um fluxo maior e com o teor mais elevado, uma vez que as condições de operação do “cleaner 1” (nível da polpa na célula e aeração) foram modificadas com o intuito de alcançar um teor acima de 30%. O mesmo procedimento adotado na análise dos dados da MPP 1 foi utilizado no tratamento de dados da MPP 2.

Foram feitas duas amostragens para o circuito MPP 2, uma aberta e outra fechada. Em vista da similaridade dos resultados obtidos, serão aqui apresentados apenas os dados da amostragem fechada, ajustados pelo programa Bilco, mostrados na Tabela 5.13.

Tabela 5.13 - Balanço de massa da amostragem da MPP 2 ajustado pelo Bilco– Sossego.

Fluxo	Erro		Massa (kg/h)		Teor de Cobre (%)		Recuperação (%)	
	Massa	Teor	Exp.	Est.	Exp.	Est.	Massa	Teor
Alim.	3	7	9,52	9,54	1,83	1,84	100,0	100,0
Conc. Rg	3	3	0,76	0,75	22,50	22,44	7,9	96,5
Rej. Rg	5	3	8,81	8,79	0,07	0,07	92,1	3,5
Prod. Remoagem	5	3	0,77	0,75	22,40	22,44	7,9	96,5
Alim. Cl.	-	-	0,90	0,91	20,10	20,35	9,6	105,7
Conc. Cl. 1	5	3	0,55	0,56	29,80	29,79	5,9	95,7
Rej. Cl. 1	7	3	0,35	0,35	4,85	5,03	3,6	10,0
Conc. Sc. Cl.	3	3	0,16	0,16	10,70	10,30	1,6	9,2
Rej. Sc. Cl.	5	5	0,18	0,19	0,70	0,69	2,0	0,8

Comparando-se os dados apresentados nas Tabela 5.12 e Tabela 5.13, observa-se que a vazão de alimentação e o teor de cobre estimados foram um pouco mais elevados (9,54kg/h e 1,84%, respectivamente) que os obtidos na amostragem do circuito que tinha dois estágios de limpeza (9,24kg/h e 1,79%, respectivamente). Essa diferença está dentro do limite aceitável de oscilação da bomba de alimentação da MPP e do erro de análise química. Verifica-se, ainda, que os valores obtidos para o concentrado “rougher” foram muito próximos, como era de se esperar, uma vez que esse estágio não foi afetado pela mudança no circuito de limpeza. Conforme já mencionado, as condições operacionais do estágio “cleaner 1” foram modificadas com o intuito de se alcançar um teor acima de 30%. Essa modificação pode ser melhor observada pela redução da vazão do concentrado “cleaner 1”, inicialmente 0,60kg/h (vide Tabela 5.12) e posteriormente 0,56kg/h (vide Tabela 5.13) e, também, pelo aumento da vazão e teor do rejeito cleaner 1, inicialmente 0,27kg/h e 2,52%, respectivamente (vide Tabela 5.12) e, posteriormente, 0,35kg/h e 5,03%, respectivamente (vide Tabela 5.13). Uma pequena redução no teor do concentrado final, mas não muito significativa, também foi detectada. Pode-se dizer que a diferença está dentro do erro de análise. Em termos globais, os dois circuitos obtiveram recuperações de massa e metalúrgica muito próximas, o que demonstra que apenas um circuito de limpeza seria suficiente.

Na Tabela 5.14, são comparados os resultados dos balanços de massa da planta industrial e os da MPP 1 e MPP 2 e, na Tabela 5.15, os desempenhos por estágio, bem como os resultados globais.

Observa-se, na Tabela 5.15, que, diferentemente do que ocorreu na MPP da Caraíba Mineração, as percentagens de sólidos dos fluxos nas MPP's do Sossego, em geral, foram bem mais baixos que na planta industrial. A utilização de fluxos mais diluídos na MPP são fundamentais para que as espumas possam escoar para as calhas sem dificuldade, problema observado para o material da Caraíba Mineração, onde esse procedimento não foi adotado (vide item 4.4, página 92).

Tabela 5.14 - Comparação entre os resultados da planta industrial e da MPP – Sossego.

Fluxo	Planta Industrial (PI)			MPP 1			MPP 2		
	Teor de Cu (%)	Recuperação (%)		Teor de Cu (%)	Recuperação (%)		Teor de Cu (%)	Recuperação (%)	
		Massa	Cobre		Massa	Cobre		Massa	Cobre
Alim.	1,72	100,0	100,0	1,79	100,0	100,0	1,84	100,0	100,0
Conc. Rg	23,80	6,9	94,9	22,35	7,7	96,9	22,44	7,9	96,5
Rej. Rg	0,09	93,1	5,0	0,06	92,3	3,1	0,07	92,1	3,5
Prod. Remoagem	-	-	-	22,35	7,7	96,9	22,44	7,9	96,5
Alim. Cl.	21,44	9,7	121,2	21,21	9,3	111,1	20,35	9,6	105,7
Conc. Cl. 1	30,56	5,3	94,6	29,53	6,5	107,0	29,79	5,9	95,7
Rej. Cl. 1	10,42	4,4	26,7	2,52	2,9	4,1	5,03	3,6	10,0
Conc. Cl. 2	-	-	-	30,60	5,6	96,0	-	-	-
Rej. Cl. 2	-	-	-	22,59	0,9	11,0	-	-	-
Conc. Sc. Cl.	15,78	2,9	26,3	7,69	0,7	3,2	10,30	1,6	9,2
Rej. Sc. Cl.	0,45	1,5	0,4	0,72	2,1	0,9	0,69	2,0	0,8

Pela Tabela 5.14, verifica-se que os teores das alimentação variaram um pouco, mas não significativamente. Os estágios “rougher”, tanto na planta industrial quanto nos 2 circuitos da MPP, apresentaram desempenhos muito semelhantes, sendo que as vazões e teores de cobre na MPP foram ligeiramente superiores. Porém, os fatores de enriquecimento (12,5 para MPP 1 e 12,2 para MPP 2), mostrados na Tabela 5.15, foram inferiores ao da PI (13,8), mas ainda acima do critério de projeto para dimensionamento da planta industrial, estabelecido em 8,0 pela CVRD (Andrade, 2001). Mais uma vez, comprova-se que a MPP é uma ferramenta que reproduz o estágio “rougher”, permitindo que dados de processo para a engenharia de novos projetos sejam determinados a partir dela.

