

MINISTÉRIO DA EDUCAÇÃO E DO DESPORTO  
UNIVERSIDADE FEDERAL DO RIO GRANDE DO SUL  
ESCOLA DE ENGENHARIA  
PROGRAMA DE PÓS-GRADUAÇÃO EM ENGENHARIA METALÚRGICA E DOS  
MATERIAIS - PPGEMM

DESENVOLVIMENTO DE UM PROCESSO DE BENEFICIAMENTO PARA O MINÉRIO  
SULFETADO DE CHUMBO E ZINCO DA CIA. BRASILEIRA DO COBRE (CBC), RS

por

Sílvia Acosta Cabral

Engenheiro de Minas

Trabalho realizado no Departamento de Metalurgia da Escola de Engenharia da UFRGS, dentro do Programa de Pós-Graduação em Engenharia Metalúrgica e dos Materiais - PPGEMM.

PORTO ALEGRE

1995

DESENVOLVIMENTO DE UM PROCESSO DE BENEFICIAMENTO PARA O MINÉRIO  
SULFETADO DE CHUMBO E ZINCO DA CIA. BRASILEIRA DO COBRE (CBC), RS

DISSERTAÇÃO

Apresentada ao Programa de Pós-Graduação em Engenharia Metalúrgica e dos Materiais -  
PPGEMM, como parte dos requisitos para obtenção do Título de

MESTRE EM ENGENHARIA

Área de concentração: METALURGIA EXTRATIVA

por

Sílvia Acosta Cabral

Engenheiro de Minas

1995

Esta DISSERTAÇÃO foi julgada adequada para obtenção do título de Mestre em Engenharia, Área de Concentração Metalurgia Extrativa e aprovada em sua forma final, pelo Orientador e pela Banca Examinadora do Curso de Pós-graduação.

Orientador:

Jorge Rubio  
Físico-químico, DIC, PhD  
UFRGS - PPGEMM

Banca Examinadora:

Prof. Dr. Osvaldo Pavez Miqueles  
Universidade de Atacama  
Copiapó - Chile

Dr. Carlos Otávio Petter  
DEMIN - UFRGS

Prof. Dr. Slawomir Platinick  
DEMIN - UFRGS

Milton Carriconde  
Eng. - Divisão de Pesquisa  
Cia. Brasileira do Cobre

## AGRADECIMENTOS

Ao professor Jorge Rubio pela orientação deste trabalho.

Ao Conselho Nacional de Desenvolvimento Científico e Tecnológico (CNPq) pelo suporte econômico.

À CBC e FAPERGS pelo suporte financeiro concedido através de projeto conjunto.

Ao engenheiro Carriconde e ao Químico Hernani, da CBC, por toda ajuda prestada na realização deste trabalho.

Ao amigo sem o qual este trabalho não teria se realizado: Obrigada por toda a força, obrigado por ser quase um co-orientador, obrigada pela tua amizade: Um beijão Irineu!

Para uns engenheiros muito competentes, para uns grandes amigos, por toda ajuda prestada sobretudo nos estudos de modelamento: Obrigadão Jajá, Parga, Mário e Valderrama.

"Mais um super obrigado ao Jajá por toda força".

Um super obrigado ao Fabrício, este amigo e futuro engenheiro de minas, por todo o apoio na CBC.

Um milhão de beijos pros amigos do peito: Míriam, Beal, Graci, Enrique, Patty, Cleidy, Andréia Ranzan, Klein, Ivo, Jaluza, Otávio, Tati Goellner e Isabela.

A todo este pessoal do LTM, aos que estão longe, aos agregados, sei que sempre torceram por mim:

Erwin e Eliane, Adriane e Diosnel, Elzivir e Lucie, Gerson Fahrion, Marcelo Tavares, Zizoca, Caco, Sampaio, Eliena e Susi Marques

Um obrigado especial á Solange, por tudo.

Ao tio Nery, com o maior carinho, por toda a força.

Um agradecimento muito especial pelo incentivo e amizade da minha prima Ane: beijão!!!!

Um agradecimento muito especial ao "povo do sexto andar", principalmente as gurias da secretaria, um beijo prá Jú, por toda esta simpatia e alto astral.

Outro agradecimento especial (não sou nada boa com as palavras) : para o Júlio, Andréa, Liane, Selma, Cléber, Zelma, Lurdinha, Lucélia e Roberto - pela amizade e pelo convívio super legal nos meses na CBC. Beijões prá vocês

O meu muito obrigado prá Mara, Celso e Hamilton pelo convívio super legal e pela ajuda prestada.

Um abraço para o Fernando e o Sosinky (será que o nome tá certo???), amigos e logo colegas, pelo convívio e estímulo na parte final desta tese.

- Para meus pais e meus irmãos, com o maior carinho.  
Beijões mil "proceis"!

- A minha avó Diamantina (in memoriam), sei que estás sempre torcendo por mim.

- Para o Fábio, com muito amor. Um beijão prá esta pessoa tão especial que surgiu na minha vida. Alguém já disse que sem amor a gente nada seria....

## SUMÁRIO

RESUMO .....	i
ABSTRACT .....	iii
ÍNDICE DE FIGURAS .....	iv
ÍNDICE DE TABELAS .....	vi
1. INTRODUÇÃO .....	1
2. REVISÃO BIBLIOGRÁFICA	
2.1 Sulfetos de chumbo e zinco - Ocorrência, Exploração e Beneficiamento .....	4
2.1.1. Sulfetos de chumbo e zinco - Ocorrência e exploração .....	4
2.1.2 Processos de beneficiamento .....	5
2.2 A jazida Santa Maria e a Usina de beneficiamento da CBC .....	13
2.2.1 A jazida Santa Maria - geologia e exploração .....	13
2.2.2 A usina de beneficiamento da CBC.....	13
2.3 Modelamento do processo de flotação.....	18
2.3.1 Modelos matemáticos do processo de flotação.....	18
2.3.2 Escalonamento de circuitos industriais.....	31
2.3.2.1 Projeto de circuitos de flotação.....	31
2.4 Flotação em coluna.....	33
2.4.1 Coluna de Flotação - Histórico e Situação atual.....	33
2.4.2 Princípios de operação da coluna de flotação e variáveis envolvidas no processo.....	36
2.4.3 Modelamento e Simulação.....	45
2.4.3.1 Constantes cinéticas da coluna de flotação e métodos para determinação.....	46
2.4.3.1.1 Introdução.....	46
2.4.3.1.2 Metodologias de Determinação de Constantes Cinéticas.....	48
2.4.3.2 Dimensionamento da Coluna de Flotação.....	55
2.4.4 Aplicações não Convencionais da Coluna de Flotação.....	58
2.5 Aspectos Ambientais.....	60

3. EXPERIMENTAL	
3.1 Materiais.....	62
3.1.1 Minério sulfetado de chumbo e zinco.....	62
3.1.2 Reagentes.....	62
3.2 Metodologia.....	63
3.2.1 Estudo de flotação primária em escala de bancada.....	63
3.2.2 Estudos contínuos de flotação.....	64
3.2.2.1 Estudos de flotação primária.....	64
3.2.2.2 Flotação limpeza em coluna convencional.....	67
3.2.2.3 Estudos de flotação em coluna modificada.....	70
3.2.3 Metodologia de avaliação de efluentes.....	74
4. RESULTADOS E DISCUSSÃO.....	75
4.1 Estudos de flotação em escala de bancada.....	75
4.2 Estudos de flotação primária em escala piloto.....	77
4.3 Estudos de flotação em coluna convencional.....	78
4.4 Estudos em coluna modificada.....	81
4.5 Análises de alternativas.....	86
4.5.1 Alternativa 1.....	87
4.5.1.1 Dimensionamento do circuito de flotação primária.....	87
4.5.1.2 Dimensionamento do circuito de flotação limpeza em células convencionais.....	90
4.5.1.3 Balanço de massas.....	92
4.5.2 Alternativa 2.....	94
4.6 Dimensionamento da unidade de espessamento.....	96
4.7 Aspectos ambientais.....	98
4.8 Fluxograma final proposto.....	101
5. CONCLUSÕES.....	106
6. SUGESTÕES.....	107
REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS.....	108
ANEXOS.....	117

## RESUMO

Este trabalho teve por objetivo o desenvolvimento experimental de rotas tecnológicas para a instalação de uma usina de beneficiamento por flotação do minério de chumbo e zinco da jazida Santa Maria, concessão da Companhia Brasileira de Cobre-CBC, localizada em Caçapava do Sul, RS\*. As alternativas consideradas no estudo experimental referem-se à obtenção de um concentrado "bulk" (coletivo) de sulfetos de chumbo e zinco, envolvendo etapas de desbaste e limpeza. A flotação conjunta emprega xantato de amila (40 g/t) como reagente coletor e ativação da blenda (ZnS) com  $\text{CuSO}_4 \cdot 5\text{H}_2\text{O}$  (100 g/t). O estudo apresenta uma análise comparativa de performance da flotação em coluna convencional e não convencional, com extração de um terceiro produto. Esta última tem sido adaptada pelo LTM-UFRGS para melhorar o grau de enriquecimento nos concentrados. A coluna modificada forneceu melhores resultados em termos de eficiência de separação, tendo sido estudados alguns parâmetros de desenho. A melhor performance foi obtida com uma coluna de zona intermediária alta. Estudos de cinética e modelamento permitem estabelecer um "lay out" para uma usina de 100 t/h o qual inclui um circuito de flotação primária ("rougher") composto de 6 células de 14.2 m<sup>3</sup> de capacidade operando com uma recuperação da ordem de 95-96 %. O concentrado deste circuito é passível de ser retratado em circuitos de flotação de limpeza ("cleaner") e relimpeza ("recleaner") composto de 6 células convencionais de 2,8 m<sup>3</sup> de capacidade ou em uma célula coluna de 1 m de diâmetro e 11 m de altura. A produção final é da ordem de 7-9 t/h de concentrado contendo aproximadamente 70-75 % de sulfetos com uma recuperação global aproximada de 90-92 %. O concentrado final é desaguado em um espessador, já existente, de 15 m de diâmetro interno e 3 m de altura e filtrado na unidade atual de sulfetos de cobre. A alternativa de tratamento do minério sem coluna, a mais viável economicamente, utiliza a capacidade instalada da usina de beneficiamento que, atualmente beneficia minério de cobre precisando de modificações estruturais de adaptação para o minério de chumbo e zinco. A alternativa que emprega coluna apresenta vantagens em termos técnicos e de custos operacionais (15-20 % a menos) porém sua instalação requer um investimento da ordem de US\$ 80.000. Em termos ambientais, as águas residuais filtradas não apresentaram concentrações acima dos padrões de emissão de metais pesados. O consumo de coletor tipo xantato é praticamente total pelos sulfetos, não dispensando, porém um estudo do impacto real em nível industrial. Por último, conclui-se que uma adaptação da usina de flotação existente na empresa, operando com um menor custo energético, deve trazer benefícios de minimização de

despesas de custeio e capital e prolongar a ação produtiva da CBC na região, quando cessar a mineração de cobre sulfetado.

\* Na jazida Santa Maria a prata encontra-se associada aos sulfetos de chumbo e zinco em proporções variadas dentro da própria jazida, devendo ser obtida como um sub-produto no concentrado final. A recuperação da prata pode ser de grande importância econômica na viabilização do processo.

## ABSTRACT

The aim of this work was to carry out experimental studies of technological routes leading to the treatment of the lead-zinc ore of Santa Maria field, concession of Cia. Brasileira do Cobre (CBC), Caçapava do Sul, RS. The alternatives considered in the study addressed to yield a bulk concentrate of galena and sphalerite, involving rougher and cleaner stages. Reagents employed in flotation were amyloxanthate (40 g/t) as collector, and  $\text{CuSO}_4 \cdot 5\text{H}_2\text{O}$  (100 g/t) as activator for ZnS. Also, this work presents a comparative performance analysis of conventional and modified column flotation in the cleaning stages. The modified column separate selectively particles which drain off from the froth, improving enrichment ratios. Thus separation efficiencies were better in the modified column, some design parameters of this column were studied. Best performance was attained with a column having a tall intermediate zone. Kinetics and modelling studies allow to design a mill to treat 100 tph, including a primary flotation circuit (rougher) with six 14,2 m<sup>3</sup> cells yielding 95-96% recovery. Rougher concentrates would be clean in cleaner and recleaner circuits with 6 conventional cells of 2,8 m<sup>3</sup> or in a column of 1 m diameter and 11 m high. Final product would be 7 - 9 t/h of concentrate having 70-75% sulphides, with 90 - 92% total recovery. The final concentrate would be dewatered in a thickener of 15 m diameter and 3 m high and filtered in a press Larox filter. To beneficiate the ore in conventional cells only appears to be the best alternative in terms of capital costs. It is possible to use the copper mill already existing requiring small structural changes to treat the lead-zinc ore. The alternative with the column cell presents technical and operational cost advantages, but it requires an initial investment of US\$ 80.000. In relation to the environmental aspects involved, the metal concentrations found in filtered residual water were found to be below the standards established. The adsorption of the collector concentration is usually complete in this system, but further studies in real conditions must be conducted. Results showed that the treatment of this ore at the CBC concentrator, with reduced energy costs, may extend CBC work in the region, when copper sulphides mining ends.

\* In the Santa Maria ore field, silver is associated to the lead-zinc ores, and for this reason it constitutes an interesting byproduct in the final concentrate. This suggests that the treatment of the ore might be even more attractive should the silver content were rather high.

## ÍNDICE DE FIGURAS

Figura 1. Fluxograma de Beneficiamento do Concentrador Buick.....	7
Figura 2. Britagem e moagem da planta de Nalca.....	8
Figura 3. Concentrador NALCA - Flotação de Chumbo e Zinco com Remoagem do Concentrado "Rougher".....	8
Figura 4. Fluxograma do Beneficiamento de Tintic.....	9
Figura 5. Fluxograma do Concentrador Roberto - Moagem e Flotação.....	10
Figura 6. Localização da jazida de Santa Maria da Cia. Brasileira do Cobre (CBC).....	14
Figura 7. Fluxograma do beneficiamento da CBC.....	17
Figura 8. Curva DTR.....	25
Figura 9. Coluna de flotação convencional.....	37
Figura 10. Métodos de medição do "holdup" de gás.....	39
Figura 11. Métodos de medição de "holdup" de gás por diferença de pressão empregando manômetros de água.....	41
Figura 12. "Holdup" de gás aparente versus o real medidos com manômetros de água.....	41
Figura 13. "Holdup" de gás como uma função da velocidade do gás, relação geral.....	43
Figura 14. Interação entre as zonas de coleção e de espuma.....	48
Figura 15. Diagrama da coluna de laboratório operando em contracorrente e em concorrente.....	50
Figura 16. Representação dos fluxos envolvidos nas duas formas de operação da coluna.	52
Figura 17. Coluna de laboratório utilizada nos estudos de "drop back".....	55
Figura 18. Fluxograma dos estudos de flotação primária e limpeza de sulfetos de chumbo e zinco.....	65
Figura 19. Circuito de flotação primária e pontos de amostragem.....	67
Figura 20. Coluna de flotação convencional, disposição de equipamentos.....	68
Figura 21. Coluna de flotação modificada, disposição de equipamentos.....	70
Figura 22. Coluna de flotação modificada do Laboratório de Tecnologia Mineral.....	71
Figura 23. Sistema para medidas de "hold-up" em colunas de flotação.....	73
Figura 24. Recuperação acumulada de sulfetos na flotação primária em escala de bancada.	75

Figura 25. Recuperação acumulada de sulfetos na flotação de limpeza em escala de bancada.....	76
Figura 26. Balanço de massas do circuito proposto na alternativa 1.....	93
Figura 27. Balanço de massas obtido com o circuito da alternativa 2. Coluna convencional.....	95
Figura 28. Fluxograma das operações unitárias de beneficiamento.....	102
Figura 29. Fluxograma proposto para obtenção de 70% de sulfetos.....	104
Figura 30. Fluxograma proposto para obtenção de 80% de sulfetos.....	104

## ÍNDICE DE TABELAS

Tabela I Recuperação do material de valor em função do tempo.....	23
Tabela II Sumário das usinas conhecidas que empregam coluna de flotação.....	35
Tabela III Parâmetros operacionais médios na flotação de minérios em coluna.....	38
Tabela IV Padrões de emissão para lançamento de efluentes.....	61
Tabela V. Teores médios dos sulfetos de chumbo e zinco das amostras não blendadas.....	62
Tabela VI Distribuição granulométrica do minério britado.....	65
Tabela VII Distribuição granulométrica da alimentação "rougher".....	66
Tabela VIII Descrição do projeto fatorial empregado no estudo experimental de flotação em coluna convencional (reta).....	69
Tabela IX Dimensões dos parâmetros de desenho da coluna de flotação em estudo.....	72
Tabela X. Descrição do projeto fatorial empregado no estudo experimental de flotação limpeza de sulfetos de chumbo e zinco em coluna modificada.....	72
Tabela XI. Parâmetros cinéticos de flotação utilizando o modelo de Garcia-Zuñiga.....	76
Tabela XII Parâmetros de separação da flotação primária piloto dos sulfetos em estudo...	77
Tabela XIII Flotação de limpeza de sulfetos de chumbo e zinco em coluna convencional.. Efeito da vazão de água de lavagem e fluxo de ar. Altura de espuma 65 cm....	79
Tabela XIV Flotação de limpeza de sulfetos de chumbo e zinco em coluna convencional.Efeito da vazão de água de lavagem e fluxo de ar. Altura de espuma 40 cm.....	80
Tabela XV Resultados comparativos de flotação de sulfetos em colunas convencional e modificada em termos de recuperação e teor. Coluna modificada com zona de coleção baixa e zona intermediária alta, 90 cm. ....	81
Tabela XVI Flotação de sulfetos de chumbo e zinco em coluna modificada. Efeito da aeração nos parâmetros de separação no produto concentrado (C) e drenado (D).Coluna com zona intermediária alta e zona de coleção baixa.....	82
Tabela XVII Flotação de sulfetos de chumbo e zinco em colunamodificada. Efeito da aeração nos parâmetros de separação no produto concentrado e drenado. Coluna com zona intermediária e de coleção baixas.....	82

Tabela XVIII Flotação de sulfetos de chumbo e zinco em coluna modificada. Efeito da aeração nos parâmetros de separação no produto concentrado e drenado. Coluna com zona intermediária baixa e zona de coleção alta.....	83
Tabela XIX Flotação de sulfetos de chumbo e zinco em coluna modificada. Efeito da aeração e vazão da segunda água de lavagem nos parâmetros de separação no produto concentrado. Coluna com zona intermediária e de coleção altas.....	84
Tabela XX. Flotação de sulfetos de chumbo e zinco em coluna modificada. Efeito da aeração e vazão da segunda água de lavagem nos parâmetros de separação no produto drenado. Coluna com zona intermediária e de coleção altas.....	85
Tabela XXI Dimensionamento do circuito de flotação "rougher" para vários volumes efetivos por célula, vazões volumétricas e concentrações de sólidos na polpa. Densidade do minério = 2,3 g/cm <sup>3</sup> .....	88
Tabela XXII Dimensionamento do circuito de flotação "rougher" para vários volumes efetivos por célula, vazões volumétricas e concentrações de sólidos na polpa. Densidade do minério = 2,9 g/cm <sup>3</sup> .....	89
Tabela XXIII Dimensionamento do circuito de flotação "cleaner" para vários volumes efetivos por célula, vazões volumétricas e concentrações de sólidos na polpa. Densidade do minério = 3 g/cm <sup>3</sup> , k=0,96 min <sup>-1</sup> .....	91
Tabela XXIV Dimensionamento do circuito de flotação "cleaner" para vários volumes efetivos por célula, vazões volumétricas e concentrações de sólidos na polpa. Densidade do minério = 3 g/cm <sup>3</sup> , k=1,44 min <sup>-1</sup> .....	92
Tabela XXV Parâmetros cinéticos do mineral valioso e da ganga.....	94
Tabela XXVI Resultados dos ensaios de sedimentação de concentrados de sulfetos de chumbo e zinco.....	96
Tabela XXVII Resultados dos ensaios de sedimentação de concentrados de cobre.....	97
Tabela XXVIII Concentrações residuais de chumbo e zinco nas águas efluentes de vários ensaios de flotação em coluna.....	99
Tabela XXIX Concentrações residuais de chumbo e zinco nas águas dos concentrados obtidos em vários ensaios em coluna (efluente original e filtrado).....	100

## 1. INTRODUÇÃO

Depósitos de minérios de chumbo e zinco existem freqüentemente em associações de sulfetos (galena - PbS e blenda - ZnS) podendo ocorrer associações com pirita e/ou outros minerais sulfetados. O processo convencional de tratamento destes minérios é a flotação dos sulfetos utilizando coletores do tipo xantato, empregando ainda conceitos de ativação e depressão [1-4], flotação "bulk" (coletiva) e/ou seletiva. Os teores de alimentação, geralmente variam entre, 1 a 5% de chumbo e 1 a 10% de zinco [2]. Estes minérios são, muitas vezes, grandes fontes de prata.

A maioria dos processos conhecidos emprega células de flotação convencionais. Para o beneficiamento destes minérios contendo minerais na forma de sulfetos, o procedimento padrão é flotar sequencialmente a galena e, após a esfalerita, podendo-se em alguns casos retirar um concentrado de pirita.

Na flotação de galena em geral se utiliza como coletor um xantato de cadeia curta, diminuindo-se deste modo tanto a adsorção do xantato sobre a pirita e a esfalerita como a contaminação do material flotado. A polpa deve ser alcalinizada entre pH 8 a 9, preferencialmente com carbonato de sódio, uma vez que os íons cálcio são depressores da galena. Para uma efetiva depressão da blenda o reagente mais utilizado na indústria mineral é o cianeto de potássio (conjuntamente com o sulfito de sódio) e/ou sulfato de zinco, agindo o cianeto e o sulfito de sódio também como depressores da pirita. Normalmente os reagentes são adicionados no circuito de moagem secundária, com exceção do cianeto que pode ser condicionado diretamente nas células de flotação[3,4]. As principais desvantagens no uso de cianeto estão relacionadas com seu poder de dissolução de ouro e prata, sua toxicidade e seu custo elevado.

Para flotação de blenda é feita a ativação do mineral com sulfato de cobre, utilizando-se um coletor como o amil-xantato, em pH entre 10 e 12, obtido por adição de cal, com o que são deprimidos também os sulfetos de chumbo e de ferro.

Trahar [5], realizando estudos com um minério não oxidado, observou que a seletividade na flotação diferencial da galena da esfalerita, não é melhorada com o uso de sulfito de sódio como agente modificador. Este autor coloca que o mesmo reagente apresenta melhores resultados em minérios de chumbo que se apresentem oxidados.

Muitas rotas de beneficiamento têm sido desenvolvidas e aprimoradas para separação da galena dos sulfetos de zinco [2,6]. Por exemplo, em 1987, na planta da Mount Isa Mines Ltd.

[6], foram conduzidos uma série de testes para estimativa de parâmetros de escalonamento visando a implantação de um circuito de colunas de flotação, cujo objetivo era aumentar o teor do concentrado "rougher" de Pb/Zn (mistos de baixo teor). Foi implantado um circuito com três colunas de flotação de 2,5 m de diâmetro por 13 m de altura, o que trouxe resultados bastante satisfatórios.

A flotação em coluna é um dos processos com maior grau de desenvolvimento no tratamento de minérios, que começa gradualmente a ser incorporada nos fluxogramas de beneficiamento em substituição às células convencionais, principalmente células "cleaner". As maiores vantagens são a economia de capital e de custos operacionais, assim como a melhor "performance" metalúrgica. Este último fator é importante principalmente para a flotação de frações finas e ultrafinas, onde a eficiente drenagem realizada com a adição de água de lavagem dentro da zona de espuma, elimina efetivamente o arraste hidráulico das partículas de ganga ou contaminantes. Isto, associado ao contato em contracorrente entre as bolhas de ar e a polpa, às condições de fluxo mais tranquilas (devido à ausência de agitação mecânica), faz da coluna um meio ideal para separação das frações finas ou descontaminação de concentrados [7-12].

Na aplicação de colunas de flotação para minérios de chumbo-zinco destaca-se a planta de beneficiamento de Toyoha Mine, localizada em Hokkaido ao norte do Japão [4].

O circuito de concentração atual produz concentrados de chumbo, zinco e pirita. O minério é moído a 60% passante em 74  $\mu\text{m}$  antes da flotação, com remoagens separadas dos concentrados "roughers" de zinco e chumbo antes de entrarem nas etapas "cleaners".

O circuito de flotação divide-se em:

- Flotação de chumbo: O minério alimenta o circuito "rougher" de chumbo (2 bancos de 22 células convencionais). Os concentrados são remoídos e reportados a uma coluna de flotação ("cleaner"), sendo o estágio "recleaner" também composto por uma coluna de flotação. Os rejeitos do "recleaner" são recirculados ao "cleaner". Os rejeitos "cleaner" são enviados ao circuito "scavenger" (8 células de flotação convencionais).

- Flotação de zinco: O circuito é similar ao "rougher" do chumbo, sendo a única diferença a inexistência de um circuito "recleaner".

- Flotação "bulk" zinco-pirita: Os rejeitos "rougher" de zinco são remoídos constituindo a alimentação de uma flotação "bulk" (dois bancos de células). Os concentrados são reportados à flotação "de-zinc".

- Flotação "de-zinc": A alimentação deste circuito constitui-se dos rejeitos "cleaner" e "scavenger" do chumbo e o concentrado "bulk" de zinco e pirita que são espessados e

remoídos, para serem, finalmente enviados a uma coluna de flotação, que faz uma primeira limpeza. Os concentrados deste "cleaner" são tratados na coluna "cleaner" de zinco, enquanto os rejeitos, após passarem por um "scavenger", retornam à corrente de alimentação deste circuito. O rejeito deste "scavenger" é enviado ao circuito de flotação de pirita (8 células convencionais).

Foram implantadas ao todo oito colunas, com diâmetros variando de 1,5 m a 2,8 m [4].

Este trabalho teve por objetivo estudar a viabilidade de rotas tecnológicas para a instalação de uma planta de beneficiamento por flotação do minério de chumbo e zinco da jazida Santa Maria, concessão da Companhia Brasileira do Cobre-CBC, localizada em Caçapava do Sul, RS.

Os objetivos específicos foram:

- obtenção de parâmetros cinéticos, em escala de bancada, para a flotação coletiva de sulfetos.
- avaliação das condições de flotação em coluna convencional e modificada pelo LTM para obtenção de um concentrado final com um teor mínimo de sulfetos de 70% , considerado apto para o tratamento metalúrgico.
- estabelecimento de uma comparação acerca da eficiência de ambas as colunas.
- estudo pré-econômico das distintas rotas de tratamento.
- avaliar aspectos ambientais envolvidos.

## 2. REVISÃO BIBLIOGRÁFICA

### 2.1 Sulfetos de chumbo e zinco - Ocorrência, Exploração e Beneficiamento

#### 2.1.1 Sulfetos de chumbo e zinco - Ocorrência e exploração

Na maioria dos depósitos primários de minério, os sulfetos , galena ( $PbS$ ) e esfalerita ( $ZnS$ ) são os únicos minerais associados de chumbo e zinco, respectivamente. Em poucos depósitos, a jamesonita [ $Pb_4FeSb_6S_{14}$ ] é um constituinte importante do minério, geralmente em adição à galena. Comumente, os sulfetos associados em depósitos mistos de chumbo e zinco são pirita ( $FeS_2$ ), marcassita, calcopirita [ $Cu_5FeS_2$ ]; menos comuns são arsenopirita [ $FeAsS$ ], tetraedrita, tenantita, enargita, bornita e pirrotita. Cobre é frequentemente um constituinte menor dos minérios de chumbo e zinco. A prata, por outro lado, pode ocorrer como argentita,  $Ag_2S$ , como prata nativa, ou em outros minerais , geralmente associada à galena.[13].

Os minerais de ganga mais comuns incluem carbonatos como calcita, quartzo, dolomita, ankerita e siderita; rodocrosita é menos comum.[13].

As proporções e associações entre minerais dependem do tipo de depósito e das variadas condições geológicas impostas pela natureza da rocha, sua estrutura, sua temperatura e pressão enquanto ocorre a deposição mineral. Certas associações minerais são suficientemente frequentes podendo ser reconhecidas como classes distintas de depósitos minerais tais como os sulfetos em rochas metavulcânicas onde a esfalerita está associada com calcopirita e pirita ou pirrotita com pouca ou nenhuma quantidade significativa de galena. Estes minérios são particularmente comuns em partes do Canadá.

Tanto a galena como a esfalerita realmente oxidam a minerais secundários , que possuem características bastante diferenciadas em relação aos minerais primários.

Os minerais secundários de zinco mais comuns são a smithsonita ( $ZnCO_3$ ) e os silicatos hidratados (hemimorfita), também conhecida como calamina. Os menos comuns são hidrozinca e willemita.

A galena oxida normalmente à cerussita e anglesita e com menor frequência a piromorfita e vanadinita. Os minerais secundários de prata são muitos e incluem cerargirita, embolita, bromirita, iodirita[13,14].

Em geral, os depósitos de chumbo e zinco tendem a ser menores do que os dos principais metais - ferro, cobre e alumínio. Poucos excedem 50 milhões de toneladas. A exploração de tais depósitos é bastante onerosa e o retorno do investimento relativamente lento em comparação com outros metais, sobretudo devido ao baixo preço do chumbo e zinco em relação ao cobre, por exemplo.

Quanto à exploração, os teores de corte\* apresentam uma certa variação em função das condições da mina. Historicamente, muitas minas foram exploradas com um teor de corte de 3% para chumbo e zinco (minas a céu aberto com grande produção), podendo variar até 6% no caso de condições mais difíceis, como por exemplo pequenas minas subterrâneas.

Hoje, a modernização da mineração em subsolo é crescente. No caso da lavra de minérios de chumbo e zinco, notáveis exemplos de minas com grande produção em subsolo são as minas de Buick, Ozark e Magmont nos Estados Unidos, Brunswick no Canadá, Mount Isa e Broken-Hill na Austrália.

\* teor de corte é o teor mínimo no qual a lavra é economicamente viável.

### **2.1.2 Processos de beneficiamento**

A maioria dos minérios de chumbo e zinco podem ser classificados como minérios complexos e os problemas em termos de recuperação aumentam com o grau de disseminação dos minerais. A presença de altos percentuais de pirita aumenta o problema da recuperação e seletividade. Frequentemente minérios de chumbo/zinco contém pequenas quantidades de prata e/ou ouro [13].

No caso de minérios sulfetados de chumbo e zinco, em geral, são passíveis de beneficiamento por flotação. Isto se deve sobretudo à hidrofobicidade natural dos sulfetos[1].

O procedimento padrão para flotação de galena e esfalerita é a flotação sequencial (inicialmente a galena é flotada enquanto empregam-se depressores para a blenda; numa segunda etapa flota-se a blenda utilizando um ativador e uma quantidade adicional de coletor, se necessário).

Certas plantas de beneficiamento utilizam uma pré-concentração em meios densos. Este tratamento inicial é de grande valia do ponto de vista econômico, uma vez que diminui a tonelagem a ser processada nos circuitos posteriores i.e. estágios de cominuição e/ou flotação

Muitas unidades de britagem, em diversas usinas conhecidas, utilizam britadores cônicos, mas a escolha destes equipamentos deverá variar em função do minério, i.e. sua textura, friabilidade, mineralogia, etc.

Para a etapa de moagem, geralmente utiliza-se moinhos de barras em conjunto com moinhos de bolas, sendo seus produtos classificados em baterias de hidrociclones.

Em relação a malha de liberação destes compostos minerais, a mesma pode variar consideravelmente em função de suas características físicas, disseminação na rocha, etc. Por exemplo, na mineração Schullsberg [15], o minério constitui-se de esfalerita cristalina com galena e marcassita numa matriz dolomítica, dessa forma os minerais são completamente liberados em 297  $\mu\text{m}$ .

Por outro lado, Trahar, citado por Trahar e Warren [5] faz uma detalhada comparação da flotabilidade em função do tamanho para vários minerais sob condições similares e encontrou que os intervalos de máxima recuperação aumentam com o aumento da dureza dos minerais estudados, na seguinte ordem: galena (6-70  $\mu\text{m}$ ), esfalerita (8-90  $\mu\text{m}$ ), pirrotita (9-40  $\mu\text{m}$ ), calcopirita (15-60  $\mu\text{m}$ ), arsenopirita (15-120  $\mu\text{m}$ ) e pirita (20-150  $\mu\text{m}$ ).

Os circuitos de flotação e os reagentes utilizados em diversas plantas são descritos a seguir. As unidades de moagem de algumas plantas serão descritas mais detalhadamente já que apresentam uma maior variabilidade, sobretudo pela inserção de circuitos de flotação intermediários., que incluem operações de remoagem dos concentrados.

#### Descrição de fluxogramas

Uma das plantas que utiliza o procedimento padrão é a planta de Buick [16], Montana, cuja mineralogia é constituída basicamente de galena, blenda, calcopirita, calcita, pirita, dolomita e quartzo.

O primeiro estágio de moagem inclui moinho de barras. O produto da moagem passa por uma bateria de hidrociclones Krebs, cujo overflow é minério 60% -74  $\mu\text{m}$ . O underflow da ciclonagem é cominuído e classificado na mesma bateria de ciclones Krebs supra citada.

O minério, overflow da ciclonagem, alimenta o circuito de zinco. Os circuitos de chumbo e zinco tem o mesmo layout de desbaste e limpeza, e ambos utilizam condicionadores. Um aspecto bastante importante deste circuito é que são recirculados os mistos do circuito Rougher ao próprio circuito tanto para chumbo quanto para zinco. Os reagentes utilizados são: xantato sódico ou potássico, sulfato de zinco, Metil isobutil carbinol (MBIC), Aerofroth 71 (alcoól cíclico ou de cadeia aberta de 5-6 carbonos), Cianeto de sódio, sulfato de cobre e leite de cal. Os pontos de adição são indicados na figura 1, com numeração de 1 a 8, correspondendo à ordem apresentada no texto.

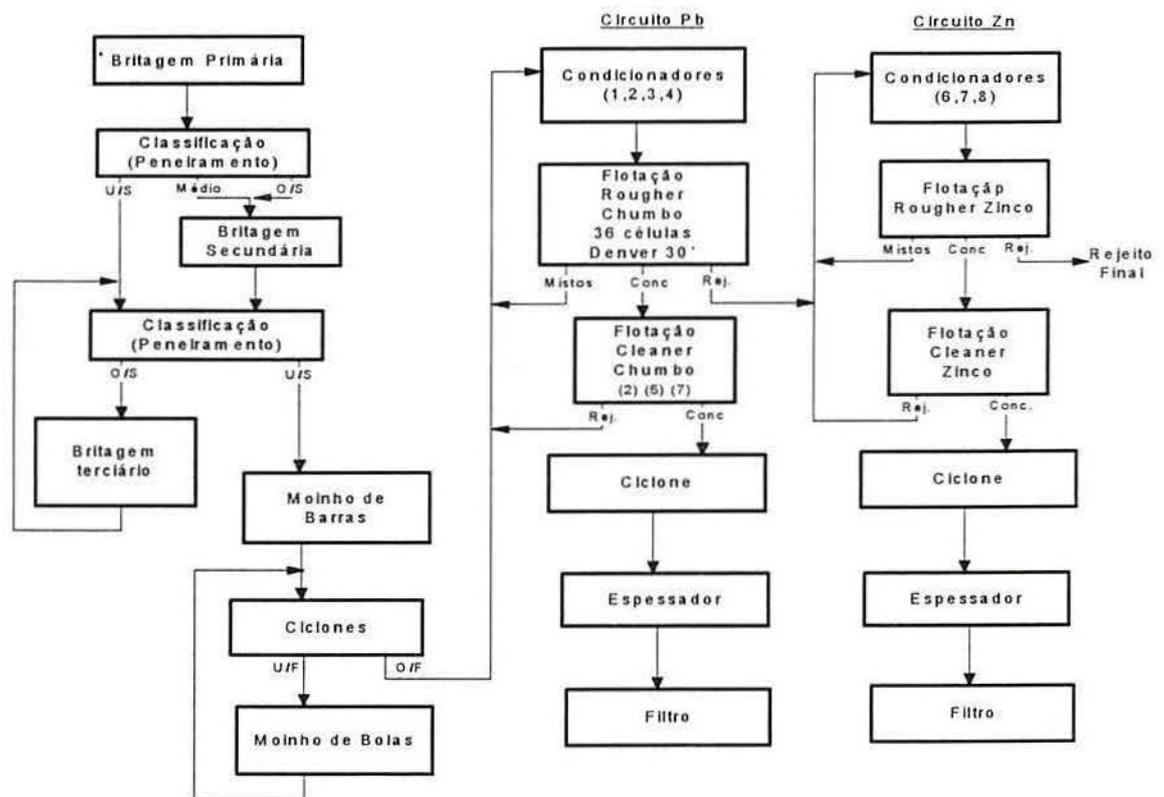


Figura 1. Fluxograma de Beneficiamento do Concentrador Buick.

O circuito de Naica [13], México, é bastante similar ao Buick, exceto por alguns pontos:

- No circuito de chumbo não se utiliza condicionador e o circuito rougher funciona como um "rougher-scavenger".

- O fluxograma para zinco apresenta um circuito "scavenger" e dois "cleaner". Os rejeitos do primeiro estágio de limpeza e o concentrado do "scavenger" são remoidos e flotados. O concentrado desta flotação retorna ao estágio de desbaste.

Nas figuras 2 e 3 são apresentadas as rotas de Britagem/Moagem e Concentração, respectivamente.

