

***JOSÉ PEDRO DO NASCIMENTO***

***ESTUDOS DE FLOTAÇÃO EM COLUNA COM FINOS  
DE FOSFATO DA ULTRAFÉRTIL EM ESCALA -  
PILOTO***

Dissertação apresentada à Escola  
Politécnica da Universidade de São  
Paulo para obtenção do título de Mestre  
em Engenharia.

CATALÃO

1.997

***JOSÉ PEDRO DO NASCIMENTO***

***ESTUDOS DE FLOTAÇÃO EM COLUNA COM FINOS  
DE FOSFATO DA ULTRAFÉRTIL EM ESCALA -  
PILOTO***

Dissertação apresentada à Escola  
Politécnica da Universidade de São  
Paulo para obtenção do título de Mestre  
em Engenharia.

Área de Concentração:  
Engenharia Mineral

Orientador:  
Laurindo de Salles Leal Filho

CATALÃO  
1.997

A minha esposa, Silvia.

A minhas filhas, Juliana e Débora.

## AGRADECIMENTOS

A todos aqueles que, direta ou indiretamente, colaboraram para a realização deste trabalho, e em especial:

A Ultrafértil S.A., com suas Gerências que souberam entender a necessidade do crescimento através de conhecimentos adquiridos na parceria Universidade-Empresa.

Ao Prof. Dr. Laurindo de Salles Leal Filho que, como orientador, através de seus conhecimentos e dedicação soube traduzir em realidade este trabalho.

Ao Prof. Dr. Eduardo Camilher Damasceno, pela conquista da relação bilateral Escola-Empresa.

Ao Eng<sup>o</sup>. Antonio Walter Santim (Ultrafértil S.A.) que com seus conhecimentos e orientações muito contribuiu.

Ao Eng<sup>o</sup>. Eduardo Sansone pelo apoio com programas computacionais.

## SUMÁRIO

LISTA DE FIGURAS

LISTA DE TABELAS

RESUMO

"ABSTRACT"

1	INTRODUÇÃO .....	1
2	OBJETIVOS E RELEVÂNCIA .....	5
3	PROJETO ULTRAFÉRTIL: HISTÓRICO E DESCRIÇÃO DA JAZIDA E DO PROCESSO .....	6
3.1	Histórico do projeto Ultrafértil .....	6
3.2	A mina de fosfato da Ultrafértil .....	9
3.3	Descrição dos processos de lavra e beneficiamento do minério fosfatado .....	14
3.3.1	Britagem primária. ....	16
3.3.2	Britagem secundária .....	19
3.3.3	Homogeneização e estocagem. ....	19
3.3.4	Moagem primária. ....	20
3.3.5	Separação magnética de baixo campo. ....	21
3.3.6	Classificação e moagem secundária. ....	21

UNIVERSIDADE DE SÃO PAULO  
ESCOLA POLITÉCNICA

PROGRAMA: Tecnologia Mineral

NIVEL: MESTRADO

DOUTORADO

CANDIDATO: José Pedro do Nascimento

TÍTULO DO TRABALHO: Estudos de flotação em coluna com finos de fosfato da Ultrafértil em escala-piloto

ORIENTADOR: Laurindo de Salles Leal Filho

EXAMINADOR: Arthur Pinto Chaves

DATA DA DEFESA: 18 de julho de 1997.

OBSERVAÇÕES

O trabalho apresentado é excelente quanto ao conteúdo técnico, mas é enormemente prejudicado pelo enorme número de erros de datilografia e de português. A nomenclatura técnica utilizada não é a adotada nesta casa, o que se me afigura inadmissível. Alguns parágrafos foram redigidos de uma maneira que os torna praticamente incompreensíveis.

Em especial, o início de parágrafos sem a indentação correspondente é um erro grave.

Existem alguns erros conceituais que exigem a emissão de uma errata.

Na capa e contra-capas, deve ser notado que a sede desta Escola é a cidade de São Paulo e não a de Catalão e que a defesa está sendo feita aqui.

Não foi feita ficha catalográfica da dissertação.

Existem erros na referência das referências 16, 24, 51 e 55.



PROGRAMA: Tecnologia Mineral

NIVEL: MESTRADO

DOUTORADO

CANDIDATO: José Pedro do Nascimento

TÍTULO DO TRABALHO: Estudos de flotação em coluna com finos de fosfato da Ultrafertil em escala-piloto

ORIENTADOR: Laurindo de Salles Leal Filho

DATA DA DEFESA: 18 de julho de 1997.

### ERRATA

capa e folha de rosto: São Paulo em vez de Catalão;

incluir ficha catalográfica;

desculpar-se pelo não uso da indentação do parágrafo;

p.2: área de superfície em vez de ára superficial;

p. 8: usinas em vez de plantas (e também em todas as páginas em que aparecer);

p. 21: mm em vez de MM;

p. 22: esclarecer se o  $d_{50}$  utilizado é o diâmetro mediano de partição ou o que;

p. 25:  $\mu\text{m}$  em vez de MICRONS;

p. 32: 0,5 mm em vez de 5 mm;

p.50: escumadeira em vez de espumadeira;

p. 51: células e máquinas de flotação em vez de células ou máquinas de flotação;

p. 51: flotado em vez de flutuado;

p. 52 e 80: deprimido em vez de não flutuado;

p. 79: deprimido em vez de afundado;

parágrafos incompreensíveis que devem ser redigidos novamente: p. 50 (2), p. 69 (3), p. 70 (2) e p. 71 (3);

refazer as referências 16, 24, 29, 51 e 55.