As alimentações do estágio “cleaner 1” foram muito semelhantes, apesar do concentrado “scavenger do cleaner” da PI ter apresentado um teor de cobre (15,8%) mais elevado do que os mesmo fluxos na MPP (7,7% e 10,3%, respectivamente na MPP 1 e MPP 2). O efeito dessa variação na alimentação do “cleaner 1” foi pequeno, pois os fluxos do “scavenger do cleaner” contribuem com 29%, 8% e 17% da massa, respectivamente, não afetando o resultado global. Observa-se que, nas 3 situações, têm-se fatores de enriquecimento iguais para esse estágio. Entretanto, a MPP 1 apresentou uma “performance” superior, devido à maior recuperação de massa, uma vez que nessa situação não se tinha compromisso com o teor do concentrado por ainda existir um segundo estágio de limpeza. Mas quando se comparam os resultados do circuito de limpeza, tem-se que os desempenhos na MPP 1 e MPP 2 foram muito semelhantes e mais eficientes do que a

planta industrial em termos de recuperação de massa e de cobre. No entanto, a MPP 2 produziu um concentrado com teor ligeiramente mais baixo. Infelizmente, não foi possível analisar o concentrado quanto aos demais elementos, nem se fazer uma análise mineralógica do mesmo. Mas, como já observado para os ensaios feitos para a Caraíba Mineração, por Andrade & Santos (2001), Santos *et al.* (2003) e por Loyola & Gonçalves (2005), a MPP é capaz de produzir concentrado com teor semelhante ao da PI.

Tabela 5.15 - Comparação entre os desempenho dos estágios da MPP e PI – Caraíba Mineração.

Results		PI	MPP 1	MPP 2
"Rougher"	Alim. Estágio - % Cu	1.72	1.79	1.84
	Alim. Estágio - % sólidos	39,1	35,9	35,7
	Conc.Estágio - % Cu	23.8	22.4	22.4
	Conc. Estágio - % sólidos	36,9	16,9	14,4
	Fator de Enriquecimento	13.8	12.5	12.2
	Rec. Massa Estágio (%)	6.9	7.70	7.9
	Rec. Cu Estágio (%)	94.9	96.4	96.3
"Cleaner" 1	Alim. Estágio - % Cu	21.4	21.2	20.3
	Alim. Estágio - % sólidos	30.6	17.0	14.1
	Conc.Estágio - % Cu	30.6	29.5	29.8
	Conc. Estágio - % sólidos	27.9	27.0	7.9
	Fator de Enriquecimento	1.4	1.4	1.5
	Rec. Massa Estágio (%)	54.7	69.2	61.9
	Rec. Cu Estágio (%)	78.0	96.3	90.6
"Scavenger do Cleaner"	Alim. Estágio - % Cu	10.4	2.5	5.0
	Alim. Estágio - % sólidos	8.9	4.5	4.5
	Conc.Estágio - % Cu	15.8	7.7	10.3
	Conc. Estágio - % sólidos	33.1	2.9	4.1
	Fator de Enriquecimento	1.5	3.1	2.0
	Rec. Massa Estágio (%)	65.0	25.8	45.2
	Rec. Cu Estágio (%)	98.5	78.7	92.5
"Cleaner" 2	Alim. Estágio - % Cu	-	27.0	-
	Alim. Estágio - % sólidos	-	58.4	-
	Conc.Estágio - % Cu	-	30.6	-
	Conc. Estágio - % sólidos	-	28.0	-
	Fator de Enriquecimento	-	1.1	-
	Rec. Massa Estágio (%)	-	59.9	-
	Rec. Cu Estágio (%)	-	67.9	-
Estágio de Limpeza	Fator de Enriquecimento	1.4	1.4	1.5
	Rec. Massa Estágio (%)	54.7	59.9	61.9
	Rec. Cu Estágio (%)	78.0	86.4	90.6
Global	Conc. % Cu	30.6	30.6	29.8
	Rec. Massa (%)	5.3	5.6	5.9
	Rec.Cu (%)	94.6	96.0	95.7

Já o estágio “scavenger do cleaner” apresentou, em cada uma das situações, um desempenho diferente, em decorrência de diferenças nos fluxos de alimentação desse estágio, em virtude de características inerentes à planta industrial, operando com colunas, e à MPP, operando com diferentes circuitos (1 e 2 estágios de limpeza). Na planta industrial, a vazão de alimentação desse estágio, em relação à taxa de alimentação da planta, foi de 4,4%, enquanto que na MPP 1 foi de 2,9% e na MPP 2 foi de 3,6% (vide Tabela 5.14). Os teores de cobre foram, respectivamente, 10,42%, 2,52% e 5,03%. Observa-se que, na MPP 1, na qual se tinham 2 estágios de limpeza, o teor da alimentação desse estágio foi bem mais baixo, em decorrência da não necessidade de se produzir no “cleaner 1” um concentrado com teor acima de 30% e, portanto, se recuperou mais cobre. Tem-se ainda que o fator de enriquecimento foi bem maior, porém com uma recuperação de massa do estágio bem menor. Quando se comparam a PI e a MPP 2, observa-se que mesmo apresentando uma recuperação de massa bem menor, a MPP 2 foi capaz de ter uma recuperação de cobre ligeiramente inferior ao da PI, influenciada pelo maior fator de enriquecimento.