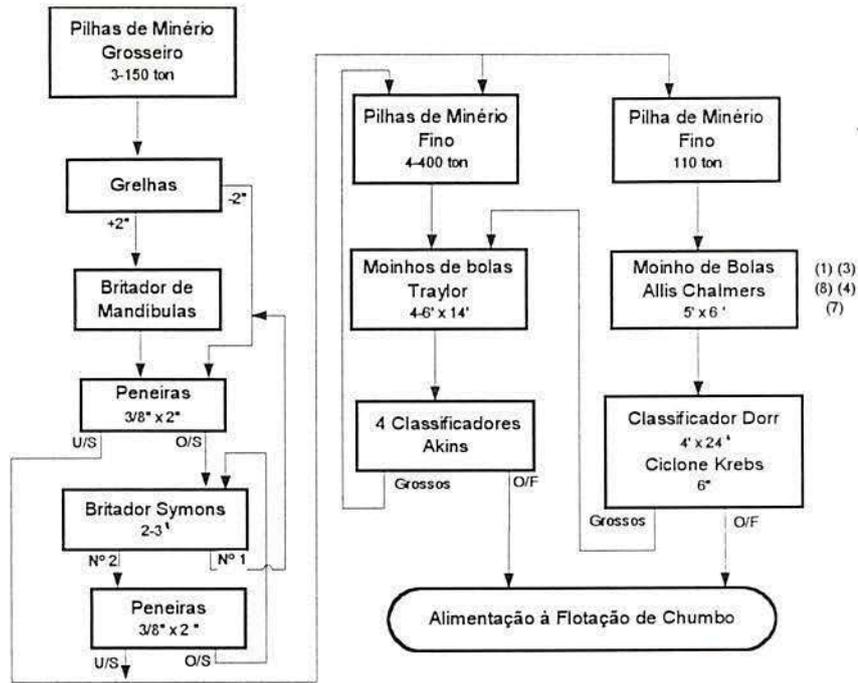


Figura 2. Britagem e Moagem da planta de Nalca.

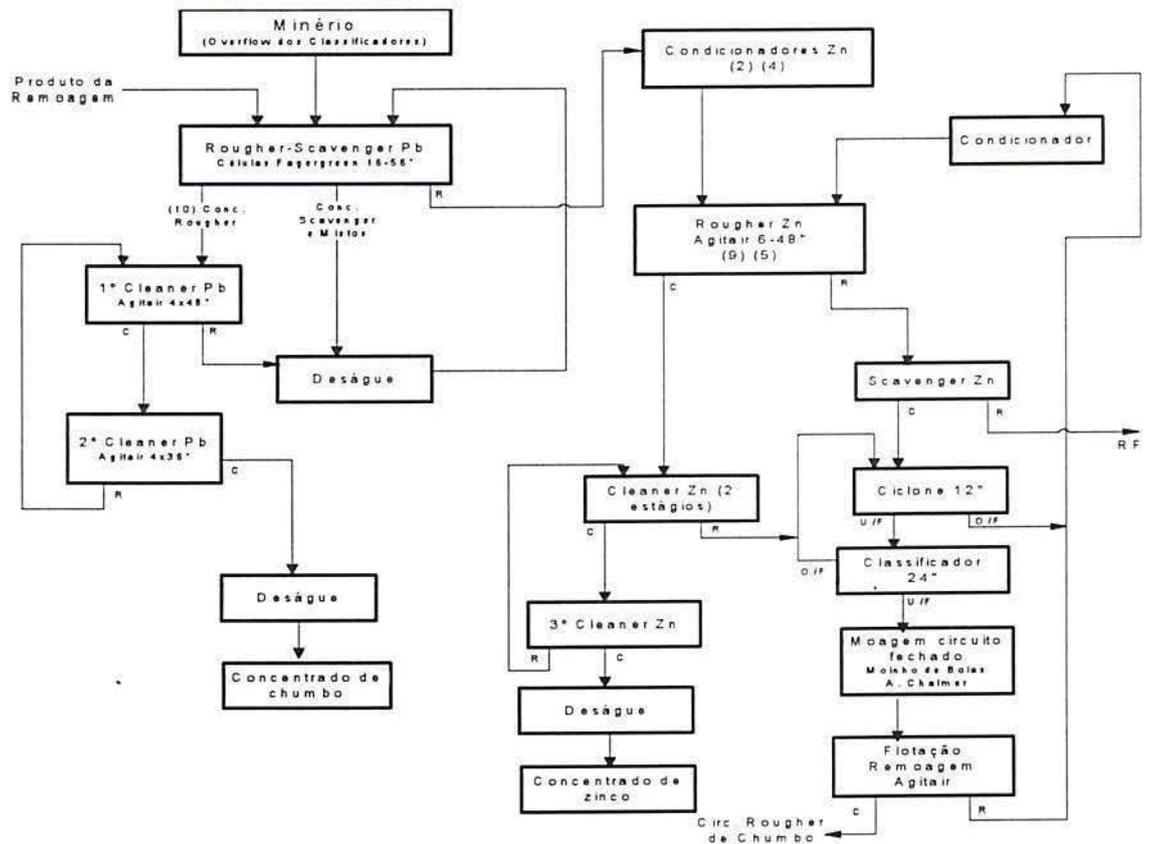


Figura 3. Concentrador NALCA - Flotação de Chumbo e Zinco com Remoagem do Concentrado "Rougher".

O circuito de Paragsha [13], Cerro do Pasco, Peru, beneficia um minério de pirita, esfalerita e galena em rocha calcárea, sendo a unidade de moagem composta por um moinho de barras e dois moinhos de bolas, estes últimos operando em circuito fechado com ciclones classificadores.

O overflow da ciclonagem, por sua vez, alimenta a flotação de chumbo que é feita em dois circuitos paralelos. A primeira etapa é o circuito "rougher" de chumbo. O concentrado desta etapa alimenta o circuito "cleaner". O rejeito "rougher" é classificado em ciclones e o underflow sofre remoagem em um moinho de bolas em circuito fechado com os ciclones. O overflow alimenta o circuito "scavenger" cujo rejeito alimenta a flotação de zinco.

O circuito de zinco tem etapas "rougher", "scavenger" e "cleaner" utilizando um tanque condicionador antes do "rougher".

Para o minério de Tintic [17], Utah, os circuitos são de flotação seqüencial e etapas desbaste e limpeza de cada sulfeto, porém o minério é oxidado e há um tratamento diferenciado para o óxido de chumbo conforme a figura 4.

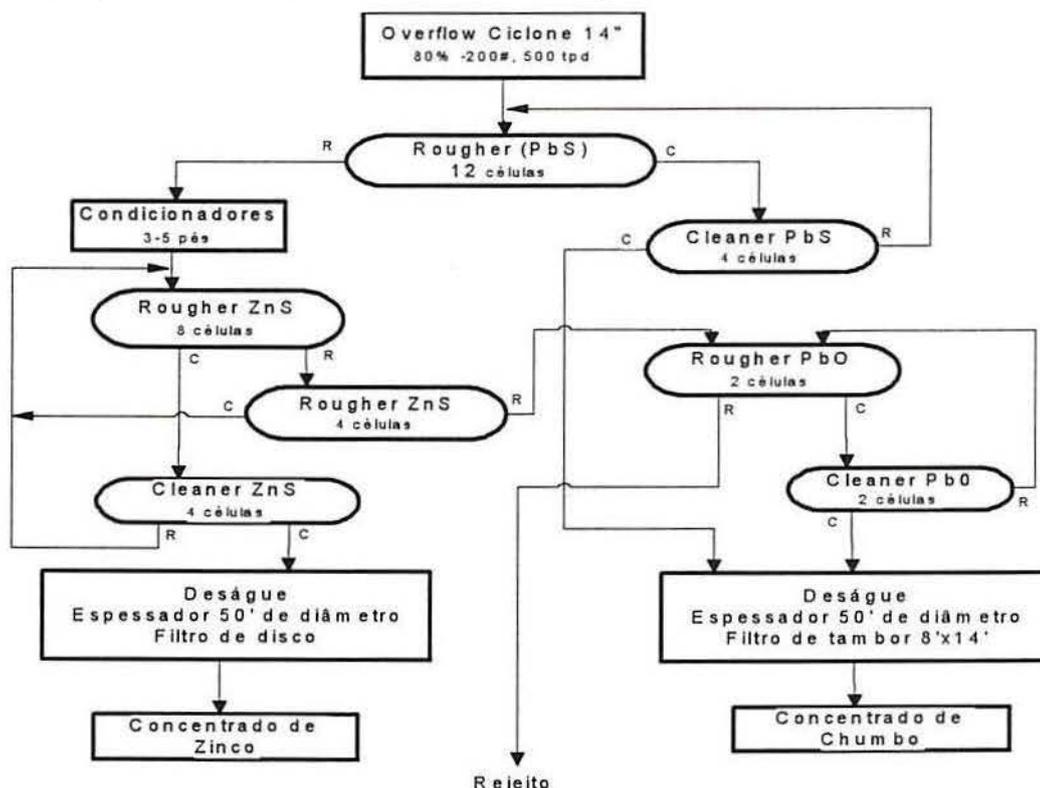


Figura 4. Fluxograma do Beneficiamento de Tintic.

Um exemplo brasileiro é a Mina Boquira a 700 km de Salvador, principal mina de chumbo do país, processando 150 mil toneladas de minério/ano [18].

A usina de beneficiamento da Mineração Boquira possui dois circuitos de flotação, funcionando alternados, para obtenção dos concentrados de chumbo, além de um outro circuito secundário para recuperação de zinco.

Em ambos os circuitos de chumbo, o minério moído (moinhos de bolas somente) é bombeado para dois condicionadores. Cada um dos circuitos de flotação de chumbo é constituído por um estágio "rougher", um scavenger e quatro "cleaners".

No circuito de zinco, a alimentação da flotação é o rejeito procedente do "scavenger" do circuito de chumbo que é bombeado para um condicionador. Este circuito é idêntico a cada um dos circuitos de chumbo.

Os concentrados produzidos são um concentrado de chumbo com 72,6% de chumbo e 2,2% de zinco e um concentrado de zinco com 54,6% Zn e 3% Pb.

Um exemplo típico de flotação "bulk" seguida de flotação diferencial é a usina de concentração Roberto na Espanha. O processo inclui remoagem do concentrado "bulk" conforme Figura 5.

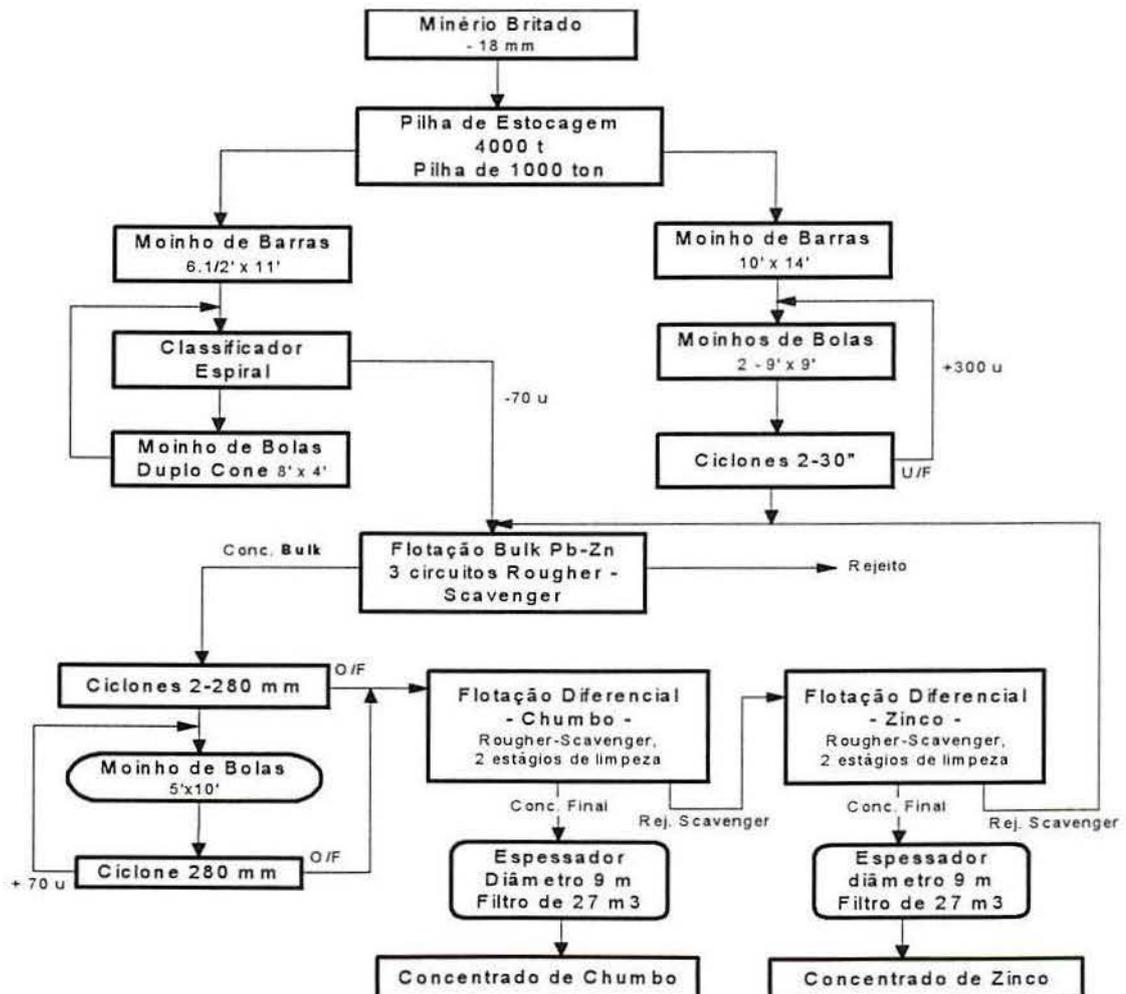


Figura 5. Fluxograma do Concentrador Roberto- Moagem e Flotação.

A usina de Shullsberg, já citada, constitui-se numa excessão ao "procedimento padrão de beneficiamento". O minério tratado é composto por esfalerita cristalina com galena e marcassita numa matriz dolomítica. Os minerais são completamente liberados em 297  $\mu\text{m}$ .

Dadas as condições do minério e custos comparativos da flotação e jigagem optou-se por este último processo (com jigues Benelari) para esta planta.

A usina de concentração Sullivan (Cominco Ltd., British Columbia) opera uma planta cujo fluxograma inclui a retirada de zinco dos concentrados de chumbo e a retirada de chumbo dos concentrados de zinco. O minério é moído a 55% abaixo de 74 micrómetros, para que haja a liberação necessária. O produto da moagem (i.e. na granulometria adequada e condicionado com os reagentes do processo) alimenta o circuito "rougher" da flotação de chumbo, cujo concentrado alimenta o "cleaner", sendo o rejeito enviado para remoagem. O concentrado "cleaner" sofre então uma retirada do zinco.

A rota do produto de remoagem é similar a do produto de moagem primária, incluindo etapas "roughers" (apenas para o primeiro banco de células), "cleaners" e "recleaners". O concentrado das últimas células deste "rougher" destina-se à remoagem ao passo que o rejeito alimenta o circuito de concentração de zinco (composto de "rougher", remoagem, "cleaner" e "recleaner", nesta ordem). Os produtos finais são: um concentrado de chumbo com 62% de Pb e 4,5% de Zn e um concentrado de zinco com 50% de Zn e 4% de Pb.

Apesar do procedimento padrão ser a flotação sequencial, na maior mina de zinco da Suécia, Zinkgruvan, aplica-se a flotação "bulk" ou coletiva dos sulfetos [19]. Neste circuito a moagem é autógena e os íons  $\text{Pb}^{++}$  liberados durante a moagem ativam a blenda. Segundo Houot e Raveneau [20] este é um processo de cinética bastante elevada em minérios sulfetados oxidados. Ainda, Kongolo e Cases [21] mostraram que a liberação de íons  $\text{Pb}^{++}$  é fortemente afetada pelo tamanho das partículas.

Nesta planta, o processo consiste de flotação "bulk" e após a flotação da galena, cada circuito com etapas "roughers", "cleaners" e "scavengers".

A galena e a esfalerita são flotadas com 0,12 kg/t de etil xantato de potássio não sendo necessário nenhum ativador. Depois de cinco estágios de limpeza, o concentrado é condicionado com 0,6 kg/t de  $\text{ZnSO}_4$  (depressor da esfalerita) e a galena é flotada em pH 10 com etil xantato de potássio. Depois de 6 estágios de limpeza, são obtidos um concentrado de chumbo com teor de 65% de Pb e um concentrado de zinco com teor de 55% de Zn.

Na mina de Tochibora no Japão, a produção anual é de 960.000 t de minério com teores médios da ordem de 4,3% de Zn, 0,3% de Pb e 22 ppm de Ag [22].

Este minério é britado (80% passante em 75 micrômetros) e flotado (flotação "bulk") com etil xantato de sódio, utilizando-se como espumante óleo de pinho. O concentrado "bulk" passa por uma etapa "cleaner" sendo após condicionado com cianeto de sódio, flotando-se finalmente a galena, sendo os rejeitos ricos em zinco. O concentrado de chumbo é alimentado em "trommels", com o "oversize" formando um concentrado enquanto o "undersize" alimenta mesas concentradoras. Os mistos da mesagem são reciclados ao circuito de flotação diferencial, cujo produto é o concentrado final de chumbo. A planta apresenta recuperações de 93,3% para o chumbo e de 80,2% para o zinco, sendo que o concentrado de zinco apresenta um teor de 60,7% de Zn e o de chumbo um teor de 65,3% de Pb.

Em suma, os processos envolvidos no beneficiamento de minério sulfetado de chumbo e zinco são:

- Meios densos: pré-concentração

- Flotação:

Sequencial -Inicialmente flota-se a galena, depois a blenda (procedimento padrão). Muitas vezes é feito um "rougher" do chumbo e o rejeito alimenta o circuito de zinco, existindo outras variações.

Outra opção é a flotação "Bulk" de sulfetos, seguida de flotação diferencial, concentrando a galena. A maior mina de zinco da Suécia emprega flotação "bulk". Nesta planta, a moagem é autógena e os íons Pb liberados na moagem funcionam como ativadores da blenda, o que resulta numa razoável economicidade de reagentes. No caso de minérios que contenham prata, a flotação "bulk" pode minimizar as perdas. Ainda, uma operação de remoagem do concentrado "bulk" possibilitaria maior liberação dos minerais envolvidos.

Muitas rotas têm sido aprimoradas. Pode ser feita "retirada de chumbo dos concentrados de zinco" e vice-versa. As colunas de flotação têm dado uma contribuição importante, sobretudo utilizadas em circuitos "cleaner" e "re-cleaner", conforme o caso alimentadas com minério oriundo de remoagem.

## **2.2 A jazida Santa Maria e a Usina de beneficiamento da CBC**

### **2.2.1 A jazida Santa Maria - geologia e exploração**

A jazida Santa Maria, situada a aproximadamente 2 km do distrito de Minas do Camaquã, Caçapava do Sul, RS (figura 1) constitui-se de um depósito estratiforme em sedimentos de cobertura sem relação visível com intrusões [23].

O tipo de rocha predominante é um arenito muito fino a arenito conglomerático, mineralizada principalmente com blenda, galena, pirita e calcopirita. A ganga inclui quartzo (65-75%), feldspato (15-25%), muscovita (variável, entre traços e 5%) e litoclastos (variável, entre traços e 10%). Os cimentos constituintes da rocha são carbonatos (até 20%), sílica (até 10%) e argilas (até 10%) [24].

A campanha de pesquisa realizada na empresa permitiu concluir que a reserva é de 1225000 t (reserva medida).

De acordo com as características do minério (rocha encaixante, profundidade do depósito, etc.), o método de lavra a utilizar quando a mina entrar em operação é o "sub-level stoping" [24].

### **2.2.2 A usina de beneficiamento da CBC**

A usina de beneficiamento destinada ao tratamento do minério da jazida Santa Maria (figura 7) é a mesma usina que atualmente opera com o minério de cobre, cujo funcionamento é descrito a seguir [25].

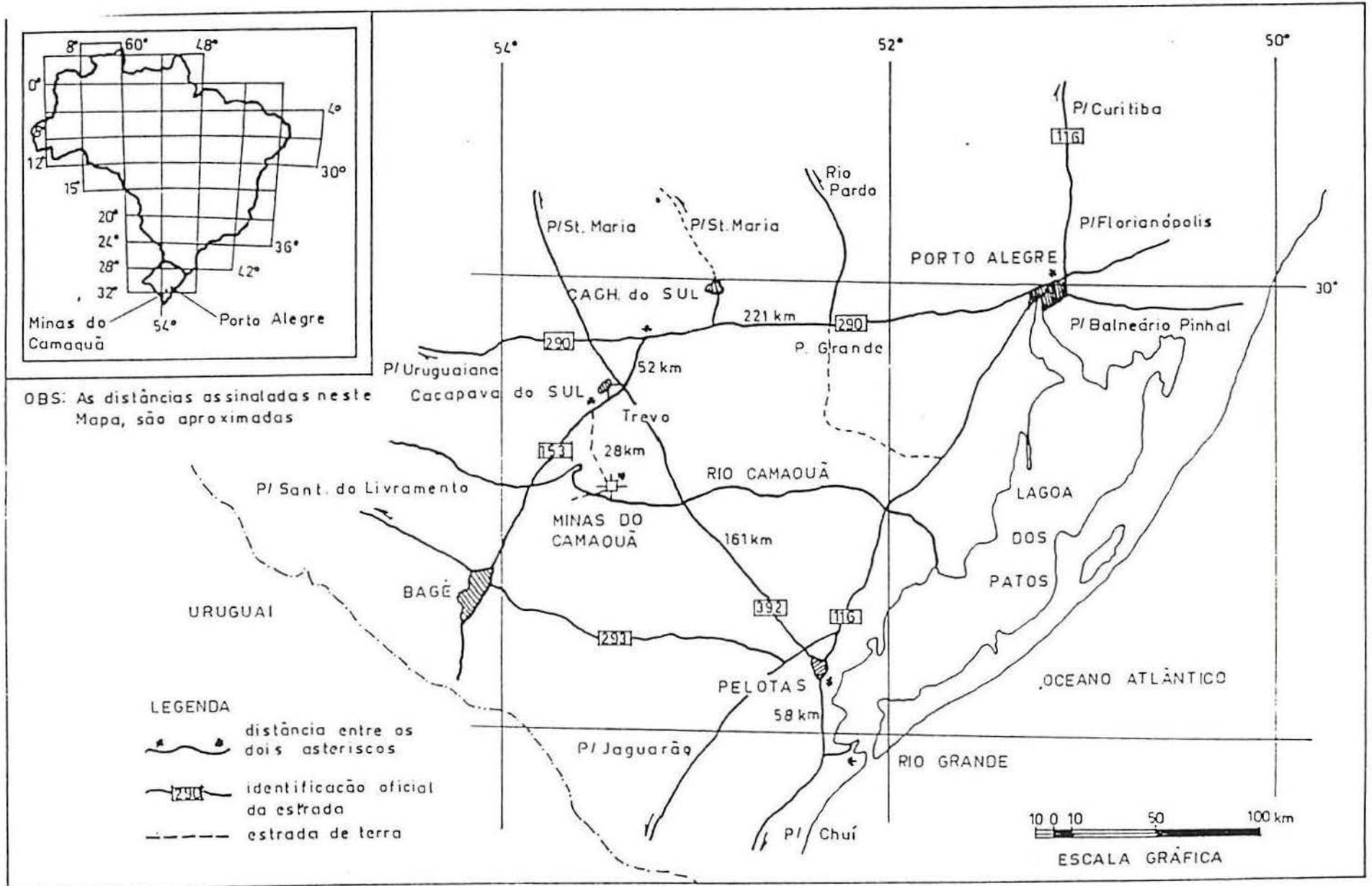
#### **Britagem**

A britagem primária é realizada próxima aos locais de lavra em subsolo.

O minério proveniente da lavra em subsolo é britado num britador de mandíbulas, de tamanho 32" X 44", situado em subsuperfície, que remete o material a um silo subterrâneo, sendo deste levado, pelo sistema de extração da mina, até o silo de estocagem. O minério é transportado, deste silo até a superfície, por dois transportadores de correia de 36", até a pilha de estocagem (pilha de grossos).

Da pilha de grossos o minério é retirado por dois sistemas paralelos de alimentadores vibratórios e transportadores de correia, e conduzido a duas peneiras vibratórias, duplex, de 1.1/2" e 3/4" de abertura. O retido é então conduzido à britagem secundária, feita por dois britadores girosféricos Telsmith 48 9S, reduzindo o material abaixo de 3". O passante não é britado, constituindo uma parte do produto da rebritagem.

Figura 6 - Localização da jazida Santa Maria da Cia. Brasileira do Cobre (CBC)



Da britagem secundária, o minério vai para classificação em peneira vibratória de duplo deck, de 1.1/4" e 1/2" de aberturas. O minério passante na tela de 1/2" é o produto britado final, sendo que o retido vai para a britagem terciária, feita por três britadores giroscópicos Telsmith 48 FC, que junto com o produto da britagem secundária, retorna ao peneiramento secundário, fechando o circuito.

### Moagem

A partir da pilha de finos, o minério sai por alimentadores de correia, que funcionam em grupos de 3,4 ou 5, dependendo do consumo verificado na moagem, embora o sistema alimentador totalize 14 alimentadores. Desses alimentadores, o material é levado ao moinho de barras, de 50 ton/h. de capacidade, com dimensões 3,6 X 5,12 m e 1.200 HP.

O produto do moinho de barras é levado, a partir de uma caixa de bomba de 20 m<sup>3</sup>, a uma bomba para polpa de 330 HP e a uma bateria radial de 8 hidrociclones de 20" de diâmetro cada.

O overflow dos ciclones é o produto final da moagem, remetido para a flotação primária, enquanto o underflow vai para o moinho de bolas, com dimensões 4,40 X 6,14 m e 2.500 HP. O produto do moinho de bolas também é conduzido para a caixa de bomba, onde é misturado com o material do moinho de barras, retornando novamente aos hidrociclones, fechando o circuito.

### Flotação

A flotação primária ("rougher") é feita mediante o uso de 10 células abertas de 14,2 m<sup>3</sup>, sendo cada uma operada, independentemente, por um motor de 40 HP, e a alimentação introduzida na primeira das 10 células. O rejeito "rougher" é levado à bacia de rejeitos. O concentrado primário é então levado para a fase de flotação limpeza.

Na etapa seguinte de flotação, a mesma é realizada em 12 células fechadas de 2,8 m<sup>3</sup> cada, dividindo-se em 4 células de primeira limpeza ("cleaner"), 2 células de segunda limpeza ("recleaner") e 6 células de flotação "scavenger". Existe a possibilidade de alterar a bateria, podendo ser usadas 3 células "recleaner", quando o concentrado da primeira célula "cleaner" apresentar teor compatível com o concentrado final.

O concentrado "rougher" é levado até a primeira das quatro células de primeira limpeza, sendo o rejeito "cleaner" levado para a flotação scavenger, nas seis células seguintes. O concentrado cleaner alimenta a primeira das duas células recleaner. O rejeito desta última

limpeza retorna às células cleaner, enquanto o concentrado já representa o concentrado final do cobre, que é então levado ao espessador.

O rejeito da flotação scavenger é conduzido para a bacia de rejeitos, juntamente com o rejeito "rougher", enquanto o concentrado "scavenger" retorna à flotação primária.

O concentrado oriundo do circuito de flotação de limpeza é remetido a um espessador de 50 pés de diâmetro. O overflow é levado a uma piscina de decantação, sendo o underflow bombeado até os filtros.

A operação de filtração é feita por dois filtros prensa com câmaras múltiplas, cada um apresentando superfície filtrante de 12,5 m<sup>2</sup>. O resultado da filtração é um concentrado com 6 a 8% de umidade (em peso), que é remetido a uma pilha de estocagem de concentrado, sendo a água oriunda da filtração levada para a bacia de decantação.

Finalmente, o produto é retirado da pilha de estocagem para o carregamento dos caminhões, que o levam até o porto de embarque. Esta operação é feita, atualmente, por uma pá carregadeira, que retira o minério da pilha e o conduz até o caminhão, ocorrendo perdas neste transporte (agravadas em épocas de vento), e aumento no teor de umidade em dias de chuva, pois o carregamento se dá em local descoberto.

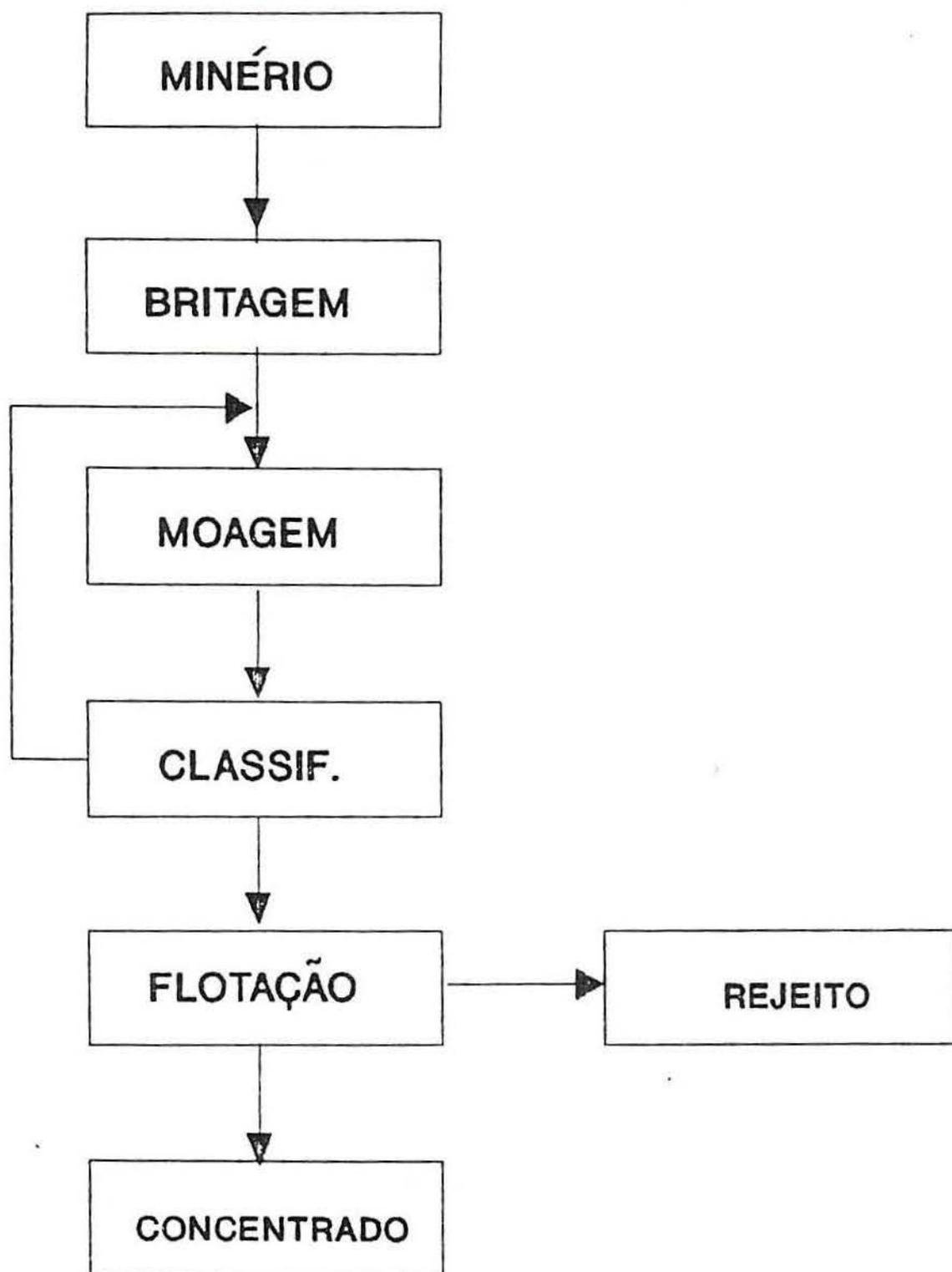


Figura 17. Fluxograma do Beneficiamento da CBC.

## 2.3 Modelamento do processo de flotação

Os processos de concentração por flotação têm um papel importante na recuperação de espécies valiosas, a partir de seus respectivos minérios. São muitas as variáveis que incidem nos resultados metalúrgicos obtidos através da aplicação deste processo num minério particular. Estas variáveis, para considerações de modelamento, podem ser separadas em três grupos importantes [18,26,27].

i) Variáveis dependentes da polpa mineral , alimentação ao processo de flotação: (distribuição granulométrica, tamanho e teor, densidade dos compostos minerais, forma das partículas, grau de oxidação, grau de disseminação e tamanho de liberação das espécies valiosas, pH do meio, Eh da polpa, características químicas e mineralógicas do minério, presença de íons dissolvidos etc.);

ii) Propriedade dos reagentes de flotação (concentração, tipos e pontos de adição de reagentes, etc.);

iii) Características relacionadas com as células de flotação (tamanho e número de bolha, comportamento hidrodinâmico, etc.) e fluxogramas.

A projeção dos resultados de flotação desde laboratório até escala industrial, passando por planta-piloto, constitui um problema primordial tanto no desenho de novas instalações como na otimização de plantas concentradoras existentes [28].

### 2.3.1. Modelos matemáticos do processo de flotação:

O propósito de muitos modelos matemáticos de flotação é prever a recuperação, ou percentagem da mesma, de um componente a partir de compartimentos individuais, bancos de células ou plantas . Os modelos matemáticos citados comumente na literatura podem ser divididos em três categorias [29,30,31].

a) Modelos empíricos

b) Modelos probabilísticos

c) Modelos Cinéticos

### a) Modelos empíricos

Estes modelos são obtidos a partir de correlações estatísticas entre variáveis dependentes e independentes e são aplicados a seções ou a toda a planta. Em outras palavras, o método consiste em estabelecer modelos matemáticos ajustados de resultados experimentais diretos de um processo em particular, o que requer a acumulação de uma grande quantidade de informação experimental. Sua aplicação está restrita ao processo onde foi estabelecido.

### b) Modelos probabilísticos

Schumann [31] empregou o conceito que relaciona a interação bolha-partícula proposta por Gaudin [32], a qual sustenta que a adesão das partículas às bolhas de ar ocorre como resultado da colisão direta entre as duas, para estimar a probabilidade de flotação de uma partícula.

Segundo este pesquisador, esta probabilidade de flotação é expressa pela seguinte correlação:

$P_f = P_c.P_a.P_r$  (2.1), onde:

$P_f$  = Probabilidade de flotação

$P_c$  = Probabilidade de colisão bolha-partícula

$P_a$  = Probabilidade de adesão bolha-partícula

$P_r$  = Probabilidade da partícula ser retida pela bolha

Tomlinson e Fleming, citados por Schulze [33] redefiniram a última probabilidade,  $P_r$ , de modo que  $P_f$  seja definida por:

$P_f = P_c.P_a.P_e.P_{re}$  (2.2)

onde  $P_e$  refere-se à probabilidade da partícula ficar retida na superfície da bolha durante a ascensão (probabilidade de retenção e levitação) através da polpa e  $P_{re}$  diz respeito à probabilidade da partícula permanecer dentro da espuma, sem drenagem e ser removida no concentrado.

Cada uma destas probabilidades pode ser vista como um microprocesso que acontece dentro da polpa e que cada uma delas tem seus próprios fatores controlantes, sendo que o somatório das mesmas resulta num efeito ponderante sobre a taxa de flotação.

### c) Modelos cinéticos

O uso de modelos cinéticos está baseado na analogia existente entre uma reação química (colisão de moléculas e interações entre átomos ou íons) e as colisões efetivas entre partículas hidrofóbicas e bolhas de ar dentro da polpa [31,34,35,36,37].

Para representar o processo de flotação e esquematizar sua analogia com um reator químico, foi proposta a seguinte reação:



Por analogia a uma reação química, a equação química, a equação cinética que representa esta situação é:

$$\frac{d(\text{agregado})}{dt} = k (\text{partículas})^N (\text{bolhas})^m \quad (2.3)$$

Simbolizando-se a concentração de partículas flotáveis por "C" e a de bolhas por "Cb", a Eq. anterior pode ser reescrita como:

$$\frac{dC}{dt} = -kC^N C_b^m \quad (2.4)$$

Em geral, o fluxo de ar nas células industriais de flotação é constante no tempo, logo a concentração de bolhas também o será, e por isto, a Eq. 2.4 pode ser simplificada:

$$\frac{dC}{dt} = -kC^N \quad (2.5)$$

$$\text{em que } k = C_b^m \quad (2.6)$$

Observa-se que a equação 2.5 depende dos parâmetros "k" e "N". O parâmetro "k" denomina-se "constante de flotação" e o parâmetro "N" denomina-se "ordem" da equação cinética, por analogia aos fenômenos dos processos químicos.

Neste modelo, estabelece-se, em primeiro lugar, a ordem da reação e o valor do parâmetro "N". Por isto, relaciona-se a ordem da reação com o número de partículas flotáveis que teriam que impactar simultaneamente numa bolha, para aderirem-se e formarem o agregado bolha-partícula. Segundo esta interpretação, basta o impacto de uma partícula flotável com uma bolha para produzir a adesão e, assim, a ordem da reação deveria ser N=1. Apesar desta analogia representar uma utilização exagerada entre o processo de flotação e uma reação química, dados experimentais demonstram que uma grande quantidade de situações podem ser representadas por uma equação cinética de primeira ordem [18, 29, 38, 39].

Assim, foram propostos modelos que variam com a ordem da reação (pois existem dados experimentais discrepantes) numa faixa de 0 a 2, aproximadamente, incluindo valores não inteiros.