Laurindo de S. Leal Filho

3.3.7	Deslamagem. . . . .	22
3.3.8	Microdeslamagem. . . . .	24
3.3.9	Flotação de apatita grossa. . . . .	25
3.3.10	Flotação de apatita fina. . . . .	26
3.3.11	Flotação de apatita ultrafina. . . . .	27
3.3.12	Espessamento do concentrado fosfático. . . . .	28
3.3.13	Espessamento do concentrado fosfático ultrafino. . . . .	29
3.3.14	Filtragem do concentrado fosfático. . . . .	30
3.3.15	Secagem do concentrado fosfático. . . . .	30
3.3.16	Filtragem do concentrado fosfático ultrafino. . . . .	30
4	REVISÃO BIBLIOGRÁFICA. . . . .	31
4.1	A geração de finos em circuitos industriais de beneficiamento. . . . .	31
4.2	A influência das lamas no desempenho da flotação . . . . .	37
4.3	Os finos e a cinética de flotação. . . . .	38
4.4	Fatores operacionais que influenciam na flotação de finos. . . . .	48
4.4.1	Massa de minério alimentada . . . . .	49
4.4.2	Dosagem de reagentes. . . . .	50
4.4.3	Nível de polpa na célula. . . . .	50
4.4.4	Aeração. . . . .	51
4.5	Células de flotação . . . . .	51
4.5.1	Células mecânicas. . . . .	53
4.5.2	Células pneumáticas de flotação. . . . .	54
4.5.3	Colunas de flotação. . . . .	55
4.5.3.1	Terminologia específica aplicada à coluna de flotação. . . . .	58
4.6	Fatores que influenciam o desempenho da coluna de flotação. . . . .	63
4.6.1	Aeração. . . . .	63
4.6.2	Nível da polpa. . . . .	65
4.6.3	Zona coletora. . . . .	66



4.6.4	Zona de espuma. . . . .	67
4.6.5	Água do borbulhador. . . . .	68
4.6.6	Bias da espuma (ou lavagem de deslocamento). . . . .	69
4.6.7	Água de lavagem. . . . .	70
4.6.8	Dosagem de reagentes. . . . .	72
4.6.9	Utilização de baffles internos. . . . .	72
5	DESENVOLVIMENTO EXPERIMENTAL . . . . .	74
5.1	Fluxo de alimentação e o sistema de amostragem. . . . .	75
5.2	Microdeslamagem . . . . .	75
5.3	Condicionamento dos reagentes. . . . .	77
5.4	Descrição do circuito de flotação. . . . .	78
5.5	Descrição das colunas de flotação . . . . .	79
5.6	Minério utilizado. . . . .	81
5.7	Variáveis operacionais independentes. . . . .	85
5.8	Variáveis operacionais dependentes . . . . .	87
5.9	Variáveis de controle de desempenho. . . . .	92
5.10	Sistema de análises . . . . .	93
5.11	Tratamento estatístico dos dados. . . . .	94
6	RESULTADOS E DISCUSSÃO. . . . .	95
6.1	Estudo das variáveis de controle. . . . .	95
6.2	Estudos das variáveis operacionais para os circuitos rougher situações de S <sub>1</sub> a S <sub>4</sub> . . . . .	113
6.3	Estudo das variáveis operacionais para circuitos rogher + cleaner (situações de S <sub>5</sub> a S <sub>7</sub> ). . . . .	118
7	CONCLUSÃO. . . . .	124

## LISTA DE FIGURAS

Figura 1.1	Relação entre as propriedades químicas e fisico-químicas de partículas finas e sua influência na flotação	3
Figura 3.1	Diagrama de blocos do processo Ultrafértil	17
Figura 3.2	Diagrama de blocos do processo Ultrafértil	18
Figura 4.1	Curva genérica de recuperação de um mineral em função de sua granulometria	35
Figura 4.2	Influência do tamanho de partículas na recuperação de minerais de minério e de ganga	42
Figura 4.3	Influência da água no arraste de minerais de ganga	43
Figura 4.4	Água existente entre as lamelas da espuma e sua drenagem	44
Figura 4.5	Diagrama hipotético de distribuição da frequência com que partículas do mineral A e mineral B apresentam seu grau de hidrofobicidade	46
Figura 4.6	Recuperação dos minerais A e B em função do tempo	47
Figura 4.7	Representação esquemática de uma coluna de flotação	57

Figura 4.8	Esquema das fases de uma coluna de flotação	62
Figura 5.1	Fluxograma do circuito de microdeslamagem e flotação em células de coluna, em escala piloto	76
Figura 5.2	Esquema da coluna piloto de flotação da Ultrafértil	80
Figura 5.3	Distribuição granulométrica média da pilha 479	84
Figura 6.1	Dependência linear entre recuperação em massa ( $R_m$ ) e teor de concentrado ( $c$ ) para situação $S_1$	99
Figura 6.2	Dependência linear entre recuperação em massa ( $R_m$ ) e teor de concentrado ( $c$ ) para situação $S_2$	99
Figura 6.3	Dependência linear entre recuperação em massa ( $R_m$ ) e teor de concentrado ( $c$ ) para situação $S_3$	100
Figura 6.4	Dependência linear entre recuperação em massa ( $R_m$ ) e teor de concentrado ( $c$ ) para situação $S_4$	100
Figura 6.5	Dependência linear entre recuperação em massa ( $R_m$ ) e teor de concentrado ( $c$ ) para situação $S_5$	101
Figura 6.6	Dependência linear entre recuperação em massa ( $R_m$ ) e teor de concentrado ( $c$ ) para situação $S_6$	101
Figura 6.7	Dependência linear entre recuperação em massa ( $R_m$ ) e teor de concentrado ( $c$ ) para situação $S_7$	102

Figura 6.8	Dependência linear entre recuperação em massa ( $R_m$ ) e teor de concentrado ( $c$ ) para todas assituações ( de $S_1$ a $S_7$ )	102
Figura 6.9	Eficiência da Separação apatita/ganga ( $E$ ) versus $\Delta c$	110
Figura 6.10	Relação linear de dependência entre $R_m$ versus $c$ para as etapas cleaner	111