5.4 CONCLUSÕES

Diferentemente do que ocorreu no dimensionamento da MPP com a amostra da Caraíba, o dimensionamento da MPP, para a amostra do Sossego, não seguiu o rigor do tempo de residência para definição do número de células no estágio de limpeza. Na realidade, ele se baseou na experiência dos profissionais da CVRD (Andrade & Santos, 2001) que trabalharam no desenvolvimento desse projeto, uma vez que o circuito de limpeza da planta industrial conta com colunas de flotação e não células mecânicas.

Já para o estágio “rougher”, seguiu-se o padrão de multiplicar o tempo de residência de bancada pelo fator de “scale up” 2. Não se fez uma comparação dos tempos de residência entre a planta industrial e a MPP, uma vez que a operação do Sossego ainda não havia chegado na sua taxa nominal de alimentação e, por isso, apresentava um tempo de residência acima do projetado.

A metodologia empregada para a moagem da amostra da alimentação foi bem sucedida, produzindo uma amostra com a mesma distribuição granulométrica que a planta industrial.

Para a MPP do Sossego, tomou-se o cuidado para que as porcentagens de sólidos das espumas não fossem muito altas, para não dificultar o escoamento destas para as calhas, o que prejudicaria o desempenho da planta.

Em termos globais, tem-se que as 3 plantas (PI, MPP 1 e MPP 2) levaram à obtenção de resultados semelhantes tanto para a recuperação de massa quanto para a recuperação de cobre. Os concentrados finais podem ser considerados iguais e a pequena diferença no teor da MPP 2 (ligeiramente inferior ao demais) está dentro da precisão analítica da análise química.

6. CONSIDERAÇÕES FINAIS

A aquisição da Mini Planta Piloto de flotação (MPP) teve como objetivo a substituição da planta piloto convencional, viabilizando a utilização de amostras de furo de sondagem no estudo em escala contínua, bem como na redução do custo operacional. A MPP é utilizada pela equipe de processo da CVRD no levantamento de dados de processo para auxiliar a fase de engenharia de novos projetos, na avaliação da qualidade do concentrado final e produção de pequenas quantidades para serem utilizadas na busca de mercado.

O objetivo desse trabalho foi o de comparar os desempenhos da MPP frente a diferentes plantas industriais de cobre, Caraíba Mineração e Mineração Serra do Sossego. Em ambas as plantas, amostraram-se os circuitos de moagem e flotação para a realização dos balanços de massa e metalúrgico. Coletaram-se amostras da alimentação da moagem para serem enviadas para o CDM, onde foram realizados os ensaios de bancada e na MPP. Os resultados dos balanços de massa foram, então, comparados. Foi, ainda, desenvolvida uma metodologia para adequar a distribuição granulométrica obtida na moagem em batelada à granulometria do produto da moagem industrial.

Os critérios utilizados para a avaliação dos resultados dos ensaios cinéticos (Agar *et al.*, 1980) permitiram definir com maior segurança os tempos de residência para cada estágio.

Não foi possível definir a metodologia de moagem para a realização dos ensaios com a amostra da Caraíba Mineração. Mesmo assim, os resultados obtidos com o procedimento adotado não afetaram de forma significativa os resultados obtidos na MPP da Caraíba Mineração. A metodologia foi desenvolvida para adequar a distribuição granulométrica do produto moído em batelada da amostra do Sossego à distribuição da planta industrial. Os resultados foram positivos, permitindo comparar o desempenho da MPP com o da planta industrial a partir de amostras da alimentação com as mesmas características.

Os resultados obtidos no ensaio LCT feito com amostra da Caraíba Mineração confirmaram os resultados obtidos por Santos *et al.* (2003). É possível por esse ensaio produzir concentrado com qualidade comparável ao da planta industrial, permitindo sua utilização no desenvolvimento de novos projetos para estimar a qualidade média do concentrado, bem como mapear zonas no depósito quanto aos teores de impurezas.

Alguns fatores foram levantados à cerca da operacionalidade da MPP:

1. *Amostragem dos fluxos internos*: devido às vazões muito baixas dos fluxos internos, estes não devem ser amostrados com regularidade para não desestabilizar a operação.
2. *Volume das células da MPP*: a MPP tem apenas 12 células de mesmo volume. Sendo a taxa de alimentação da planta muito pequena, torna-se difícil determinar o número de células por estágio para que se tenha o tempo de residência adequado.
3. *Ajuste do estágio “cleaner 2”*: como, em geral, o tempo de residência nesse estágio é super dimensionado pela baixa vazão de alimentação, para se obter um concentrado na MPP com teor igual ao da planta industrial, o nível da polpa na célula de flotação e a taxa de aeração devem ser reduzidos. Essas ações causam a formação de uma espuma densa que prejudica o escoamento adequado da espuma para a calha de coleta.
4. *Circuito de flotação fechado*: para circuitos que apresentam a recirculação de algum fluxo proveniente do circuito de limpeza no circuito “rougher”, torna-se delicado o ajuste da operação da MPP. Qualquer ajuste feito no estágio de limpeza reflete diretamente no estágio “rougher” e vice-versa.
5. *Porcentagem de sólidos na polpa*: as elevadas porcentagens de sólidos na polpa, provocadas pela redução dos níveis de polpa nas células e taxa de aeração, são inadequadas para o bom funcionamento da MPP. Polpas mais diluídas facilitam a

separação ganga/minério de interesse e contribuem para um melhor escoamento para as calhas.