Outra razão pela qual os resultados experimentais diferem de uma equação cinética de primeira ordem é devido a constante cinética "k", a qual pode mudar durante o processo de flotação como foi demonstrado experimental e teoricamente[40, 41].

Denomina-se como  $C_{inf}$  a concentração de partículas que não flotam, em tempos muito prolongados (tempo infinito de flotação) e, considerando uma cinética de primeira ordem, a eq. 2.6 pode ser reescrita como:

$$\frac{dC}{dt} = -k (C - C_{inf}) \quad (2.7)$$

#### c.1) Modelo cinético de Flotação Batch

Em laboratório é usual realizar estudos de flotação utilizando sistemas descontínuos.

Nestes ensaios de tipo "batch", agrega-se à célula uma quantidade determinada de material que é submetida à flotação, com prévio acondicionamento de reagentes. Na medida em que o material flotado aparece na espuma este é retirado do sistema de forma manual. Por isto, no interior da célula existe uma variação contínua de concentração de partículas em função do tempo. Com o interesse de poder prever essa variação, utiliza-se o modelo cinético proposto no ponto anterior[42].

Considerando a flotação como um processo de primeira ordem, com relação à concentração de espécies flotáveis na polpa,  $C_i$ , então um experimento de flotação "batch" pode ser considerado da seguinte forma [28]:

$$\frac{dC_i}{dt} = -kC_i \quad (2.8)$$

ou, resolvendo a equação diferencial :

$$C_i = C_{oe}^{-k_i t} \quad (2.9)$$

onde:

$C_o$  é a concentração inicial de alimentação

$k_i$  é a constante cinética de primeira ordem

$t$  é o tempo gasto desde o início da flotação

Depois de algum tempo de flotação,  $t$ , pode ser visto que a recuperação das espécies  $i$  ( $R_i$ ) é dada por:

$$R_i = \frac{(C_o - C_i)}{C_o} = 1 - e^{-k_i t} \quad (2.10)$$

A constante de flotação  $k$  pode ser encontrada lançando em gráfico LN  $(1 - R_i)$  em função do tempo, a partir da inclinação da melhor reta. Diversas rotinas computacionais vem sendo desenvolvidas para obtenção da constante cinética. Obviamente, em função da adequada adição de reagentes, fluxo de ar, etc. os valores das constantes cinéticas do mineral de interesse serão muito maiores do que aqueles da ganga. O intervalo de valores normalmente encontrado é entre  $0,01$  e  $1 \text{ min}^{-1}$ .

Em geral, uma certa quantidade de ganga flota e dilui o concentrado. A medida que a flotação continua, maior é a diluição e maior o decréscimo do teor do concentrado. Para maximizar a diferença na recuperação entre dois minerais é considerado um máximo dado por  $R_1 - R_2$ .

$$\text{Então } E = R_1 - R_2 = [1 - \exp(-k_1 t)] - [1 - \exp(-k_2 t)] \quad (2.11)$$

pode-se demonstrar que quando  $\frac{dE}{dt} = 0$ :

$$k_1 \exp(-k_1 t) = k_2 \exp(-k_2 t) \quad (2.12)$$

do qual

$$t = \left[ \left( \frac{\ln k_1 - \ln k_2}{k_1 - k_2} \right) \right] \quad (2.13)$$

É evidente que há um ótimo tempo de flotação, no qual o incremento na recuperação de (2) começa a exceder o de (1). A tabela I mostra o que acontece quando  $k_1 = 0,3$  e  $k_2 = 0,01 \text{ min}^{-1}$ . Recuperações de 99% na prática são raras com a maioria dos minerais, mostrando uma máxima recuperação ( $R_{inf}$ ), depois de longos, mas razoáveis tempos de flotação. A equação 2.10 pode ser modificada da seguinte forma:

$$\frac{R_i}{R_{inf}} = 1 - e^{-k_i t} \quad (\text{equação cinética da flotação "batch"}) \quad (2.14)$$

Estas últimas considerações são uma boa aproximação do que acontece com um minério simples de dois componentes, quando a espécie 1 é o mineral de valor e a espécie 2 a ganga.

Para resolver o problema das constantes cinéticas individuais para várias espécies flotando alguns pesquisadores usam modelos do tipo

$$\frac{R_i}{R_{inf}} = 1 - \frac{[1 - \exp(-kt)]}{kt} \quad (2.15),$$

onde  $k$  é a constante de primeira ordem da massa total removida, incluindo a ganga.

Outras expressões alternativas para modelar a flotação "batch", que em certos casos proporcionam um melhor grau de ajuste aos dados experimentais são as seguintes:

$$r = R [1 - \exp(-kt^n)] \quad (2.16),$$

onde  $n$  é um parâmetro empírico dependente do componente flotável e da etapa de flotação.

Outra fórmula proposta por Klimpel [25, 28] é a seguinte:

$$r = R \left\{ 1 - \left( \frac{1}{kt} \right) \times [1 - \exp(-kt)] \right\} \quad (2.17)$$

onde  $r$  representa a recuperação acumulada do componente flotável no instante  $t$ .

Tabela I - Recuperação do material de valor em função do tempo [28].

t (min)	R1	R2	E
1	0.26	0.01	0.25
4	0.70	0.04	0.66
7	0.88	0.07	0.81
10	0.95	0.10	0.86
13	0.98	0.12	0.86
15	0.99	0.14	0.85

## c.2 Modelo cinético de flotação contínua

Num processo de flotação industrial interessa prever o comportamento do processo que funciona de forma contínua. Neste caso, é necessário estabelecer, junto ao modelo de transferência, o modelo que representa o grau de mistura no interior da célula..

Em função de que a maioria das operações que ocorrem nas operações unitárias do processamento mineral são dependentes do tempo, o conhecimento do tempo de residência do material que está no recipiente de processo é importante para os propósitos de modelamento.

Considerando um recipiente de volume  $V$ , sendo alimentado por uma polpa com um fluxo volumétrico  $Q$ . O tempo médio de residência no vaso reator,  $T$ , pode ser dado por [40]:

$$T = \frac{V}{Q} \quad (2.18)$$

O fluido e as partículas minerais não ficam todas durante o mesmo período de tempo no interior da célula, motivo pelo qual esta relação não é sempre correta e, provavelmente, nunca se aplica em instalações industriais. Algumas partículas ou elementos podem sair depois de um intervalo muito curto de tempo (resultando num curto-circuito) e outras permanecem por um período maior no reator. Este fenômeno de mistura aleatória envolvida no equipamento, implica numa distribuição de tempo de residência das partículas minerais e do fluido no reator. A função densidade de probabilidade,  $E(t)$ , que um micro-elemento de material que flui através de uma unidade de processamento permanece um tempo  $t$  no vaso, é a distribuição do tempo de residência (DTR) do respectivo componente.

O valor médio da função  $E(t)$  (figura 8) está no centro de gravidade da curva e determina o tempo médio de residência  $t$  das partículas, como segue:

$$T = \frac{V}{Q} = \int_0^{\infty} tE(t)dt \quad (2.19)$$

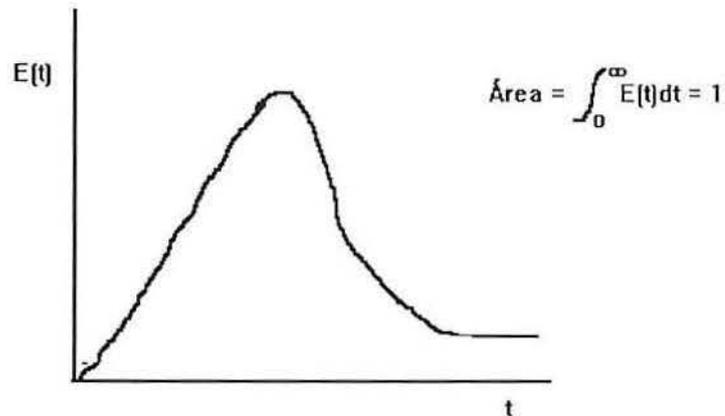


Figura 8. Curva DTR

Uma curva DTR é caracterizada por dois momentos,  $t$ , o tempo médio de residência e  $s^2$ , a variância. O tempo médio de residência reflete o fenômeno de transporte de massa enquanto define a relação entre volume ( $V$ ) e taxa volumétrica de alimentação ( $Q$ ). A variância, por sua vez, fornece o grau de mistura que ocorre dentro da célula. A variância representa o quadrado da amplitude da distribuição e tem unidades de  $(\text{tempo})^2$ . Ela é particularmente útil quando se pretende ajustar curvas experimentais a uma das várias famílias de curvas teóricas.

O método mais simples para a determinação da DTR de um reator é pelo método de estímulo-resposta, no qual um traçador é introduzido no fluxo de alimentação da célula no instante zero. No fluxo de saída, este estímulo é monitorado continuamente ou discretamente para detectar como a passagem através da célula distribui o sinal de entrada. A resposta mais simples para se analisar é a obtida por uma entrada em pulso.

Como estímulo costuma-se utilizar traçadores que para serem apropriados devem ter as seguintes características [43,44]:

1. Custo:- o traçador deve ser o mais barato possível, bem como seu método de análise.
2. Detectibilidade: deve ter níveis de fundo relativamente constantes na corrente que está sendo monitorada.
3. Conveniência: a preparação tanto do traçador, quanto da sua análise deve ser a mais adequada possível.
4. Não - Interferência: o traçador não deve interferir ou reagir em qualquer quantidade com o processo que está sendo monitorado.

Os traçadores mais utilizados são sais inorgânicos, corantes ou elementos radioativos. Cada conjunto apresenta vantagens e desvantagens que devem ser levadas em conta.

Como traçadores do tipo sal podemos citar NaCl, LiCl, KCl, CaCl<sub>2</sub>. A detecção destes pode ser contínua ou discreta. O Cloreto de Lítio apresenta, geralmente, baixa interferência de base, porém é bastante caro. Os demais sais, apesar do baixo custo, necessitam de grandes quantidades e apresentam leituras de fundo bastante variáveis. A análise destes traçadores é por absorção atômica ou com condutivímetro.

Os principais corantes são a Rodamina e a Uranina. São analisados por amostragem discreta por espectrofotometria de U.V. ou por fluorimetria. Ambos são de fácil análise, porém a Rodamina pode ser adsorvida nos sólidos e a Uranina pode ser destruída quando exposta por muito tempo à radiação ultravioleta

Os radiotraçadores [45] podem ser tanto de fase sólida quanto líquida. São detectados por sondas cintilométricas em amostras contínuas ou discretas. Apresentam maiores vantagens em relação aos demais traçadores, quando de fácil obtenção. Como desvantagem, cita-se o risco a que está exposto o operador, necessitando de grande cuidado no manuseio e utilização, em função de suas atividades radioativas.

Tipo de mistura num reator contínuo:

Normalmente, os tipos de mistura existentes podem se associar a três modelos:

- Fluxo pistão: O modelo de fluxo pistão pressupõe ausência de mistura em qualquer direção do reator, produzindo uma saída de partículas na mesma ordem em que entraram no equipamento. Neste caso, todas as partículas que entram no reator no instante  $t=0$  saem dele no instante  $t=TR$ , o que significa que todas as partículas tem o mesmo tempo de residência -  $t=TR$ , dentro do reator;

- Mistura perfeita ("Perfect Mixing"): Considera-se uma mistura total, com distribuição homogênea instantânea de todas as partículas através do reator. Para este caso, a concentração de partículas na saída do reator em qualquer instante  $t$  é idêntica à do interior do reator, em qualquer posição dentro do mesmo;

- Fluxo real: corresponde a uma situação intermediária entre os dois casos descritos anteriormente, sendo o caso mais usual encontrado na prática industrial, embora o modelo de "N" reatores idênticos em série, com uma mistura perfeita tem demonstrado ser suficientemente preciso para representar qualquer situação real.

Em geral, caracteriza-se o grau de mistura no interior das células supondo o caso de um misturador perfeito[18], o que significa que a concentração de partículas é constante em todo o volume da célula, mas existem antecedentes experimentais que mostram que este modelo nem sempre é aplicável. Das pesquisas realizadas [25, 28, 41], conclui-se que o grau de mistura no interior das células dependerá das características destas.

O modelo cinético de flotação válido para uma célula contínua, operando em estado estacionário, pode-se derivar a partir da seguinte equação[25]:

$$C = \int_0^{\infty} [c(t)]_{\text{BATCH}} \cdot E(t) dt \quad (2.20)$$

Dividindo membro a membro a equação 2.20 por  $C_0$ , e recordando que

$$r_{\text{BATCH}} = 1 - \frac{[C(t)]_{\text{BATCH}}}{C_0} \quad \text{e} \quad r = 1 - \frac{C}{C_0}, \quad \text{se obtém:}$$

$$\frac{C}{C_0} = \int_0^{\infty} \frac{[C(t)]_{\text{BATCH}}}{C_0} \cdot E(t) dt \quad (2.21)$$

$$1 - \frac{C}{C_0} = 1 - \int_0^{\infty} \frac{[C(t)]_{\text{BATCH}}}{C_0} \cdot E(t) dt \quad \text{ou}$$

$$r = \int_0^{\infty} E(t) dt - \int_0^{\infty} \frac{C(t)_{\text{BATCH}}}{C_0} \cdot E(t) dt$$

$$r = \int_0^{\infty} \left[ \frac{1 - C(t)_{\text{BATCH}}}{C_0} \right] \cdot E(t) dt$$

e finalmente:

$$r = \int_0^{\infty} r_{\text{BATCH}} \cdot E(t) dt \quad (2.22)$$

A equação 2.22 é de grande importância, pois permite derivar modelos para bancos de células, baseados nos correspondentes modelos batch e curvas DTR, como segue:

Caso de uma célula de Flotação funcionando como misturador perfeito

Neste caso:

$$r_{\text{BATCH}} = R[1 - \exp(-kt)] \quad (2.23)$$

$$E(t) = \frac{1}{T} [\exp(-t/T)] \quad (2.24)$$

Substituindo 2.23 e 2.24 em 2.22, se obtém:

$$\begin{aligned} r &= \frac{R}{T} \int_0^{\infty} [1 - \exp(-kt)] \exp(-t/T) dt = \\ &= \frac{R}{T} \left[ \int_0^{\infty} \exp(-t/T) dt - \int_0^{\infty} \exp(-kt) \exp(-t/T) dt \right] = \\ &= \frac{R}{T} \left[ -T [\exp(-t/T)]_0^{\infty} + \left[ \frac{1}{k + \frac{1}{T}} \right] * [\exp(-(k + \frac{1}{T})t)]_0^{\infty} \right] \end{aligned}$$

De onde vem:

$$\begin{aligned} r &= \frac{R}{T} \left[ -t(0-1) + \frac{1}{k + \frac{1}{T}} (0-1) \right] = \\ &= \frac{R}{T} \left[ T - \frac{1}{k + \frac{1}{T}} \right] = \frac{R}{T} \left[ kT + 1 - \frac{1}{k + \frac{1}{T}} \right] = \end{aligned}$$

$$\frac{R}{T} [kT^2 / (1 + kT)] = RkT / (1 + kT)$$

finalmente:

$$r = R \left[ \frac{kT}{1 + kT} \right] \quad (2.25)$$

Caso de uma célula de flotação com fluxo pistão

Neste caso, não existe uma distribuição de tempos de residência na célula, pois todas as partículas permanecem o mesmo tempo  $t = T$  dentro da célula ou seja:

$$r = \int_0^{\infty} R [1 - \exp(-kT)] \cdot E(t) dt \quad (2.26)$$

$$= R [1 - \exp(-kT)]$$

ou seja:

$$r = R[1 - \exp(-kT)] \quad (2.27)$$

que corresponde a equação cinética de flotação batch considerando  $t = T = \text{constante}$

Caso de um banco de  $N$  células, cada uma delas perfeitamente misturada

Definindo:

$$T_1 = T_2 = \dots = T_N = V/Q = T/N, \text{ tempo médio de residência em cada célula (26)}$$

$T$  = tempo médio total de residência no banco de células

$N$  = número de células no banco

$V$  = volume de cada célula

$Q$  = vazão de polpa alimentada a cada célula (e ao banco de flotação, depreciando o fluxo de concentrado em cada caso)

então:

$$r_{\text{BATCH}}(t) = R[1 - \exp(-kt)] \quad (2.29)$$

ou função da variável  $\theta$ , adimensional:

$$r_{\text{BATCH}}(\theta) = R[1 - \exp(-k(T\theta))] \quad (2.30)$$

e:

$$E(\theta) = \frac{N^N \theta^{N-1} \exp(-N\theta)}{(N-1)!} \quad (2.31)$$

$$E(t)dt = E(\theta)d\theta \quad (2.32)$$

Substituindo 2.30, 2.31 e 2.32 em 2.22 se obtém:

$$r = \int_0^{\infty} r_{\text{BATCH}}(\theta) E(\theta) d\theta$$

De onde se obtém:

$$r = R \left\{ 1 - \left[ \frac{N}{N + kT} \right] \cdot N \right\} \quad (2.33)$$

Baseando-se nas proposições anteriores, podem ser derivados múltiplos modelos de flotação em bancos de células industriais, os quais são de grande utilidade na otimização de circuitos de flotação. Da mesma forma, os resultados de estudos de flotação batch de laboratório poderiam ser extrapolados a nível industrial mediante aplicação dos modelos anteriores.

#### Modelo Klimpel - Banco de N células

Fazendo as substituições correspondentes ( $r_{\text{BATCH}}(\theta)$  e  $E(\theta)$ ) na equação 2.22 se obtém:

$$r = R \left[ 1 - \frac{1 - N^{N-1}(N + kT)^{1-N}}{(N-1)k \frac{T}{N}} \right] \quad (2.34)$$

### 2.3.2 Escalonamento de circuitos industriais.

Dispor de um modelo em escala de laboratório que permita prever o comportamento de operação industrial, constitui sem dúvida alguma uma poderosa ferramenta para quantificar detalhadamente a operação, identificando os problemas associados a esta, e além disso para simular condições de processos diferentes das atuais, escolhendo entre estas a melhor, para sua posterior comprovação experimental [25]. Deste modo produzem-se importantes economias de tempo e de custos de experimentos, normalmente requeridos na realização de extensos programas de ensaios de otimização em linha.

Um procedimento de simulação como é descrito antes deve constar dos seguintes componentes, no mínimo:

- (1) Um modelo de flotação "batch" como os descritos anteriormente
- (2) Um modelo de flotação contínua, como aqueles apresentados anteriormente
- (3) Algum tipo de correlação entre ambos, através de fatores apropriados de escalonamento

#### 2.3.2.1 Projeto de circuitos de flotação

Primeiramente realizam-se um conjunto de ensaios "batch" (onde avalia-se o efeito das variáveis típicas de flotação sobre a recuperação e teor do concentrado (granulometria, reagentes, pH, diluição da polpa, tempos de condicionamento e flotação entre outros). Seleccionam-se os níveis ótimos das variáveis anteriores e logo se efetua um novo conjunto de ensaios em torno do ótimo determinado (ajuste fino). Os estudos finais normalmente se efetuam avaliando a cinética de flotação.

Normalmente efetuam-se ciclo-testes de forma descontínua, simulando um circuito (sem reciclo).

Uma vez desenhado o fluxograma na escala de laboratório, usualmente se fazem ensaios em escala piloto para ratificar os resultados obtidos em laboratório em uma operação contínua, obter parâmetros de desenho para a planta industrial e avaliar a qualidade do produto final, entre outras razões.

O desenho e desenvolvimento das provas em escala piloto e sua projeção a nível industrial envolvem o problema de escalonamento.

O fator de escala pode ser definido como a razão de tempos de flotação a duas escalas diferentes, necessários para atingir um objetivo comum (em geral um critério metalúrgico-recuperação, teor ou enriquecimento). Normalmente, emprega-se o critério de igual recuperação. Se a recuperação máxima de laboratório e planta diferem muito, pode não ser possível determinar o fator de escala.

Em ensaios realizados no CIMM- Centro de Investigação Mineira e Metalúrgica, Santiago do Chile [26] foram correlacionados os resultados do banco "rougher" (células Denver número 7) da planta piloto de 200 Kg/hora com os de um banco industrial (células Wemco, 60 ft<sup>3</sup>) que processa 185 TM/hora. Usando neste caso o critério de recuperações iguais, se obteve um fator de escalonamento (planta piloto/planta industrial) de 0,6646. Para um mesmo tempo, a recuperação obtida na planta piloto do CIMM é 33% menor que aquela obtida em planta industrial.

O menor tempo de flotação requerido a escala industrial se atribui neste caso principalmente ao melhor aproveitamento do volume das células de maior tamanho ou seja a percentagem de volume útil das células industriais é maior que aquele das células-piloto CIMM.

No caso de escalonamento de laboratório a planta industrial, normalmente considera-se que, para um mesmo tempo de flotação, a recuperação em laboratório é maior que aquela obtida em planta piloto ou industrial pois em laboratório são realizados experimentos sob condições diferenciadas, ideais.

Para obtenção de fatores laboratório/planta industrial, observe-se que se considera um fator de escalonamento (laboratório/planta piloto) de 1,75 e se pondera por 0,6646, resultando um fator de escalonamento (laboratório/planta industrial) de apenas 1,16 [25].

Para fins práticos e como uma primeira aproximação, os fatores de escala usuais de laboratório a planta piloto (CIMM) e a planta industrial, situam-se nos intervalos abaixo:

Laboratório/Planta Piloto CIMM	1,5 - 2,0
Planta piloto CIMM/Planta industrial	0,8 - 0,6
Laboratório/Planta industrial	1,3 - 1,4

## 2.4 Flotação em Coluna

### 2.4.1 Coluna de Flotação - Histórico e Situação atual

A coluna de flotação foi originalmente patenteada por Boutin e Tremblay em 1961, no Canadá e seu desenvolvimento desde então vem sendo crescente. A primeira aplicação comercial resultou da instalação, em 1981 de uma unidade de 0,45 m<sup>2</sup> nas minas Gaspé, Quebec. Sua aplicação destinava-se à separação da molibdenita de sulfetos de cobre. Tal projeto resultou na substituição das células convencionais por duas colunas no circuito "cleaner".

Até 1985, pelo menos três empresas já estavam utilizando colunas de flotação em suas usinas: Gibraltar Mines, BC; Gaspé Cooper Mines (como mencionado no parágrafo anterior) e Lornex Mining Corporation. Ltd, B.C [46].

Em Lornex, a usina incluía uma flotação coletiva (Bulk) de cobre e molibdênio, seguida de uma etapa de limpeza do concentrado e um circuito de flotação seletiva cobre/molibdênio. A partir da etapa de flotação coletiva de desbaste, todos os circuitos convencionais foram suprimidos com a implantação de três colunas de flotação, uma de 24" X 36" e duas de 36"X42". Apenas a substituição inicial do circuito de limpeza pela primeira coluna de flotação levou a uma diminuição de 110 HP para 5 HP de potência instalada [47]. O teor em molibdênio, que apresentava dificuldade para atingir 52%, passou na coluna à faixa de 56-57% Mo, permitindo a eliminação de um circuito de remoagem, com uma economia adicional de energia de 60 HP e ainda 3,5 toneladas de meio moedor por mês.

As vantagens da coluna de flotação residem principalmente na economia de capital e custos operacionais, assim como pelo melhoramento da "performance" metalúrgica que a mesma apresenta com relação às células convencionais. Este último fator é principalmente importante na flotação de partículas finas e ultrafinas e no enriquecimento dos concentrados, onde a adição da água de lavagem na zona de espuma elimina efetivamente a recuperação não seletiva de ganga devido ao arraste hidráulico. Isto, associado ao contato em contracorrente entre as bolhas de ar e a polpa (que é alimentada a mais ou menos 2/3 da altura total da coluna), as condições de fluxo mais tranqüilas, devido à ausência de agitação mecânica, fazem da coluna um meio ideal para o processamento de finos[7, 8, 9, 10, 11, 12, 48].

Recentemente Huls e Williams (49), reportaram que a coluna de flotação não deve ser empregada indiscriminadamente. Estes pesquisadores baseiam sua afirmação em estudos desenvolvidos em "Lakefield Research", onde identificaram variáveis que limitam a aplicação da coluna, tais variáveis são: água de lavagem, o conteúdo do mineral flotável, viscosidade da polpa e grau de liberação do minério.

Em função destas considerações, conclui-se a necessidade de intensificar estudos de pesquisa nas áreas de desenho de células, borbulhadores externos/internos e continuar os estudos de modelamento, simulação e avaliação de parâmetros operacionais para a otimização do processo de flotação em coluna.

Atualmente, a coluna tem-se consolidado definitivamente através de numerosas aplicações industriais exitosas no Canadá, USA, Austrália, Europa, África e América do Sul. Comercialmente, as colunas estão sendo utilizadas para a limpeza de cobre, molibdênio, zinco, chumbo, estanho e ouro, além de variados usos em minerais não metálicos (fosfatos, fluorita, calcita, etc) e em carvão [50,51,52].

A Tabela II apresenta dados sobre aplicações de colunas em nível mundial [50].

As indústrias brasileiras, em sua maioria, empregam células mecânicas convencionais. A principal aplicação atual de coluna é na SAMARCO MINERAÇÃO S.A. A CBMM instalou uma coluna DEISTER como "cleaner" para flotação de pirocloro [53,54].

O minério fosfático da Arafertil, Araxá, MG é todo processado em colunas.

No Centro de Desenvolvimento da Tecnologia Nuclear, Belo Horizonte, MG [53] foram desenvolvidos uma série de projetos de pesquisa para flotação de finos de fosfato, carvão, talco, fluorita, bauxita, lítio, ouro, zinco e ferro em colunas de flotação. Estes projetos demonstraram ser viável a aplicação de células colunares para os referidos minérios, apresentando resultados superiores aos obtidos em células convencionais..

Tabela II - Sumário de algumas usinas conhecidas que empregam colunas de flotação

Local	Mina	Mineral ou metal	Estágio de Flotação	Detalhes da coluna
Europa	Wheal Jane	SnO <sub>2</sub>	Cleaner final	(1)750 mm X 10 m
	Rio Tinto	Cu	Cleaner	U. T.
	Rawdon	carvão	estágio único	U. T.
	Lofthouse	carvão	estágio único	U. T.
	Suécia	PbS/ZnS	n.a.	760 mm x 7.3m
Africa	Palabora	Cu	Cleaner	n.a.
	Nchanga	Cu	n.a.	n.a.
Australá- sia	Harbour lights	Arsenopirita (Au)	Rougher	(1)2,5m x 12 m
	Mount Isa	ZnS	Cleaner e scavenger	(1)1,02 m x 12 m
	Bougenville	Cu	Cleaner e scavenger	n.a.
	Woodcutters	ZnS	Cleaner	n.a.
Canada	Mina Gaspé	Mo/Cu	Cleaner	450 mm x 12 m
	Gibraltar	Mo/Cu	n.a.	n.a.
	Brenda	Mo/Cu	n.a.	n.a.
	Island Cooper	Mo/Cu	n.a.	n.a.
	Polaris	Pb/Zn	Cleaner (Pb)	0,6 m dia.
	INCO	Cu (mate)		
	Falconbridge	Cu/Ni		
	Thompson	Cu		
	Curraugh	Zn		
	Red Dog	Pb/Zn	Cleaner (Zn)	n.a.
	Sullivan	Zn	Cleaner (Zn)	0,3 dia. U. T.
	Lornex	Mo/Cu	Cleaner	n.a.
	Highmont	Mo/Cu	Cleaner	n.a.
EUA	Pine Moint	ZnS	Cleaner	0,38 m dia. U. T.
	Magma	Mo/Cu	Cleaner	1,8 m x 12 m
	Cyprus	Mo/Cu	n.a.	n.a.
	Riverside	carvão	estágio único	1,7 x 8,5 m
			estágio único	2,4m x 5,2m
	N. Carolina	espodumênio	Cleaner	2,4m x 5,2m
	Nevada	Pirita (Au)	n.a.	0,9 x 7,6m
	Morenci	Mo/Cu	Cleaner	(1) 2,4m x 12m (3) 2,4 x 15,6m
			Cleaner	(2) 2,4 x 15,6m
América do Sul	Mission	Mo/Cu	Cleaner	em projeto
	Chuquicamata	Mo/Cu	n.a.	1,0m dia.U. T.
	El Teniente	Mo/Cu	n.a.	U. T.
	Cuajone	Mo/Cu	Cleaner	1,2m x 9,2m. U. T.
	Brasil - Arafertil CBMM, Samarco	fosfato fosfato		

n.a. = dados não fornecidos; U.T.= unidade de teste

#### 2.4.2. Princípios de operação da coluna de flotação e variáveis envolvidas no processo:

O diagrama de uma coluna de flotação convencional é apresentado na figura 9.

A coluna é dividida em duas zonas separadas pela interface polpa/espuma: a zona de coleção ou recuperação e a zona de espuma ou de limpeza.

A zona de coleção constitui 75 a 80% da altura total da coluna, sendo que a alimentação é feita a mais ou menos 1/3 abaixo do topo da mesma, e a polpa desce em contracorrente às bolhas geradas na parte inferior da coluna ( por um dispositivo denominado borbulhador ) ou externamente e introduzidas dentro dela [50].

Nesta região ocorrem os processos básicos de coleta de partículas, quais sejam colisão bolha-partícula seguida por adesão devido à natureza hidrofóbica da superfície mineral ou arraste das partículas. A percentagem de ar nesta zona ("hold-up")\* é tipicamente de 10 a 20%. A polpa utilizada para alimentar a coluna é condicionada externamente a mesma e não há adição de reagente dentro da célula.

\* o grau de retenção de ar ("hold-up") é definido como a fração volumétrica ou percentual ocupado pelo ar na polpa mineral para qualquer ponto da coluna. Este parâmetro será descrito em detalhe posteriormente.

A zona de espuma é constituída de uma camada de espuma, onde as bolhas mineralizadas são lavadas por um fluxo de água em contracorrente. A mesma é introduzida a 5 ou 10 cm abaixo da parte superior da espuma e denominada de água de lavagem. A primeira função dela é evitar o transporte não específico das partículas hidrofílicas de ganga para o concentrado através do arraste hidrodinâmico e estabiliza a espuma. O "hold-up" do ar nesta região varia entre 60 a 90% [50,55,56].

A segunda função é estabilizar a espuma numa estrutura aberta, adequada para a drenagem e a última é manter um "bias" positivo, ou seja  $Q_r > Q_a$ , onde  $Q_r$ = fluxo volumétrico de rejeito e  $Q_a$ = fluxo volumétrico de alimentação

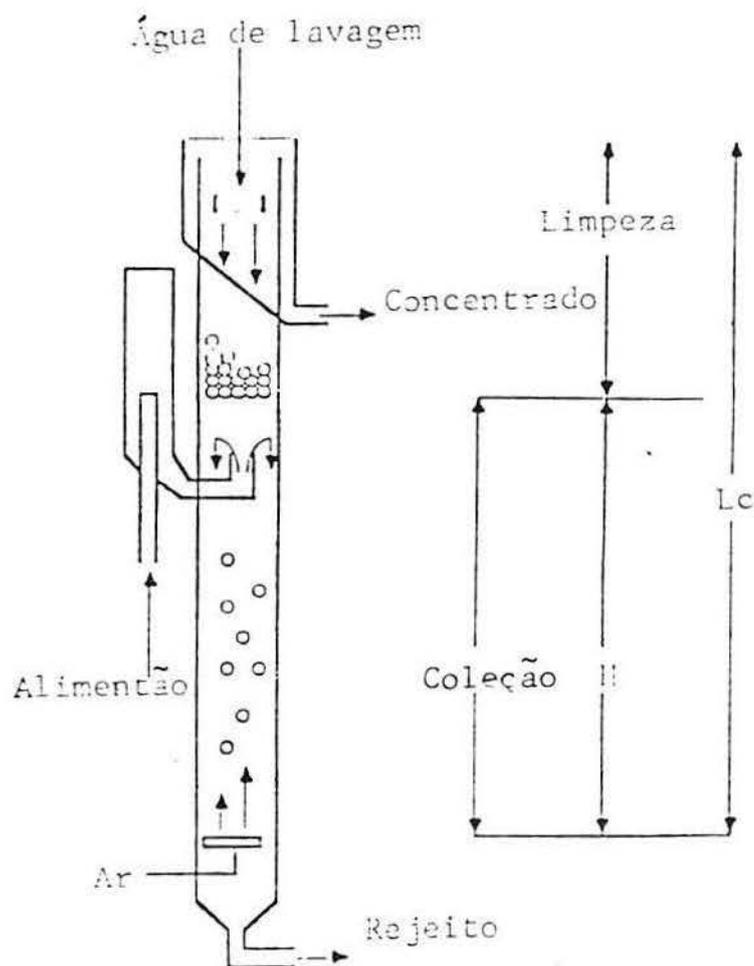


Figura 9. Coluna de flotação convencional

As colunas podem ser de secção transversal quadrada ou circular tipicamente 0.5-2.5 m de diâmetro e 7-12 m de altura. Colunas de laboratório para pesquisa e ensaios possuem 5-10 cm de diâmetro e altura variável. A tabela III resume valores típicos dos principais parâmetros operacionais e de desenho em colunas de flotação.

A coluna de flotação também pode ser operada com um "bias" negativo, obtido por meio de uma vazão volumétrica de alimentação maior que a do rejeito. Todavia, o aumento da velocidade superficial do ar ou a diminuição do diâmetro das bolhas pode implicar num "bias" negativo ou perda da interface. Esta forma de operação favorece o tratamento de partículas mais grossas, pois pode-se reduzir ou eliminar a zona de espuma, fazendo com que a cinética de flotação das partículas seja maior [57].

Tabela III - Parâmetros operacionais médios na flotação de minérios em coluna.

Parâmetro	Intervalo (valores típicos)	Função que define
<u>Dimensões da coluna</u>		
Altura	7-15 m	
Diâmetro	0,15-2,5 m	
Área, A		
<u>Vazões volumétricas</u>		
Alimentação, QF		
Rejeito, QT		
ar, QG		
água de lavagem, QW		
água de "bias", QB		QT-QF
água no concentrado, QC		
<u>Velocidades superficiais</u>		
Água de lavagem, VW	0,2-1 cm/s	QW/A
Ar (gas), vG	0,5-3 cm/s	QG/A
Alimentação, VF	0,3-2 cm/s	QF/A
Água de "bias", VB	0,1-0,3 cm/s	(QT-QF)/A
<u>Outros parâmetros</u>		
Gás hold-up, EG	5 A 35%	

As bolhas de ar são geradas na base da coluna por injeção de ar comprimido através de dispersores. Os dispersores em geral, são canos perfurados de metal ou outros materiais [50]. A quantidade de ar injetado na coluna tem mostrado ter um efeito determinante na performance da flotação. Os conceitos de "hold-up" do gás (fração volumétrica ocupada pelo gás em um dado ponto da coluna), e velocidade superficial do gás, vG são úteis para quantificar esta variável.

Dobby e Pennafiel [58] investigaram a constante cinética de coleção de primeira ordem como função do diâmetro de bolha. De acordo com estes autores, diâmetros de bolhas menores forneceram melhores resultados em termos de velocidade de flotação.

A velocidade superficial do ar é interessante, já que é independente das dimensões da coluna e é definida como a razão entre o fluxo volumétrico de um fluido e a secção transversal da coluna ( $vG = Qg/A$ ).

O "hold-up" do gás pode ser medido em toda a coluna ("hold-up" total) ou numa dada secção da coluna ("hold-up local"). A literatura (16) cita três métodos principais de medição de "hold-up". Na figura 10a se apresenta o método (a) para medição de "hold-up" do gás para toda a coluna ("hold-up" total). Na figura 10b se apresenta o método (b) para medição do "hold-up" empregando manômetros, neste caso a secção dada da coluna é definida pela distância entre os pontos de medição de pressão. Na figura 9c apresenta o método (c) também para medição do "hold-up" de gás local empregando sensores para a determinação da condutividade, neste caso a secção dada da coluna é definida pelo sinal entre os sensores.

O método (c) pode ser modificado para medir o "hold-up" de gás num ponto específico da coluna.

O método (b) é o mais simples; o método (a) é pouco prático em espuma, e o método (c) precisa de uma calibração adicional, geralmente com o método (b).

A determinação do "hold-up" com o método (b) realiza-se medindo a diferença de pressão existente entre dois pontos, através dos níveis entre dois manômetros de água colocados lateralmente na coluna (Figura 11). O "hold-up" de gás é determinado pela seguinte equação:

$$E_g = 1 - \left[ \frac{@W}{@sl} - \left( 1 - \frac{\Delta h}{\Delta l} \right) \right] \quad (2.35)$$

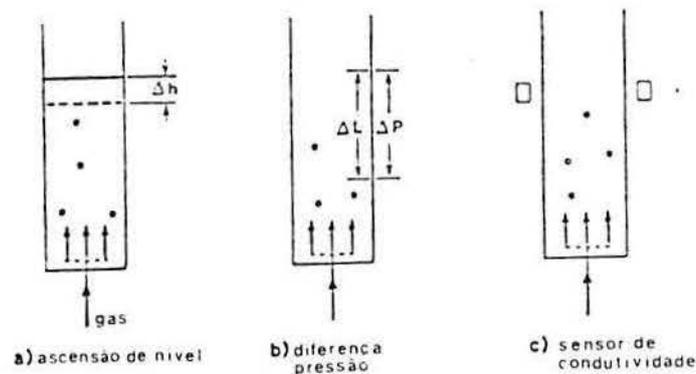


Figura 10 Métodos de medição do "holdup" de gás

Onde  $\rho_s$  é a densidade da polpa,  $\Delta l$  a diferença de altura entre os pontos A e B respectivamente,  $\Delta h$  a diferença de nível entre os manômetros de água;  $\Delta h$  é positivo quando o nível do manômetro superior é maior que o nível do manômetro inferior. (Quando  $\Delta h$  é positivo, a densidade da zona de coleção é menor que a da água; quando  $\Delta h$  é negativo a densidade é maior que a da água.).