## LISTA DE TABELAS

Tabela 3.1	Composição acionária da Goiasfértil em 1978 1982	7
Tabela 3.2	Perfil geológico da jazida de fosfato da Ultrafértil	11
Tabela 3.3	Características mineralógicas e tecnológicas dos minérios oxidados	12
Tabela 3.4	Características mineralógicas e tecnológicas dos minérios micáceos	12
Tabela 3.5	Características mineralógicas e tecnológicas dos minérios sílico-carbonatados	13
Tabela 3.6	Composição média dos principais componentes nos diferentes tipos de minérios	14
Tabela 3.7	Distribuição granulométrica média do minério homogeneizado	20
Tabela 3.8	Análise química média do minério homogeneizado	20
Tabela 3.9	Distribuição granulométrica média do produto da moagem primária	21
Tabela 3.10	Distribuição granulométrica média do produto da	

classificação	22
Tabela 3.11 Distribuição granulométrica média do "underflow" da quarta deslamagem, (Alimentação da flotação de grosso - ALFG)	23
Tabela 3.12 Distribuição granulométrica média do "underflow" da terceira deslamagem, (Alimentação da flotação de fino - ALFF)	24
Tabela 3.13 Distribuição granulométrica média do "underflow" da microdeslamagem, (Alimentação da flotação de ultrafino - ALFU)	25
Tabela 3.14 Distribuição granulométrica média do concentrado fosfático convencional	28
Tabela 3.15 Análise química média do concentrado fosfático convencional	28
Tabela 3.16 Distribuição granulométrica média do concentrado fosfático ultrafino	29
Tabela 3.17 Análise química média do concentrado fosfático ultrafino	29
Tabela 5.1 Caracterização tecnológica do minério de alimentação da Usina	81

Tabela 5.2	Teores médio por pilha processada na piloto	82
Tabela 5.3	Dados de processos de pilhas tratadas na Usina Industrial	83
Tabela 5.4	Distribuição granulométrica das lamas de alimentação da piloto, da alimentação da coluna e do concentrado rougher, da pilha 479	83
Tabela 5.5	Programa de análises nos ensaios da coluna piloto	94
Tabela 6.1	Agrupamento dos ensaios executados em função do tipo de minério e circuito utilizado	97
Tabela 6.2	Desempenho da flotação para as 7 situações experimentais	97
Tabela 6.3	Dependência linear entre recuperação em massa ( $R_m$ ) versus teor de $P_2O_5$ no concentrado ( $c$ )	104
Tabela 6.4	Valor do Teor ótimo empírico ( $c^o$ ) e rendimento mássico ótimo para 7 situações experimentais ( $S_1$ a $S_6$ )	108
Tabela 6.5	Desempenho da flotação para as situações experimentais de $S_1$ a $S_4$	116
Tabela 6.6	Faixas de trabalho para as variáveis operacionais utilizadas nas situações de $S_1$ a $S_4$	116
Tabela 6.7	Comparação entre as variáveis operacionais adotadas	

nas situações de S <sub>1</sub> a S <sub>4</sub>	117
Tabela 6.8 Desempenho da flotação rougher para as situações experimentais de S <sub>5</sub> a S <sub>7</sub>	119
Tabela 6.9 Faixas de trabalho para as variáveis operacionais utilizadas nas situações de S <sub>5</sub> a S <sub>7</sub> - etapa rougher	119
Tabela 6.10 Comparação entre as variáveis operacionais adotadas nas situações S <sub>5</sub> (concentrado com teor de P <sub>2</sub> O <sub>5</sub> mais alto) versus S <sub>7</sub> (concentrado com teor de P <sub>2</sub> O <sub>5</sub> mais baixo) - etapa rougher	120
Tabela 6.11 Comparação entre as variáveis operacionais adotadas nas situações S <sub>6A</sub> (concentrado com teor de P <sub>2</sub> O <sub>5</sub> mais baixo) versus S <sub>6B</sub> (concentrado com teor de P <sub>2</sub> O <sub>5</sub> mais alto) - etapa rougher	121
Tabela 6.12 Desempenho das colunas cleaner	122



## RESUMO

O presente trabalho descreve e discute os resultados da flotação em coluna desenvolvidos pela Ultrafértil S.A. para concentrar finos de fosfato produzidos em sua usina de concentração localizada em Catalão-GO.

Uma planta piloto com capacidade de 350 a 700 kg/h de minério foi operada por mais de 1500 horas de testes, usando colunas de 9,5 m de altura por 0,12 m<sup>2</sup> de área de secção transversal. Diferentes variáveis operacionais foram testadas, buscando-se uma condição ótima para concentração de finos. Para realização dos testes, 2 circuitos básicos foram estudados: estágio rougher versus estágio rougher + cleaner.

Os melhores resultados foram obtidos para o circuito composto de estágios rougher + cleaner, produzindo-se concentrado final de apatita com 33% de P<sub>2</sub>O<sub>5</sub>, acompanhado de 58% de recuperação de P<sub>2</sub>O<sub>5</sub> com eficiência de separação de apatita/ganga (eficiência de Shultz) de 50%.

Com base em dados gerados nos testes, foi possível encontrar um modelo que sugere uma maior eficiência na concentração, partindo de uma alimentação com 9 - 11% de P<sub>2</sub>O<sub>5</sub> e obter 34 - 35% de P<sub>2</sub>O<sub>5</sub> no concentrado final com a introdução de um estágio recleaner.

## ABSTRACT

The present work describes and discusses the research on column flotation carried out by Ultrafértil S.A. to concentrate the fines of apatite produced by its concentration plant located at Catalão-GO.

A pilot plant presenting 350-700 kg/h of capacity was run during more than 1,500 hours of testing. Using columns of 9.5 m height and 0,12 m<sup>2</sup> of seccional area, several operational variables were varied at a wide range in order to search for optimum conditions. Two basic flowsheets were also studied: rougher stage versus rougher plus cleaner stage.

The best results were obtained by rougher plus cleaner stage which yielded a final apatite concentrate with 33% P<sub>2</sub>O<sub>5</sub> content accompanied by 58% of P<sub>2</sub>O<sub>5</sub> recovery and also 50% of Shultz separation efficiency.

Based on data generated by the tests, it was possible to propose a model that suggested the most efficient path to concentrate the feed from 9-11% P<sub>2</sub>O<sub>5</sub> ( feed ) up to 34-35% P<sub>2</sub>O<sub>5</sub> at final concentrate by introducing a recleaner stage.