6. *Tempo de operação*: para circuitos complexos, como foi o caso da Caraíba Mineração, o tempo de operação deve ser superior a uma semana para que seja possível um ajuste adequado do circuito.

Mesmo em face de todos os aspectos levantados acima, pode-se concluir, com os resultados alcançados nas duas amostragens, que a MPP é um equipamento que reproduz com confiança dados do estágio “rougher”, podendo os resultados ser utilizados como critérios de projeto nos estudos de engenharia. A MPP pode, também, ser utilizada como ferramenta para a produção de concentrado, uma vez que a qualidade química e mineralógica do mesmo é muito semelhante ao obtido em escala industrial. Esse concentrado pode servir tanto para estudos complementares, quando a rota de processo não pára na produção de concentrado, quanto para a busca por futuros compradores.

7. SUGESTÕES PARA FUTUROS TRABALHOS

Levantar o fator de “scale up” entre ensaio de bancada e planta industrial, a partir da amostragem das células “rougher” da planta industrial e a realização de ensaios cinéticos em bancada com amostras coletadas da alimentação da planta já acondicionadas. Segundo Yianatos *et al.* (2003), é possível determinar o fator de “scale up” pela comparação entre os parâmetros cinéticos determinados a partir da amostragem industrial e os obtidos em escala de bancada.

Fazer o levantamento do fator de “scale up” entre o ensaio de bancada e a MPP, bem como da MPP para a planta industrial, utilizando a mesma metodologia apresentada no item anterior.

Ao se amostrar uma planta industrial para ser comparada com a operação da MPP, determinar o tempo de residência real dos estágios da planta industrial pela injeção, por exemplo, de um elemento traçador.

Fazer um estudo comparativo, mais detalhado, entre o estágio de limpeza da planta industrial quando esta é operada com colunas de flotação e o da MPP. Esse estudo permitiria um dimensionamento da MPP que realmente reproduza os dados de uma flotação em coluna, auxiliando, assim, no desenvolvimento de novos projetos a partir de dados obtidos na MPP.

Checar o desempenho da MPP frente a plantas industriais que utilizam flotação reversa.

8. REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS

AGAR, G.E., STRATTON-CRAWLEY, R., BRUCE, T.J. Optimizing the design of flotation circuits, *CIMM Bulletin*, v.73, p.173-181, 1980.

AGAR, G.E. Calculation of locked cycle flotation test results. *Mineral Engineering*, v.13, p.1533-1542, 2000.

ALVES, V.K., GONCALVES, K.L.C. Estudo para definição de metodologia de obtenção, em laboratório, de uma curva de distribuição granulométrica similar à industrial. Relatório Final. *Companhia Vale do Rio Doce*, 2005.

ANDRADE, V.L.L., HANKS, J., SANTOS, N.A. Projeto Sossego- Estudo de Variabilidade Fase 4c - Relatório Final. *Companhia Vale do Rio Doce*, 2000.

ANDRADE, V.L.L. Comentário sobre dimensionamento. *Companhia Vale do Rio Doce*, 2001.

ANDRADE, V.L., SANTOS, N.A. Projeto Sossego - Fase 6 - Locked Cycle Tests e Testes Contínuos em Mini Planta Piloto- Revisão 2. *Companhia Vale do Rio Doce*, 2001.

ANDRADE, V.L.L., SANTOS, N.A., GONCALVES, K.L.C. How to obtain continuous flotation test data on drill-core samples using a Mini Pilot Plant. *Mining Engineering*, v.56, n.3, 2004.

ARAÚJO, A.C., PERES, A.E.C. Froth Flotation: Relevant Facts and The Brazilian Case. *Série Tecnologia Mineral*, Rio de Janeiro, v.70, 1995.

CLARK, M.E., BRAKE, I., HULS, B.J., SMITH, B.E., YU, M. Creating value through application of flotation science and technology. *Minerals Engineering*, v.19, p.758-765, 2005.

Cytec Mining Chemicals Handbook. Revised Edition, Cytec Industries Inc, 2002.

ÇILEK, E.C., YILMAZER, B.Z. Effects of hydrodynamic parameters on entrainment and flotation performance. *Minerals Engineering*, v.16, p.745-756b, 2003.

DOWLING, E.C., KLIMPEL, R.R. & APLAN, F.F. Model Discrimination in the Flotation of a Porphyry Copper Ore. *Minerals and Metallurgical Processing*, v.2, p.87, 1985. *Apud* Yuan, X. M., Palsson, B.I., Forsberg, K.S.E. Statistical interpretation of flotation kinetics for a complex sulphide ore. *Minerals Engineering*, v.9, n.4, p.429-442, 1996.

DOBBY, G. Column Flotation. Proceedings: Mineral Processing Plant Design, Practice and Control, Society for Mining, Metallurgy and Exploration, v.1, p.1239-1252, 2003.

FUERSTENAU, D.W., RAGAVAN, S. Some Aspects of the Thermodynamics of Flotation. *Fuerstenau, M.C. Flotation A. M. Gaudin Memorial Volume*, p.21-6, 1976.

GAY, S.L. A Liberation model for comminution based on probability theory. *Minerals Engineering*, v.14, p.525-534, 2004

GONÇALVES, K.L.C. Effect of surface oxidation on the flotation of Salobo's copper and gold ore. *M.Sc thesis*, CPGEM-UFMG, 2002.

GONÇALVES, K.L.C., ANDRADE, V.L.L., PERES, A.E.C. The Effect of Grinding conditions on the flotation of a sulphide copper ore. *Mineral Engineering*, v.16, p.1213-1216, 2003.