Na equação anterior assume-se que a componente dinâmica da pressão é insignificante e que as bolhas estão debilmente carregadas, e conseqüentemente a densidade de agregado bolha-partícula é desprezível.

Nos sistemas de três fases é necessário conhecer a densidade de polpa entre os pontos de medidas de pressão; o "hold-up" é muito sensível à variações na densidade de polpa, como mostra a Figura 12.

Para o sistema gás-líquido quando a pressão é medida com manômetros de água assume-se que  $\rho_w = \rho_s$ , portanto a equação 2.35 se reduz a:

$$E_g = \frac{\Delta h}{\Delta l} \quad (2.36)$$

Para sistemas contendo polpas aquosas a equação [2.36] dá um "hold-up" aparente  $E_a$ . O "hold-up" real,  $E_g$ , relaciona-se ao "hold-up" aparente,  $E_a$ , por:

$$E_g = 1 - \left[ \frac{\rho_w}{\rho_s} (1 - E_a) \right] \quad (2.37)$$

Na Figura 12 observa-se que há uma diferença significativa entre o "hold-up" real e aparente.

O "hold-up" de gás é função das seguintes variáveis de operação: velocidade superficial do gás ( $J_g$ ), a velocidade superficial do líquido ( $J_l$ ), concentração de espumante, tamanho de bolha ( $d_b$ ) e percentagem de sólidos na polpa [50, 55, 59, 60].

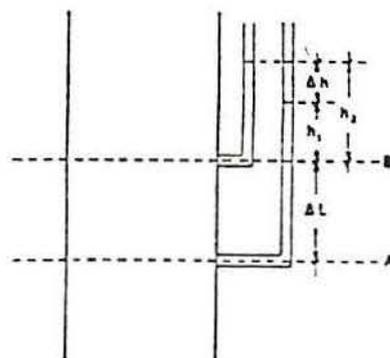


Figura 11. Métodos de medição de "holdup" de gás por diferença de pressão empregando manômetros de água.

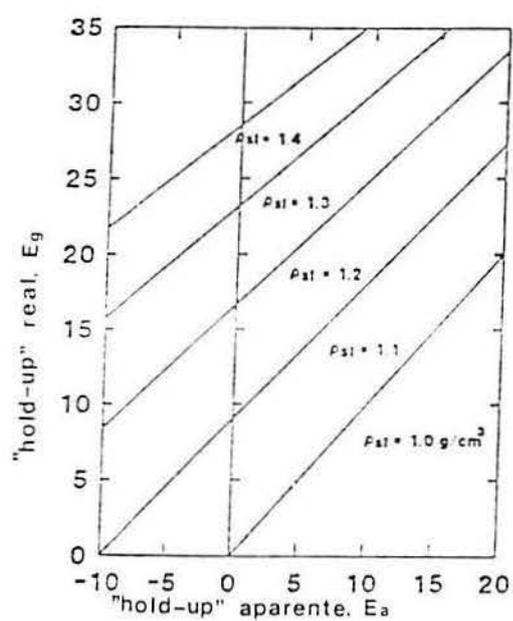


Figura 12. "Holdup" de gás aparente versus o real medidos com manômetros de água.

A relação entre o "hold-up" de gás e a velocidade superficial do gás caracteriza a hidrodinâmica da coluna já que os regimes de fluxo que podem acontecer dentro da coluna de flotação são conseqüência do aumento de  $J_g$  [55]. A Figura 13 ilustra esta relação, onde pode ser observada uma linearidade até um certo valor de  $J_g$ . Esta seção linear é caracterizada por uma distribuição homogênea de bolhas de um tamanho e uma velocidade de ascensão aproximadamente uniforme. Este regime de fluxo é chamado borbulhante. Para valores de  $J_g$  acima desta seção linear o "hold-up" de gás torna-se instável e o fluxo é caracterizado por bolhas grandes que ascendem rapidamente, deslocando água e bolhas pequenas na direção da parte inferior da célula. Este é conhecido como regime de fluxo turbulento [59].

No regime de fluxo borbulhante, os valores típicos de "hold-up" de gás são geralmente menores que 30%, sendo que este é o regime de fluxo desejável na operação normal da coluna de flotação convencional [55, 59, 61].

Finch e Dobby [71] analisaram o efeito da velocidade superficial do líquido e a dosagem de espumante sobre o "hold-up" de gás para diferentes velocidades superficiais de gás, e concluíram que o aumento no valor de  $J_l$ , para um dado valor de  $J_g$ , aumenta o "hold-up", diminuindo o máximo valor de  $J_g$  que pode ser tolerado para que a operação da coluna permaneça no regime de fluxo borbulhante. O incremento na dosagem de espumante até uma certa concentração (geralmente 30 ppm) reduz o tamanho médio das bolhas. Uma redução no tamanho médio das bolhas reduz sua velocidade de ascensão e conseqüentemente aumenta o "hold-up" de gás para um dado valor de  $J_g$ . Estes autores também estudaram o efeito da concentração de sólidos e reportaram que os sólidos aderidos às bolhas com uma densidade do agregado bolha-partícula maior que zero causam uma diminuição da velocidade de ascensão das bolhas e, portanto, um aumento no valor do "hold-up".

Yianatos et al [61] desenvolveram um modelo para estudar o efeito de vários parâmetros sobre o "hold-up" de gás na zona de coleção.

Diversos pesquisadores [62,63] estudaram as características de mistura dentro da coluna e outros parâmetros que influenciam o processo de flotação e propuseram modelos para o escalonamento e simulação deste processo. O comportamento da zona de espuma é difícil de avaliar devido a sua complexidade, especialmente sua interação com a zona de coleção. Contudo, a zona de espuma possui a maior influência sobre a separação e a capacidade de tratamento. Estudos fundamentais sobre espumas foram realizados em sistemas de duas fases (ar-água) por Yianatos et al [64]. Os sistemas de três fases (ar-água-sólidos) foram estudados principalmente do ponto de vista de transferência de massas por Ross e Van Deventer [65] em células convencionais. A existência, na zona de espuma, de material drenado pela água de

lavagem (denominado "drop back" da espuma) que retorna à zona de coleta torna difícil o estudo de ambas as zonas isoladamente.

A quantificação do "drop-back" da espuma (ou seu complemento, a recuperação na zona de espuma  $R_f$ ) tem mostrado ser difícil devido à interdependência natural da zona de coleta e a zona de espuma. As técnicas de medida em laboratório incluem basicamente a metodologia desenvolvida por Contini et al [8], a qual requer dados de recuperação nos dois modos de operação, contracorrente e concorrente. Em sistemas concorrente o fluxo de polpa é alimentado no fundo da coluna e os rejeitos são retirados a uma distância próxima da interface polpa/espuma. O modo em contracorrente é a operação convencional da coluna. A diferença principal entre estas duas formas de operação é que as partículas que são rejeitadas da espuma de modo concorrente são imediatamente retidas nos rejeitos enquanto que no modo contracorrente as partículas são sujeitas à re-coleção. Ajustando as recuperações medidas, as equações que descrevem a flotação nos dois modos de operação se obtém a recuperação na zona de espuma,  $R_f$ . Outra técnica para quantificar o "drop back" foi desenvolvida por Falutsu e Dobby [48, 66], utilizando uma coluna de flotação de laboratório onde a zona de espuma é isolada da zona de coleta por uma modificação na parte superior da coluna. Isto permite medir diretamente o "drop back" da espuma.

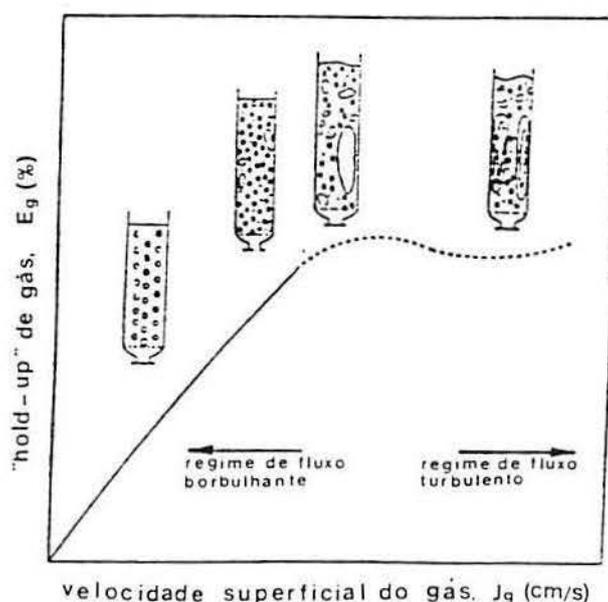


Figura 13. "Holdup" de gás como uma função da velocidade do gás, relação geral.

Yianatos et al. [67] quantificaram o "drop back" da espuma numa coluna de flotação industrial, para o qual fizeram amostragem em diferentes níveis da zona de coleção, da espuma, da alimentação, do concentrado e do rejeito enquanto que esta operava de modo constante. As amostras da zona de espuma e coleção foram coletadas desde o topo da coluna empregando um amostrador composto de quatro tubos independentes (1 cm de diâmetro interno) a diferentes alturas, cada um ligado a um frasco 1-l erlenmeyer e a um sistema central de vácuo. As amostras foram coletadas de forma simultânea. O "drop back" então foi quantificado pelo balanço de massa na espuma.

Finch e Dobby [59] afirmam que o "drop back" é função do tamanho de partículas e decresce quando o tamanho dessas aumenta. Eles também reportam que o "drop back" total pode ser de até 50% em colunas de laboratório/piloto e ainda pode ser maior em colunas industriais. O aumento no "drop back" nas colunas industriais pode estar relacionado com o aumento no grau de mistura da espuma. O efeito "parede" nas colunas de laboratório pode agir como estabilizador da espuma e reduzir o "drop back".

### 2.4.3. Modelamento e Simulação

Embora o desenvolvimento e a aplicação industrial da coluna de flotação tenham sido bastante rápidos nos últimos anos, há ainda muitas diferenças da forma na qual as colunas são desenhadas e operadas. Em geral, há uma necessidade maior de conhecer os processos fundamentais que ocorrem dentro dela, assim como de desenvolver um procedimento fundamental para o seu escalonamento e simulação [68, 69].

A primeira tentativa para desenvolver um critério de desenho para a coluna foi apresentado por Sastry e Fuersteneau [70] na forma de um modelo matemático que, através do uso de valores adimensionais, era capaz de relacionar muitos parâmetros operacionais da coluna com os resultados do concentrado e da sua mistura axial. Este modelo foi desprezado pois o mesmo possuía muitos parâmetros difíceis de serem obtidos experimentalmente.

Recentemente Dobby e Finch [71] desenvolveram pesquisas do efeito da mistura axial dentro da coluna e outros parâmetros que influenciam o processo de flotação dentro destes reatores e proporam um modelo para o escalonamento e a simulação deste processo. Neste modelo, o escalonamento é feito em função da geometria da coluna: diâmetro e altura da mesma. Luttrell et al. [72] apresentaram outro modelo baseado na hidrodinâmica da coluna. Mankosa et al. [73] propuseram um modelo que utiliza a distribuição do diâmetro das bolhas e a percentagem de ar retido dentro da coluna ("hold-up" do ar) e outro que emprega a distribuição de tempos de residência dentro da coluna para desenvolver um processo de escalonamento relacionando a geometria da coluna ao gradiente de concentrado.

Dentre todos os modelos citados, o proposto por Dobby e Finch é o mais utilizado em função de que os parâmetros obtidos através deste são os que mais se ajustam aos resultados experimentais.

A importância da determinação das constantes cinéticas das partículas dentro da coluna de flotação, está baseada em que os modelos matemáticos usados para o escalonamento e simulação utilizam estes dados, obtidos em experimentos em coluna de laboratório [8]. Estas constantes cinéticas devem ser capazes de quantificar a recuperação de partículas na zona de coleção. Ainda, é preciso explicitar fatores para quantificar a "performance" da zona de espuma. Porém devido à interligação existente entre a zona de espuma e a zona de recuperação de qualquer sistema de flotação, a obtenção destes dados tem demonstrado ser difícil.

Na determinação das constantes cinéticas, existem diversos métodos, como se verá a seguir.

### 2.4.3.1. Constantes cinéticas da coluna de flotação e métodos para determinação

#### 2.4.3.1.1. Introdução

A taxa de coleção das partículas nas bolhas, na zona de coleção da coluna, é dada por:

$$\frac{dC}{dt} = \frac{1,5vgEk}{db} \quad (2.38)$$

De onde, a constante cinética é dada pela fórmula :

$$k = \frac{1,5vgEk}{db} \quad (2.39)$$

onde  $E_k$  é a eficiência de coleção.

Uma aproximação muito usada na flotação em coluna é a utilização de uma constante cinética geral, denominada de  $k_{fc}$ . Esta suposição trata a coluna como uma unidade simples e na maioria das situações,  $k_{fc}$  não representa uma verdadeira constante no sentido real do processo, e se a mesma for usada como a constante cinética para dimensionamento ou simulação de colunas, é importante saber qual é a diferença existente entre  $k_{fc}$  e  $k$  [12].

A relação entre as duas constantes é dependente das condições de mistura prevalentes dentro da coluna de flotação. Segundo Dobby e Finch [9, 71], as condições de mistura existentes dentro de uma coluna de laboratório podem aproximar-se do fluxo pistão, enquanto que dentro das colunas industriais sólidos e líquidos são transportados em condições intermediárias ao fluxo pistão e mistura perfeita.

Através da análise da interação entre a zona de coleção e a zona de espuma, mostrada na Figura 14, a recuperação total da coluna (recuperação do material valioso),  $R_{fc}$ , é dada por :

$$R_{fc} = \frac{R_c R_f}{R_c R_f + (1 - R_c)} \quad (2.40)$$

onde  $R_c$  representa a recuperação da zona de coleção e  $R_f$ , a recuperação da zona de espuma.

Quando o transporte de material, dentro da zona de coleção da coluna, é descrito por uma condição de mistura perfeita, com um tempo de residência igual a  $T_p$ , a recuperação total da coluna, usando-se  $k_{fc}$ , é definida por :

$$R_{fc} = 1 - (1 + k_{fc} \cdot T_p)^{-1} \quad (2.41)$$

A recuperação total quando é empregada  $k$  é dada pela equação 2.42, onde  $R_c$  é definida pela fórmula 2.40, com  $R_{inf}$  igual a 100% :

$$R_{fc} = \frac{(1 - (1 + kT_p)^{-1})R_f}{(1 - (1 + kT_p)^{-1})R_f + (1 - (1 + kT_p)^{-1})} \quad (2.42)$$

Comparando as equações 2.41 e 2.42 e cancelando termos tem-se :

$$k_{fc} = k \cdot R_f \quad (2.43)$$

Se o transporte das partículas, na zona de coleção, for feito em condições de fluxo pistão e com tempo de residência igual a  $T_p$ , a recuperação total é dada por :

$$R_{fc} = 1 - \exp(-k_{fc} \cdot T_p) \quad (2.44)$$

e a recuperação total, usando  $k$ , é definida por :

$$R_{fc} = \frac{(1 - \exp(-kT_p)) \cdot R_f}{(1 - \exp(-kT_p)) \cdot R_f + (1 - (1 - \exp(-kT_p)))} \quad (2.45)$$

Comparando as equações 2.44 e 2.45 tem-se :

$$k_{fc} = \left(\frac{1}{T_p}\right) \ln(\exp(k \cdot T_p) \cdot R_f + 1 - R_f) \quad (2.46)$$

Desta análise pode ser vista que  $k_{fc}$ , no caso de um regime em fluxo pistão, é uma função do tempo de residência  $T_p$ , razão pela qual não pode ser assumida como uma constante

cinética verdadeira. Por outro lado, no caso de um regime em mistura perfeita,  $k_{fc}$  não é função do tempo de residência  $T_p$  e tem as propriedades de uma constante de flotação verdadeira, desde que o valor de  $R_f$  seja constante. A estimativa de  $k$  por meio de  $k_{fc}$  requer o conhecimento da  $R_f$  e, no caso de regime em fluxo pistão, foi comprovado que  $k_{fc}$  é uma aproximação razoável de  $k$ , independente do valor da  $R_f$ , desde que o valor de  $k$  seja alto. Partindo deste pressuposto, colunas de laboratório podem ser usadas para estimar  $k$  medindo  $k_{fc}$ , o qual pode ser usado em escalonamento e simulação [55].

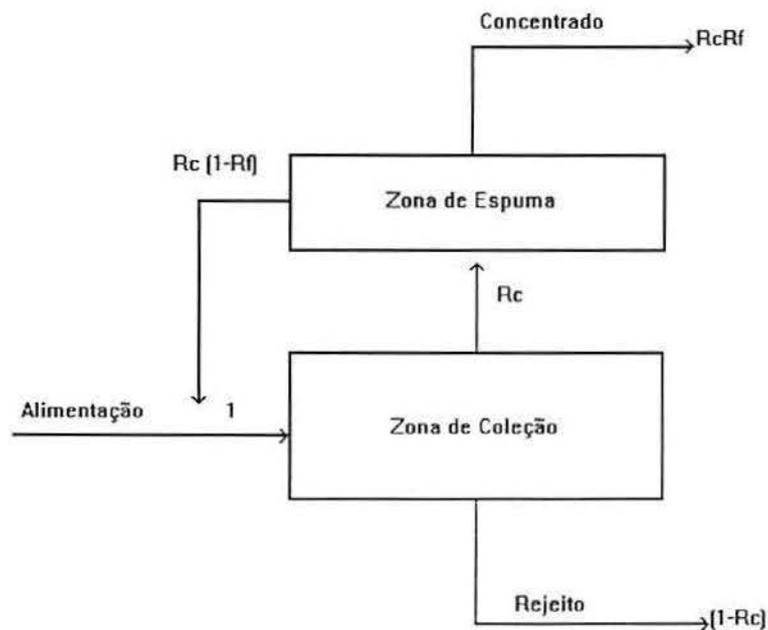


Figura 14 . Interação entre as zonas de coleção e de espuma.

#### 2.4.3.1.2. Metodologias de Determinação de Constantes Cinéticas

Dobby [63] descreve uma metodologia na qual a determinação da constante cinética é feita em uma coluna de laboratório. Nesta técnica, é essencial que o ensaio seja conduzido sob as seguintes condições :

- Minimizar o curto-circuito da alimentação para o concentrado;
- Eliminar o retorno das partículas a partir da zona de espuma;
- Operar a coluna em condições de fluxo pistão;
- Coleta de amostras com o tempo;

e) Usar um tempo de flotação suficientemente longo para determinar a constante cinética de cada componente com uma flotação lenta e;

f) Evitar o carregamento máximo das bolhas.

Nestes ensaios, a água de lavagem é adicionada entre a zona de espuma e a entrada da alimentação. A vazão do rejeito é de 2 a 3 vezes maior que a da alimentação e o balanço é feito pela água de lavagem, cujo fluxo é suficientemente grande para compensar esta diferença e prover, ainda, um fluxo ascendente com velocidade significativa na seção acima da entrada da água de lavagem.

Com esta forma de operação, o curto-circuito das partículas da alimentação é eliminado pelo alto fluxo de água descendente e o retorno das partículas da zona de espuma é evitado. Como resultado disto, a recuperação é devida simplesmente à coleção, não havendo arraste ou drenagem da polpa [63,74,75].

Yianatos [76] critica este método porque um "bias" muito grande elimina a zona de espuma fazendo, com que o funcionamento da coluna seja totalmente variado, produzindo recuperações, na zona de coleção, que não acontecem nesta região da coluna. Este método produz recuperações muito altas na zona de coleção.

Um método alternativo para estimar a constante cinética de flotação, a partir de dados obtidos em escala piloto, foi utilizado por Espinosa-Gomez [77]. O mesmo consiste em determinar a constante cinética a partir da recuperação total da coluna (com inclusão dos comportamentos da zona de coleção e da zona da espuma). Neste caso, a coluna é explorada nas condições normais de "bias" e de altura de espuma e os dados obtidos dão uma estimativa prudente das constantes cinéticas da zona de coleção [76].

Contini et al. [8], fazendo uso de uma coluna de laboratório modificada (Figura 15), desenvolveram um método que permite medir a recuperação em cada zona, assim como determinar as constantes cinéticas das partículas na zona de coleção.

Nesta figura observa-se que a coluna de flotação possui uma câmara de expansão que permite sua operação em fluxo contracorrente e concorrente, dividindo a coluna em três zonas:

i) Zona de coleção primária, cuja extensão vai desde o ponto da alimentação/rejeito até o borbulhador;

ii) Zona de coleção secundária, que vai desde a zona da interface polpa/espuma até o ponto da alimentação/rejeito; e

iii) Zona da espuma.

O sistema contracorrente é a forma normal de operação da coluna (polpa descendo em contracorrente às bolhas ) enquanto que na forma em concorrente, a polpa e as bolhas movimentam-se para cima.

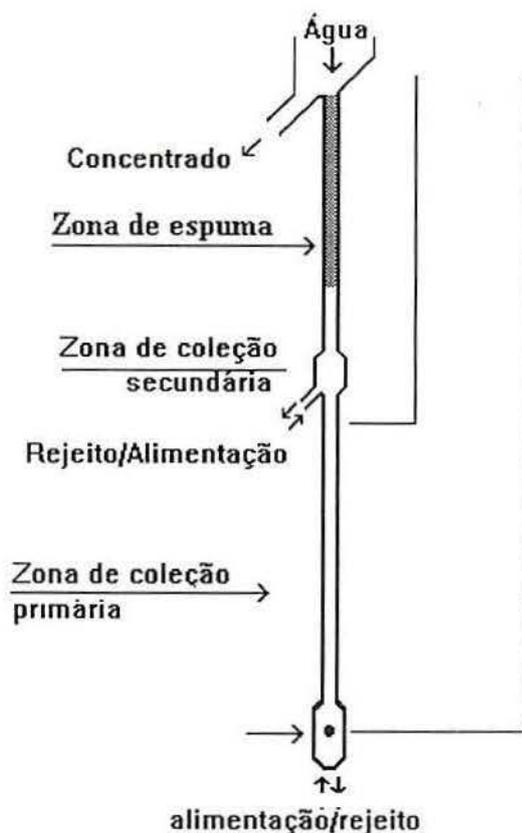


Figura 15 : Diagrama da coluna de laboratório que pode funcionar tanto em contracorrente como em concorrente [8].

A constante cinética  $k$  e a recuperação da zona da espuma  $R_f$  podem ser determinados através da execução de testes em contracorrente e concorrente, onde a coluna trabalha abaixo da sua capacidade máxima de carregamento, de tal forma que o conteúdo de sólidos da espuma seja o mesmo para as duas formas de operação e que a sobrecarga da mesma não ocorra. Nestas condições de operação, a recuperação na zona de espuma para os dois casos será igual. Da mesma maneira é considerado que as constantes cinéticas dos sólidos recuperados, nas zonas secundárias e primárias de coleção, são iguais e que  $k$  é igual para os sistemas contracorrente e concorrente.

A Figura 16 representa os fluxos de massa na coluna para condições de trabalho em contracorrente (a) e em concorrente (b).

Através do análise desses fluxos podem-se deduzir as equações de balanço de massa para as 3 regiões da coluna, nos dois modos de operação. As mesmas estão definidas pelas fórmulas:

$$A + E = C + D \quad (2.47)$$

$$G = E + F \quad (2.48)$$

$$D + F = B + G \quad (2.49)$$

As recuperações são definidas por :

$$R_t = B / A \quad (2.50)$$

$$R_{ca} = D / ( A + E ) \quad (2.51)$$

$$R_{cb} = D / A \quad (2.52)$$

$$R_s = F / G \quad (2.53)$$

$$R_f = B / ( D + F ) \quad (2.54)$$

onde :

$R_t$  = Recuperação total.

$R_{ca}$  = Recuperação da zona de coleção primária em contracorrente.

$R_{cb}$  = Recuperação da zona de coleção primária em concorrente.

$R_s$  = Recuperação da zona de coleção secundária para as duas formas de operação da coluna.

$R_f$  = Recuperação da zona de espuma.

Resolvendo as equações acima citadas, chegam-se às seguintes expressões:

$$R_a = \frac{R_{ca} \cdot R_f}{(1 - (1 - R_f)(R_{ca} - R_{sa} - R_{ca} \cdot R_{sa}))} \quad (2.55)$$

$$R_b = \frac{R_{cb} \cdot R_f}{((1 - R_f)(1 - R_{sa}) + R_f)} \quad (2.56)$$

sendo que  $R_a$  e  $R_b$  representam as recuperações em contracorrente e em concorrente, respectivamente.

Assumindo que a recuperação das partículas, nas duas zonas de coleção, segue uma cinética de primeira ordem e que a coluna opera em condições de fluxo pistão, tem-se:

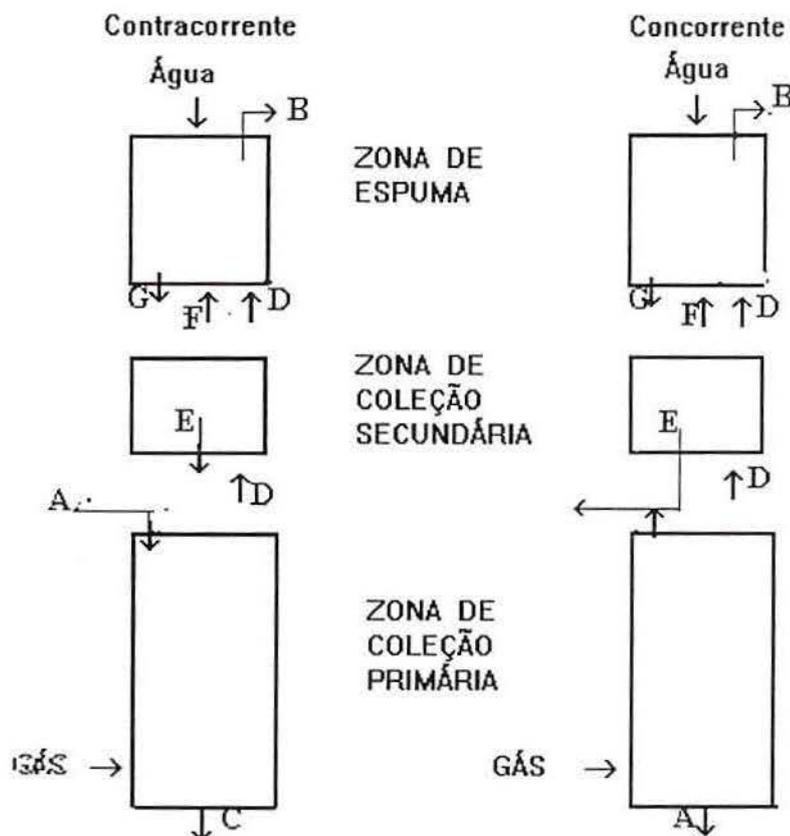


Figura 16. Representação dos fluxos envolvidos nas duas formas de operação da coluna [55].

$$R_c = 1 - \exp(-k_c \cdot T_{pc}) \quad (2.57)$$

$$R_s = 1 - \exp(-k_c \cdot T_{ps}) \quad (2.58)$$

onde  $R_c$  e  $R_s$  representam as recuperações na zona de coleção primária e secundária, respectivamente.  $T_{pc}$  é o tempo de residência das partículas na zona de coleção primária e  $T_{ps}$ , o tempo de residência das partículas na zona de coleção secundária.

Estas equações são válidas para  $dc/H < 0,01$ . Para os regimes diferentes aos de fluxo pistão, Dobby e Finch [12] modificaram a expressão derivada do modelo de dispersão axial proposta por Levenspiel [10], para definir a recuperação nas duas zonas de coleção. A mesma está dada por:

$$R_c = 1 - \frac{4 \cdot a \cdot \exp\left(\frac{1}{2N}\right)}{(1+a)^2 \cdot \exp\left(\frac{a}{2N}\right) - (1-a)^2 \cdot \exp\left(\frac{-a}{2N}\right)} \quad (2.59)$$

onde :

$$a = (1 - 4.k.T_p.N)^{1/2} \quad (2.60)$$

$$N_d = \frac{E}{H(u_l + u_p)} \quad (2.61)$$

$N_d$  representa o número de dispersão do recipiente,  $E$  o coeficiente de dispersão axial, que é função do diâmetro da coluna, velocidade do ar e percentual de sólidos na polpa[62].

A velocidade de sedimentação das partículas,  $u_p$ , é positiva quando a coluna é operada em contracorrente e negativa quando a mesma funciona em concorrente. O valor desta expressão é dada pela fórmula :

$$u_p = \frac{g \cdot dp^2 \cdot (D_{pol} - D_{sol}) \cdot (1 - eg)^{2.7}}{18 \cdot visc \cdot (1 + 0,15 \cdot Rep^{0,687})} \quad (2.62)$$

$$Rep = \frac{dp \cdot u_p \cdot D_{sol} \cdot (1 - eg)}{visc} \quad (2.63)$$

onde  $D_{pol}$  e  $D_{sol}$  representam a densidade da polpa e do sólido,  $visc$  a viscosidade do fluido e  $Rep$ , o número de Reynolds.

$u_l$ , é definida como :

$$u_l = \frac{Q_{rej}}{A(1 - eg)} \quad (2.64)$$

Considerando-se em conta as equações 2.55 e 2.56 para as recuperações totais nas duas formas de operação, tem-se duas equações que são funções de  $k$  e  $R_f$ , cuja resolução fornece os valores destas variáveis.

Esta técnica apresenta certas limitações. A relação entre as recuperações,  $R_c$  ou  $R_s$ , e a constante cinética é exponencial o que pode acarretar grandes erros quando os valores destas duas forem muito altos ou muito pequenos. Outro problema é o apresentado pelas partículas grossas. O tempo de residência das partículas é calculado pela velocidade de sedimentação total das mesmas ( $u_l \pm u_p$ ). Quando  $u_p$  for grande com relação a  $u_l$ , podem ser gerados grandes erros no valor do  $T_p$ .

Um método para determinar diretamente a recuperação na zona de espuma assim como as constantes cinéticas da zona de coleção foi proposto por Falutsu e Dobby [66]. Estes pesquisadores utilizaram uma coluna de laboratório na qual a zona de coleção está isolada da zona de espuma, através de um desvio da parte superior.

Dessa forma, é possível medir diretamente a recuperação na zona de coleção e o retorno das partículas ("drop-back") e, conseqüentemente a recuperação na espuma. A Figura 17 mostra a coluna com a variação da sua parte superior e os fluxos correspondentes.

A recuperação na zona de espuma ( $R_f$ ) será dado por:

$$R_f = C / (C + D) * 100 \quad (2.65)$$

A recuperação na zona de coleção ( $R_c$ ) será dada por :

$$R_c = (C + D) / (C + D + T) * 100 \quad (2.66)$$

O "drop back" será dado por ( $R_d$ ) :

$$R_d = D / (C + D) * 100 \quad (2.67)$$

Supondo que a cinética de flotação da coluna é de primeira ordem determina-se a recuperação total,  $R_t$ , e a constante cinética da zona de coleção,  $k$ , através de :

$$R_t = \frac{R_c \cdot R_f}{R_c \cdot R_f + (1 - R_c)} \quad (2.68)$$

$$R_c = (1 - \exp(-k \cdot T_c)) * 100 \quad (2.69)$$

$T_c$ , o tempo de residência da partícula na zona de coleção, é dado pela equação:

$$T_c = \frac{H}{(u_l + u_p)} \quad (2.70)$$

### 2.4.3.2. Dimensionamento da Coluna de Flotação

Dobby e Finch [12] desenvolveram uma metodologia para o dimensionamento e modelamento das colunas de flotação, que utiliza dados de constantes cinéticas obtidas em experiências de laboratório. Para o modelamento, supõe-se que a coluna consiste de duas zonas : a zona de coleção, onde se desenvolve a recuperação, e a zona da espuma, composta de uma camada compacta de bolhas geradas pelo fluxo da água de lavagem. O modelo considera explicitamente a recuperação das duas zonas. Ele permite avaliar também a carga máxima das bolhas e o retorno do material da espuma para a zona de coleção.

Nesta metodologia, o modelo da recuperação na zona de coleção é dada pelas equações 57-62, a partir das constantes cinéticas, das características da alimentação e suposições iniciais do desenho da célula e de parâmetros operacionais.

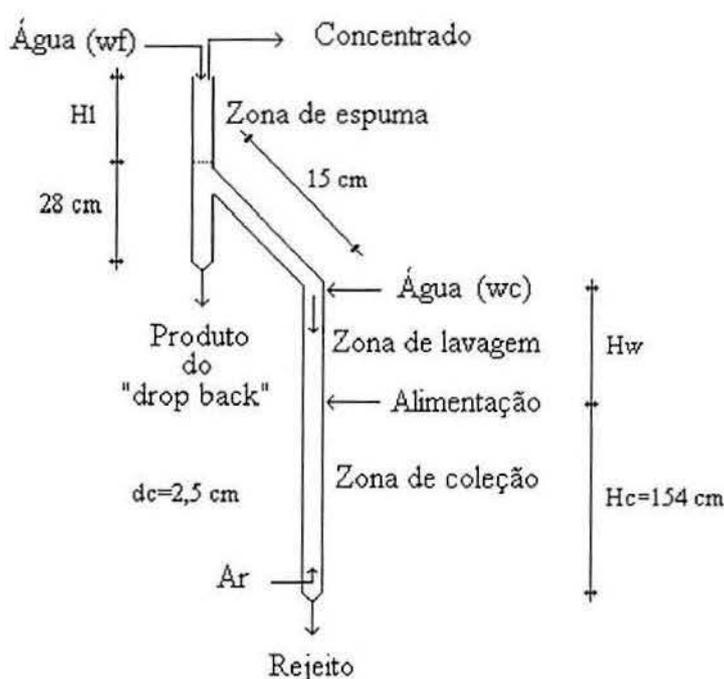


Figura 17 : Coluna de laboratório utilizada nos estudos de produto drenado ("drop back").

Estes pesquisadores recomendam como valores iniciais,  $H = 10 \text{ m}$ ,  $e_g = 15\%$ , velocidade superficial do "bias"  $v_b = 0,1 \text{ cm/s}$  ( $v_b = Q_b / A$ ) e  $d_c = n$ , onde  $n$  é um número inteiro.

Cálculos iterativos são feitos até que um valor razoavelmente constante de  $R_c$  seja obtido, igual ou maior à recuperação do mineral desejado. Isto produz uma estimativa de  $n$ . A seqüência é a seguinte:

i- estimar  $t_l$  da equação:

$$t_l = \left[ \frac{A_c \cdot H(1 - E_g)}{Q_{rej}} \right] \times 100 \quad (2.71)$$

Este valor pode ser refinado conseqüentemente quando a recuperação do mineral tenha sido calculado

ii- estimar  $u_p$  das equações 2.62 e 2.63

iii- estimar  $t_p$  da equação :

$$\frac{t_p}{t_l} = \frac{u_l}{(u_l + u_p)} \quad (2.72)$$

iv- estimar o número de dispersão  $N_d$  pela equação 2.61

v- estimar  $a$  pela equação 2.60

vi- estimar o primeiro valor de  $R_c$

vii- voltar ao início com uma nova estimativa de  $t_l$

Del Castillo et al. [60] introduziram modificações no modelo de Dobby e Finch [71], para simular uma coluna fazendo uso de constantes cinéticas para cada faixa granulométrica e de dados de cada minério presente na alimentação. Este método permite avaliar os efeitos do tamanho das bolhas, densidade de polpa, tamanho das partículas, etc, sobre a "performance" da coluna.

O modelo proposto por Dobby e Finch [71] é criticado por Mankosa et al. [73] devido a que este só trabalha em função da diâmetro da coluna. Estes pesquisadores propõem um modelo que considera os efeitos da distribuição do diâmetro das bolhas e o "hold-up" do gás no volume da coluna e que pode ser usado dentro de um processo de escalonamento de colunas para determinar o "hold-up" do gás quando as dimensões da coluna mudam.

Uma rotina simplificada foi proposta por Dobby [12]. Tal rotina utiliza constantes cinéticas obtidas em laboratório, além de dados tais como "bias", "holdup", velocidade do ar, densidade de polpa, etc.