## 1. INTRODUÇÃO

Minérios fosfatados são raramente utilizados sem prévio processamento. A flotação constitui uma das mais importantes e efetivas operações unitárias de concentração, responsabilizando-se pelo processamento de aproximadamente 20% da produção mundial de rocha fosfática que, em 1990, foi da ordem de 20 milhões de toneladas. Na Flórida, de onde sai aproximadamente 1/3 da produção mundial, esta vem sendo utilizada desde 1937 (1) (2).

No Brasil, o uso da flotação no beneficiamento de rocha fosfática teve início nos anos 60, com o desenvolvimento e efetiva implantação industrial do Processo Serrana pelo ilustre prof. Paulo Abib Andery. Tal processo, embora desenvolvido originalmente para a recuperação de apatita em associação com ganga predominantemente carbonatada, foi adaptado pela equipe técnica do mesmo professor para o beneficiamento de outros fosfatos brasileiros (1). Deste modo, surgiram os processos Fosfértil e Ultrafértil. Este último, originalmente denominado Goiasfértil, vem sendo utilizado em escala industrial desde 1983. Informações específicas quanto ao processo Ultrafértil a nível industrial são apresentadas nos capítulos a seguir.

Se observarmos circuitos industriais de flotação de fosfatos, sejam eles da Flórida, Finlândia, África do Sul ou Brasil, veremos que a concentração por flotação deve sempre ser precedida por uma etapa de deslamagem onde perdas de  $P_2O_5$  da ordem de 20 a 30% são ocasionados pelo descarte da fração ultrafina. Tal descarte decorre do fato de que a presença das frações granulométricas mais finas prejudica consideravelmente o desempenho do processo tanto sob o ponto de vista quantitativo (recuperação de  $P_2O_5$ ) quanto qualitativo (teores de  $P_2O_5$  e contaminantes no concentrado

apatítico). Uma interpretação bastante elucidativa do problema foi apresentada por Fuerstenau (1980) (3) figura 1.1, onde este correlaciona três propriedades básicas que caracterizam as frações finas (alta energia interfacial, alta superfície específica e pequena massa) com importantes variáveis físico-químicas interfaciais (adsorção não-específica de coletor, alta taxa de dissolução, tendência à agregação, baixo momento de inércia das partículas em suspensão, baixa probabilidade de colisão e adesão partícula/bolha, tendência à formação de "slime coating", baixa velocidade de flotação) e o efeito bastante desfavorável de tais combinações sobre o desempenho do processo de flotação:

i. Geração de espuma muito estável, ocasionando sérios problemas operacionais;

ii. Arraste dos finos para a fração flotada, prejudicando consideravelmente a seletividade;

iii. Baixa velocidade de flotação, ocasionando sérias perdas de recuperação.

No Brasil, as empresas produtoras de concentrados de apatita por flotação desenvolveram dois tipos de estratégia para minimizar as perdas de  $P_2O_5$  nas lamas (1) (4):

i. A Serrana S.A. de Mineração optou por abolir a deslamagem, flotando finos e grossos em conjunto. O que para isto foi necessário mudar radicalmente o agente coletor. Ácidos graxos foram trocados por um reagente anfótero da família dos sarcosinatos. Tal empreitada, apesar de ter obtido muito sucesso em escala de laboratório e piloto, foi abandonada no princípio dos anos 90, quando se previa uma redução drástica no consumo de