KING, R.P. Modeling e Simulation of Mineral Processing Systems. *Systems Book*. p.289-350, 2001.

KLIMPEL, R.R. Introduction to Solid-Solid Separation of Fine Particles by Froth Flotation. *The NSF Engineering Research Center for Particle Science & Technology, University of Florida*, 1998.

KOH, P.T.L., MANICKAM, M., SCHARZ, M.P. CFD Simulation of bubble-particle collisions in mineral flotation cells. *Minerals Engineering*, v.13, p.1455-1463, 2000.

LEJA, J. Surface Chemistry of Froth Flotation, New York, Plenum Press, p.61-131, 1982.

LOYOLA, L.M., GONÇALVES, K.L.C. A Comparison Between a Flotation Mini Pilot Plant and a Copper Concentrator Mill. *The Centenary of Flotation Symposium Proceedings*, Brisbane, p.507-514, 2005.

LUZ, A. B., SAMPAIO, J. A., ALMEIDA, S. L. M. *Tratamento de Minérios, Centro de Tecnologia Mineral*, 2004.

MACKINNON, S., YAN, D., DUNNE, R. The interaction of flash flotation with closed circuit grinding. *Minerals Engineering*, v.16, p.1149-1160, 2003.

MERKS, J.W., Sampling in Mineral Processing. *Proceedings: Mineral Processing Plant Design, Practice and Control*, Society for Mining, Metallurgy and Exploration, v.1, p.37-62, 2003.

MOSHER, J., ALEXANDER, D. Sampling High Throughput Grinding and Flotation, *Proceedings: Mineral Processing Plant Design, Practice and Control*, Society for Mining, Metallurgy and Exploration, v.1, p.63-98, 2003.

NELSON, M.G., TRACZYK, F.P., LELINSKI, D. Design of Mechanical Machines. *Proceedings: Mineral Processing Plant Design, Practice and Control*, Society for Mining, Metallurgy and Exploration, v.1, p.1179-1203, 2003.

NIEMI, A.J. Role of kinetics in modelling and control of flotation plants. *Powder Technology*, v.82, p.69-77, 1995.

OUNPUU, M. Was that Locked Cycle Test Any Good?, *Proceedings 33 rd Annual Meeting of the Canadian Mineral Processors*, p.389-403, 2001.

PEARSE, M.J. An Overview of the Use of Chemical Reagents in Mineral Processing. *Minerals Engineering*, v.18, p.39-149, 2005.

PERES, A.E.C., LEAL, L.S., GUIMARÃES, R.C. Flotação, *Programa de Educação Continuada – USP*, v 2-3, 2002.

PERES, A.E.C. Flotação. Apostila do Curso de Flotação – Pós Graduação UFMG, 2004.

PHAN, C.M., NGUYEN, A.V., MILLER, J.D. Investigations of Bubble-Particle Interactions. *International Journal of Mineral Processing*, v.72, p.239-254, 2003.

REIS, R.L.G. Mineração Caraíba – Mina Pode Acabar, a Empresa, Nunca. *Brasil Mineral Journal*, v.213, p.30-36, 2003.

RUNGE, K.C., FRANZIDIS, J.P., MANLAPIG E.V. Structuring a Flotation Model for Robust Prediction of Flotation Circuit Performance. *Proceedings: XXII International Mineral Processing Congress*, Cape Town, South Africa, 2003.

SANTOS, N.A., GONÇALVES, K.L.C., ANDRADE, V.L.L. Mini-Pilot Plant: Extracting Maximum Value From Drill Cores. *Canadian Institute of Mining, Metallurgy And Petroleum*, 3: 77-90, 2003.

THOMPSON, P. The Selection of Flotation Reagents via Batch Flotation Test. *Proceedings: Mineral Processing Plant Design, Practice and Control*, Society for Mining, Metallurgy and Exploration, v.1, p.136-144, 2003.

WOOD, K.R. Flotation Equipment Selection and Plant Layout. *Proceedings: Mineral Processing Plant Design, Practice and Control*, Society for Mining, Metallurgy and Exploration, v.1, p.1204-1238, 2003.

YIANATOS, J.B., BERGH, L.G., AGUILERA, J. Flotation “Scale Up”: Use of Separability Curves. *Minerals Engineering*, v.16, p.347-352, 2003.

YIANATOS, J.B. Design, Modelling and Control of Flotation Equipment. *Proceedings: XXII International Mineral Processing Congress*, 3 October 2003, Cape Town, South Africa, 2003.

YIANATOS, J.B., HENRÍQUEZ, F.H., OROZ, A.G. Characterization of Large Size Flotation Cells. *Minerals Engineering*, v.19, p.531-538, 2006.

YIANATOS, J.B., HENRÍQUEZ, F.H., Short-Cut for Flotation Rates Modeling of Industrial Flotation Banks. *Minerals Engineering*, in press.

YUAN, X. M., PALSSON, B.I., FORSSBERG, K.S.E. Statistical Interpretation of Flotation Kinetics for a Complex Sulphide Ore. *Minerals Engineering*, v.9, n.4, p.429-442, 1996.

YOON, R.H. The Role of Hydrodynamic and Surface Forces in Bubble-Particle Interaction. *International Journal of Mineral Processing*, 58: 129-143, 2000.

ANEXO I: AMOSTRAGEM

De maneira geral, amostragem é o processo de coleta de uma parte do todo, em que uma característica de interesse é medida de forma a estimar, sem viés, o todo. Nesse sentido, o objetivo de se amostrar um processo mineral é o de estimar o teor e a vazão de amostra, com um grau de precisão aceitável (Merks, 2003).

Em plantas industriais, o processo de amostragem permite analisar o desempenho da operação, além de dar a oportunidade de identificar aspectos operacionais que possam ser otimizados e controlados (Mosher & Alexander, 2003).