Cálculos são feitos até que um valor razoavelmente constante de  $R_t$  (recuperação total ou recuperação em massa do concentrado) seja obtido, desde que dentro das condições mínimas de teor e recuperação do material valioso inicialmente propostas. O valor de  $N$

(número de colunas) obtido será aquele estimado para estas condições (teor,  $R_{fc}$  e  $R_t$ ). A sequência é a seguinte:

i - Selecionar  $N$  (1 a 4)

ii - Determinar  $J_{sl}$  (fluxo volumétrico de polpa), conforme a equação:

$$J_{sl} = \left[ \frac{QFW + (1 - R_t) \cdot QFS}{N \times A_c} \right] + J_b \quad (2.73), \text{ onde:}$$

$QFW$  = fluxo volumétrico de água

$QFS$  = fluxo volumétrico de sólido

$A_c$  = área unitária da coluna

$J_b$  = "bias"

iii - Calcular  $T_l$  (tempo de residência do líquido na zona de coleção) conforme a equação:

$$T_l = \frac{H_c(1 - E_g)}{J_{sl}} \quad (2.74), \text{ onde:}$$

$H_c$  = altura da zona de coleção (suposição inicial recomendada de 10 m)

$E_g$  = "holdup" de gás

iv - Calcular  $u_p$  segundo a equação 2.62 supra citada

v - Calcular  $T_p$  (tempo de residência da partícula na zona de coleção), segundo a equação:

$$T_p = T_l \left\{ \left[ \frac{J_{sl}}{(1 - E_g)} \right] \right\} \div \left\{ \left[ \frac{J_{sl}}{(1 - E_g)} \right] + u_p \right\} \quad (2.75)$$

vi - Calcular  $N_d$

$$N_d = \left[ 0,063 d_c \times \left( \frac{J_g}{16} \right)^{0,3} \right] \div \left\{ \left[ \frac{J_{sl}}{(1 - E_g)} + U_{sp} \right] H_c \right\} \quad (2.76)$$

vii - Calcular  $a$  de todas as espécies envolvidas, conforme a equação 2.60 supra citada

viii - Calcular  $R_c$  (equação 2.59)

ix - Calcular  $R_{fc}$  (equação 2.40), para diversos valores de  $R_f$  entre 20% e 50%, valores típicos para colunas industriais.

x - Calcular o teor de material valioso e o programa fornece o valor de  $R_t$ , de onde se verifica a convergência.

xi - Se  $R_t$  não converge, voltar ao passo i

#### 2.4.4. Aplicações não convencionais da Coluna de Flotação

Além das aplicações convencionais da coluna, principalmente em circuitos de limpeza de sulfetos, estudos realizados por Soto [78], Soto e Barbery [79] mostram a viabilidade de emprego de colunas como unidade de flotação para partículas grosseiras e no processo de flotação unitária ("flash flotation"). Nestas aplicações a coluna é operada com bias negativo (fluxo de alimentação maior que o de rejeito) e um fluxo ascendente de água é introduzido pelo fundo da coluna. Desta maneira a zona de espuma é reduzida ou eliminada e a flotação-levitação do agregado partícula-bolha é ajudada neste caso por um processo de elutriação.

Os dados experimentais obtidos numa coluna de flotação de laboratório na flotação de partículas grosseiras de minérios de fosfato-potássio e quartzo-hematita mostraram que, na ausência de zona de espuma, a cinética de flotação com bias negativo é extremamente rápida; 4-5 segundos são suficientes para produzir concentrados com teores e recuperações maiores que os obtidos numa célula convencional [78].

Os resultados com minérios de cobre e minérios não metálicos indicam que a coluna operada nesta nova modalidade também pode ser empregada para a classificação seletiva de minerais flotáveis provenientes de alimentações não classificadas, tais como a descarga de um moinho.

O grande sucesso industrial das colunas de flotação abriu a oportunidade para outras tecnologias com maior ou menor grau de semelhança. Em termos de aplicações imediatas destaca-se a célula Jameson desenvolvida na Austrália [80].

A célula Jameson[81] também tem sido utilizada no processo de flotação unitária além de operações de limpeza, desbaste e "scavenger".

Estudos sobre a geração de bolhas, distribuição de tamanhos e mistura da fase espuma com a polpa estão sendo desenvolvidos principalmente no Canadá e África do Sul [80].

Entre os sistemas gás-polpa tem-se aqueles utilizados pela coluna de flotação Microcel, a qual possui dois tipos diferentes de geradores de micro-bolhas [82]. O primeiro é do tipo venturi, o segundo consiste num misturador estático acoplado a uma bomba centrífuga.

Estes geradores tem várias vantagens sobre os sistemas ar-água, a polpa pode ser bombeada diretamente a coluna sem causar obstrução. Como resultado disto não é necessário agregar água extra para a geração de bolhas. Isto não só reduz o consumo de água mas também maximiza o tempo de retenção da coluna. A limitação entretanto é o tamanho de bolhas gerados com pouca capacidade de carregamento das partículas grossas.

Moys e colaboradores [83] mostraram que a utilização de defletores ("baffles") aumenta a distribuição de tempos de residência, tornando a coluna mais efetiva para operações "rougher" e "scavenger".

A coluna de flotação empacotada ("Packed bed Column"), foi desenvolvida na década de 70 na Universidade de Michigan [84].

Duas características de desenho diferenciam esta célula da convencional. A primeira, por possuir um leito fixo compacto, o qual consiste de um arranjo de placas corrugadas distribuídas em blocos dispostos em camadas umas com outras num ângulo reto, em toda a coluna, menos numa pequena seção onde entra a alimentação. Isto permite a entrada de um fluxo pequeno, aumentando o tempo de contato partícula-bolha. A segunda é que, com este desenho de leito fixo, não se necessita de um dispositivo para gerar as bolhas, já que a passagem forçada das partículas pelo leito empacotado permite geração de pequenas bolhas de ar.

Segundo Yang [84], a primeira aplicação em escala piloto da coluna empacotada foi no tratamento de um minério de ferro de baixo teor, não magnético e sem deslamagem. Os estudos comparativos desta coluna com células convencionais mostraram uma maior eficiência da coluna empacotada. Assim, para este sistema, uma só etapa de flotação resultou num mesmo teor de ferro e uma maior recuperação que a obtida após oito etapas em células convencionais

Rubio e colaboradores [85] utilizaram uma coluna de laboratório modificada (denominada C3P) na flotação de rejeitos de ouro, sulfetos de cobre e molibdênio, sulfetos de chumbo e zinco e fluorita.

Esta coluna permite a extração seletiva do produto drenado da espuma, e possui uma segunda água de lavagem na zona "intermediária", entre a alimentação e a zona de espuma (água II). A separação do material drenado da espuma e a adição da água II permitem aumentar, em todos os casos estudados, os teores dos concentrados quando comparados com a coluna convencional.

## 2.5. Aspectos Ambientais

De modo a conferir universalidade de entendimento, ação e fiscalização da proteção do meio ambiente, bem como permitir o adequado planejamento e dimensionamento de sistemas despoluidores, mantendo sobre controle a emissão de poluentes, as legislações federais, estaduais e municipais estabelecem padrões de qualidade ambiental [86, 87].

Estabelecidos para o ar, água, solo, os referidos padrões apresentam certa hierarquia, de acordo com a região, capacidade tecnológica disponível, capacidade de auto depuração e dos prováveis efeitos sobre a saúde, a biota e o patrimônio em geral.

O problema da contaminação da água por metais pesados tem recebido uma grande atenção no que diz respeito à sua toxicidade no meio aquático e à vida humana [88].

Diversas indústrias produzem efluentes com metais pesados sob forma dissolvida, exigindo tecnologias de tratamento eficientes e de baixo custo. Como exemplos, pode-se citar a indústria mineral, metalúrgica, de pigmentos, de baterias fotográficas e do couro [89]. A Organização Mundial de Saúde considera as indústrias mineral e metalúrgica como as maiores poluidoras do meio ambiente com metais pesados.

A Tabela IV apresenta os padrões de emissão para lançamento de efluentes líquidos (padrões estabelecidos pela Fundação estadual de Proteção Ambiental).

As operações de processamento mineral por flotação, invariavelmente, descarregam algum reagente residual em seus efluentes. Estes reagentes, normalmente compostos orgânicos, que são adicionados nos circuitos de beneficiamento, devem ser quantificados e podem ser reduzidos onde haja uma concentração inaceitável [40].

Diversas pesquisas vem sendo realizadas para estudar detalhadamente a determinação da concentração de xantatos e reagentes correlatos na polpa, o desenvolvimento de monitores específicos para estes reagentes em polpa e, também, a identificação de perxantato em solução [40, 89].

TABELA IV: Padrões de emissão para lançamento de efluentes [91]

Parâmetros gerais:

Temperatura	< 40 graus celsius
Cor	não deve conferir mudança de cor acentuada ao corpo receptor no ponto de lançamento
Odor	livre de odor desagradável
Espumas	ausentes
Materiais flutuantes	ausentes
Sólidos sedimentáveis	< 1.0 ml/l em teste de 1 hora em cone de Imhoff
pH	entre 6,0 e 8,5
Dureza	<200 mg/l CaCO <sub>3</sub>
Óleos e graxas (vegetal ou animal)	<30 mg/l
(mineral)	<10 mg/l
Coliformes fecais	<300 NPM/100 ml

Concentração máxima(mg/l):

Fenóis	0,1
Fluoretos	10,0 mg/l F
Fósforo total	1,0 mg/l P
Nitrogênio total	10,0 mg/l N
Sulfetos	0,2 mg/l S
Alumínio	10,0
Bário	5,0
Boro	5,0
Cobalto	0,5
Estanho	4,0
Ferro	10,0
Lítio	10,0
Arsênio	0,10
Cádmio	0,10
Chumbo	0,50
Cianetos	0,20
Cobre	0,50
Cromo VI	0,10
Cromo total	0,50
Mercúrio	0,01
Níquel	1,00
Prata	0,10
Selênio	0,05
Zinco	1,00

### 3. EXPERIMENTAL

#### 3.1. Materiais

##### 3.1.1. Minério sulfetado de chumbo e zinco.

O minério em estudo consistiu de um compósito de duas amostras distintas, duas pilhas da ordem de 1 tonelada, provenientes de diferentes partes da jazida, e que continham teores de sulfetos diferenciados.

As mesmas, designadas como pilha 1 e pilha 2 possuíam os teores descritos na Tabela V.

Tabela V. Teores médios dos sulfetos de chumbo e zinco das amostras não blendadas.

Pilha	Teor de Pb (%)	Teor de Zn (%)
1	1,12	6,42
2	3,50	0,17

A amostragem foi realizada circularmente às pilhas em diversas circunferências imaginárias. Em cada uma destas linhas coletaram-se amostras (mais ou menos 5 kg cada), espaçadas de forma regular.

As amostras totais das duas pilhas resultaram em duas maiores, de aproximadamente 50 kg, que foram britadas e quarteadas até obter-se aliquotas de cerca de 3 kg, e enviadas para análise química.

Devido às condições da jazida, que possui vários minérios diferenciados, é possível que em condições reais seja necessária uma blendagem de dois minérios para obtenção dos teores mínimos viáveis. As amostras foram tomadas a partir de dois minérios que possuem considerável representatividade na jazida.

##### 3.1.2. Reagentes

Coletor: Nos estudos de flotação coletiva dos sulfetos foi utilizado como coletor o amil xantato de potássio, fabricado pela Enq-Float (comercial), numa concentração de 40 g/t. Em outro estudo[92], foi determinado experimentalmente que este coletor é o mais indicado para flotação de esfalerita (ZnS, ativada com íons cobre) que possui uma flotabilidade menor que a da galena.

Ativador: Foi empregado  $\text{CuSO}_4 \cdot 5\text{H}_2\text{O}$  comercial (fabricação da própria empresa), como ativador da flotação da esfalerita.

Espumante: Óleo de pinho comercializado pela Harima (Paraná), na concentração de 80 g/t.

## **3.2. Metodologia**

### **3.2.1. Estudos de flotação primária em escala de bancada**

Os ensaios de flotação de sulfetos, em escala de bancada, foram realizados em uma máquina de flotação aeromecânica Denver de laboratório. Foram realizados ensaios "rougher" e "cleaner". Na primeira utilizou-se uma célula de acrílico de 5000 ml de capacidade e na segunda, 2000 ml. Para remoção do material flotado, utilizaram-se raspadores de alumínio.

Nestes estudos foram empregadas amostras das correntes flotadas (alimentação e concentrado "rougher") as quais foram coletadas diretamente da planta-piloto em operação e, portanto, previamente condicionadas com os reagentes do processo. Estes estudos em bancada objetivaram basicamente a determinação de parâmetros cinéticos para dimensionamento. Os ensaios foram realizados segundo as etapas abaixo relacionadas:

#### **Flotação coletiva "rougher"**

As amostras constituintes da alimentação foram coletadas da corrente de saída do tanque de condicionamento da planta-piloto. A metodologia empregada constou de uma etapa de dispersão, durante 1 minuto e a coleta dos concentrados foi feita no período 1-4,5 min. Os reagentes utilizados e suas concentrações foram os seguintes:

- ativador para a blenda: sulfato de cobre, 100 g/t
- coletor: amilxantato de potássio, 40 g/t
- espumante: óleo de pinho, 80 g/t

#### **Etapa de flotação "cleaner"**

A alimentação a esta etapa foi o concentrado "rougher" da planta-piloto e a metodologia empregada foi a dispersão da polpa durante 1 min e coleta de concentrados no intervalo 1-3 min. Neste estágio de flotação não foram adicionados reagentes.

Os concentrados e rejeitos obtidos foram secos a  $60^\circ\text{C}$ , pesados e enviados para análise química, com o objetivo de avaliar a recuperação a cada tempo.

A partir destes dados e utilizando a rotina descrita no anexo I, calculou-se a constante cinética e a recuperação a tempo infinito.

### 3.2.2 Estudos contínuos de flotação

Os estudos constaram de uma etapa de obtenção de um concentrado de flotação primária ("bulk") utilizando um circuito piloto seguido de uma flotação de limpeza deste concentrado (separação de silicatos) em célula tipo coluna.

#### 3.2.2.1 Estudos de flotação primária

Os ensaios foram realizados de acordo com o seguinte fluxograma (Figura 18), onde são indicados os pontos de adição de reagentes.

A amostra blendada, 200 kg (100 kg de cada pilha), alimentação para o processo de cominuição, britagem e moagem, apresentou os teores médios de 2,31% Pb e 3,29% Zn. Esta quantidade de minério (200 kg) foi suficiente para três ensaios de flotação piloto.

O minério coletado nas pilhas foi cominuído inicialmente em britador de mandíbulas (britagem primária), utilizando-se uma abertura de 5,08 cm. A britagem secundária foi feita em britador de martelo com uma abertura de 95 mm. O minério britado apresentou a distribuição granulométrica descrita na Tabela VI. Foi possível analisar apenas 95% do minério através do aparelho utilizado (analisador de tamanho de partícula da marca Malvern).

O silo de armazenagem deste minério, com capacidade de 220 kg, alimenta o moinho de barras (165 X 78,4 cm), que funciona em circuito fechado com um classificador espiral. O material mais fino classificado (99% passante em 210 micrômetros) alimenta um tanque de condicionamento de onde o material foi reportado ao circuito "rougher" (3 células com 9 l de capacidade cada uma). O concentrado "rougher" é material de alimentação à coluna de flotação (etapa "cleaner"). A distribuição granulométrica da Alimentação "rougher" é apresentada na tabela VII.

A planta-piloto operou sob as seguintes condições:

- alimentação do moinho de barras: 80 kg/h
- alimentação do circuito "rougher": 80 kg/h com 20% de sólidos em peso.
- vazão da alimentação "rougher": 42 l/h
- vazão do rejeito "rougher": 30-36 l/h

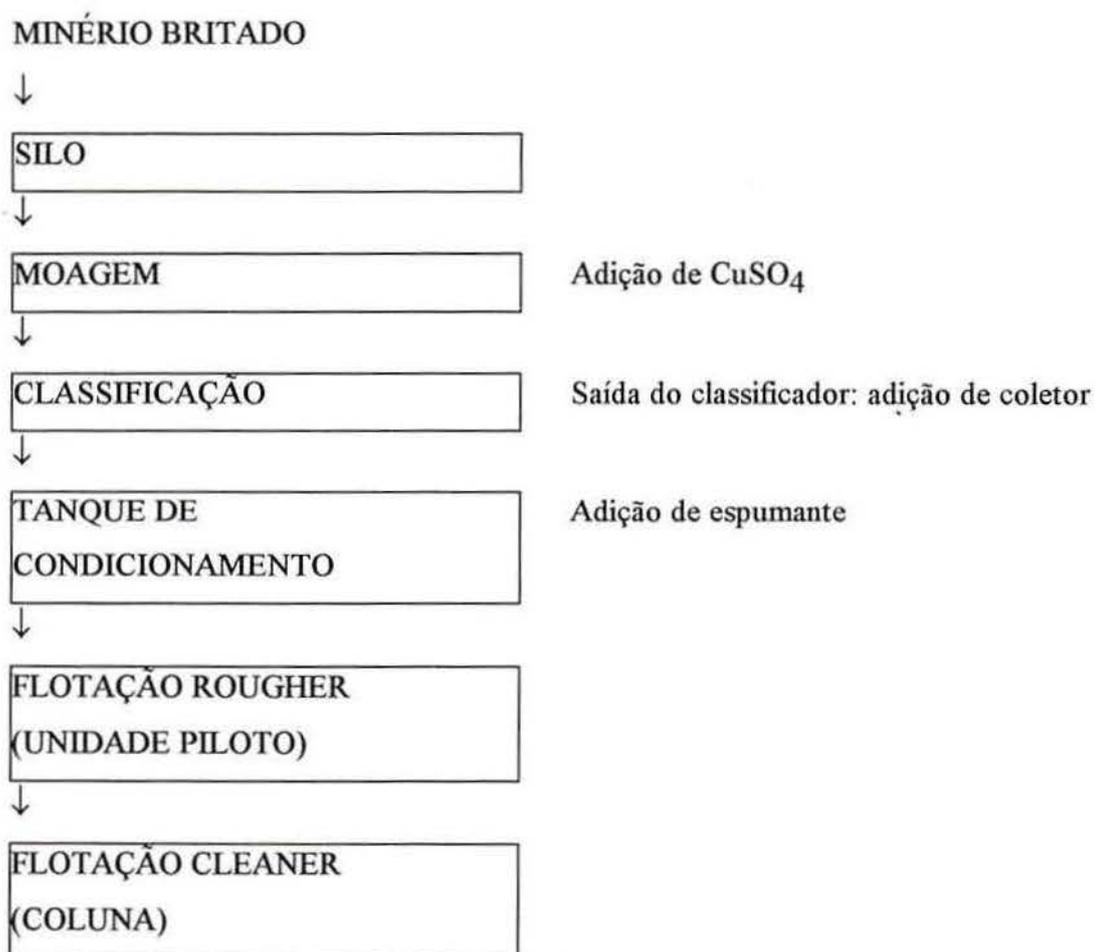


Figura18 - Fluxograma dos estudos de flotação primária e limpeza de sulfetos de chumbo e zinco.

Tabela VI - Distribuição granulométrica do minério britado.

Granulometria (mm)	% retida	% retida acumulada
4,74	12,21	12,21
2,36	16,32	28,53
1,41	14,03	42,56
1,00	6,98	49,54
0,59	10,88	60,42
0,42	6,77	67,19
0,16	3,11	70,30
0,07	5,06	75,36
0,02	8,10	83,46
0,01	3,84	87,30
0,008	3,94	91,24
0,005	3,90	95,14

Tabela VII- Distribuição granulométrica e teores por faixa da amostra - Alimentação à flotação "rougher".

Faixa granulométrica ( $\mu\text{m}$ )	% retido	% retido acumulado	teor de Pb (%)	teor de Zn(%)
+ 210	0,68	0,68	0,13	0,31
+150	3,88	4,56	0,31	0,92
+105	13,00	17,56	0,29	1,16
+74	14,94	32,50	0,38	1,87
+53	10,72	43,22	0,69	3,50
+44	11,97	55,19	0,99	3,08
+37	5,59	60,78	2,55	4,30
-37	39,22	100,00	4,00	5,10

### Metodologia empregada

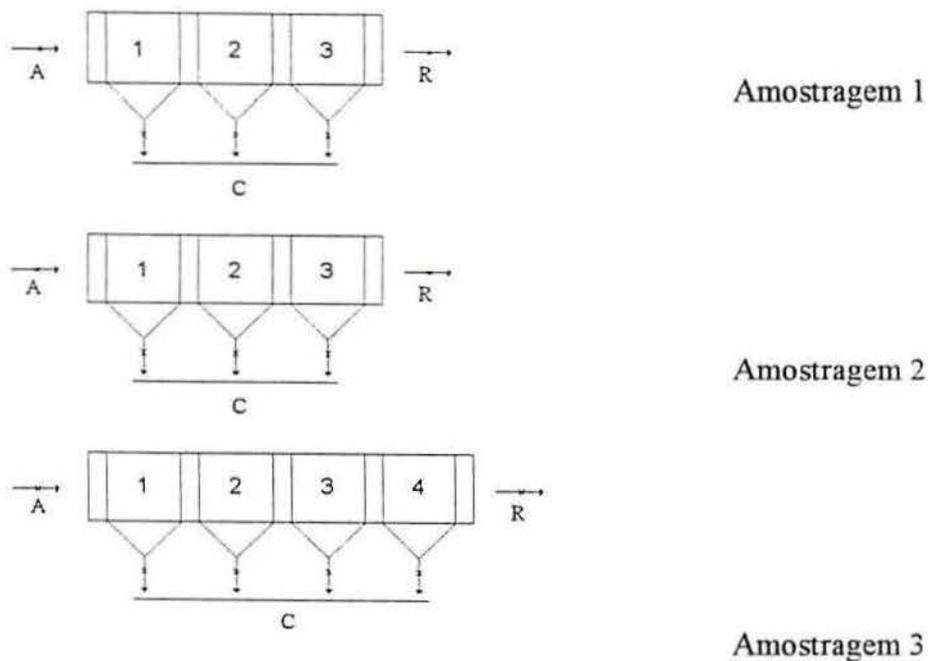
A coleta do material concentrado iniciou-se após a planta-piloto entrar em regime nas condições citadas anteriormente (uma hora aproximadamente).

As densidades de polpa, tanto no ensaio piloto (etapa "rougher") como no ensaio em coluna ("etapa cleaner"), foram medidas utilizando-se uma balança Marcy. Estas concentrações de sólidos foram conferidas mediante amostragem das correntes, com os pesos da polpa e dos sólidos secos.

Foram coletadas amostras da alimentação, concentrados e rejeitos de cada ensaio durante 1 minuto, em quantidades em torno de 300 g, utilizando baldes de 3 litros como amostradores. Todas as suspensões foram pesadas para medir a concentração de sólidos em peso, filtradas e secas a 60°C.

### Determinação dos parâmetros cinéticos

A avaliação da cinética de flotação foi realizada em base as amostragens padronizadas por célula de flotação (três amostragens em cada), durante um minuto e trinta segundos em intervalos de 15 min, durante uma hora (Figura 19).



#### LEGENDA

A - Alimentação

C - Concentrado

R - Rejeito

x - Pontos de Amostragem

Figura 19. Circuito de flotação primária e pontos de amostragem.

As bandejas empregadas na amostragem foram pesadas com a polpa para avaliar também a recuperação de água no concentrado. As amostras foram posteriormente filtradas, secas a 60 °C, pesadas e enviadas para análise de chumbo e zinco por espectrofotometria de Absorção Atômica.

Os resultados permitiram determinar a flotação verdadeira (por adesão bolha-partícula), grau de arraste e as constantes cinéticas, através de rotinas computacionais (ver anexo I).

#### 3.2.2.2 Flotação limpeza em coluna convencional (reta)

A coluna de flotação empregada nos ensaios (Figura 20), feita de vidro, possui um diâmetro interno de 2,54 cm e é constituída de 4 peças, ajustáveis entre si até um comprimento de 3,20 m.

Na sua parte inferior encontra-se a saída do rejeito e o sistema de aeração, composto por um borbulhador de aço inox perfurado.

A alimentação foi introduzida lateralmente na parte superior da zona de coleção (Figura 20) por intermédio de uma bomba peristáltica que succiona a polpa de um tanque. A altura da zona de coleção utilizada foi de 1,40 m.

A polpa foi mantida em suspensão no referido tanque, o qual possui 4 defletores verticais nas paredes, através de uma agitação de 180 a 200 rpm, provida por um rotor acionado através por motor monofásico de 220 V e 0,25 CV, com velocidade de rotação variável.

Da mesma forma que na alimentação, a vazão de rejeito foi controlada por uma bomba peristáltica de acrílico com borracha de silicone de 1,2 mm de diâmetro externo e 6 mm de diâmetro interno. As bombas foram acopladas a dois variadores de velocidade da marca Rincone E RXM-400, cuja rotação de saída variou entre 0 e 100 rpm, acionados por dois motores trifásicos de 220 V e 0,5 CV, marca Weg. As vazões de alimentação e rejeito foram mantidas de forma a ter-se sempre um "bias" positivo, isto é, vazão de rejeito maior que a vazão de alimentação.

O nível do tanque de alimentação foi sempre mantido, visando não aumentar a perda de carga, através de reposição contínua de polpa.

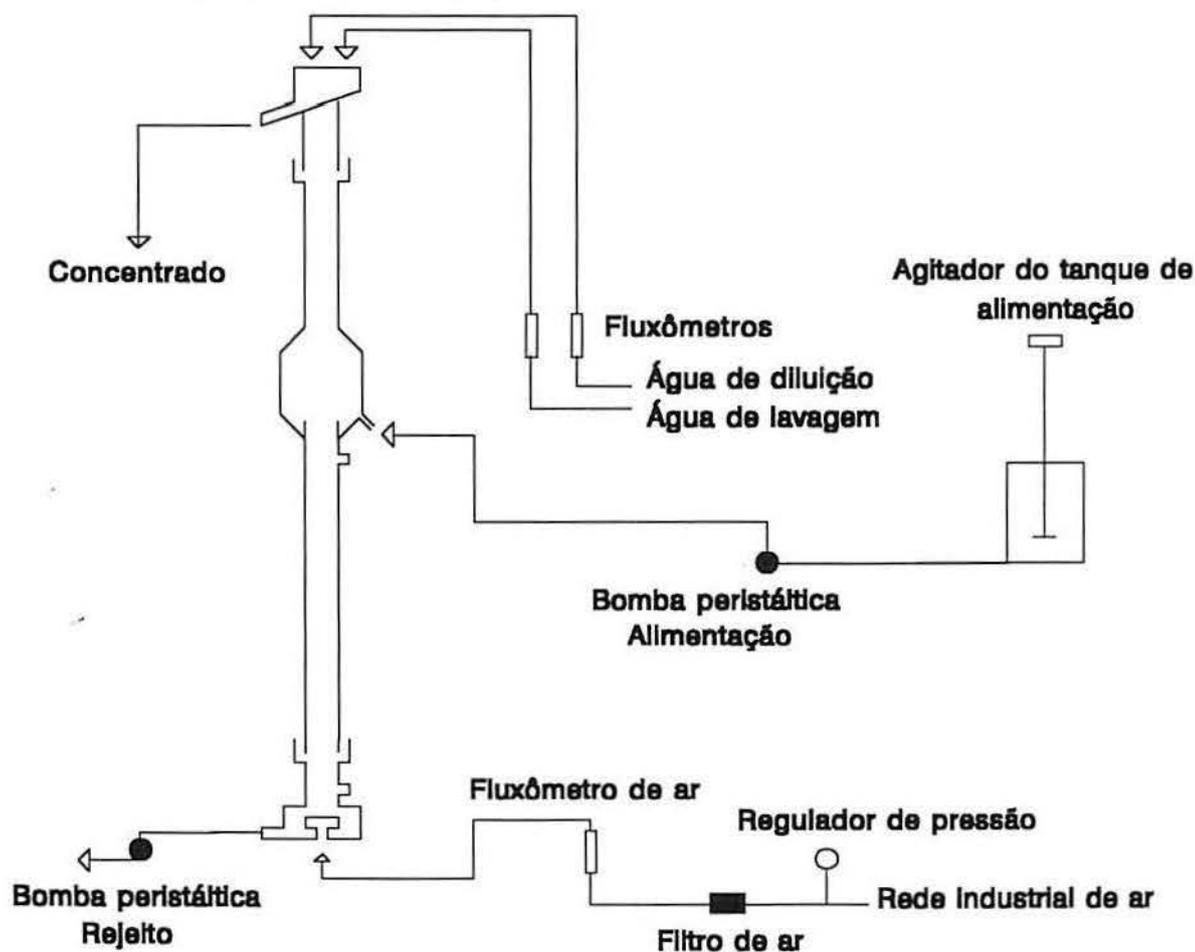


Figura 20. Coluna de flotação convencional, disposição de equipamentos.

O produto flotado foi coletado em um recipiente de fundo inclinado, dentro do qual foi adicionada água para diluir a espuma e facilitar seu escorregamento. A água de lavagem foi controlada por um rotâmetro da marca Omel.

O ponto de adição da água de lavagem foi colocado acima da coluna em função de problemas operacionais de obstrução da saída do concentrado quando da introdução da água na fase espuma.

As condições operacionais da coluna de flotação foram as seguintes:

- Vazão de alimentação: 235-240 ml/min.
- Vazão do rejeito: variável conforme o ensaio, 300-360 ml/min.
- Ar : variável conforme o ensaio (vide Tabela VIII).
- Vazão de água de lavagem: 80,100 ou 140 ml/min, conforme o ensaio.
- Vazão de água de diluição: 250-260 ml/min

Uma descrição detalhada dos ensaios é apresentada na Tabela VIII.

Na etapa "cleaner" foram coletadas amostras da alimentação, concentrado, rejeito e drenado (no caso da coluna modificada) durante um período de 5 minutos.

As amostras foram filtradas à vácuo, secas e quarteadas para análise de chumbo e zinco por espectrofotometria de Absorção Atômica.

Tabela VIII. Descrição do projeto fatorial empregado no estudo experimental de flotação em coluna convencional (reta).

ZONA DE ESPUMA (cm)	VELOCIDADE DO AR (cm/min)	ÁGUA DE LAVAGEM (ml/min)
40	0,338	80 , 100 e 140
	0,678	80 , 100 e 140
	1,014	80 , 100 e 140
	1,352	80 , 100 e 140
65	0,338	80 , 100 e 140
	0,678	80 , 100 e 140
	1,014	80 , 100 e 140
	1,352	80 , 100 e 140

### 3.2.2.3 Estudos de flotação em coluna modificada

Esta coluna foi inicialmente projetada por Falutsu e Dobby [48, 71], para determinar e caracterizar o material que retorna da zona de espuma à zona de coleção como material drenado, "drop back". O desenho modificado pelo LTM (Laboratório de Tecnologia Mineral) segue alterações na geometria, uso dos parâmetros operacionais e aplicação prática a sistemas minerais. As Figuras 21 e 22 apresentam uma representação esquemática da coluna modificada.

O objetivo básico desta coluna é a separação seletiva do material drenado da espuma, pelo qual recebe o nome de "coluna de três produtos", concentrado, drenado e rejeito.

A coluna possui o mesmo diâmetro interno da coluna convencional, contendo módulos de altura variável, ajustáveis entre si até altura de 4 m.

A partir da utilização combinada destes módulos pode-se variar as alturas de zona de coleção e zona intermediária.

A operação é bastante semelhante à da coluna convencional, a alimentação da polpa é introduzida da mesma forma, e são utilizados os mesmos equipamentos, acrescentando-se uma terceira bomba acoplada a um motovariador para o produto drenado.

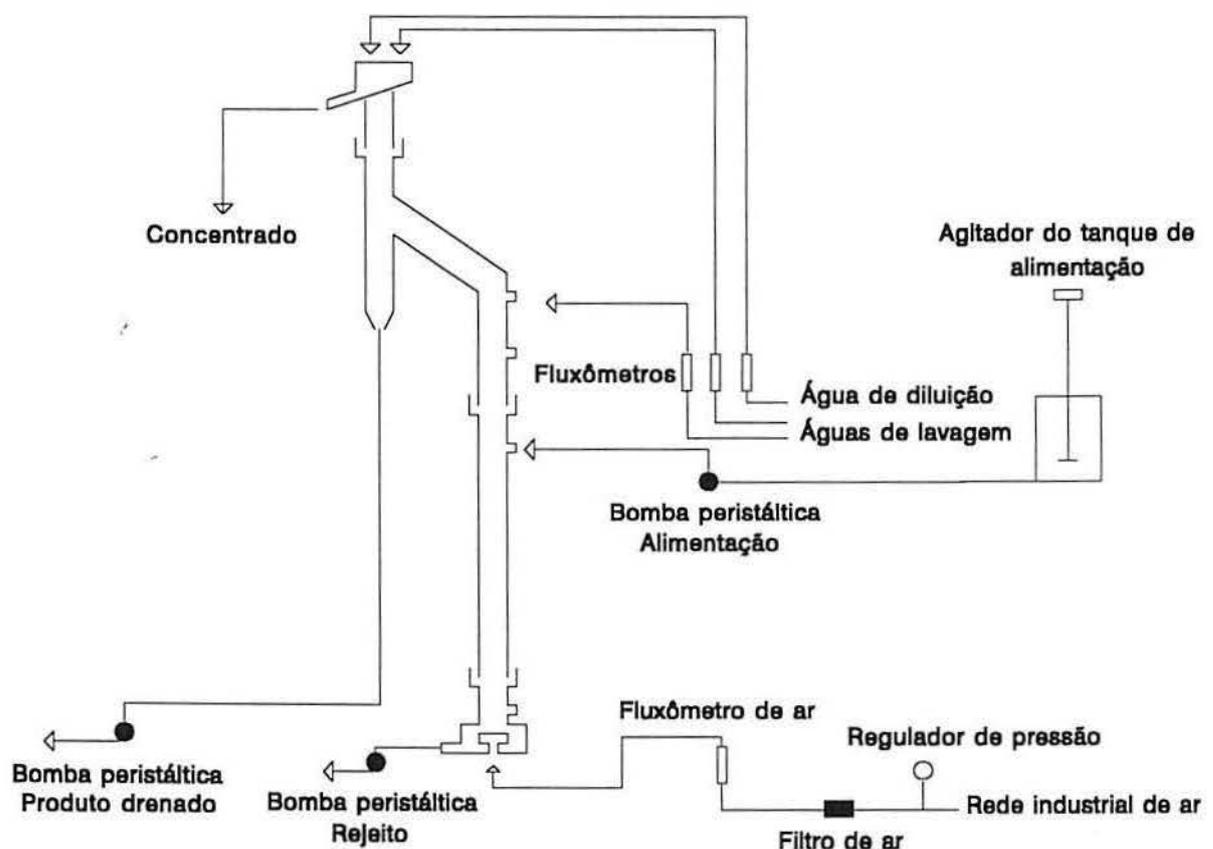


Figura 21. Coluna de flotação modificada, disposição de equipamentos.

Nesta coluna se adicionam duas águas de lavagem. A água de lavagem I cumpre a função de drenagem de partículas arrastadas até a espuma e a água de lavagem II é introduzida na parte superior do tubo II (Figura 22) e visa evitar o arraste de partículas hidrofílicas (ganga) antes que estas entrem na zona de espuma e manter o "bias" positivo. O fluxo de água é controlado também por um rotâmetro da marca Omel.

De um modo geral, na coluna modificada distinguem-se 5 zonas.

- Zona de coleção, situada entre o borbulhador e o ponto de alimentação, (tubo 3), de comprimento variável.
- Zona de lavagem ou intermediária, colocada entre o ponto de alimentação e o ponto de adição da água de lavagem II (tubo 3) de comprimento variável.
- Zona de inflexão, entre o ponto de adição da água de lavagem II e a parte superior do tubo 2.
- Zona de partículas drenadas, disposta entre a parte superior do tubo II e extremo inferior do tubo 1.
- Zona de limpeza, localizada entre a parte superior da coluna (tubo 1) e o extremo superior do tubo 2.

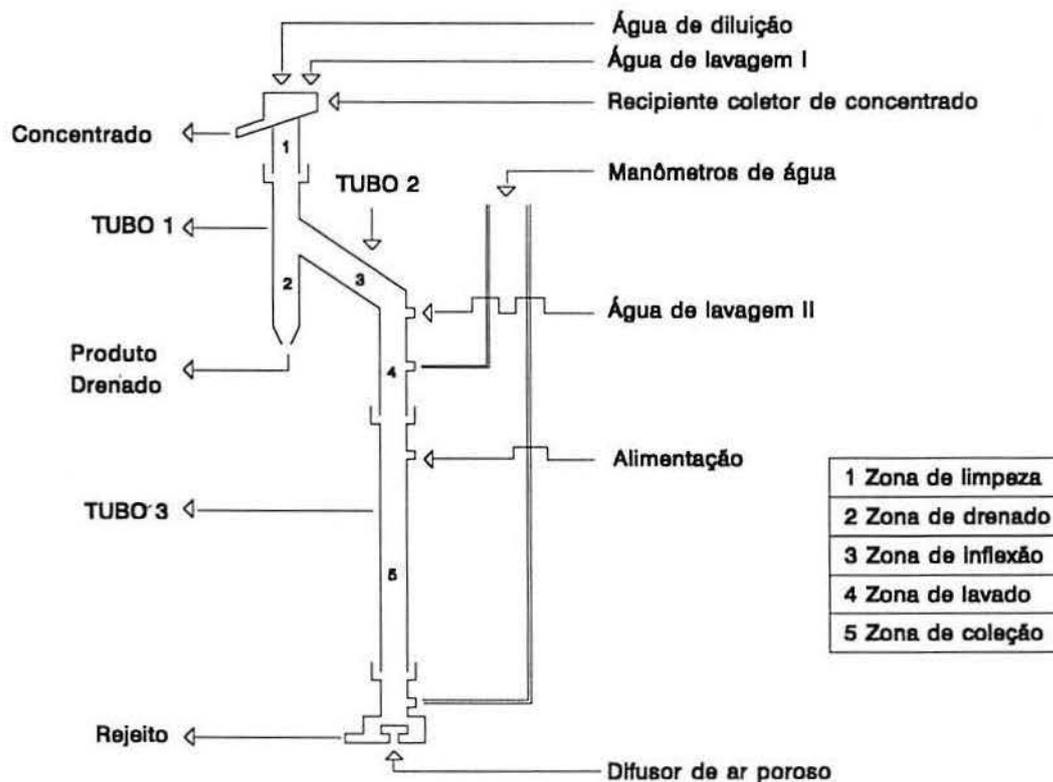


Figura 22. Coluna de flotação modificada do LTM-UFRGS.

A Tabela IX apresenta as dimensões das distintas zonas da coluna empregada no estudo da flotação dos sulfetos metálicos da jazida de Santa Maria.