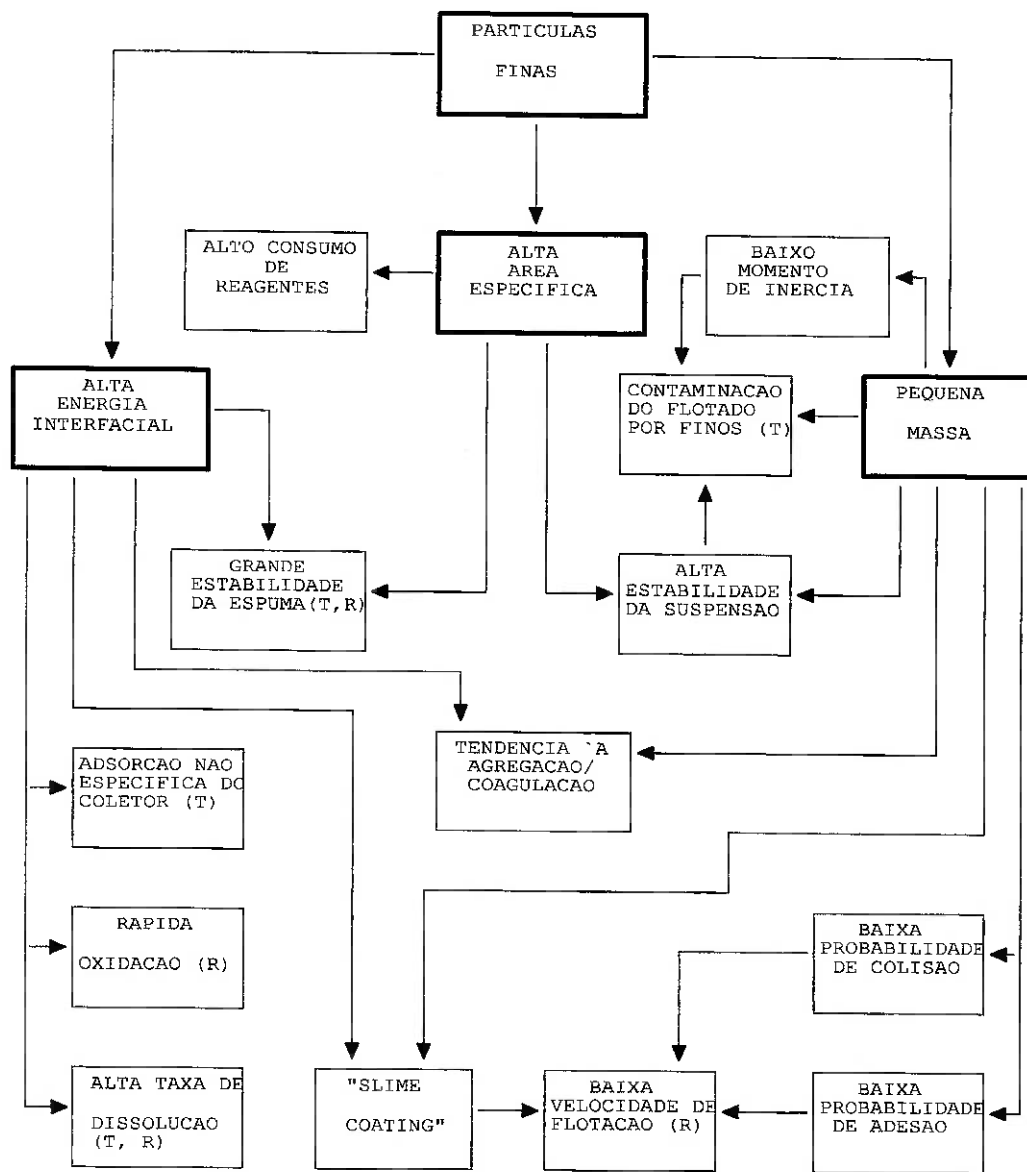


FIGURA 1.1 - RELAÇÃO ENTRE AS PROPRIEDADES QUÍMICAS E FÍSICO-QUÍMICAS DE PARTICULAS FINAS E SUA INFLUÊNCIA NA FLOTACÃO. INTERFERÊNCIAS DESTES EFEITOS QUE AFETAM TEORES (T) E RECUPERAÇÃO (R); COM SETAS QUE INDICAM OS VÁRIOS FATORES QUE CONTRIBUEM PARA ESTES EFEITOS OBSERVADOS NA FLOTACÃO DE PARTICULAS FINAS, (3).

fertilizantes (4);

ii. Outras empresas como Ultrafértil, Fosfértil e Arafértil optaram pela flotação das frações grossa, fina e ultrafina em separado. Esta opção não aboliu totalmente a deslamagem, que foi apenas adaptada de modo a descartar apenas as partículas de diâmetro inferior a aproximadamente 3  $\mu\text{m}$  (0,003 mm); todavia aproveitando as partículas ultrafinas que foram flotadas em separado (1).

No caso específico da Ultrafértil, no final de 1986 deu-se início ao "Projeto de Recuperação de Finos - PRF" que optou pela flotação através de células mecânicas convencionais. Os resultados, todavia, foram inferiores aos projetados; o que, juntamente com outros fatores (de mercado de fertilizantes, de características físico-químicas do concentrado, etc.) levou o projeto a ser desativado em março de 1989 (5).

Em 1994, iniciou-se um novo projeto de recuperação dos finos por flotação que combinou o uso de colunas de flotação (nos estágios rougher e cleaner) com células mecânicas (estágio scavenger). A este projeto foi dado o nome de "Projeto de Ultrafinos - PUF". O presente trabalho se propõe a apresentar e discutir a experiência da Ultrafértil na recuperação de partículas ultrafinas na flotação em coluna (6).

## 2. OBJETIVOS E RELEVÂNCIA

A recuperação de finos, dentro do beneficiamento de minérios fosfatados por flotação, tem se mostrado um assunto de vital importância para que as empresas brasileiras produtoras de concentrado de fosfato consigam aumentar sua competitividade garantindo, com isto, sua sobrevivência em uma economia altamente globalizada.

Por outro lado, a tecnologia atualmente disponível ainda é bastante empírica e desenvolvida sob medida para atacar problemas específicos relativos a minérios de um determinado depósito, dentro da realidade de uma determinada empresa. Deste modo, a compilação o registro e discussão de experiências que tiveram sucesso poderão contribuir no sentido de criar uma tecnologia genuinamente brasileira voltada para a compreensão e solução dos problemas inerentes aos nossos minérios e processos. Dentro desta filosofia, os objetivos deste trabalho são:

- i. Descrever a experiência da Ultrafértil na recuperação de finos de fosfato por flotação em colunas;
- ii. Estudar a influência das variáveis operacionais no desempenho do processo;
- iii. Traduzir a experiência da Ultrafértil em uma linguagem acadêmica, transformando uma experiência industrial em um documento de dissertação de mestrado.

### 3. PROJETO ULTRAFÉRTIL

#### HISTÓRICO E DESCRIÇÃO DA JAZIDA E DO PROCESSO

Apresentamos neste capítulo algumas informações básicas que condicionaram a criação e o desenvolvimento do Projeto Ultrafértil: sua história, as características ímpares da jazida e a evolução tecnológica do Processo.

##### **3.1. Histórico do Projeto Ultrafértil (5)**

O complexo ultramáfico-alcalino de Catalão I constitui um domo ultrabásico localizado no Município de Ouvidor, comarca de Catalão, no sul do Estado de Goiás. Apesar de ter sido descoberto em 1.894 por Hussak, foi somente em 1.967 que a Metais de Goiás S.A. - Metago, constatou a presença de apatita e vislumbrou a perspectiva de suas potencialidades, considerando a importância deste mineral para o desenvolvimento da agricultura no país e principalmente no Estado de Goiás. Em 10 de agosto de 1.967, a Metago requereu junto ao Departamento Nacional de Produção Mineral - DNPM, autorização para pesquisa em áreas contíguas, abrangendo 986 hectares e denominadas áreas 1 e 2. Sendo concedido alvarás de pesquisa em 06 de fevereiro de 1.968.

Com o desenvolvimento das pesquisas, observou-se que a apatita estava associada às mineralizações de vermiculita, titânio, nióbio e elementos de terras raras que também foram alvos de estudos. Detectada a presença de anomalias radiométricas, estas foram comunicadas em janeiro de 1.970 ao Conselho Nacional de Pesquisas e à Comissão de Energia Nuclear.