O processo de amostragem possui 3 estágios: planejamento e preparação, amostragem e análise dos dados.

1. Planejamento e Preparação

A primeira etapa em um processo de planejamento de uma amostragem é definir o objetivo da amostragem.

O plano de amostragem deve incluir uma cuidadosa revisão e análise de quais amostras serão coletadas. Essa análise deve assegurar que todos os fluxos importantes do circuito possam ser medidos, seja pela coleta da amostra, seja pelo cálculo do balanço de massa. Geralmente, um certo grau de redundância é necessário em um plano de amostragem, pois permite a checagem da mesma, apontando se for o caso, um dado inválido.

O planejamento da amostragem permite identificar e realizar previamente, se for o caso, a manutenção ou limpeza dos pontos de amostragem, e construção e/ou modificação que facilitem o processo de amostragem.

Já a preparação geralmente lida com o ensaio e a implementação de todo o plano de amostragem: prática da técnica de amostragem, prática na utilização dos equipamentos de segurança necessários durante a amostragem e preparação dos recipientes que serão

utilizados na mesma. O ensaio deve incluir também a seqüência em que o circuito será amostrado e a designação da responsabilidade por cada atividade durante a amostragem.

Quando o fluxo a ser amostrado é muito grande, principalmente em circuitos de moagem e flotação, os seguintes procedimentos de coleta das amostras devem ser seguidos:

- o fluxo deve ser coletado em toda a sua largura, da esquerda para direita, quando se utiliza amostrador manual;
- amostradores de fluxo instalados na tubulação devem cortar inteiramente o fluxo sem que haja transbordo da polpa. Caso isso ocorra durante a etapa de planejamento, o fluxo deverá ser coletado por setores;
- o volume total do fluxo deve ser consistente com o “top size” da amostra.

Em geral, os pontos de amostragens seguem a seguinte ordem de confiabilidade: amostras coletadas de todo o fluxo, amostras coletadas de zonas de mistura perfeita (agitação suficiente para garantir uma mistura perfeita) e, por fim, amostras retiradas de junções em forma de T com 90°. Amostras coletadas de válvulas perpendiculares ao fluxo de polpa são as menos confiáveis.

Finalmente, antes de se iniciar a amostragem propriamente dita, deve-se avisar, aos operadores, pessoal da manutenção ou algum pessoal da mina que não esteja envolvido nessa amostragem, que esta será iniciada para que não haja nenhum distúrbio na planta durante a amostragem. Uma vez posicionado o pessoal responsável para essa atividade, deve-se assegurar a existência de comunicação, seja ela por rádio ou visual.

2. Amostragem

A amostragem de um circuito representa a resposta de um tipo de minério frente às condições operacionais impostas. A maioria dos detalhes operacionais referentes aos equipamentos, tais como tamanho e configuração, são conhecidos previamente à amostragem. Variáveis operacionais, tais como pressão do ciclone, velocidade do moinho,

potência, fluxo de ar nas células de flotação e adição de reagentes variam dentro de certa faixa. Sendo assim, esses valores devem ser checados durante a amostragem.

Amostragem de circuitos é tipicamente representativa quando ocorre em um intervalo de tempo igual ou múltiplo do tempo de um ciclo de operação da planta e que permite várias coletas de dados. O período de amostragem e o número de amostras coletadas não são fixos. A escolha entre a coleta de amostras instantâneas ou amostras compostas depende do objetivo da amostragem. Para ciclones, amostras instantâneas permitem a análise do desempenho do mesmo, uma vez que o tempo de residência é zero. Já para circuitos dinâmicos, como o de flotação, há duas desvantagens para esse tipo de amostragem. A primeira é que o circuito pode não estar em equilíbrio e as amostras coletadas podem não ser representativas. E segundo, coletando apenas uma amostra, aumenta-se o risco e o erro da amostragem. Sendo assim, a coleta de várias amostras em um período determinado reduz o erro da amostragem.

3. Análise dos Dados

Na maioria das amostragens, a quantidade de amostra coletada é muito maior do que a necessária para realização das análises granulométrica e química. Esse excesso de amostra geralmente ocorre para uma coleta de amostra composta (várias coletas em um período de tempo) ou para a coleta de uma única amostra por um longo tempo minimizando erros de amostragem e algum distúrbio no processo.

Uma vez coletadas, as amostras precisam ser analisadas. Existem duas possibilidades: coletar uma alíquota para realização das análises ou tratar toda a amostra. Muitos preferem a última alternativa, acreditando ser mais conservadora. Porém, esta consome tempo e introduz a possibilidade de troca de amostra e erros, particularmente durante o peneiramento e pesagem.

Para o tratamento por coleta de alíquota, existem duas opções: retirar uma alíquota da polpa ou secar toda a amostra para uma posterior coleta de uma alíquota. Para a execução da

primeira opção, se requer menos tempo, mas deve-se conhecer bem a técnica, particularmente quando se trata de partículas grosseiras. Já para a coleta do material seco e homogeneizado, podem-se utilizar amostradores mecânicos, como “riffler” ou rotatório, obtendo uma maior confiabilidade de que a sub-amostra apresente as mesmas características que a amostra “mãe”.

A análise dos dados possui várias etapas seqüenciais. A primeira ocorre ainda no local da amostragem. Caso tenha ocorrido algum problema durante a amostragem, ou a amostra tenha sido coletada incorretamente, é melhor descartá-la. É mais eficiente descartar uma amostra problemática do que processá-la e tentar retirar dela alguma informação.