Tabela IX - Dimensões dos parâmetros de desenho da coluna de flotação em estudo.

ZONA DE COLEÇÃO (cm)	ZONA INTERMEDIÁRIA (cm)	ZONA DE ESPUMA (cm)
130	90	65
130	30	65
70	90	65
70	30	65

Na Tabela X são descritas as condições (vazões de ar e água) utilizadas nos estudos em coluna

Tabela X - Descrição do projeto fatorial empregado no estudo experimental de flotação limpeza de sulfetos de chumbo e zinco em coluna modificada.

ZONA DE COLEÇÃO (cm)	ZONA INTERMEDIÁRIA (cm)	VAZÃO DE AR (nl/min)	ÁGUA DE LAVAGEM (ml/min)
130	90	0,1	40 , 80 e 100
		0,2	40 , 80 e 100
		0,3	40 , 80 e 100
		0,4	40 , 80 e 100
130	30	0,1	80
		0,2	80
		0,3	80
		0,4	80
70	90	0,1	80
		0,2	80
		0,3	80
		0,4	80
70	30	0,1	80
		0,2	80
		0,3	80
		0,4	80

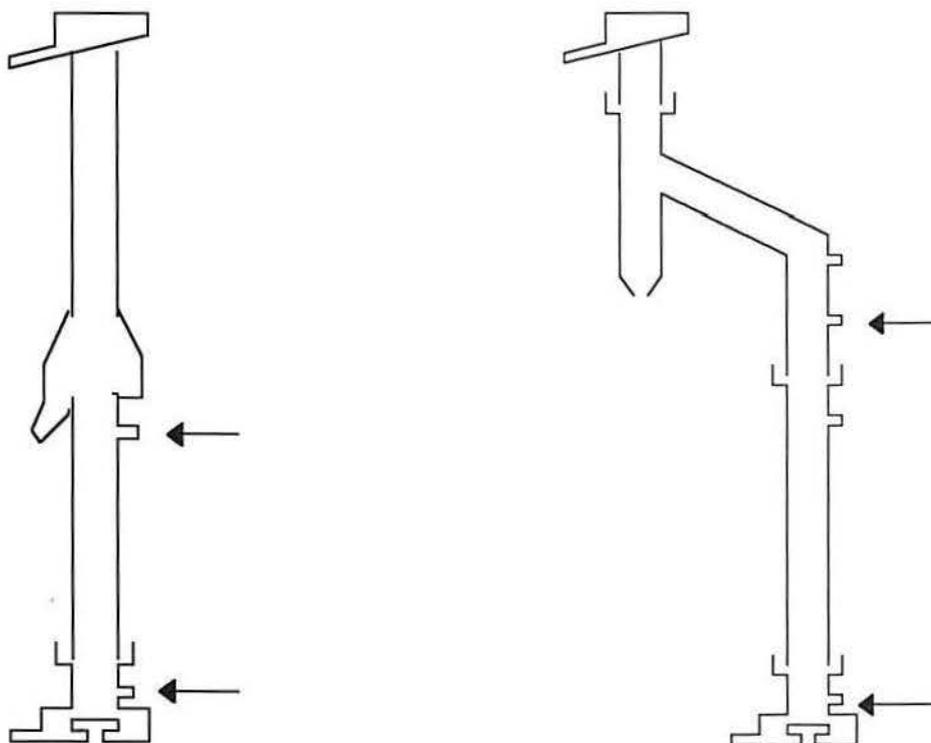
### Medidas de "hold-up"

A determinação do "hold-up" do ar foi realizada através da metodologia descrita por Dobby [71], citado em Rodriguez [55].

Esta técnica consiste em determinar a diferença de pressão existente entre dois pontos através da diferença de níveis entre dois manômetros de água colocados lateralmente à minicoluna, no mesmo nível de cada ponto escolhido (Figura 23).

As medições não foram feitas com água e espumante na concentração desejada, como em outros estudos [93]. O "hold-up" do ar foi medido com a própria suspensão (polpa), uma vez que não se adiciona espumante na alimentação da coluna nos ensaios padrão.

Para cada vazão de ar foi realizada uma leitura nos manômetros logo após o sistema entrar em regime constante. Estas medições foram realizadas em ambas as colunas.



Coluna Convencional

Coluna Modificada

Figura 23. Sistema para medidas de "hold-up" em colunas de flotação.

### Avaliação de parâmetros cinéticos

A metodologia utilizada na determinação das constantes cinéticas e recuperação da zona de espuma foi descrita originalmente por Falutsu et al [48] e utilizada também por Rodriguez [55] em estudos de flotação de fluorita.

Esta consiste em utilizar a coluna modificada e realizar ensaios com a concentração de sólidos de 10% e 15%, em três níveis de aeração para uma mesma zona de espuma (65 cm). Estas últimas foram condições experimentais médias e/ou ótimas em termos de performance.

As condições de operação dos ensaios foram as seguintes:

Vazão da alimentação: 250 ml/min

Velocidade superficial do ar (cm/s): 0,338; 0,678; 1,014 (três níveis)

Vazão da segunda água de lavagem: 80 ml/min

Altura da zona de coleção: 70 cm

Altura da zona intermediária: 90 cm

Vazão "drop" ou produto drenado: 100 ml/min, aproximadamente.

As amostras do concentrado, rejeito e drenado foram coletadas de forma simultânea e submetidas à análise granulométrica e química.

Os resultados das recuperações por faixa granulométrica, os valores das condições de operação, as características da alimentação e do sólido, "hold-up", entre outros, serviram de base para o cálculo das constantes cinéticas e das recuperações da zona de espuma empregando rotinas computacionais. A descrição completa desta rotina encontra-se no anexo II.

### **3.2.3 Metodologia de avaliação de metais pesados em efluentes dos circuitos de flotação.**

Foi analisada a presença de íons metálicos (chumbo e zinco) nas águas associadas aos concentrados-coluna e rejeito "rougher" (principal efluente).

Estas águas foram enviadas como tal ou filtradas em papel filtro qualitativo (marca Reagen) e enviadas para análise juntamente com o efluente original para posterior comparação.

A análise dos elementos chumbo e zinco foi realizada pelo método de espectrofotometria de Absorção Atômica.

## 4. RESULTADOS E DISCUSSÃO:

### 4.1. Estudos de flotação em escala de bancada

Foram realizados diversos estudos de flotação dos sulfetos de chumbo e zinco, com concentrações variadas de coletor (amilxantato), espumante (óleo de pinho) e sulfato de cobre como ativador. Os melhores resultados são apresentados nas Figuras 24 e 25.

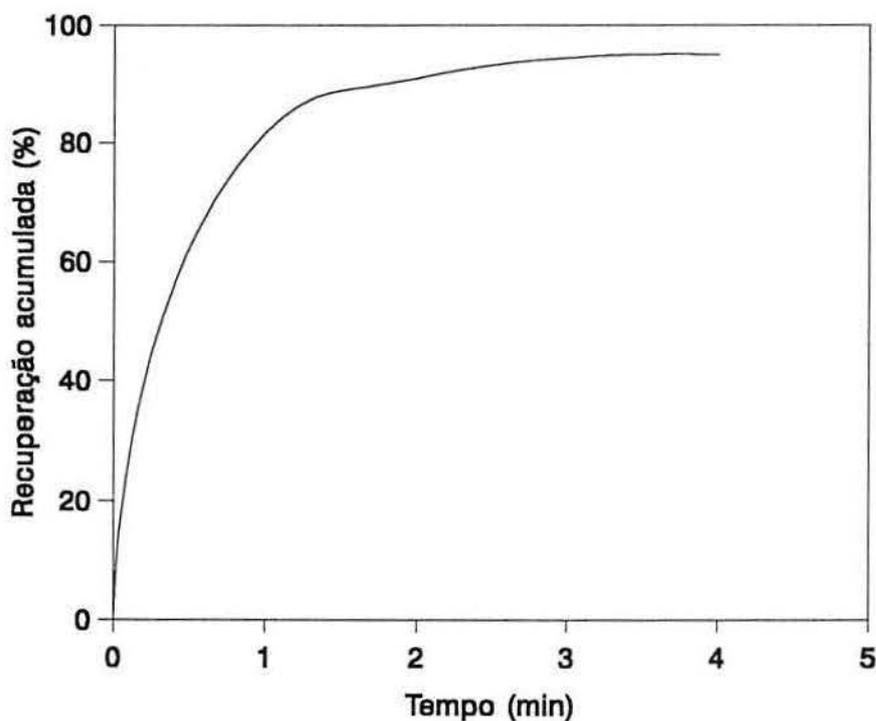


Figura 24. Recuperação acumulada de sulfetos na flotação primária em escala de bancada. Condições: 40 g/t de amilxantato, 50 g/t de óleo de pinho e sulfato de cobre na concentração de 100 g/t.

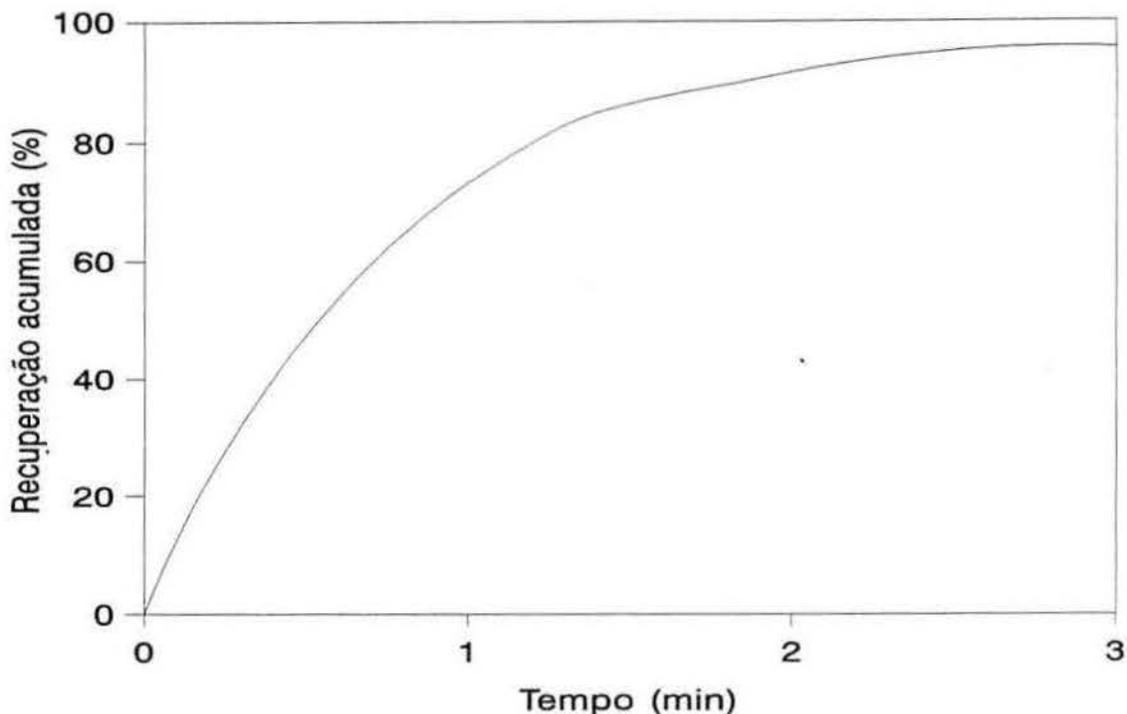


Figura 25. Recuperação acumulada de sulfetos na flotação de limpeza em escala de bancada.

Essas Figuras mostram que a maior quantidade do material de valor é recuperada no primeiro minuto de flotação, para ambos estágios, o que demonstra a elevada cinética da flotação dos sulfetos de chumbo e zinco, com o coletor do tipo xantato.

Por outro lado, a cinética de separação dos sulfetos por flotação no estágio "rougher" foi mais elevada, fato que pode ser devido ao efeito de diluição ou à dessorção do coletor na flotação limpeza. Por este motivo, nos cálculos de modelamento serão considerados dois valores para a constante cinética, um valor baixo, obtido na unidade piloto e outro, referencial, do circuito "rougher".

A Tabela XI resume os parâmetros cinéticos de flotação dos sulfetos de chumbo e zinco de acordo com o modelo de Garcia Zuñiga [26]. Esse modelo, comparado com outros, apresentou o melhor ajuste aos dados experimentais (erro de ajuste da ordem de 0,03 para ambos os estágios).

Tabela XI. Parâmetros cinéticos de flotação utilizando o modelo de Garcia-Zuñiga.

Etapa	$k$ (1/min)	$R_{\text{infinito}}$ (%)
"rougher"	1,92	95,24
"cleaner"	1,30	96,26

## 4.2. Estudos de flotação primária em escala piloto.

### Parâmetros de separação

De um modo geral, os resultados obtidos mostraram uma alta recuperação dos sulfetos metálicos, incluindo a blenda ativada com os íons cobre. Estes valores são consequência de diversos fatores, entre os quais destacam-se a flotabilidade natural característica dos sulfetos metálicos, a dosagem ótima de reagentes utilizada, estabelecida previamente nos estudos de bancada e o alto grau de arraste observado neste circuito.

A Tabela XII apresenta os valores médios de teor e recuperação de sulfetos, grau de enriquecimento (G.E.)\*, grau de arraste bem como a flotação verdadeira\*\* obtidos para o circuito em questão.

Tabela XII. Parâmetros de separação da flotação primária piloto dos sulfetos em estudo. Condições: pH 10-11; 40 g/t de amil xantato; 100 g/t de sulfato de cobre; 50 g/t de óleo de pinho.

G.E.	6,1
Teor de sulfeto (%)	49
Recuperação de sulfetos (%)	94
Flotação verdadeira (%)	34
Grau de arraste	0,78

\* Grau de enriquecimento, G.E. = teor do concentrado / teor da alimentação

\*\* Flotação real ou verdadeira, ou flotação por adesão bolha-partícula, exclusivamente.

Apesar dos altos valores de enriquecimento obtidos neste estudo piloto, verifica-se que o coeficiente de arraste é alto e a flotação verdadeira bastante baixa, menor que alguns valores já reportados por outros pesquisadores, para sulfetos de cobre e molibdênio [94].

Estes valores de arraste são provavelmente causados pelo mal funcionamento do sistema de aeração (variação no nível de ar) ou pelo tamanho pequeno das partículas sulfetadas. Isto também explica a baixa flotação destas partículas por adesão (bolha-partícula).

Não foi possível determinar os parâmetros cinéticos na escala piloto, pois não se obteve um ajuste satisfatório dos dados experimentais aos modelos matemáticos existentes.

### 4.3. Estudos de flotação em coluna convencional.

Os resultados dos estudos de flotação dos sulfetos metálicos, estágio limpeza, bem como as variáveis utilizadas nos mesmos, são apresentados nas Tabelas XIII e XIV.

As recuperações globais obtidas foram consideravelmente altas, comparadas às obtidas no estágio de flotação "rougher". Esses valores mostram a resistência das unidades bolha-partícula ao processo de drenagem/lavagem dentro da fase espuma.

Além disso, os valores de recuperação dependem dos parâmetros de desenho das colunas, especificamente em relação à altura da zona de coleção, que determina o tempo de residência das partículas na célula.

Em termos de enriquecimento, os valores obtidos variaram em torno de 1,5, o que permitiu, em uma só etapa de flotação "cleaner", atingir o objetivo proposto de obter um concentrado com um teor mínimo 70% de sulfetos.

A boa performance da flotação em coluna resulta de uma boa combinação entre um sistema adequado à flotação, como os sulfetos, e as características do equipamento, que possui um sistema de drenagem das partículas ultrafinas/argilosas de ganga que foram arrastadas hidraulicamente na etapa "rougher".

Por outro lado, diferentes níveis de aeração, i.e. velocidade superficial do ar, não influenciaram na performance da flotação em termos de teor, recuperação ou enriquecimento (Tabelas XIII, XIV), o que valoriza o efeito de lavagem em colunas de espuma.

Tabela XIII. Flotação de limpeza de sulfetos de chumbo e zinco em coluna convencional. Efeito da vazão de água de lavagem e fluxo de ar. Altura de espuma 65 cm.

VELOCIDADE DO AR (cm/s)	VAZÃO DE ÁGUA DE LAVAGEM (ml/min)	TEOR DE SULFETOS NO CONCENTRADO (%)	RECUPERAÇÃO DE SULFETOS (%)	G.E.
1,352	80	69,74	98,6	1,44
1,352	100	72,01	98,5	1,49
1,352	140	76,25	98,0	1,58
1,014	80	70,20	96,0	1,52
1,014	100	71,68	93,0	1,51
1,014	140	73,86	93,2	1,55
0,678	80	66,24	98,0	1,32
0,678	100	69,16	97,3	1,37
0,678	140	69,00	95,6	1,37
0,338	80	70,16	98,3	1,49
0,338	100	73,00	96,9	1,55
0,338	140	74,28	98,8	1,58

De acordo com Yoon e colaboradores [93], aumentos na velocidade do ar aumentam o arraste de partículas ultrafinas de ganga. Nesse caso, a ação de lavagem da espuma mineralizada é muito eficiente, permitindo a drenagem do material de ganga. Porém, os sulfetos de chumbo e zinco flotados são muito hidrofóbicos resultando em uma adesão forte às bolhas, o que impede a drenagem da espuma.

Tabela XIV. Flotação de limpeza de sulfetos de chumbo e zinco em coluna convencional. Efeito da vazão de água de lavagem e fluxo de ar. Altura de espuma 40 cm.

VELOCIDADE DO AR (cm/s)	VAZÃO DE ÁGUA DE LAVAGEM (ml/min)	TEOR DE SULFETOS NO CONCENTRADO (%)	RECUPERAÇÃO DE SULFETOS (%)	G.E.
1,352	80	70,65	97,0	1,50
1,352	100	69,01	96,5	1,58
1,352	140	68,30	96,0	1,55
1,014	80	72,45	97,8	1,53
1,014	100	75,73	97,5	1,60
1,014	140	71,67	97,2	1,52
0,678	80	70,33	94,3	1,45
0,678	100	62,55	94,8	1,29
0,678	140	78,55	93,7	1,63
0,338	80	66,35	97,3	1,40
0,338	100	68,57	97,4	1,45
0,338	140	68,75	95,9	1,45

As recuperações apresentaram uma variação bastante pequena em função da aeração pelo fato de que na flotação limpeza o material é refltado, ou seja, já possui uma flotabilidade natural muito elevada.

Entretanto, nessas mesmas Tabelas, pode-se observar que com o aumento da vazão de água de lavagem há uma pequena redução na recuperação, para todas as vazões de ar empregadas e ambas zonas de espuma. Isto ocorre porque o aumento do fluxo de água de lavagem possibilita uma maior drenagem de partículas mistas ou finos, reduzindo assim a recuperação.

Pela forma como se apresentaram os graus de enriquecimento para os concentrados de ambas as zonas de espuma, também se observa que não houve variação significativa. Finch [59] reporta que a altura de espuma não possui um efeito significativo na eficiência do processo, desde que haja uma boa distribuição da água de lavagem.

#### 4.4. Estudos em coluna modificada

O desempenho da coluna de flotação modificada como unidade de flotação limpeza de sulfetos de chumbo e zinco foi analisado estudando-se o efeito de algumas variáveis de desenho e operação. Seus resultados foram avaliados pelos valores dos teores e recuperações de ambos os sulfetos.

A avaliação comparativa entre ambas colunas (Tabela XV) mostrou que a coluna de flotação modificada apresentou maior eficiência em termos de teor do que a coluna convencional (teores da ordem de 80%). Os valores de recuperação apresentaram um pequeno decréscimo em relação à coluna reta mas permaneceram acima de noventa pontos percentuais, acima de 94%, resultados bastante satisfatórios.

Tabela XV. Resultados comparativos de flotação de sulfetos em colunas convencional e modificada em termos de recuperação e teor. Coluna modificada com zona de coleção baixa e zona intermediária alta, 90 cm.

VELOCIDADE DO AR (cm/s)	COLUNA RETA		COLUNA MODIFICADA	
	R (%)	Teor (%)	R (%)	Teor (%)
0,338	98,50	72,01	95,19	80,29
0,678	93,50	71,68	93,25	78,03
1,014	97,30	69,16	94,60	82,00
1,352	96,90	73,00	93,93	0,70

#### Influência dos parâmetros de desenho

A melhor eficiência obtida, como separação de sulfetos, refere-se a um desenho de coluna com zona intermediária alta e zona de coleção baixa (vide Tabelas XVI-XX). Resultados similares foram obtidos na flotação de finos de fluorita [95], com a mesma coluna.

Tabela XVI. Flotação de sulfetos de chumbo e zinco em coluna modificada. Efeito da aeração nos parâmetros de separação no produto concentrado (C) e drenado (D). Coluna com zona intermediária alta e zona de coleção baixa.

VELOCIDADE DO AR (cm/s)	TEOR DE SULFETOS (%)		RECUPERAÇÃO DE SULFETOS (%)	
	C	D	C	D
0,338	80,3	10,7	95,2	4,8
0,678	78,0	9,6	93,2	4,6
1,014	82,0	7,4	94,6	1,5
1,352	80,7	8,5	93,9	2,6

Tabela XVII.- Flotação de sulfetos de chumbo e zinco em coluna modificada. Efeito da aeração nos parâmetros de separação no produto concentrado e drenado. Coluna com zona intermediária e de coleção baixas.

VELOCIDADE DO AR (cm/s)	TEOR DE SULFETOS (%)		RECUPERAÇÃO DE SULFETOS (%)	
	C	D	C	D
0,338	71,3	13,5	94,0	4,1
0,678	69,9	15,9	93,0	2,6
1,014	73,0	15,5	86,6	5,3
1,352	71,2	15,2	92,5	3,9

Tabela XVIII. Flotação de sulfetos de chumbo e zinco em coluna modificada. Efeito da aeração nos parâmetros de separação no produto concentrado. Coluna com zona intermediária baixa e zona de coleção alta.

VELOCIDADE DO AR (cm/s)	TEOR DE SULFETOS (%)		RECUPERAÇÃO DE SULFETOS (%)	
	C	D	C	D
0,338	69,8	14,8	90,4	6,5
0,678	68,3	22,9	88,2	9,4
1,014	60,4	21,3	91,2	7,1
1,352	60,2	21,9	89,8	8,0

Esses resultados podem ser explicados com base nos seguintes argumentos:

1. A água de lavagem II, nesta coluna, faz uma "pré-lavagem" do material antes que este entre na zona de espuma, drenando principalmente partículas de ganga hidrofílicas e partículas mistas debilmente aderidas às bolhas, o que traz como consequência um incremento no teor [55, 95].

2. O produto drenado da fase espuma não se acumula na interface polpa-espuma, como no caso da coluna reta, fazendo com que a zona de coleção fique isenta deste material (mistos e ultrafinos de ganga) que apresenta uma aleatoriedade em sua distribuição [95]. A polpa torna-se menos densa e menos viscosa, isto traz como consequência um aumento do "hold-up" de gás e uma diminuição do diâmetro médio e aumento do número de bolhas.

3. A zona de coleção curta deste desenho de coluna possibilita maiores recuperações, já que a redução da pressão exercida sobre o borbulhador, como consequência da redução da altura da zona de coleção pode fazer com que haja um aumento do número de bolhas com diâmetros menores dentro da coluna. Com isto, apesar da redução do tempo de residência das partículas na coluna menor, há um aumento da recuperação do material que pode ser flotado, pois a eficiência de coleção está sendo beneficiada pela redução do diâmetro das bolhas. Na zona intermediária também é possível a recuperação de frações não recuperadas na zona de coleção.

Ainda, para este desenho de coluna, há uma melhor distribuição da segunda água de lavagem em função do tamanho da zona intermediária, possibilitando a obtenção de concentrados mais limpos.

Entretanto, a Tabela XX mostra que, nas mesmas condições experimentais da Tabela XIX, a qualidade do produto drenado depende da taxa de aeração. Assim, a drenagem das partículas de sulfetos metálicos diminui com o aumento da taxa de aeração. Desta forma, tanto a recuperação como os teores deste terceiro produto são menores para velocidades do ar superiores a 1 cm/s.

Esses resultados e outros obtidos em outras condições, mostram que neste tipo de coluna e em sistemas com alto grau de liberação, a drenagem determina os parâmetros de separação e as características da qualidade do concentrado. Por outro lado, isto somente é possível com uma zona intermediária operando em condições ideais.

Estudando-se as diferentes combinações entre variáveis de desenho, não observou-se uma boa performance em termos de recuperação e teor, excessão feita à coluna com zona de coleção baixa e zona intermediária alta, como discutido acima.

Tabela XIX. Flotação de sulfetos de chumbo e zinco em coluna modificada. Efeito da aeração e vazão da segunda água de lavagem nos parâmetros de separação no produto concentrado. Coluna com zona intermediária e de coleção altas.

VELOCIDADE DO AR (cm/s)	VAZÃO DA SEGUNDA ÁGUA DE LAVAGEM (ml/min)					
	40		80		100	
	Teor (%)	R (%)	Teor (%)	R (%)	Teor (%)	R (%)
0,338	70,14	87,00	71,50	90,50	69,29	86,90
0,678	74,03	90,12	71,15	93,25	71,20	89,50
1,014	72,70	92,95	75,35	90,40	77,58	90,13
1,352	70,96	86,30	71,57	84,30	72,71	84,18

Tabela XX. Flotação de sulfetos de chumbo e zinco em coluna modificada. Efeito da aeração e vazão da segunda água de lavagem nos parâmetros de separação no produto drenado. Coluna com zona intermediária e de coleção altas.

VELOCIDADE DO AR (cm/s)	VAZÃO DA SEGUNDA ÁGUA DE LAVAGEM (ml/min)					
	40		80		100	
	Teor (%)	R (%)	Teor (%)	R (%)	Teor (%)	R (%)
0,338	13,90	7,50	14,50	7,00	19,50	10,30
0,678	19,46	6,69	13,22	5,20	15,10	7,02
1,014	13,35	4,92	18,64	7,10	23,75	8,20
1,352	16,20	9,50	19,90	12,10	18,30	11,95

No caso da coluna comprida (Tabela XIX) as recuperações foram da ordem de 86 a 90% em média, menores do que as da coluna mais eficiente (zona de coleção baixa e zona intermediária alta). Isso se deve ao aumento de pressão sobre o borbulhador devido à maior zona de coleção.

No caso das colunas curta (Tabela XVII) e coluna com zona intermediária curta e coleção alta (Tabela XVIII), a má performance em termos de teor (da ordem de 60 a 71%, aproximadamente) se deve, provavelmente, à ação ineficiente da segunda água de lavagem devido à zona intermediária reduzida.

Entre as variáveis operacionais a aeração apresenta um efeito mais pronunciado que o fluxo de água de lavagem, embora ambos não sejam fatores significativos.

Para a coluna com zona de coleção alta e zona intermediária baixa, o efeito da velocidade do ar é mais pronunciado que para as demais colunas estudadas. Para os níveis mais altos de aeração, os teores foram consideravelmente mais baixos.

No caso da segunda água de lavagem, embora as variações não tenham sido muito significativas (Tabelas XIX e XX), para a coluna comprida foi encontrado um valor ótimo na vazão de 80 ml/min.

Isto era esperado, uma vez que vazões muito baixas de água podem ser insuficientes para drenagem, mas vazões muito altas podem ocasionar uma contra-pressão sobre o borbulhador, podendo romper agregados bolha-partícula débeis.

Os resultados discutidos acima permitem afirmar que variações no desenho da coluna tem maior influência no processo que as variáveis operacionais.

#### **4.5. Análise de alternativas**

Em função dos resultados obtidos neste estudo e considerando a disponibilidade de um circuito de flotação primária, composto de 10 células Wemco 500 na CBC [40], o dimensionamento de uma unidade de beneficiamento é analisado em termos de um processo de flotação "bulk" dos sulfetos de zinco e chumbo, seguido de uma flotação limpeza dos concentrados primários.

As alternativas possíveis dependem da utilização/adaptação da atual usina de cobre, como um todo, e da real necessidade de uma flotação de limpeza em coluna.

Por esses motivos, a análise é centrada nos dois seguintes aspectos:

- Alternativa 1. Fluxograma de beneficiamento com células de flotação convencionais.
- Alternativa 2. Fluxograma de beneficiamento com flotação primária em células convencionais e flotação limpeza em colunas (modificada ou convencional).

#### 4.5.1 Alternativa 1

Em função da qualidade dos resultados de flotação em escala piloto, foram, para efeitos de modelamento, utilizados os dados obtidos em escala de bancada.

O circuito de flotação foi dimensionado aplicando o modelo de Garcia-Zuñiga para flotação contínua de acordo com Sepúlveda e Gutierrez [26]. Este modelo é baseado na seguinte equação:

$$R = R_{\text{inf}} \left( 1 - \frac{1}{(1 + k\lambda)^n} \right) \quad (4.1)$$

onde:

R = recuperação

$R_{\text{inf}}$  = recuperação a tempo infinito

k = constante cinética dos sulfetos

$\lambda$  = tempo de residência médio das células

= volume efetivo ( $V_{\text{ef}}$ ) / vazão de polpa (Q)

n = número de células

##### 4.5.1.1 Dimensionamento do circuito de flotação primária

O circuito de flotação primária, para uma capacidade 100 toneladas por hora (tph ou t/h), foi determinado fazendo as seguintes considerações:

1. São usados os valores de k e  $R_{\text{inf}}$  já citados na Tabela XI ( $k = 1,92 \text{ min}^{-1}$  e  $R_{\text{inf}} = 95,24 \%$ ). O fator de correção para as constantes cinéticas de flotação em escala de laboratório para industrial foi de 1.35, ou seja,  $1,92 / 1,35 = 1,44 \text{ min}^{-1}$ . Este fator é proposto por Sepúlveda e Gutierrez, baseado em estudos realizados para sulfetos metálicos no CIMM, Santiago do Chile [26].

2. O volume total das células Wemco 500 é de aproximadamente  $14,2 \text{ m}^3$  e o volume efetivo (volume total do reator menos volume sistema de agitação e do ar) foi variado entre  $7,10 \text{ m}^3$  e  $9,94 \text{ m}^3$  (por célula).

3. A densidade de sólidos foi variada entre 2,3 (Tabela XXI) e  $2,9 \text{ g/cm}^3$  (Tabela XXII).

4. A concentração de sólidos em peso foi variada entre 25 e 40 %.

Tabela XXI. Dimensionamento do circuito de flotação "rougher" para vários volumes efetivos por célula, vazões volumétricas e concentrações de sólidos da polpa. Densidade do minério = 2,3 g/cm<sup>3</sup>.

$$V_{ef}=7,10 \text{ m}^3$$

Nº DE CÉLULAS	RECUPERAÇÃO ACUMULADA			
	Q=343,48 m <sup>3</sup> /h 25% Sólidos	Q=276,81 m <sup>3</sup> /h 30% Sólidos	Q=229,19 m <sup>3</sup> /h 35% Sólidos	Q=193,48 m <sup>3</sup> /h 40% Sólidos
3	90,8	92,4	93,3	93,9
4	93,7	94,3	94,7	94,9
5	94,7	95,0	95,1	95,2
6	95,0	95,1	95,2	95,2

$$V_{ef}=8,52 \text{ m}^3$$

Nº DE CÉLULAS	RECUPERAÇÃO ACUMULADA			
	Q=343,48 m <sup>3</sup> /h 25% Sólidos	Q=276,81 m <sup>3</sup> /h 30% Sólidos	Q=229,19 m <sup>3</sup> /h 35% Sólidos	Q=193,48 m <sup>3</sup> /h 40% Sólidos
3	92,2	93,3	94,0	94,4
4	94,3	94,7	94,9	95,1
5	94,9	95,1	95,2	95,2
6	95,1	95,2	95,2	95,2

$$V_{ef}=9,94 \text{ m}^3$$

Nº DE CÉLULAS	RECUPERAÇÃO ACUMULADA			
	Q=343,48 m <sup>3</sup> /h 25% Sólidos	Q=276,81 m <sup>3</sup> /h 30% Sólidos	Q=229,19 m <sup>3</sup> /h 35% Sólidos	Q=193,48 m <sup>3</sup> /h 40% Sólidos
3	93,0	93,9	94,3	94,6
4	94,6	94,9	95,0	95,1
5	95,1	95,2	95,2	95,2
6	95,2	95,2	95,2	95,2

Tabela XXII. Dimensionamento do circuito de flotação "rougher" para vários volumes efetivos por célula, vazões volumétricas e concentrações de sólidos da polpa. Densidade do minério = 2,9 g/cm<sup>3</sup>.

$$V_{ef}=7,10 \text{ m}^3$$

Nº DE CÉLULAS	RECUPERAÇÃO ACUMULADA			
	Q=334,48 m <sup>3</sup> /h 25% Sólidos	Q=267,81 m <sup>3</sup> /h 30% Sólidos	Q=220,19 m <sup>3</sup> /h 35% Sólidos	Q=184,48 m <sup>3</sup> /h 40% Sólidos
3	91,1	92,6	93,5	94,1
4	93,8	94,4	94,8	95,0
5	94,7	95,0	95,1	95,2
6	95,1	95,2	95,2	95,2

$$V_{ef}=8,52 \text{ m}^3$$

Nº DE CÉLULAS	RECUPERAÇÃO ACUMULADA			
	Q=334,48 m <sup>3</sup> /h 25% Sólidos	Q=267,81 m <sup>3</sup> /h 30% Sólidos	Q=220,19 m <sup>3</sup> /h 35% Sólidos	Q=184,48 m <sup>3</sup> /h 40% Sólidos
3	92,3	93,4	94,1	94,5
4	94,3	94,8	95,0	95,1
5	95,0	95,1	95,2	95,2
6	95,1	95,2	95,2	95,2

$$V_{ef}=9,94 \text{ m}^3$$

Nº DE CÉLULAS	RECUPERAÇÃO ACUMULADA			
	Q=334,48 m <sup>3</sup> /h 25% Sólidos	Q=267,81 m <sup>3</sup> /h 30% Sólidos	Q=220,19 m <sup>3</sup> /h 35% Sólidos	Q=184,48 m <sup>3</sup> /h 40% Sólidos
3	93,1	94,0	94,4	94,7
4	94,6	94,9	95,1	95,1
5	95,1	95,2	95,2	95,2
6	95,2	95,2	95,2	95,2

#### 4.5.1.2 Dimensionamento do circuito de flotação limpeza em células convencionais

Os dados de flotação de limpeza de concentrados de sulfetos metálicos foram obtidos em nível de bancada e apresentaram os parâmetros cinéticos descritos na Tabela XI.

O modelamento é proposto em base a disponibilidade de células Denver de 2,8 m<sup>3</sup> de capacidade nominal empregadas atualmente nos circuitos "cleaner" e "scavenger" do minério de cobre[40].

De acordo com o balanço de massas estimado (Figura 26), o circuito de flotação limpeza deve ser dimensionado para uma capacidade de 14,44 t/h. Esse circuito foi determinado em base as seguintes considerações:

1. O valor de  $k = 1,30 \text{ min}^{-1}$  empregado foi obtido em células de bancada com a alimentação fornecida pela planta piloto.

O fator de correção para a constante cinética no estágio "cleaner" em escala de laboratório para industrial foi de 1,35, tal qual para a etapa desbaste. Portanto, o valor corrigido é  $1,30/1,35 = 0,96 \text{ min}^{-1}$  (Tabela XXIII). Ainda, para efeitos comparativos, é usado um valor ajustado da constante cinética de  $1,44 \text{ min}^{-1}$ , em função da qualidade dos valores obtidos na unidade piloto (Tabela XXIV). Este valor corresponde a uma constante equivalente a utilizada na flotação primária, já que se trata do mesmo material (produto flotado).

2. O volume efetivo das células Denver variou entre 1,40 e 1,96 m<sup>3</sup> por célula.
3. A densidade de sólidos considerada foi 3 g/cm<sup>3</sup>.
4. A concentração de sólidos em peso foi variada entre 15 e 30 %.

Tabela XXIII. Dimensionamento do circuito de flotação "cleaner" para vários volumes efetivos por célula, vazões volumétricas e concentrações de sólidos da polpa. Densidade do minério =  $3 \text{ g/cm}^3$ .  $k = 0,96 \text{ min}^{-1}$ .