Em junho de 1.971, concluiu-se pela viabilidade econômica da lavra das jazidas de fosfato e vermiculita, aprovada pelo DNPM em 28 de junho de 1.972. Em 12 de agosto de 1.974 foi outorgado à Metago o direito de lavrar apatita nos municípios de Catalão e Ouvidor através do decreto 74.396.

Após obtenção dos direitos de lavra, a Metago contratou a empresa Paulo Abib Andery e Associados para os serviços de montagem de uma Usina Semi-Industrial (USI) com vistas à definição de métodos viáveis de mineração e beneficiamento de minério, operando em sistema contínuo, com capacidade de alimentação de 10 t/hora de minério com produção prevista de 1.300 t/mês de concentrado de apatita com 35% de  $P_2O_5$ .

Em 24 de outubro de 1.977, foi firmado um acordo entre Metago, Petrobrás Fertilizantes S.A.- Petrofértil e Insumos Básicos S.A. - Financiamentos Participações - Fibase - Bandespar, para a realização de um projeto em escala industrial.

Em 10 de abril de 1.978, foi criada a Goiás Fertilizantes S.A. - Goiasfértil, com uma composição acionária que teve sua evolução, ilustrada na tabela 3.1. Em 1992, a Goiasfértil foi comprada pelo grupo FERTIFÓS.

Tabela 3.1 - Composição acionária da Goiasfértil em 1978 e 1992.

Acionistas	1.978	1.992
PETROFÉRTIL	18,08%	82,64%
BANDESPAR	18,08%	17,34%
METAGO	63,84%	0,02%

O empreendimento absorveu um investimento em torno de US\$ 127 milhões. O início de pré-operação se deu em novembro de 1.982 e a operação normal a partir de janeiro de 1.984, com capacidade de produção de 620.000 toneladas de concentrado de apatita com teor médio de 36,0% de  $P_2O_5$ .

Em fevereiro de 1.984 instalou-se uma planta piloto, objetivando recuperar uma fração ultrafina que era descartada em uma das etapas de tratamento convencional do minério (deslamagem em hidrociclones de diâmetro 6" (152,4 mm)) que, embora sendo descartada, ainda apresentava teores consideráveis de  $P_2O_5$  : 6,0 %.

Os resultados obtidos mostraram a viabilidade do empreendimento e, em 1.985, iniciou-se a montagem do Projeto De Recuperação De Finos (PRF) com capacidade de produção prevista em 112.000 t/ano de concentrado de apatita com teor de 36% em  $P_2O_5$  e 4,5% em  $Fe_2O_3$ . A implantação de tal projeto, em conjunto com algumas otimizações no circuito industrial, propiciou um aumento na capacidade nominal da usina da ordem de 10%. O PRF iniciou sua pré-operação em fins de 1.986 e, graças a todo este esforço, foi possível produzir em 1.987 e 1.988 1 milhão de toneladas de concentrado de apatita em cada ano.

No decorrer da década de 80, as empresas produtoras de rocha fosfática trabalharam com crescimento da produção da ordem de 7% ao ano; todavia, no final da mesma década, uma grave crise se avizinhava para o setor de fertilizantes, com a retração do consumo de insumos agrícolas aliada a uma alta formação de estoques. A Goiasfértil, como consequência desta crise, optou pela paralisação do PRF em 1.989.

Em 18 de outubro de 1.992, data da privatização da Goiasfértil, esta passou a ter o controle acionário pelo Grupo Fertifós (que posteriormente também

veio adquirir a Ultrafertil - S.A. sediada em Cubatão-SP). Em 1.994, em virtude de uma mais favorável conjuntura econômica, a nova empresa reativou a antiga idéia da recuperação de finos, criando um novo projeto denominado Projeto de Ultrafinos- PUF" via flotação em células de coluna, em substituição às convencionais células mecânicas.

O novo projeto se mostrou viável em testes escala piloto e culminou com a montagem de um projeto em escala industrial, tendo o mesmo entrado em pré-operação em junho de 1.995.

Buscando uma racionalização interna no Grupo Fertifós, em 01 de dezembro de 1.995, a Goiasfertil passou a ser identificada sob nova razão social: Ultrafertil S.A. - filial de Catalão.

A Ultrafertil- Catalão atualmente tem a seguinte capacidade de produção:

- i. 680.000 t/ano de concentrado fosfático com teor de 36% de  $P_2O_5$ .
- ii. 90.000 t/ano de concentrado fosfático ultrafino com teor de 34% de  $P_2O_5$ .

### **3.2. A Mina de Fosfato da Ultrafertil**

A mina de fosfato da Ultrafertil está localizada no município de Catalão, situado no Sudeste do Estado de Goiás. Esta mina é constituída de material terroso saprolitizado derivado do processo de intemperismo sobre o domo alcalino de "Catalão I" que é constituído de rochas ultramáficas seguido de sucessivas intrusões carbonáticas, envolvendo transformações metassomáticas que originaram glimeritos. Observa-se uma lixiviação dos

elementos móveis tais como cálcio, magnésio e potássio e concentração de outros como ferro, fósforo, nióbio, etc., provocada pelo intemperismo ao longo dos anos (7).

O perfil de intemperismo deu origem a vários tipos de minério que apresentam significativas diferenças químicas e mineralógicas. Tais tipos foram denominados ainda nas fases de pesquisa geológica como sendo "zonas", cujas diferenças são caracterizadas essencialmente pela associação dos teores de  $P_2O_5$  apatítico e MgO, além da relação  $CaO/P_2O_5$  (8).

A tabela 3.2 mostra de forma estratificada o perfil geológico da jazida de fosfato da Ultrafértil, como resultado de estudos de caracterização em amostras representativas de todo o manto mineralizado. Em linhas gerais, a jazida pode ser dividida em 1 zona de estéril e 3 zonas de minério que, por sua vez, se subdividem em 8 tipos.