A segunda etapa de análise dos dados ocorre após as amostras terem sido analisadas quimicamente ou após a obtenção da distribuição granulométrica. Essa etapa é baseada no senso comum. Tal avaliação permite concluir a validade da amostra. Por exemplo, o teor da alimentação de um estágio da alimentação deve estar entre o teor do concentrado e do rejeito.

Programas de balanço de massa geralmente são utilizados na terceira etapa da análise dos dados. Tais programas são poderosas ferramentas, mas também são muito perigosas quando não utilizadas adequadamente. São, também, extremamente úteis na identificação de dados incorretos ou cálculo de dados inexistentes (Merks, 2003).

Para auxiliar a realização do balanço de massa de circuitos de flotação, os seguintes passos podem ser adotados:

- obtenção do fluxo médio de alimentação da flotação a partir do circuito de moagem. Esse valor é geralmente confiável e deve ser fixado durante o balanço de massa;
- checagem dos teores de todos os fluxos, assegurando que o teor da alimentação está entre os teores do concentrado e do rejeito. Caso haja alguma discrepância, o problema deve ser resolvido previamente à execução do balanço;

- utilização de um elemento principal para a determinação dos fluxos durante o balanço de massa. Esse método fornece uma boa indicação dos fluxos no circuito.

Após realização do balanço de massa com apenas um elemento, outros elementos devem ser introduzidos, estabelecendo níveis de confiança de acordo com o fluxo. Por exemplo, para os teores do concentrado o nível de confiança é maior que para os teores de um fluxo de recirculação, pois este apresenta maior oscilação e, portanto, um erro maior. A determinação dos níveis de segurança deve ser bem avaliada, levando em consideração a posição do fluxo, a forma como foi amostrado (quantidade de material e tempo de amostragem) e o teor da amostra.

**ANEXO II: PLANILHA DE DADOS DE CONTROLE DA
AMOSTRAGEM DA PLANTA INDUSTRIAL – CARAÍBA
MINERAÇÃO**

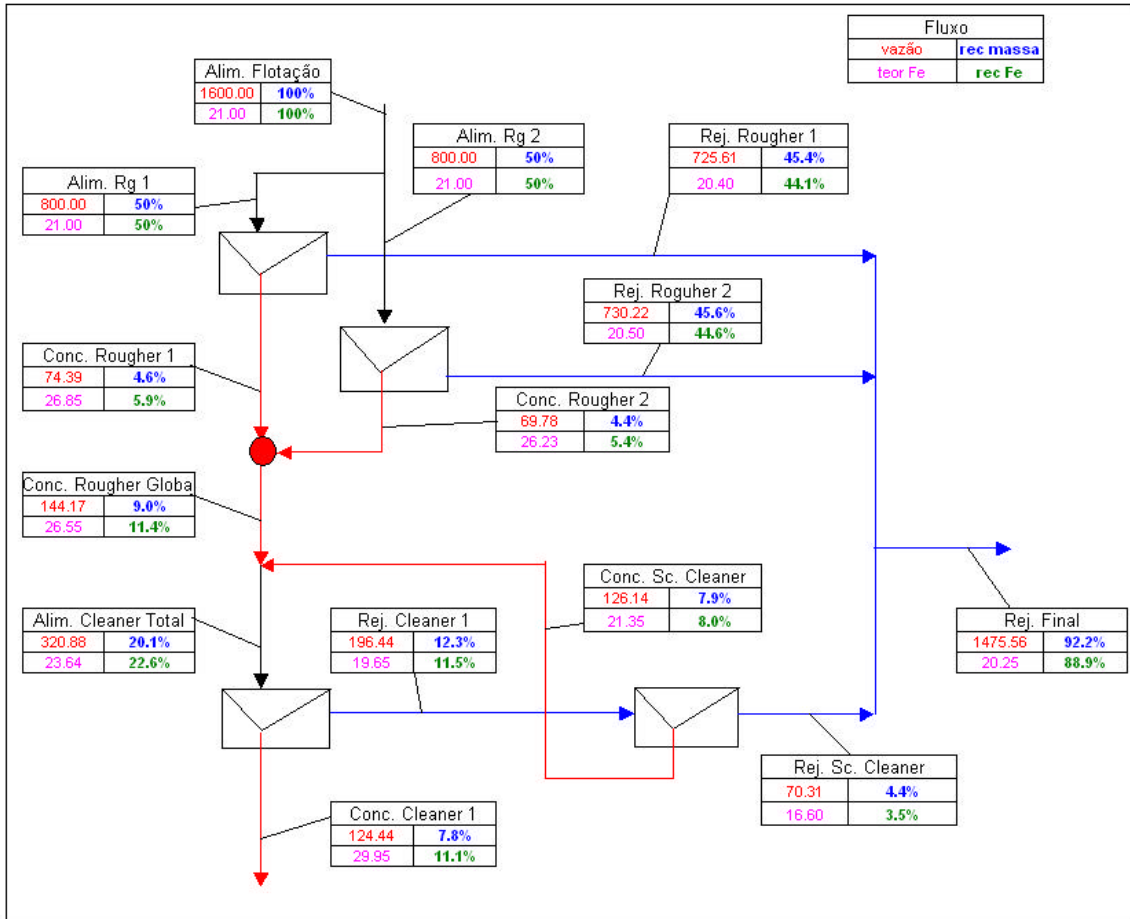
**ANEXO III: PLANILHAS DE DADOS DE ACOMPANHAMENTO DOS
ENSAIOS CINÉTICOS DE BANCADA – CARAÍBA MINERAÇÃO.**

**ANEXO IV: PLANILHAS DE DADOS DE ACOMPANHAMENTO DOS
ENSAIO LCT – CARAÍBA MINERAÇÃO.**

**ANEXO V: DISTRIBUIÇÕES GRANULOMÉTRICAS – CARAÍBA
MINERAÇÃO.**

ANEXO VI: BALANÇOS METALÚRGICOS – SOSSEGO.