$V_{ef}=1,40 \text{ m}^3$

Nº DE CÉLULAS	RECUPERAÇÃO ACUMULADA			
	Q=86,64 m <sup>3</sup> /h 15% Sólidos	Q=62,57 m <sup>3</sup> /h 20% Sólidos	Q=48,13 m <sup>3</sup> /h 25% Sólidos	Q=38,51 m <sup>3</sup> /h 30% Sólidos
3	82,9	88,2	91,2	93,0
4	89,3	92,7	94,4	95,2
5	92,7	94,7	95,6	95,9
6	94,4	95,6	96,0	96,1

$V_{ef}=1,68 \text{ m}^3$

Nº DE CÉLULAS	RECUPERAÇÃO ACUMULADA			
	Q=86,64 m <sup>3</sup> /h 15% Sólidos	Q=62,57 m <sup>3</sup> /h 20% Sólidos	Q=48,13 m <sup>3</sup> /h 25% Sólidos	Q=38,51 m <sup>3</sup> /h 30% Sólidos
3	86,1	90,4	92,7	94,0
4	91,5	94,0	95,1	95,6
5	94,0	95,4	95,9	96,1
6	95,2	95,9	96,1	96,2

$V_{ef}=1,96 \text{ m}^3$

Nº DE CÉLULAS	RECUPERAÇÃO ACUMULADA			
	Q=86,64 m <sup>3</sup> /h 15% Sólidos	Q=62,57 m <sup>3</sup> /h 20% Sólidos	Q=48,13 m <sup>3</sup> /h 25% Sólidos	Q=38,51 m <sup>3</sup> /h 30% Sólidos
3	88,4	91,9	93,7	94,7
4	92,8	94,7	95,5	95,9
5	94,8	95,7	96,0	96,2
6	95,6	96,1	96,2	96,2

Tabela XXIV. Dimensionamento do circuito de flotação "cleaner" para vários volumes efetivos por célula, vazões volumétricas e concentrações de sólidos da polpa. Densidade do minério =  $3 \text{ g/cm}^3$ .  $k = 1,44 \text{ min}^{-1}$ .

$$V_{ef}=1,40 \text{ m}^3$$

Nº DE CÉLULAS	RECUPERAÇÃO ACUMULADA			
	Q=86,64 m <sup>3</sup> /h 15% Sólidos	Q=62,57 m <sup>3</sup> /h 20% Sólidos	Q=48,13 m <sup>3</sup> /h 25% Sólidos	Q=38,51 m <sup>3</sup> /h 30% Sólidos
3	89,3	92,4	94,0	94,9
4	93,3	94,9	95,6	95,9
5	95,0	95,8	96,1	96,2
6	95,7	96,1	96,2	96,2

$$V_{ef}=1,68 \text{ m}^3$$

Nº DE CÉLULAS	RECUPERAÇÃO ACUMULADA			
	Q=86,64 m <sup>3</sup> /h 15% Sólidos	Q=62,57 m <sup>3</sup> /h 20% Sólidos	Q=48,13 m <sup>3</sup> /h 25% Sólidos	Q=38,51 m <sup>3</sup> /h 30% Sólidos
3	91,2	93,6	94,8	95,4
4	94,4	95,5	95,9	96,1
5	95,5	96,0	96,2	96,2
6	96,0	96,2	96,2	96,2

$$V_{ef}=1,96 \text{ m}^3$$

Nº DE CÉLULAS	RECUPERAÇÃO ACUMULADA			
	Q=86,64 m <sup>3</sup> /h 15% Sólidos	Q=62,57 m <sup>3</sup> /h 20% Sólidos	Q=48,13 m <sup>3</sup> /h 25% Sólidos	Q=38,51 m <sup>3</sup> /h 30% Sólidos
3	92,5	94,4	95,2	95,6
4	95,0	95,7	96,0	96,1
5	95,8	96,1	96,2	96,2
6	96,1	96,2	96,2	96,2

#### 4.5.1.3 Balanço de massas

De acordo com os resultados das Tabelas anteriores, foram considerados os seguintes parâmetros no projeto do circuito proposto:

### Circuito de flotação primária:

1. Alimentação de 100 t/h com um minério de densidade de  $2,9 \text{ g/cm}^3$ , teor de sulfetos de 7,6% e 35% de sólidos em peso.

2. Seis (6) células com um volume efetivo de  $8,52 \text{ m}^3$  cada.

Utilizando estes parâmetros obtém-se uma recuperação de sulfetos de 95%. Para este valor de recuperação, os teores obtidos em escala de bancada são da ordem de 58% de sulfetos. Entretanto, foi utilizado como parâmetro um teor menor de aproximadamente 50% de sulfetos, resultado obtido na unidade piloto.

### Circuito de flotação limpeza

1. Alimentação de 14,44 t/h de concentrado primário, com densidade de  $3 \text{ g/cm}^3$ , teor de sulfetos de 50 % e 20 % de sólidos em peso.

2. Considerando o fato de que os resultados obtidos com as duas constantes cinéticas não foram muito diferentes, optou-se pelo uso da menor.

3. Seis (6) células com um volume efetivo de  $1,68 \text{ m}^3$  cada.

Com estes parâmetros obtém-se uma recuperação de sulfetos de 95,9%. Para este valor de recuperação, os teores obtidos em escala de bancada são da ordem de 70,5% de sulfetos.

Sem considerar o material de retorno do "cleaner", o balanço de massas do circuito proposto é o seguinte:

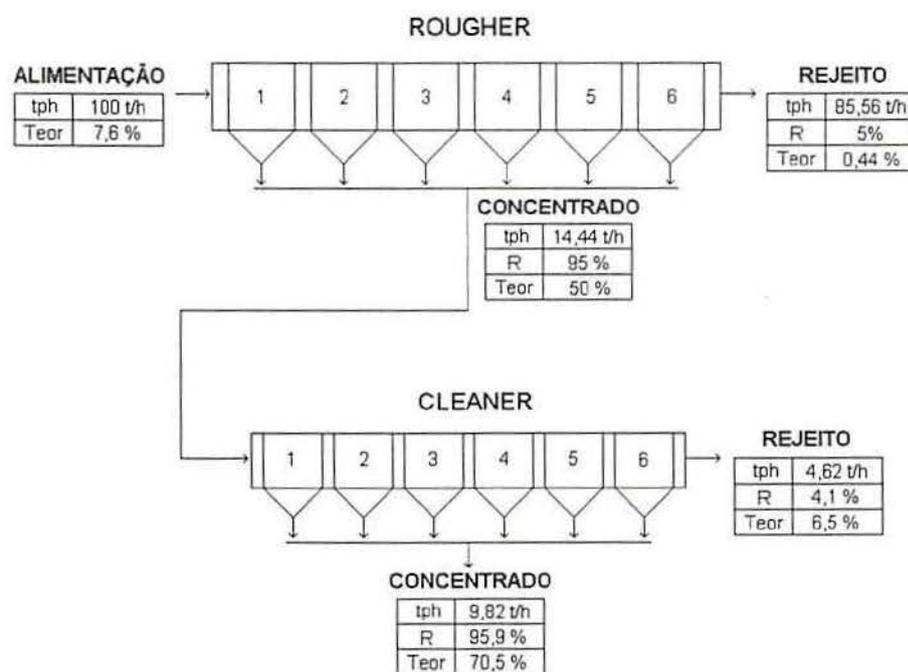


Figura 26. Balanço de massas do circuito proposto na alternativa 1.

## 4.5.2 Alternativa 2

### 4.5.2.1 Circuito de flotação limpeza em colunas convencionais

Na Tabela XXV são apresentados os valores médios das constantes cinéticas ( $k$ ) e valores de recuperação na zona de espuma ( $R_f$ ) por faixa granulométrica da coluna, calculados conforme rotina computacional descrita no anexo II.

Tabela XXV. Parâmetros cinéticos do mineral valioso e da ganga.

FAIXA GRANULOMÉTRICA ( $\mu\text{m}$ )	$k$ (valioso) ( $\text{min}^{-1}$ )	$R_f$ (%)	$k$ (ganga) ( $\text{min}^{-1}$ )
150-88	1,11	77,0	0,03
88-53	1,25	88,9	0,07
53-37	1,71	91,6	0,09
37-0	1,32	93,6	0,25

Em função desses resultados, assumiu-se para o material valioso (global) a constante cinética mais lenta das faixas, enquanto a constante cinética da ganga foi a média ponderada dos valores encontrados. Tais estimativas foram feitas por serem as mais seguras.

Foram utilizados os seguintes dados:

QFW (vazão volumétrica de água) = 1856 l/min

QFS (vazão volumétrica de sólidos) = 80,72 l/min

RT (recuperação total em massa) = 45%

N (número de bases unitárias) = 4 (valor a ser variado nas iterações).

Ac (área da base unitária) = 0,785 m<sup>2</sup>

Jb ("Bias") = 0,2 cm/s

Hc (altura da zona de coleção) = 10 m (valor inicial)

Eg ("hold-up" do gás) = 20%

dc (diâmetro da coluna) = 1 m

Jg (velocidade do gás) = 0,678 cm/s

Kc (constante cinética):  $K_c = 1,11 \text{ min}^{-1}$  (mineral de valor, sulfetos)

$K_c = 0,11 \text{ min}^{-1}$  (ganga)

O dimensionamento da coluna foi feito através de uma rotina computacional (Anexo III).

Após sucessivas iterações, onde variou-se o valor de RT, recuperação total em massa, N, número de bases unitárias e a altura da zona de coleção ( $H_c$ ), concluiu-se que com uma altura de zona de coleção de 10 m, diâmetro da coluna 1m, altura de espuma de 1m e 0,5m para aeração, obtém-se uma recuperação de 94% para o mineral valioso e um teor de 74% de sulfetos.

#### 4.5.2.2 Balanço de massas

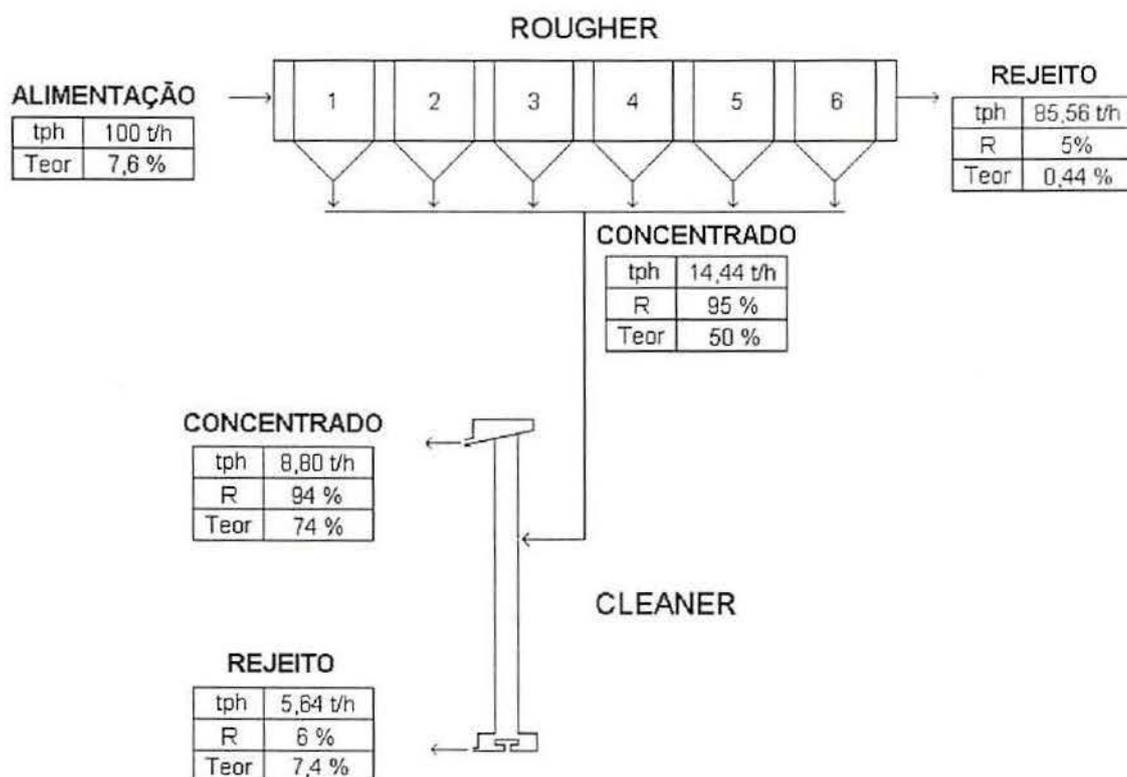


Figura 27. Balanço de massas obtido com o circuito da alternativa 2. Coluna convencional.

Os resultados obtidos em escala piloto mostraram (vide estudos em coluna modificada) que, uma boa opção para a obtenção de um concentrado com maior teor sem uma redução significativa da recuperação, seria a substituição da coluna reta por uma modificada, tendo as mesmas dimensões da coluna reta.

#### 4.6 Dimensionamento da unidade de espessamento

No processamento mineral, o desaguamento é normalmente realizado através de uma combinação dos métodos de sedimentação, filtração e secagem térmica. Grande parte da água é removida por sedimentação ou espessamento, o qual produz uma polpa espessada da ordem de 55-65% de sólidos em peso.

Quanto à operação de espessamento, os maiores custos são de capital, o que torna importante uma seleção criteriosa e correta do tamanho do equipamento a ser utilizado.

O dimensionamento de um espessador pode ser feito por diversos métodos, entre os quais foram selecionados os de Coe-Clevenger [96] e de Kynch [96, 97].

Foram realizados ensaios de sedimentação e, com base nos gráficos altura da interface água-suspensão (h) versus tempo (t) foram determinados os valores de velocidade de sedimentação ( $V_s$ ) e área unitária para várias concentrações dos concentrados finais de chumbo e zinco (Tabela XXVI).

Tabela XXVI - Resultados dos ensaios de sedimentação de concentrados de sulfetos de chumbo e zinco.

SÓLIDOS (%)	MÉTODO DE COE-CLEVENGER	
	$V_s$ (cm/s)	Área unitária (m <sup>2</sup> /ton dia)
20	0,19010	0,0206547
30	0,07083	0,0554059
40	0,03111	0,1261459
50	0,02146	0,1828849

SÓLIDOS (%)	MÉTODO DE KINCH	
	$V_s$ (cm/s)	Área unitária (m <sup>2</sup> /ton dia)
20	0,062	0,0135000
30	0,056	0,0320000
40	0,020	0,1681266
50	0,017	0,2134007

Como o intuito é de aproveitar o espessador atualmente em operação na CBC, realizou-se um estudo comparativo entre o concentrado de cobre e o de chumbo e zinco.

Os resultados obtidos para as suspensões de concentrado de cobre são descritos na Tabela XXVII.

Tabela XXVII. Resultados dos ensaios de sedimentação de concentrados de cobre.

SÓLIDOS (%)	MÉTODO DE COE-CLEVINGER	
	Vs (cm/s)	Área unitária (m <sup>2</sup> /ton dia)
20	0,1216	0,032273
30	0,0642	0,01159
40	0,0228	0,171871
50	0,0148	0,265312

SÓLIDOS (%)	MÉTODO DE KINCH	
	Vs (cm/s)	Área unitária (m <sup>2</sup> /ton dia)
20	0,0416	0,042800
30	0,0246	0,081000
40	0,0181	0,323136
50	0,0127	0,390185

Segundo esses modelos, os maiores valores das áreas unitárias foram obtidos com o método de Kinch, selecionando o maior valor obtido de 0,39 m<sup>2</sup>/ton dia.

A partir das Tabelas, pode-se observar que o valor da área unitária requerida para espessar o concentrado de chumbo e zinco é aproximadamente igual à metade do valor obtido para o concentrado de cobre (46% menor).

Devido à maior velocidade de sedimentação do concentrado de chumbo e zinco (0,017 cm/s, comparado com 0,0127 cm/s para o concentrado de cobre), a área necessária para espessar uma tonelada de sólido seco é conseqüentemente menor.

Portanto, se o espessador da CBC deságua uma polpa contendo 4-5 tph de sólidos (concentrado de cobre), pode desaguar uma suspensão de concentrado de chumbo e zinco (na mesma concentração de sólidos) com o dobro da tonelagem, aproximadamente (7,4-9,25 tph).

Conforme o balanço de massas estabelecido, a produção de concentrado final de sulfetos de chumbo e zinco seria de 8,8 tph. Desta forma, de acordo com a relação existente entre a velocidade de sedimentação dos dois materiais, o espessador da CBC pode desaguar uma polpa com até 9,25 tph de sólido seco do concentrado "bulk".

#### 4.7 Aspectos ambientais

Muitas vezes os processos de tratamento de sulfetos metálicos produzem efluentes contendo elementos metálicos dissolvidos. Com o objetivo de avaliar o impacto ambiental desses metais, foi realizado um estudo analítico dos íons chumbo e zinco nas águas resultantes do processo de flotação.

Na Tabela XXVIII são apresentadas as concentrações residuais dos efluentes nas águas do rejeito "rougher" e dos concentrados finais obtidos em vários ensaios de flotação em coluna.

De acordo com a Tabela, as concentrações residuais no rejeito (a maior parte do volume de águas) estiveram bem abaixo dos limites estabelecidos pela FEPAM, ou seja 0,5 ppm para íons chumbo e 1 ppm para zinco.

Por outro lado, as águas dos concentrados finais mostraram concentrações maiores, em muitos casos superiores aos limites estabelecidos, especialmente a concentração de íons chumbo.

É possível que se tenham formado compostos insolúveis (colóides) entre os cátions metálicos provenientes da dissolução dos sulfetos e os ânions sulfato originados na dissociação do sulfato de cobre empregado como reagente. Dessa forma, os ensaios subseqüentes incluíram a filtração, em papel filtro qualitativo, das águas efluentes visando a retenção dos precipitados coloidais.

Tabela XXVIII. Concentrações residuais de chumbo e zinco nas águas efluentes de vários ensaios de flotação em coluna.

- Água associada aos concentrados obtidos nos ensaios com altura de espuma 40 cm.

VELOCIDADE DO AR (cm/s)	VAZÃO DE ÁGUA DE LAVAGEM (ml/min)	CONCENTRAÇÃO RESIDUAL DE CHUMBO (ppm)	CONCENTRAÇÃO RESIDUAL DE ZINCO (ppm)
1,352	140	1,9	2,1
1,014	140	3,4	2,4
0,678	80	2,4	1,6
0,678	100	2,4	1,2
0,678	140	2,2	1,4
0,338	80	0,3	0,8
0,338	100	1,5	0,7
0,338	140	1,8	0,6

- Água associada aos rejeitos primários obtidos nos ensaios de flotação em coluna com altura de espuma 40 cm.

VELOCIDADE DO AR (cm/s)	CONCENTRAÇÃO RESIDUAL DE CHUMBO (ppm)	CONCENTRAÇÃO RESIDUAL DE ZINCO (ppm)
0,338	0,5	0,3
0,678	0,1	0,2
1,014	0,3	0,3
1,352	0,1	0,1

Na Tabela XXIX são apresentadas as concentrações de chumbo e zinco presentes no efluente original (sem filtração) e no produto filtrado.

Tabela XXIX. Concentrações residuais de chumbo e zinco nas águas dos concentrados obtidos em vários ensaios em coluna (efluente original e filtrado).

- Águas dos concentrados obtidos com a coluna modificada com zona intermediária curta e zona de coleção longa.

VELOCIDADE DO AR (cm/s)	EFLUENTE ORIGINAL (ppm)		EFLUENTE FILTRADO (ppm)	
	Pb	Zn	Pb	Zn
0,338	0,7	0,3	0,2	0,4
0,678	0,8	0,3	0,4	0,3
1,014	0,2	0,1	0,2	0,1
1,352	0,0	0,3	0,0	0,1

- Águas dos concentrados obtidos com coluna modificada com zona intermediária longa e zona de coleção curta.

VELOCIDADE DO AR (cm/s)	EFLUENTE ORIGINAL (ppm)		EFLUENTE FILTRADO (ppm)	
	Pb	Zn	Pb	Zn
0,338	0,6	0,3	0,4	0,3
0,678	2,4	2,5	0,4	1,0
1,014	2,2	2,5	1,2	0,9
1,352	0,5	0,3	0,4	0,0

- Águas dos concentrados obtidos com coluna modificada com zona intermediária curta e zona de coleção curta.

VELOCIDADE DO AR (cm/s)	EFLUENTE ORIGINAL (ppm)		EFLUENTE FILTRADO (ppm)	
	Pb	Zn	Pb	Zn
0,338	1,2	0,3	0,2	0,0
0,678	1,0	0,3	0,4	0,1
1,014	1,5	0,8	0,6	0,5
1,352	1,0	0,6	0,6	0,5

Observa-se que foram obtidas concentrações muito menores após filtração. Estes resultados permitem confirmar a hipótese da presença de colóides, especialmente o sulfato de chumbo, altamente insolúvel. Esses colóides podem, nas condições reais, a futuro, heterocoagular com outros sólidos componentes dos rejeitos ou podem ser floculados ou coagulados com reagentes convencionais. O comportamento destes precipitados deverá ser melhor estudado em escala industrial caso se pretenda o tratamento em separado da água do concentrado. Esta última etapa de tratamento poderá não ser necessária tendo em vista que a proporção entre o volume de água de rejeito e água de concentrado é da ordem de 15 para 1.

Em relação ao coletor xantato, estudos anteriores mostram que, no caso dos sulfetos metálicos, quase todo o coletor é adsorvido junto aos sulfetos, sendo que a concentração residual é desprezível. De fato a CBC hoje emprega este tipo de reagente sem ter sido observada uma importante alteração do habitat [24]. Ainda, este composto sofre oxidação e decomposição em meio aquoso, não comprometendo a qualidade do efluente[90].

Reagentes químicos, como o xantato de amila empregado neste trabalho, podem ser analisados quimicamente através de Espectroscopia de Absorção ultravioleta visível. Este reagente apresenta, no comprimento de onda UV-Visível, um pico de absorção máxima em 273 nm. Ainda, os produtos de decomposição hidrolítica dos xantatos possuem dois picos característicos, um a 303 nm e outro em 227 nm [90].

#### **4.8. Fluxograma final proposto**

Baseado nos estudos realizados na Companhia Brasileira do Cobre e nos resultados obtidos neste trabalho, é proposto um fluxograma para o beneficiamento do minério sulfetado de chumbo e zinco.

A Figura 28 mostra as diversas operações unitárias que são necessárias para a obtenção de um concentrado "bulk" de sulfetos de chumbo e zinco.

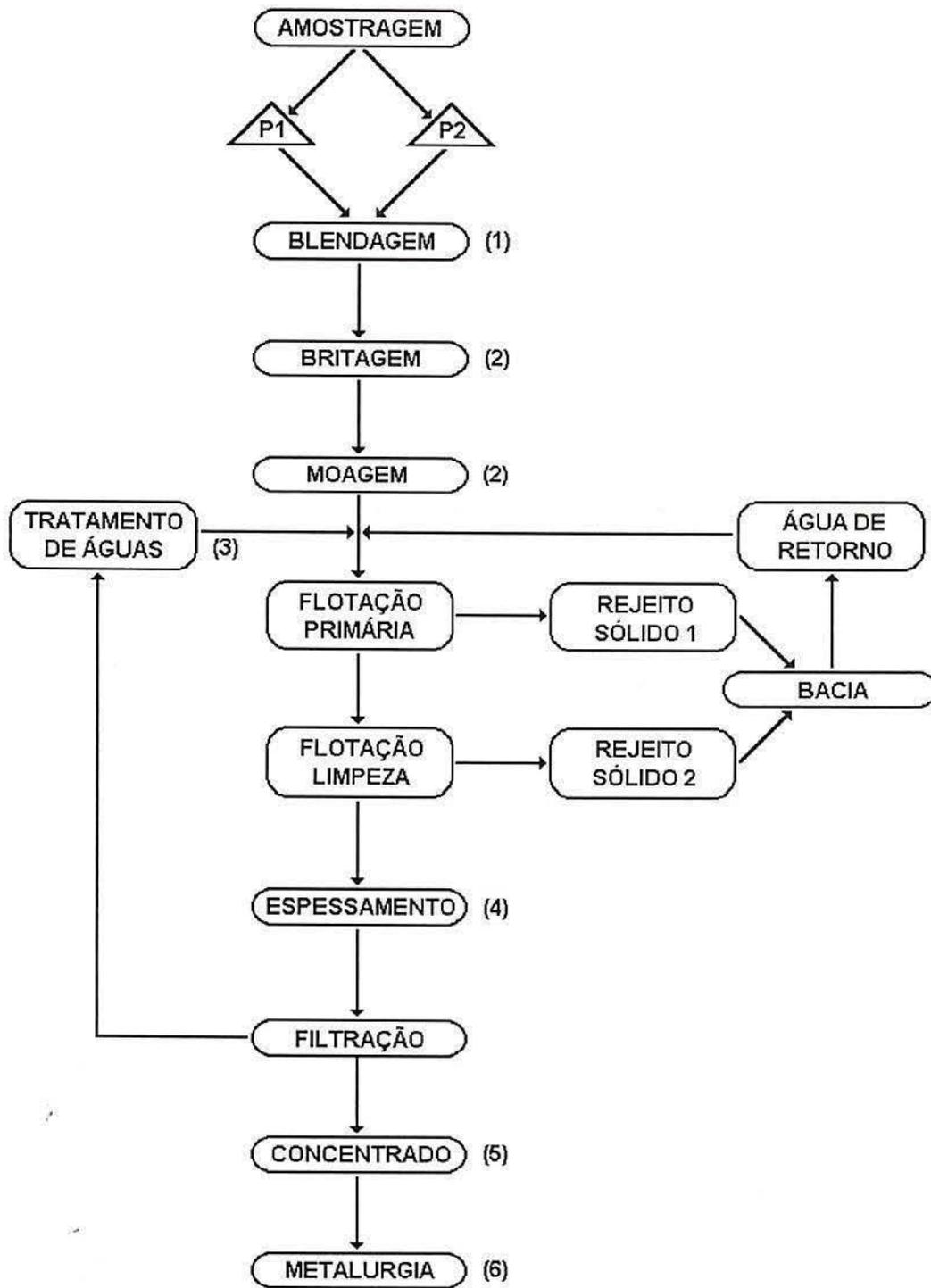


Figura 28. Fluxograma das operações unitárias de beneficiamento.

As operações unitárias podem ser melhor descritas de acordo com as seguintes etapas:

### **Etapa de preparação mecânica da alimentação à flotação.**

Inclui uma operação de blendagem dos dois corpos minerais, a fim de obter teores técnica e economicamente viáveis. Dependendo do mercado de Pb/Zn, pode-se optar por uma lavra seletiva o que elimina a operação de blendagem.

As etapas de britagem e moagem deverão ser, genericamente, as mesmas da atual usina de cobre, com modificações relativas às características do minério futuro. Considerando que os sulfetos de chumbo e zinco são mais friáveis, a capacidade de cominuição, hoje existente, deverá ser reduzida consideravelmente, acarretando uma diminuição mínima de 30 % no consumo energético para uma planta de 100 t/h.

O processo de britagem atualmente consiste numa britagem primária em britadores de mandíbulas, com operação secundária e terciária em britadores cônicos de 1200 mm ("standard" e "short-head").

A moagem é realizada em moinho de barras (diâmetro 4,4m x 5,12 m) e de bolas (diâmetro 4,4m x 6,14 m). Posteriormente o minério é classificado, utilizando-se uma bateria de hidrociclones de diâmetro 500 mm. O "underflow" dos hidrociclones retorna para alimentar o moinho de bolas e o "over" alimenta ao circuito de flotação.

### **Etapa de flotação**

A etapa de flotação proposta seguirá o circuito da alternativa 1, com opções para um maior ou menor teor no concentrado. A flotação consta de um circuito "rougher" composto por 6 células Wemco-500 (capacidade de 14,2 m<sup>3</sup> cada). Como o circuito atual consta de 10 dessas células, esta etapa de flotação primária terá, portanto, um consumo de energia bem menor. O custo envolvido na alternativa com o emprego de células colunas é maior pelo investimento da ordem de US\$ 80.000, o que onera consideravelmente o processo.

O circuito "cleaner" apresenta duas opções dependendo do teor desejado do concentrado final. Se o concentrado desejado é de 70% de sulfetos, o circuito "cleaner" é composto de 6 células Denver de 2,8 m<sup>3</sup> cada (Figura 29).

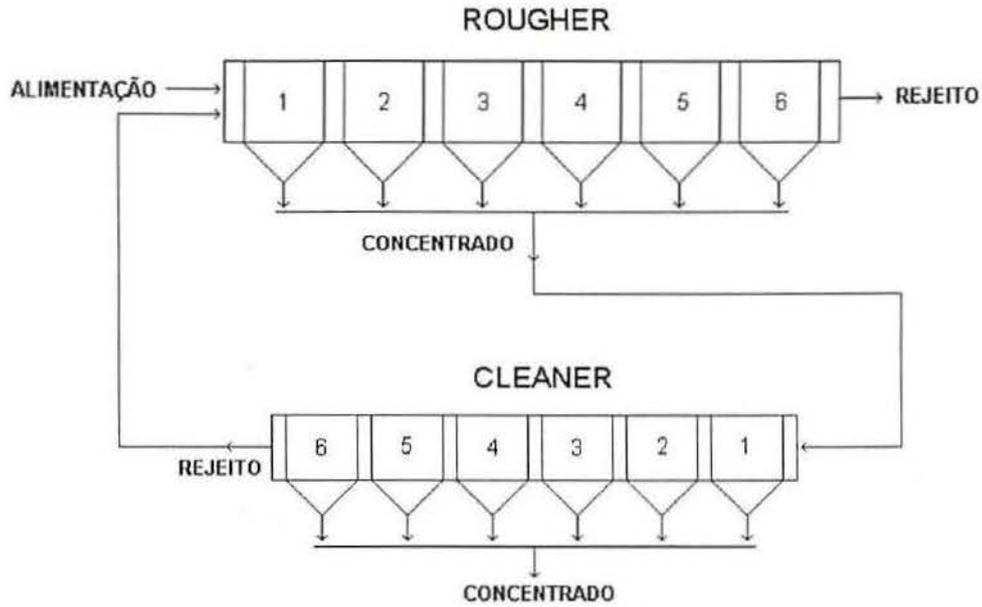


Figura 29. Fluxograma proposto para obtenção de 70% de sulfetos.

Se o teor requerido for de 80% de sulfetos, o circuito "cleaner" estará formado de 4 células e o concentrado delas alimenta um circuito de flotação "recleaner" formado por duas destas mesmas células (Figura 30).

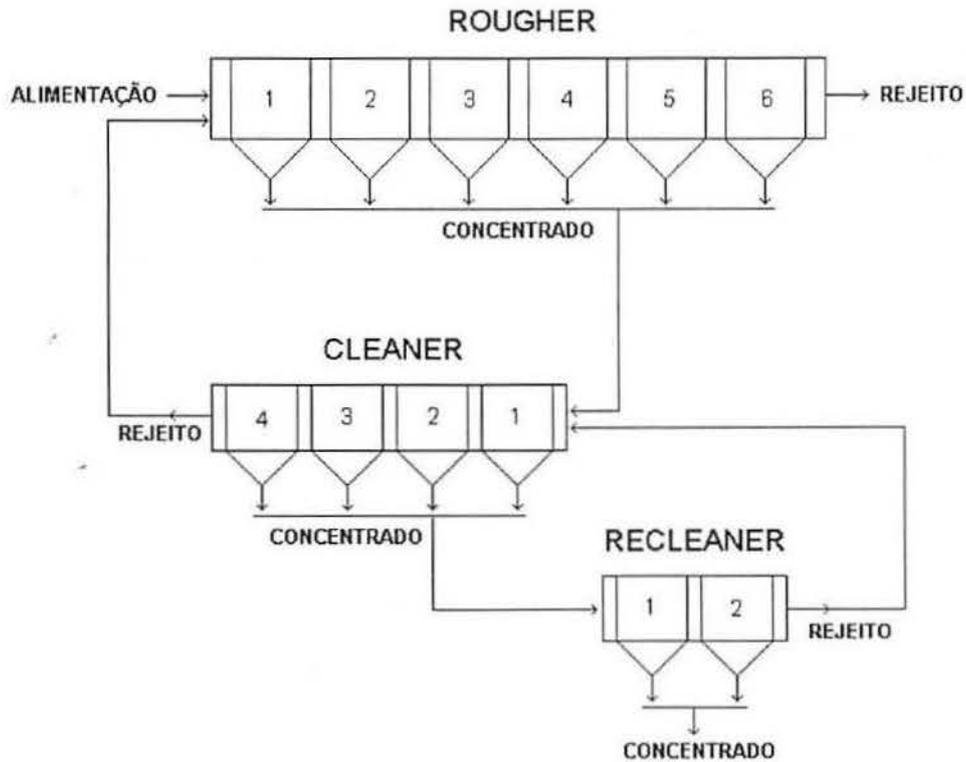


Figura 30. Fluxograma proposto para obtenção de 80% de sulfetos.

A capacidade da usina dependerá da opção selecionada e deverá ser da ordem de 7-9 tph.

Hoje o fluxograma para o minério de cobre é composto de 10 células de 2,8 m<sup>3</sup> nos circuitos "cleaner", "recleaner" e "scavenger". Desta forma, o circuito proposto apresentará, também nesta etapa de limpeza/relimpeza, uma redução importante dos custos operacionais.

### **Etapa de espessamento**

Em função de que a área necessária para espessar uma tonelada de sólido seco é menor que a requerida no deságue de uma polpa contendo 4-5 tph de concentrado de cobre, é proposta a utilização do mesmo espessador atual da CBC, que possui as seguintes dimensões: diâmetro interno 15,3 m, altura do centro, 3,1 m e inclinação do fundo, 3,1 graus.

A alimentação desta etapa será composta pela polpa proveniente do circuito de flotação (transportada por gravidade) e pela polpa proveniente do retorno do tanque que regula a alimentação dos filtros.

Conforme as estimativas, uma produção de concentrado de 8-9 tph serão espessadas até uma concentração de 50-55 % de sólidos em peso. Quanto ao bombeamento do concentrado desaguado ao filtro, este será feito por uma bomba centrífuga ASB (15HP). Esta bomba, atualmente em operação contínua, utiliza apenas uma fração de sua capacidade. Isto permite concluir que a operação não apresentará problemas, apesar da maior tonelagem a ser espessada.

### **Etapa de filtração**

A unidade de filtração atual (2 filtros prensa marca LAROX) possui uma capacidade que comporta esta produção e, portanto, deve ser mantida com tal. Pelas características de desaguamento do concentrado a ser produzido, o teor de umidade da ordem de 8% em peso deve ser mantida.

Dependendo do comportamento dos efluentes em nível industrial, a água do concentrado poderá retornar ao processo ou ser conduzida, juntamente com o rejeito da flotação, ao depósito de efluentes, ou ainda, ser tratada para remoção dos colóides metálicos.

## 5. CONCLUSÕES

Os resultados obtidos neste estudo permitem estabelecer as seguintes conclusões:

1. O minério de Pb e Zn da jazida Santa Maria da CBC é passível de tratamento por flotação para a obtenção de um concentrado "bulk" (coletivo), com o uso de xantato de amila (40 g/t) como reagente coletor e ativação da blenda (ZnS) com  $\text{CuSO}_4$  (100 g/t).

2. O tratamento do minério futuro de Pb e Zn é viável através de uma adaptação/compactação da usina de flotação já existente na empresa (incluindo o espessamento e a filtração). O projeto mais viável, tecnicamente, para uma usina de 100 t/h, é composto de um circuito de flotação primária de 6 células de  $14,2 \text{ m}^3$  e circuitos de flotação de limpeza e relimpeza (opcional) em 6 células de  $2,8 \text{ m}^3$ . A produção final de concentrado é da ordem de 7-9 t/h contendo 70-75 % de sulfetos com uma recuperação global aproximada de 90-92 %.

3. Como alternativa, a flotação limpeza pode ser realizada em uma célula coluna de 1 m de diâmetro e 11 m de altura. Considerando a vida média da jazida, a alternativa de tratamento do minério sem coluna é a mais viável economicamente, embora o uso de coluna apresente vantagens em termos técnicos e de custos operacionais. Porém é necessário um investimento da ordem de US\$ 80.000.

4. A coluna de flotação modificada da UFRGS apresenta uma maior seletividade quando comparada com a coluna convencional, atingindo valores de teor acima de 80 % de sulfetos para valores similares de recuperação, da ordem de 93 %, para a coluna com zona de coleção baixa e zona intermediária alta.

5. Em termos ambientais, a água do concentrado, após a redução dos colóides metálicos, e a água do rejeito não apresentaram concentrações acima dos padrões de emissão em termos de metais pesados. O consumo de coletor, tipo xantato, é praticamente total pelos sulfetos, mas um estudo do impacto real requer uma avaliação em nível industrial.

## 6. SUGESTÕES:

- Estudos de flotação diferencial com o minério da jazida Santa Maria.
- Estudos de flotação com minérios de outras partes da jazida, principalmente os mais ricos em zinco. Estes minérios possuem maior valor econômico.
- Desenvolvimento de uma rotina computacional para dimensionar uma coluna industrial de três produtos.
- Estudo de viabilidade econômica.

**REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS**

1. King, R. P., "Principles of flotation", Johannesburg , South African IMM., 1982, 268 p.
2. Wills, B. A., "Mineral Processing Technology", 4th Ed., Oxford, Pergamon Press, 1987, 785 p.
3. Rubio, J., Comunicação pessoal.
4. Souza, M. L., Comunicação pessoal.
5. Trahar, W. J. The selective flotation of galena from sphalerite with special reference to the effects of particle size. International Journal of Mineral Processing, v.3, p. 151-166, 1976.
6. Espinoza Gomez, R.; Jonhson, N.W.; Finch, J. A.; Evaluation of flotation column scale-up at Mount Isa Mines Limited. Minerals Engineering, Vol.2, n. 3, p.369-375. 1989.
7. Goodwall, C.M.; O'Connor, C. T.; Mineral Engineering., Vol.4, Nos 7-11, p. 951-958, 1991.
8. Contini, N. J.; Wilson, S.W.; Dobby, G. S.; Column Flotation`88, SME Annual Meeting, Phoenix, Arizona, K. V., Sastry Ed., , Ch.10, p. 81-89 ,1988.
9. Dobby, G. S.; Finch, J.A.; Minerals Engineering, Vol.4, Nos 7-11, p. 911-923, 1991.
10. Levenspiel, O., Engenharia das Reações Químicas, São Paulo, Blücher Ed., 1974, Vol. 2, 481 p.
11. Guerra, E. A.; Amaral, S. T. G.; JORNADAS METALÚRGICAS 1990 DE LA SOCIEDAD ARGENTINA DE METALES, Anales, 4p.
12. Dobby, G. S., Column Flotation Course, UFMG - Brasil, 1989.
13. SME Mineral Processing Handbook, N.L. Weiss, Editor, Volume 2, Kingsport Press, Kingsport TN, cap.15, 1985.