A Zona de Estéril se faz presente no capeamento da maior parte da jazida, com espessura de até 30 metros. Ela contém baixo teor de  $P_2O_5$  apatítico (que é o  $P_2O_5$  contido somente no mineral apatita) resultante de um intemperismo onde ocorreu a lixiviação dos minerais carbonatados e dos silicatos. Sua granulação é muito fina, como consequência da grande presença de argilominerais. A mineralogia desta zona é muito semelhante à da jazida do Barreiro de Araxá, onde os minerais mais freqüentes são: óxidos hidratados de ferro, argilo-minerais, quartzo, magnetita, hematita, anatásio, barita, pandaíta, além dos fosfatos não apatíticos (gorceixita, rabdofanita e goiazita) (9). No capeamento estéril, duas fases são distinguidas: a primeira ocorre junto à superfície com presença de ganga ferruginosa e coloração avermelhada seguida, logo abaixo, de um material de cor amarelada, delimitando-se com o corpo de minério oxidado.

Imediatamente abaixo do capeamento estéril, ocorre o corpo mineralizado. O teor de corte estabelecido em 5% de  $P_2O_5$  apatítico é o principal parâmetro de diferenciação entre estéril e minério. O corpo mineralizado pode ser dividido em 3 zonas: Zona de Minérios Oxidados, que se subdivide em 4 tipos de minério (tabela 3.3); Zona de Minérios Micáceos, que se subdivide em 2 tipos de minério (tabela 3.4) e ainda a Zona de Minério Sílico-Carbonatado que se subdivide em 2 tipos (Tabela 3.5).

Tabela 3.2 - Perfil geológico da jazida de fosfato da Ultrafértil

ZONA I	Capeamento estéril	
ZONA II	Minério oxidado	<ul style="list-style-type: none"> <li>- oxidado superficial</li> <li>- oxidado brechado</li> <li>- oxidado de transição para micáceos</li> <li>- oxidado silicificado</li> </ul>
ZONA III	Minério micáceo	<ul style="list-style-type: none"> <li>- micáceo</li> <li>- micáceo brechado</li> </ul>
ZONA IV	Minério sílico-carbonatado ou semidecomposto	<ul style="list-style-type: none"> <li>- semidecomposto carbonatado</li> <li>- semidecomposto baixo carbonato</li> </ul>

Tabela 3.3 - Características Mineralógicas e Tecnológicas dos Minérios Oxidados.

Minérios Sub-Tipos	Aspecto	Mineralogia	Impregnação Superficial da Apatita
Superficial	Terroso avermelhado	Apatita, quartzo, hematita/limonita magnetita, anatásio,	Alta, com hidróxidos de ferro (limonita)
Brechado	Terroso esverdeado	Apatita, quartzo, hematita/limonita anatásio.	Alta, com hidróxidos de ferro (limonita)
Transição	Terroso marrom-claro	Apatita, quartzo, hematita/limonita anatásio.	Alta, com hidróxidos de ferro (limonita)
Silicificado	Agregado marrom-claro com blocos de sílex	Apatita, magnetita, quartzo/sílex, micas.	Alta, com hidróxidos de ferro (limonita)

Tabela 3.4 - Características Mineralógicas e Tecnológicas dos Minérios Micáceos.

Minérios Sub-Tipos	Aspecto	Mineralogia	Impregnação Superficial da Apatita.
Micáceo	Argiloso com coloração amarelada a marrom claro	Apatita, vermiculita, magnetita, quartzo, ilmenita	Baixa, com hidróxidos de ferro (ilmenita)
Micáceo Brechado	Argiloso, com coloração esverdeada (ocorrência apenas localizada na mina)	Apatita, vermiculita, flogopita, quartzo, ilmenita, agregados argilo-limoníticos	Baixa, com hidróxidos de ferro (ilmenita)

Tabela 3.5 - Características Mineralógicas e Tecnológicas dos minérios Sílico-Carbonatados

Minérios Sub-Tipos	Aspecto	Mineralogia	Impregnação Superficial da Apatita
Carbonatado	Terroso, Cinza amarelado	apatita; micas (biotita, flogopita); carbonatos; calcita; magnetita; dolomita	Baixa, com hidróxidos de ferro
Baixo Carbonato	Terroso, Cinza esverdeado	apatita; vermiculita; biotita; flogopita; carbonatos; calcita; magnetita; ilmenita; quartzo	Ausente

Uma visão geral da composição química dos diversos tipos de minério presentes na jazida é apresentada na tabela 3.6. Algumas semelhanças e diferenças suportam esta divisão:

**i. Semelhanças:** para todos os minérios, a apatita se apresenta liberada abaixo de 0,21 mm (65 mesh Tyler), enquanto que a magnetita libera abaixo de 1,7 mm (10 mesh Tyler). Outra característica típica a todos os minérios é a tendência dos fosfatos não apatíticos se concentrarem nas frações granulométricas mais finas. Via de regra, os grãos de apatita se apresentam impregnados por óxidos de ferro.

**ii. Diferenças:** na zona de minério oxidado, é acentuada a presença de óxidos de ferro e quartzo, sendo também mais elevados os teores de apatita; enquanto que na zona de micáceos a vermiculita tem presença marcante com

teores de MgO mais elevados, o mesmo ocorrendo com a relação CaO/P<sub>2</sub>O<sub>5</sub> devido à presença de calcita. Este minério também se destaca pela sua mais baixa seletividade no processo. Na zona de minério sílico-carbonatado os teores de MgO são elevados (13 a 15%) devido à maior presença de micas, enquanto que as altas relações CaO/P<sub>2</sub>O<sub>5</sub> (de 1,6 a 2,3) são justificadas pela presença dos carbonatos de cálcio e magnésio.

Tabela 3.6 - Composição Média dos Principais Componentes nos Diferentes Tipos de Minérios.