Balanco Metalúrgico para o elemento ferro - Sossego.

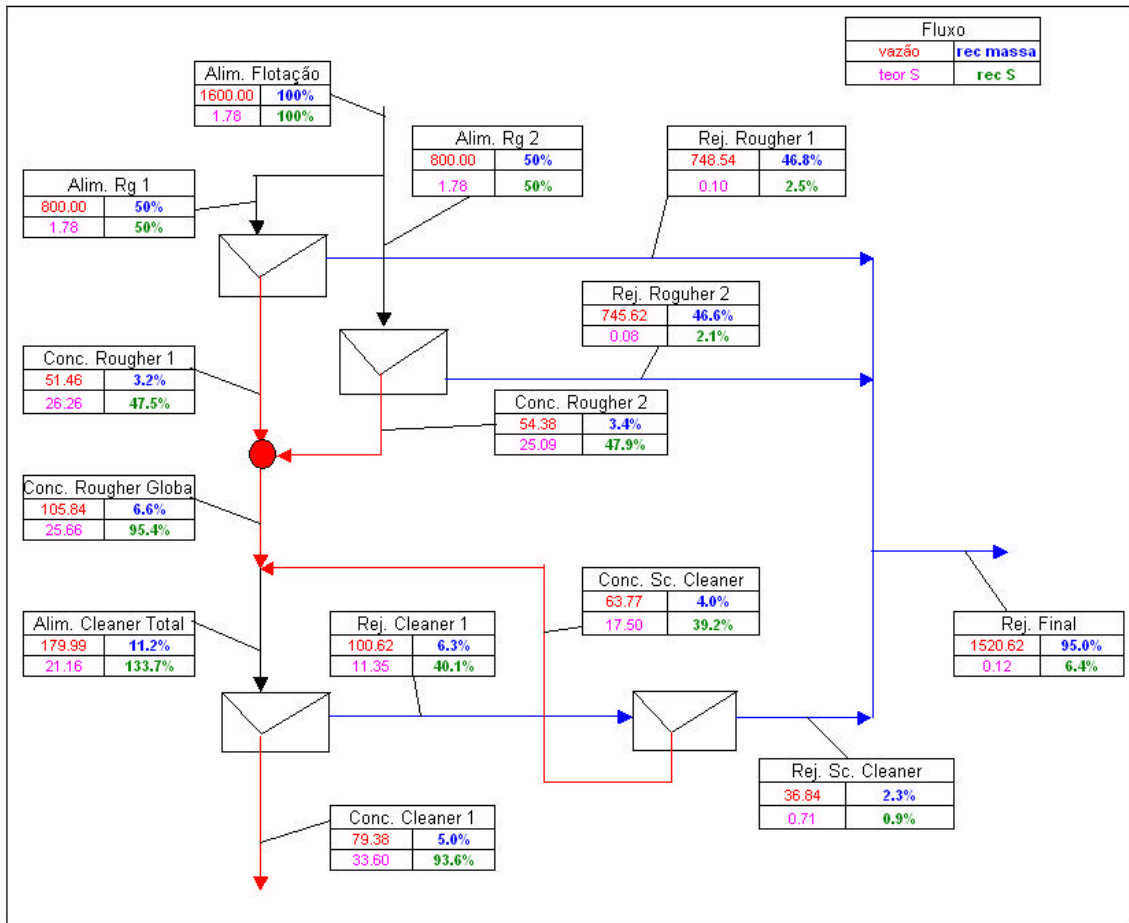


Fluxograma da amostragem da MPP para o elemento ferro – Sossego.

Balancos metalúrgicos para diferentes volumes de controle baseado no teor de ferro – MPP – Sossego.

Ponto	Volume de controle	Vazão	Teor
Alimentação	Conc.Cl. + Rej. Final	1600.00	21.00
Alimentação	Conc.Cl + Rej. Rg. 1 e 2 + Rej. Sc. Cl.	1650.58	21.00
Conc. Rougher Global	Rej. Sc. Cl + Conc. Cl. 1	194.75	25.13
Conc. Rougher Global	Alim. Cl. Total - Conc. Sc. Cl	194.75	25.13
Alim. Cleaner	Conc. Rg. + Conc. Sc. Cl.	270.30	24.1
Rej. Cleaner	Conc. Sc. Cl + Rej. Sc. Cl.	196.44	19.65
Rej. Cleaner	Alim. Cl. - conc. Cl. 2	145.86	19.16
Rej. Final	Rej. Sc Cl. + Rej. Rg.	1526.14	20.27

Balço Metalúrgico para o elemento enxofre – Sossego.



Fluxograma da amostragem da MPP para o elemento enxofre – Sossego.

Balços metalúrgicos para diferentes volumes de controle baseado no teor enxofre – MPP – Sossego.

Ponto	Volume de controle	Vazão	Teor
Alimentação	Conc.Cl. + Rej. Final	1600.00	1.78
Alimentação	Conc.Cl + Rej. Rg. 1 e 2 + Rej. Sc. Cl.	1610.38	1.75
Conc. Rougher Global	Rej. Sc. Cl + Conc. Cl. 1	116.22	23.17
Conc. Rougher Global	Alim. Cl. Total - Conc. Sc. Cl	116.22	23.17
Alim. Cleaner	Conc. Rg. + Conc. Sc. Cl.	169.61	22.6
Rej. Cleaner	Conc. Sc. Cl. + Rej. Sc. Cl.	100.62	11.35
Rej. Cleaner	Alim. Cl. - conc. Cl. 2	90.24	12.91
Rej. Final	Rej. Sc Cl. + Rej. Rg.	1531.00	0.10