14. Suguio, K, Rochas sedimentares - Propriedades, Gênese e Importância Econômica. São Paulo, Edgard Blücher Ed., p 215-220.
15. Haman, H.H., "Gravity Preconcentrating of Zinc-Lead Ore in the Upper Mississipi Valley", AIME World Symposium on Mining & Metallurgy of Lead & Zinc, Vol.1, Mining and Concentrating of Lead & Zinc, D.O. Rausch and B.C. Mariacher, eds. AIME, New York, 1970, p. 852-869.
16. Randall, F.M., and Arteburn, R.A., "Buick Concentrator", AIME World Symposium on Mining & Metallurgy of Lead & Zinc, Vol.1, Mining and Concentrating of Lead & Zinc, D.O. Rausch and B.C. Mariacher, eds. AIME, New York, 1970, p. 453-465.
17. Smit, F.J. and Foth, H.C., "The 500 Tpd Concentrator for Milling the Complex Oxidized Lead-zinc ore at Tintic Division", AIME World Symposium on Mining and Metallurgy of Lead & Zinc, Vol. 1, Mining and Concentrating of Lead and Zinc, D.O. Rausch and B.C. Mariacher, eds. AIME, New York, 1970, p. 751-767.
18. Benvindo, A., e Almeida, S.M., Manual de Usinas de Beneficiamento, Centro de Tecnologia Mineral, Rio de Janeiro, 1989.
19. Anon., Swedish mills - flowsheets, operating data. World Mining 30. 137 (Oct. 1977).
20. Houot, P. and Raveneau, P.,. Activation of sphalerite flotation in the presence of lead ions. Int. J. Min. Process., 35, p. 253-271, 1992.
21. Kongolo, M. and Cases, J. M., Valorisation des minerais sulfurés complexes finement divisés par flottation différentielle: amélioration de la récupération du plomb et de la quantité des concentrés. Compte rendu de fin étude financé par les Commissions des Communautés Européenes, Contrat No 020-79 MPPfF DG XII, p. 11, 1982.
22. Anon., Kamioka Mine, Mining Mag., N. 387 (Nov. 1984).
23. Geologia do Brasil - Texto explicativo do Mapa Geológico do Brasil e da área oceânica adjacente, incluindo depósitos minerais - DNPM, p 362-366. 1984.
24. Carriconde, M; Comunicação pessoal.

25. Alves, Paulo Roberto; Relatório de Estágio Supervisionado - Cia. Brasileira do Cobre, CBC - Minas do Camaquã, , p 15-16, 1985.
26. Gutierrez, R. L. y Sepúlveda, J. E.; Dimensionamento y Optimizacion de plantas concentradoras mediante técnicas de Modelacion Matemática Centro de Investigaçao Mineira e Metalúrgica(CIMM), Santiago do Chile, 1986, Direitos reservados.
27. Elgueta, H.M., Modelación y Simulación de un Banco Industrial de Flotación, memoria para optar al título de Ingeniero Civil de Minas, Universidad de Chile, 1978.
28. Yasar, B. and Dogan, Z.M.; Mineral Processing Design, Martinus Nijhoff Publishers, p 188-220, 1987.
29. Lynch, A.J, et alii, "Mineral and Coal flotation circuits. Their simulation and control, Elsevier, N.Y., 1981
30. Jameson, G. J.; Nam,S. and Young, M. M., Physical factors affecting recovery rates in flotation, Minerals Sci. Eng., Vol.9, N° 3, p.103-118, 1977.
31. Schumann, R. Jr.; Flotation kinetics I, Jour. Phys. Chem., n. 46, p. 891-902, 1942.
32. Gaudin, A. M., Flotation, New York, McGraw Hill, 1932.
33. Shulze, H. J., Hydrodynamics of bubble-mineral particle collisions, Mineral Processing and Extractive Metallurgy Review, Vol.5, p. 43-76, 1989.
34. Arbiter, N. and Harris, C.C.; Flotation kinetics, In Froth Flotation: 50<sup>th</sup> Anniversary Volume, 1962, D.W. Fuersteneau Ed., New York, AIME, p. 215-246.
35. Ahmed, N. and Jameson, G.J., Flotation kinetics, Mineral Processing and Extractive Metallurgy Review,, Vol.5, p. 77-99. 1989.
36. Sutherland, K.L., Physical Chemistry of flotation XI, J. Phys. Chem., 52, p 395-424, 1948
37. Laskowski, J.S., Thermodynamics and kinetics flotation criteria, Mineral Processing and Extractive Metallurgy, 1989, Vol.5, 25-41.
38. Burdon, R. G. e Mishra, S. K., "Improving fines flotation", Coal Age, p. 220-227, May, 1980.

39. Kurbatov, V.P., "Evaluating the difficulty of cleaning coals". Coks and Chemistry, 12 (1979): 16-19, New York.
40. Tochtrop Jr., E. F. , Caracterização da flotação desbaste do minério sulfetado da Cia. Brasileira do Cobre, Dissertação de Mestrado, UFRGS, 1990.
41. Feteris, S. M., Frew, J.A. and Jowett, A., "Modelling the effect of froth depth in flotation", International Journal of Mineral Processing, 20 (1987): 121-135, Elsevier Science Publishers B.V., Amsterdam, 1988.
42. Lagos, Reinaldo Barrera. Caracterização, Modelamento e Simulação do Circuito de Flotação da Cia. Carbonífera Criciúma, Dissertação de Mestrado, PPGEMM, UFRGS, 1991.
- 43 Laurilla, M. J., "Tracing Plant Performance", COAL, 25(8), p. 55-56., 1988.
44. Nasset, J.E., "The Application of Residence Time Distributions to Flotation and Mixing Circuits.", Can. Min. Metall Bull.,n. 81, p. 75-83, 1988.
45. Gardner, R.P., Rogers, R.S. & Verghese, K., "Short-lived Radioactive Tracer Methods for the Dynamic Analysis and Control of Continous Comminution Processes by the Mechanistic Approach", Inter. J. of Appl. Radiation and Isotopes, n. 28, 861-871, p. 1977.
46. Oliveira, J.F.; Luz, Adão B. da; Adamian, Rupen . Flotação em coluna: Uma nova tecnologia em desenvolvimento . Brasil Mineral número 21, agosto de 1985.
47. Mauro, F.L. e Grundy, M.R. The application of flotation columns at Lornex Mining Corporation Limited. CIM 9<sup>th</sup> District Six Meeting, Oct, 1984.
48. Fálutsu, M. and Dobby, G. S., Direct measurement of froth zone performance in a laboratory flotation column, PROC. INTERN. SYMP. PROCESSING COMPLEX ORES, Halifax, Dobby and Rao Ed., 1989, p. 335-348.
49. Huls, B. J. and Williams, S. R. Limitations in Application of column flotation, XVIII International Mineral Processing Congress, Sydney-Australia, (1993), pp 779-791.
50. Smith, M.R. & Solari, J. A. Column Flotation: A Review In Proceedings of the 2nd World Mineral Processing Congress, Turkey, 1988, 18p.

51. Moys, M. H. and Finch, J. A. The use of temperature measurements in the analysis and control of Flotation Columns, *Can. MET. Q.*, (1991), Vol 30(3), pp 131-137.
52. Yianatos, J. Nuñez P. and Bergh, L. Flotación columnar alternativa tecnologica para la pequeña y mediana mineria, Seminario Tecnologia Aplicada en Desarrollo Actual de la Minería Chilena, Universidad Federico Santa Maria, Valparaiso-Chile, (Nov. 1990), 8p.
53. Silva, J. P.; Coelho, A. G.; Donda, J.D.; Turner, A.D. Comparação de resultados de flotação em coluna piloto e industrial com o minério da Samarco Mineração S.A. Anais do III Encontro do Hemisfério Sul sobre Tecnologia Mineral. XV Encontro Nacional de Tratamento de Minério e Hidrometalurgia, São Lourenço, MG, Brasil, setembro de 1992, pp 481-493.
54. Aquino, J. A.; Luz, I.L.O.; Coelho, S. V.; Oliveira, M.L.M.; Benedetto, J. S.; Aplicação da flotação em coluna a minérios brasileiros. Anais do III Encontro do Hemisfério Sul sobre Tecnologia Mineral. XV Encontro Nacional de Tratamento de Minérios e Hidrometalurgia, São Lourenço, MG, Brasil, setembro de 1992, pp 494-510.
55. Rodriguez-Lopez, D. A., Caracterização do Sistema de flotação em coluna de finos de fluorita de Santa Catarina, Dissertação de Mestrado, UFRGS, 1991.
56. Santander, M. Aplicação de uma Coluna de Flotação Modificada no Tratamento de Sulfetos Metálicos. Dissertação de Mestrado, PPGEMM, UFRGS, 1993.
57. Soto, H. and Del Villar, R., Flotation de grosses particules avec une colonne à "bias" négatif, *Mines et Carrières - Les Techniques*, 1990. Vol. 72 (2/3), pp49-52.
58. Penafiel, P. Diaz and Dobby, G.S. Kinetic studies in Flotation Columns: Bubble size effect. *Min. Eng* Vol.7 N<sup>o</sup> pp 465-478, 1994. Pergamon Press.
59. Finch, J.A. et al., G.S., Column froths, *Min. Proces. Extr. Metal. Review*, 1989, Vol.5, pp281-305.
60. Del Castillo, D.I., et al., Fine Particle separation performance in a flotation column under conditions of heavy froth loading, *Production and Processing of Fine Particles*. Plumpton Ed., *Can. Inst. Min. Metal.*, 1988, pp 169-180.
61. Yianatos, J. B. and Finch, J. A. Gas holdup versus gas rate in bubbly regime, *Int. J. Miner. Proc.*, (1990), Vol. 29, pp 141-146.

62. Laplante, A.R. et al. On the mixing characteristics of the collection zone in flotation columns, In Column Flotation'88, Annual SME Meeting K.V. Sastry Ed. , Phoenix, 1988, pp 69-79.
63. Dobby, G.S., A fundamental flotation model and flotation column scale-up. PhD Thesis, 1984, McGill University, Montreal, Canada.
64. Yianatos, J.B. et al., Cleaning action in column flotation froths, Trans. Inst. Min. Metall., Section C: Mineral Proces. Extr. Metal., 1987, Vol.96, C199-C205.
65. Ross, V. E. and Van Denteveer, J. S. J. Mass transport in flotation column froths, In Column Flotation '88. Annual SME Meeting K. V. Sastry Ed. Phoenix-Arizona, (1988), pp 129-139.
66. Falutsu, M. and Dobby, G.S., Direct measurement of froth drop back and collection zone recovery in a laboratory flotation column , Minerals Engineering, 1989.
67. Yianatos, J. B., Finch, J. A. and Laplante, A. R. Selectivity in column flotation froths, Int. J. Miner. Process., (1988), 23, pp 279-292.
68. Boutin, P. & Wheeler, D.A. Column Flotation developments using an 18-inch pilot unit. Can. Min.Jour., 1967, Vol 88, N<sup>o</sup>3, pp 94-101.
69. Mankosa, M.J. et al., Model based design of column flotation, Proceeding the Mathematical Modeling of Metals Processing Operation, Extractive Metallurgy Fall Meeting, Metall. Soc. of CIM, 1987, pp 219-233.
70. Sastry, K. V. S. & Fuersteneau, D. W., Theoretical analysis of a countercurrent flotation column, Trans. SME-AIME, 1970, 247(1), pp 44-52.
71. Dobby, G. S. and Finch, J. A., Flotation column scale up and modelling, CIMM Bulletin, 1986, Vol.79, No 889, p 89-96.
72. Luttrell, G.H. et al., Modelling of column flotation, 116th Annual Meeting of SME-AIME, Denver, Colorado, 1987, Chap. 9, pp 87-130.
73. Mankosa, M. J. et al., Modelling of column flotation with a view toward scale-up and control, Control 90, Ch. 5, pp 35-41.

74. Moon, K.S., Counter current column flotation machine, CANMET Division Report ERP/MSL82-55 (IR), 1982, MARCH, p.22.
75. Coffin, V.L.J., Column flotation at Mines Gaspé, XIV Inter. Min. Proces. Congress, 1982, Toronto-Canadá, Vol.4 pp 21.1-21.19.
76. Yianatos, J. B., Flotation en colonne. Etat actuel de la technologie, Industrie Minérale- Mines et Carrières - Les Technologie, 1990, Vol. 72, pp 31-40.
77. Espinoza-Gomez, R.; Finch, J.A. and Jonhson, N.W., Column Flotation of very fine particles, Minerals Eng., 1988, Vol 1, Número 1, pp 3-18.
78. Soto, H.S. and Barbery, G. A cunter current column for flash or unit flotation, In Proceedings copper '87 (A.L. Mular, G. Gonzalez and C. Barahona, eds.), Published by the University of Chile, (1987), pp 185-197.
79. Soto, H. S. Column flotation with negative bias, Processing of Complex Ores, Cim Proceedings n<sup>o</sup> 12, Pergamon Press, G. Dobby e S. Rao, pp 379-395.
80. Peres. , A. E. C. e Araújo, A.C.; Células de flotação: novas tendências e panorama brasileiro. Anais do III Encontro do Hemisfério Sul sobre Tecnologia Mineral. XV Encontro Nacional de Tratamento de Minério e Hidrometalurgia, São Lourenço, MG, Brasil, setembro de 1992, pp 605-624.
81. Harbort, G.J., Jackson, B.R. and Manlapig, E. V. Recent Advances in Jameson Flotation Cell Technology. Min. Engineering, Vol.7, N<sup>os</sup> 2/3, pp 319-332, 1994, Pergamon Press.
82. Yoon, R.H., Luttrell, G.H., Adel, G.T., Mankosa, M.J. Recent advances in fine coal flotation In: S. Chader (editor), Proceedings, Engineering Foundation Conference on Advances in Coal and Mineral Processing using flotation. SME, Inlitteton, Co, (1989), p.211-218.
83. Moys, M. H.; Engelbrecht, M. J.; Terblanche, N., The Design of Baffles to reduce Axial Mixing in Flotation Columns in (8), vol.1, pp 275-288.
84. Yang, D.C. Technical advantages of packed flotation columns, Column'91, G. E. Agar Ed., (1991), p.631-641.

85. Valderrama, L.; Cabral, S.; Santander, M. e Rubio, J. Flotação em Coluna de Três Produtos, C3P. XVI Encontro Nacional de Tratamento de Minérios e Hidrometalurgia, Rio de Janeiro, 1995.

86. Mineração e Meio Ambiente - Impactos previsíveis e formas de controle - Diversos autores, pp. 3-10 IBRAM - Instituto Brasileiro de Mineração

87. RESOLUÇÃO CONAMA. Ministério do Desenvolvimento Urbano e Meio Ambiente. Secretaria Especial do Meio Ambiente, Brasília - DF, 1986.

88. Silva, Míriam Cooper da. Remoção de íons cobre por Flotação por ar Dissolvido. Dissertação de Mestrado. PPGEMM - UFRGS, 1994.

89. Schneider, I.A.H.; Rubio, J. Novo processo de tratamento de efluentes contendo metais pesados. Egatea, V.22, n.1, p. 15-25, 1994.

90. Rubio, J. e Beas, E. Caracterización de aguas recuperadas de flotación. Anais do IV Southern Meeting on Mineral Technology, Concépcion - Chile, Novembro de 1994, S. Castro e J. Alvarez, (Eds.), Vol.4, p.179-194.

91. RIO GRANDE DO SUL. Secretaria da Saúde e do Meio Ambiente. Norma Técnica - SSMA Nº 01/89, de 16/03/89. Publicado no D.O. do Estado em 29/03/89, referente aos critérios e padrões de emissão de efluentes líquidos.

92. Paulo Abib Engenharia - Relatório final de projeto.

93. Yoon, R. H., Choung, J. W., Luttrell, G. H., Characterization of operating parameters in the cleaning zone of microbubble column flotation, International Journal of mineral processing, Amserdan, v. 39, p.31-40, 1993.

94.. Brum, I.A.S., Efeito da forma de condicionamento na flotação de minérios sulfetados de cobre e molibdênio, Dissertação de Mestrado, UFRGS, 1993.

95. Rubio, J. e Rodriguez-Lopez, D. Processo de flotação de finos de fluorita em coluna modificada. Flotação: Fundamentos, Prática e Meio Ambiente, M. J. G. SALUN & V.S.T. CIMINELI, Belo Horizonte / MG-Brasil, (1992) pp.

96. Concha A., Fernando, Separacion solido-fluido en procesamiento de minerales, 216 p. Departamento de Engenharia Metalúrgica, Universidade de Concepción, Chile.

97. Fitch, E. B., Stevenson, D.G. Gravity separation equipment: clarification and thickening. In: PURCHAS, D. B. (Ed.). Solid/liquid separation equipment scale-up. Croydon: Upland Press, 1977. cap. 4, p.81-153.

**ANEXOS**

## ANEXO I

(Rotina computacional utilizada para determinação da constante cinética e recuperação a tempo infinito das células de flotação concencionais)

```

C
C
C      MAIN LINE PROGRAM FOR SUBROUTINE HOOKE
C
C
C
C
REAL  EPS(20),RK(20),Q(20),QQ(20),W(20)
COMMON NI,NO
common /area2/ ntpo,t(20),rr(20),rc(20),mod
C
NI=0
NO=0
write(*,*)' Programado por: Mario Guevara & Mario Santander'
write(*,*)' Modelos Batch'
write(*,*)'      Para continuar PRESSIONE NUMERO 1'
read(*,*) nnnx
C
iprint = 1
itmax = 500
nkat = 20
alpha = 1.0
beta = 0.5
epsy = 0.0001

write(*,*)' Ingrese Número de dados'
read(*,*)ntpo

write(*,*)

```

```

do 10 i=1,ntpo
  write(*,9)i,i
9  format(' tempo('i2,')  recup('i2,') = ', $)
  read(*,*)t(i),rr(i)
10  continue

300  write(*,*)

write(*,*)' Elija modelo :'  

write(*,*)' 1) Modelo de Garcia Zuñiga'  

write(*,*)' 2) Modelo de Kelsall'  

write(*,*)' 3) Modelo de Kimpel'  

write(*,*)' 4) Modelo Garcia Zuñiga com três parâmetros'  

write(*,*)' 5) Fim'

read(*,*)mod

if(mod.ge.5) then
  stop
endif

write(*,*)
.

if(mod.ge.2) goto 20
nstage = 2
goto 100

20  if(mod.ge.3) goto 30
  nstage = 3
  goto 100

30  if(mod.ge.4) goto 31
  nstage = 4

```

```

        goto 100

31  nstage = 3

100  continue

      write(*,*)' Estimativas e tamanhos de passo iniciais'

      do 40 i=1,nstage
        write(*,11)i,i
11    format(' param('i2,')  passo('i2,') = ', $)
        read(*,*)rk(i),eps(i)
40    continue
        write(*,*)

C
      QD=0.0
C
      CALL HOOKE (RK, EPS, NSTAGE, ITMAX, NKAT, EPSY, ALPHA, BETA,
1      QD, Q, QQ, W, IPRINT)

      call object(sumn,rk,nstage)

      write(*,*)'  i      t(i)      rr(i)      rc(i)'

      do 50 i=1,ntpo
        write(*,12)i,t(i),rr(i),rc(i)
12    format(i10,f12.2,2f12.4)
50    continue

      do 60 i=1,nstage
        write(*,13)i,rk(i)

```

```

13  format(' param (',i2,') = ',f10.5)
60  continue

    write(*,*)

    write(*,14)summ
14  format(' Error del ajuste ',f15.5)

    goto 300
C
    END
C
C
C
C          SUBROUTINE HOOKE
C          (Subroutine Hooke Jeeves)
C
C
C
C          SUBROUTINE HOOKE (RK, EPS, NSTAGE, MAXK, NKAT, EPSY, ALPHA,
1      BETA, QD, Q, QQ, W, IPRINT)
C
C          REAL RK(NSTAGE),EPS(NSTAGE),Q(NSTAGE),QQ(NSTAGE),W(NSTAGE)
C          COMMON NI,NO
C
C
C          WRITE (*,001)
001  FORMAT(1H1,10X,37HHOOKE AND JEEVES OPTIMIZATION ROUTINE)
    WRITE (*,002) ALPHA, BETA, MAXK, NKAT
002  FORMAT(/,2X,10HPARAMETERS,/,2X,8HALPHA = ,F5.2,4X,
1  7HBETA = ,F5.2,4X,8HITMAX = ,I4,4X,7HNKAT = ,I3)
    WRITE (*,003) NSTAGE
003  FORMAT(/,2X,22HNUMBER OF VARIABLES = ,I3)
    WRITE (*,004)

```

```

004  FORMAT(/,2X,18HINITIAL STEP SIZES)
      DO 6 I=1,NSTAGE
        WRITE (*,005) I,EPS(I)
005  FORMAT(/,2X,4HEPS(,I2,4H) = ,E16.8)
6    CONTINUE
      WRITE (*,007) EPSY
007  FORMAT(/,2X,43HERROR IN FUNCTION VALUES FOR CONVERGENCE = ,
      1 E16.8)
C
      KFLAG = 0
      DO 601 I=1,NSTAGE
        Q(I)=RK(I)
        W(I)=0.0
601  CONTINUE
      KAT=0.0
      KK1=0
70   KCOUNT=0
      WBEST=W(NSTAGE)
      CALL OBJECT (SUM,RK,NSTAGE)
      KK1=KK1+1
      BO=SUM
      IF (KK1.EQ.1) QD=SUM
      IF (KK1.EQ.1) GOTO 201
      IF (BO.GT.QD) KFLAG=1
      IF (BO.LT.QD) QD=BO
C
C   ESTABLISHING THE SEARCH PATTERN
C
201  DO 55 I=1,NSTAGE
      QQ(I)=RK(I)
      TSRK=RK(I)
      RK(I)=RK(I)+EPS(I)
      CALL OBJECT (SUM, RK, NSTAGE)
      KK1=KK1+1

```

```
W(I)=SUM
IF (W(I).LT.QD) GOTO 58
RK(I)=RK(I)-2.0*EPS(I)
CALL OBJECT (SUM, RK, NSTAGE)
KK1=KK1+1
W(I)=SUM
IF (W(I).LT.QD) GOTO 58
RK(I)=TSRK
IF (I.EQ.1) GOTO 513
W(I)=W(I-1)
GOTO 613
513 W(I)=BO
613 CONTINUE
    KCOUNT=1+KCOUNT
    GOTO 55
58 QD=W(I)
    QQ(I)=RK(I)
55 CONTINUE
    IF (IPRINT) 60, 65, 60
60 WRITE (*,100) KK1
C
C RECORD RESPONSES AND LOCATION
C
    WRITE (*,102)
    WRITE (*,207) (RK(I), I=1,NSTAGE), QD
C
C TEST TO DETERMINE TERMINATION OF PROGRAM
C
65 IF (KK1.GT.MAXK) GOTO 94
    IF (KAT.GE.NKAT) GOTO 94
    IF (ABS(W(NSTAGE)-WBEST).LE.EPSY) GOTO 94
C
C IF ALL AXES FILE REDUCE STEP SIZE
C
```

```

      IF (KCOUNT.GE.NSTAGE) GOTO 28
      DO 26 I=1,NSTAGE
      RK(I)=RK(I)+ALPHA*(RK(I)-Q(I))
26  CONTINUE
      DO 25 I=1,NSTAGE
      Q(I)=QQ(I)
25  CONTINUE
      GOTO 70

C
C  REDUCE STEP SIZE
C
28  KAT=KAT+1
      IF (KFLAG.EQ.1) GOTO 202
      GOTO 204
202  KFLAG=0
      DO 203 I=1,NSTAGE
      RK(I)=Q(I)
203  CONTINUE
204  DO 80 I=1,NSTAGE
      EPS(I)=EPS(I)*BETA
80  CONTINUE
      IF (IPRINT) 85, 70, 85
85  WRITE (*,101) KAT
      GOTO 70
94  WRITE (*,460) (EPS(I), I=1,NSTAGE)
      WRITE (*,461) (RK(I), I=1,NSTAGE)
      WRITE (*,462) QD
      DO 104 I=1,NSTAGE
104  WRITE (*,103) I, RK(I)
      WRITE (*,100) KK1
100  FORMAT(/,2X,33HNUMBER OF FUNCTION EVALUATIONS = ,I8)
101  FORMAT(/,2X,18HSTEP SIZE REDUCE ,I2,6HTIMES )
102  FORMAT(1X,26HEND OF EACH PATTERN SEARCH/)
103  FORMAT(,2X,8HFINAL X(I2,4H) = ,1PE16.8)

```

```

207  FORMAT(1X,18HVARIABLES AND SUMN,3X,9E12.4/)
465  FORMAT(10X,3HSUM,3X,E14.5)
460  FORMAT(1X,18H THE FINAL EPS ARE, 4F20.8)
461  FORMAT(1X,18H THE FINAL RK ARE, 5F20.8)
462  FORMAT(1X,24H THE MINIMUM RESPONSE IS, F20.8)
      RETURN
      END

C
C
C
C          SUBROUTINE OBJECT
C          (Função Objetivo)
C
C  -----
C
C          SUBROUTINE OBJECT (SUMN, AKE, NSTAGE)
C
C          REAL AKE(20)
C          COMMON NI,NO
C          common /area2/ ntpo,t(20),rr(20),rc(20),mod
C
C          X1=AKE(1)
C          X2=AKE(2)
C          X3=AKE(3)
C          X4=AKE(4)
C
C          do 100 i=1,ntpo
C
C              if(mod.ge.2) goto 10
C              rc(i) = x1*(1.0-exp(-x2*t(i)))
c          rc(i) = x1*(1.0-((1.0+x2*1.68)**(-t(i))))
C              goto 100
C
C          10  if(mod.ge.3) goto 20

```

```

rc(i) = 1.0 - x1*exp(-x2*t(i)) - (1.0-x1)*exp(-x3*t(i))
goto 100

20  if(mod.ge.4) goto 21
c   rc(i) = 1.0 - x1 - x2*exp(-x3*t(i)) -
c   * (1.0-x1-x2)*exp(-x4*t(i))
      rc(i)=x1*(1.0-(1.0/(x2*t(i)))*(1.0-exp(-x2*t(i))))
      goto 100

21  rc(i) = x1*(1.0-exp(-x2*(t(i)**x3)))

100  continue

      sumn = 0.0

      do 200 i=1,ntpo
      sumn = sumn + abs(rr(i)-rc(i))/rr(i)
200  continue

C
SUMN = SUMN
RETURN
END

```

## ANEXO II

(Rotina computacional utilizada para determinação das constantes cinéticas e recuperações da zona de espuma da coluna de flotação)

```

CLS
LOCATE 12,4
PRINT "Programa para medir constantes cinéticas em ensaios de "drop back"
LOCATE 14,18: PRINT "Pressione qualquer tecla para continuar"
DO
A$ = INKEY$
LOOP WHILE A$ = ""

CLS
DIM Rf(10), RC(10), tc(10), Ut(10), C(10), D(10), T(10), TeorC(10), Teor R(10)
DIM Teor D(10), MassaD (10), MassaR (10), DGC(10), DGD(10), DGR(10)
DIM L(10), F(10), Sup(10), Inf(10), Médio(10), Vterm(10), Rt(10), Rd(10)

PRINT : PRINT
INPUT "Densidade do sólido"; ds
INPUT "Valor de delta H (mm)"; H
INPUT "Altura da zona de coleção (cm)"; Hc
INPUT "Vazão do rejeito (cm3/min)"; Qrej
INPUT "Número de faixas granulométricas"; N
INPUT "Diâmetro da coluna(cm)"; dc
INPUT "Percentagem de sólidos na polpa (%)"; Persol
Persol = Persol/100

CLS
LOCATE 2,20: PRINT "Dados do concentrado"
FOR i=1 TO N
LOCATE 2 + I, 5: PRINT "Teor #(" + i; ")="; : INPUT TeorC(i)
TeorC(i) = TeorC(i) / 100
NEXT i

```

```

FOR i=1 TO N
LOCATE 2 + I,40: PRINT " % #(" ; i ; ")=" ; : INPUT DGC(i)
DGC(i) = DGC(i) / 100
NEXT i

```

```

CLS
LOCATE 2,20 : PRINT "Dados do Rejeito"
FOR i=1 TO N
LOCATE 2 + I, 5 : PRINT "Teor #(" ; i ; ")=" ; : INPUT TeorR(i)
Teor R(i) = Teor R(i) / 100
NEXT i
FOR I=1 TO N
LOCATE 2+ I, 40: PRINT " % #(" ; i ; ")=" ; : INPUT DGR(i)
DGR(i) = DG(i) / 100
NEXT i

```

```

CLS
LOCATE 2,20 : PRINT "Dados do drop back"
FOR I=1 TO N
LOCATE 2 + i,5: PRINT "Teor #(" ; i ; ")=" ; : INPUT TeorD(i)
TeorD(i) = TeorD(i) / 100
NEXT i
FOR i=1 TO N
LOCATE 2 + i,40 : PRINT " % #(" ; i ; ")=" ; : INPUT DGD(i)
DGD(i) = DGD(i) / 100
NEXT i

```

```

CLS
LOCATE 2, 15: PRINT "Dados Granulométricos"
LOCATE 4, 2: PRINT "Dê os valores de cada faixa considerada em micra"
FOR i=1 TO N
LOCATE 5 + i, 5: PRINT "#Sup(" ; i ; ")=" ; : INPUT Sup(i)
LOCATE 5 + i,25 PRINT "#Inf(" ; i ; ")=" ; : INPUT Inf(i)
Medio(i) = SQR (Sup(i)*Inf(i))

```

NEXT i

FOR i=1 TO N

$$Rf(i) = TeorC(i) * DGC(i) / (TeorC(i)*DGC(i) + TeorD(i)*DGD(i))$$

$$L(i) = (TeorD(i) * DGD(i) + TeorC(i) * DGC(i))$$

$$F(i) = (TeorD(i) * DGD(i) + TeorC(i) * DGC(i) + Teor R(i) * DGR(i))$$

$$Rc(i) = L(i)/F(i)$$

$$Rt(i) = Rc(i) * Rf(i) / (Rc(i) * Rf(i) + (1-Rc(i)))$$

$$Rd(i) = (TeorD(i) * DGD(i) / (TeorD(i)*DGD(i) + TeorC(i)*DGC(i)))$$

NEXT i

Cálculos:

‘Calcula a área da coluna

$$ac = 3.141592654\# * (dc ^ 2) / 4$$

‘Calcula a % volumétrica de sólidos

$$PerVol = ((Persol / ds) / (Persol / ds + (1 - Persol)))$$

‘Calcula a % volumétrica do líquido

$$E = 1 - PerVol$$

‘Calcula a densidade da polpa

$$DenPol = PerVol * ds + E * 1$$

‘Calcula a viscosidade da polpa

$$VP = .01 / (E ^ 2.5)$$

‘Calcula o hold-up

$$eg = 1 - 1 / DenPol * (1 - H / 1690)$$

‘Calcula a velocidade da polpa

$$usl = Qrej / (ac * (1 - eg))$$

FOR i = 1 TO N

‘Converte os valores de “micra” para centímetro

Médio(i) = Médio(i) \* .0001

‘Calcula a velocidade terminal das partículas em cm/min

Repi = 0

SubVeloc:

Repi = 25

VelocTermin:

$$Vterm(i) = 980 * (Médio(i) ^ 2) * (ds - DenPol) * (E ^ (2 / 7)) / (18 * VP * (1 + .15 * Repi ^ (.687))) * 60$$

$$Repc = Médio(i) * Vterm(i) * ds * E / .01$$

IF ABS (Repc - Repi) > .00001 THEN

Repi = Repc

GOTO VelocTermin

ELSE

END IF

NEXT i

‘Calcula o tempo de residência das partículas na zona de coleção

FOR i = 1 TO N

$$tc(i) = Hc / (usl + Vterm(i))$$

NEXT i

‘Cálculo da constante cinética

FOR i = 1 TO N

$$kc(i) = -(LOG(1 - Rc(i)) / tc(i))$$

NEXT i

CLS

LOCATE 3, 25: PRINT “RESULTADOS”

LOCATE 4, 15: PRINT “Rc(%)”

LOCATE 4, 23: PRINT “Rf(%)”

LOCATE 4, 31: PRINT “kc(min-1)”

LOCATE 4, 41: PRINT “tc(min-1)”

LOCATE 4, 50: PRINT “Rec.Total(%)”

```
LOCATE 4, 65: PRINT "Rec.Drop(%)"
FOR i = 1 TO N
LOCATE 5 + i, 1: PRINT Sup(i); "-"; Inf(i)
LOCATE 5 + i, 15: PRINT USING "###.##"; Rc(i) * 100
LOCATE 5 + i, 23: PRINT USING "###.##"; Rf(i) * 100
LOCATE 5 + i, 31: PRINT USING "###.##"; kc(i)
LOCATE 5 + i, 41: PRINT USING "###.##"; tc(i)
LOCATE 5 + i, 52: PRINT USING "###.##"; Rt(i) * 100
LOCATE 5 + i, 66: PRINT USING "###.##"; Rd(i) * 100
NEXT i
LOCATE 14, 5: PRIN "Hold-up (%) ="; : PRINT USING "###.##"; eg(i) * 100
```

## ANEXO III

(Rotina computacional utilizada para dimensionamento da coluna de flotação)

```

900 REM PROGRAMA PARA DIMENSIONAMENTO DE COLUNAS
1000 INPUT "QFW(l/min)= "; QFW: QFW = QFW * 100 / 6
1010 INPUT "QFS(L/MIN)= "; QFS: QFS = QFS * 100 / 6
1020 INPUT "RTot(%)= "; RTOT: RTOT = RTOT / 100
1030 INPUT "N(adim.)= "; N
1040 INPUT "AC(m2)= "; AC: AC = AC * 10000
1050 INPUT "Jb(cm/s)= "; JB
1060 JSL1 = (QFW + ((1 - RTOT) * QFS)): JSL = (JSL1 / (N * AC)) + JB
1070 PRINT USING "Jsl(cm/s)=##.###"; JSL: INPUT zz$
1080 INPUT "HC(m)= "; HC: HC = HC * 100
1090 INPUT "Eg(%)= "; Eg: Eg = Eg / 100
1100 TAUL = (HC * (1 - Eg)) / JSL
1110 PRINT USING "TL(min)=##.###"; TAUL / 60: INPUT zz$
1120 INPUT "Usp(cm/s)= "; USP
1130 TAUP1 = (JSL / (1 - Eg)): TAUP2 = (TAUP1 + USP): TAUP = (TAUL / 60) *
(TAUP1 / TAUP2)
1140 PRINT USING "Tp(min)= ##.###"; TAUP: INPUT zz$
1150 INPUT "dc(base) (m)= "; DC: DC = DC * 100
1160 INPUT "Jg(cm/s)= "; JG
1170 ND1 = (.063 * DC * ((JG / 1.6) ^ .3)): ND2 = (TAUP2 * HC): ND = (ND1 / ND2) *
100
1180 PRINT USING "ND(adim)= ##.###"; ND: INPUT zz$
1190 INPUT "kc(a) (1/min)= "; KCA
1200 INPUT "Kc(b) (1/min)= "; KCB
1210 AA = (1 + (4 * KCA * TAUP * ND)) ^ .5
1220 AB = (1 + (4 * KCB * TAUP * ND)) ^ .5
1230 AUX1A = (4 * AA * EXP(1 / (2 * ND)))
1240 AUX1B = (4 * AB * EXP(1 / (2 * ND)))
1250 AUX2A = ((1 + AA) ^ 2) * EXP(AA / (2 * ND))
1260 AUX2B = ((1 + AB) ^ 2) * EXP(AB / (2 * ND))

```

```

1270 AUX3A = ((1 - AA) ^ 2) * EXP(-AA / (2 * ND))
1280 AUX3B = ((1 - AB) ^ 2) * EXP(-AB / (2 * ND))
1290 RCA = 1 - (AUX1A / (AUX2A - AUX3A))
1300 RCB = 1 - (AUX1B / (AUX2B - AUX3B))
1310 PRINT USING "Rca(%)=###.###"; RCA * 100: INPUT zz$
1320 PRINT USING "Rcb(%)= ###.###"; RCB * 100: INPUT zz$
1330 INPUT "Rca(%)="; RCA: RCA = RCA / 100
1332 INPUT "Rcb(%)="; RCB: RCB = RCB / 100
1334 INPUT "TeorA(%)="; TA: TA = TA / 100
1336 INPUT "TeorB(%)="; TB: TB = TB / 100
1338 FOR RF = .2 TO .5 STEP .05
1340 PRINT "Rf="; RF * 100: INPUT zz$
1342 RFCA = (RCA * RF) / ((RCA * RF) + 1 - RCA)
1348 RT = (RFCA * TA) + (RFCB * TB)
1350 T = (RFCA * TA) / ((RFCA * TA) + (RFCB * TB))
1352 PRINT USING "RfcA(%)=###.###"; RFCA * 100: INPUT zz$
1354 PRINT USING "RfcB(%)=###.###"; RFCB * 100: INPUT zz$
1356 PRINT USING "Rtot(%)= ###.###"; RT * 100: INPUT zz$
1358 PRINT USING "TeorConc(%)=###.###"; T * 100: INPUT zz$
1362 INPUT "Rtot(sup)=Rtot(calc) (S/N)? "; RESP$
1364 IF (RESP$ = "s" OR RESP$ = "S") THEN 2000
1366 GOTO 1020
2000 DCD = (N * (DC / 100)) ^ .5
2010 PRINT USING "Diam Disenho (m)=###.###"; DCD: INPUT zz$
2020 INPUT "Alt.Espuma(m); (1-2(m))?= "; HESP
2030 INPUT "Esp.Sparger(m); (.5-1(m))?= "; SPAR
2040 HTOT = (HC / 100) + SPAR + HESP
2050 PRINT USING "Alt. Total Colum.(m)=###.###"; HTOT: INPUT zz$

```