MINÉRIO	TEORES (%)						
	P <sub>2</sub> O <sub>5</sub>	CaO	Al <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	Fe <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	SiO <sub>2</sub>	MgO	CaO/P <sub>2</sub> O <sub>5</sub>
<b>OXIDADO</b>							
- superficial	13,70	16,20	1,96	31,03	24,63	0,70	1,18
- brechado	12,70	17,80	2,51	37,60	15,60	2,15	1,40
- transição p/ micáceo	12,15	16,79	2,57	25,90	27,38	2,38	1,37
- silicificado	13,60	16,80	0,56	36,50	18,90	1,72	1,24
<b>MICÁCEO</b>							
- micáceo	12,10	15,90	3,57	24,00	24,60	4,70	1,31
- brechado	7,35	9,28	5,67	25,60	28,10	5,28	1,26
<b>SÍLICO-CARBONATADO</b>							
- semidecomposto carbonatado	7,51	17,90	1,91	18,70	20,30	15,80	2,38
- baixo carbonato	10,00	15,70	1,92	17,40	28,60	13,00	1,57

### 3.3. Descrição dos Processos de Lavra e Beneficiamento do Minério Fosfatado

A jazida de Catalão apresenta reserva geológica avaliada em 340 milhões de toneladas com teor médio de 6,92% de P<sub>2</sub>O<sub>5</sub> apatítico e uma reserva lavrável



de 179 milhões de toneladas de minério com teor médio de 10,18% de  $P_2O_5$  apatítico, (em abril/95).

A lavra do minério é executada a céu aberto com bancadas de 5 m de altura e bermas de 15 m de largura. O manto mineralizado apresenta espessura de aproximadamente 80 m e é explotado em duas frentes de lavra denominadas:

- i. Frente 1 - com predominância de minério oxidado.
- ii. Frente 4 - com predominância de minério micáceo.

A produção anual da mina é da ordem de 6.400.000 toneladas de "run of mine" apresentando relação estéril:minério de 0,45.

A lavra e transporte de estéril e/ou minério é terceirizada, trabalhando com 4 retroescavadeiras Liebherr. Tratores D-8, D-6, etc, e caminhões Volvo com caçamba de 14 m<sup>3</sup> completam a frota.

O processo para beneficiamento é semelhante aos adotados para os demais minérios de fosfatos brasileiros, tais como: os de Jacupiranga, Barreiro e Tapira, que são de origem ígnea. Todos esses processos têm por base a recuperação da apatita através de um processo que engloba britagem, moagem, separação magnética, deslamagem e flotação.

Podemos dividir o beneficiamento do minério em 16 etapas subseqüentes:

- britagem primária;
- britagem secundária;
- pilha de homogeneização;
- moagem primária (em moinho de barras);

- separação magnética de baixo campo;
- classificação e moagem secundária (em moinho de bolas);
- deslamagem;
- microdeslamagem;
- flotação de apatita grossa;
- flotação de apatita fina;
- flotação de apatita ultrafina;
- espessamento de concentrado fosfático (apatita grossa + apatita fina);
- espessamento de concentrado de apatita ultrafina;
- filtração de concentrado fosfático;
- filtração de concentrado ultrafino;
- secagem de concentrado fosfático.

As figuras 3.1 e 3.2. a seguir mostram de forma simplificada o fluxograma do tratamento do minério, além do que, se faz a seguir uma descrição sucinta do circuito de tratamento do minério.

### 3.3.1. Britagem Primária

Blocos de "run of mine" com diâmetro máximo de 20" (508 mm) são descarregados em uma moega que alimenta uma grelha vibratória com abertura de 6" (152,4 mm). O material retido na grelha alimenta um britador de mandíbulas Barber Greene - 25 x 40 (\*) que, na posição fechada, opera com abertura de 4" (101,6 mm).

---

(\*) De acordo com a convenção adotada pelo fabricante os números 25 x 40 se referem às dimensões da boca do britador em questão, expressas em polegadas.

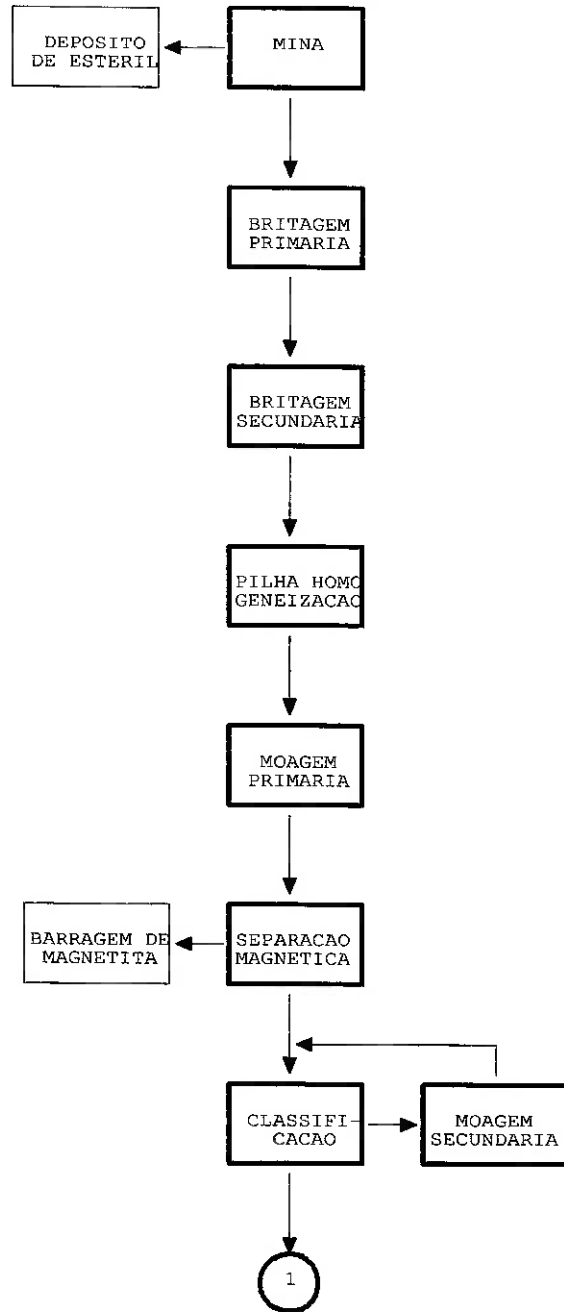


FIGURA 3.1 - DIAGRAMA DE BLOCOS DO PROCESSO ULTRAFERTIL

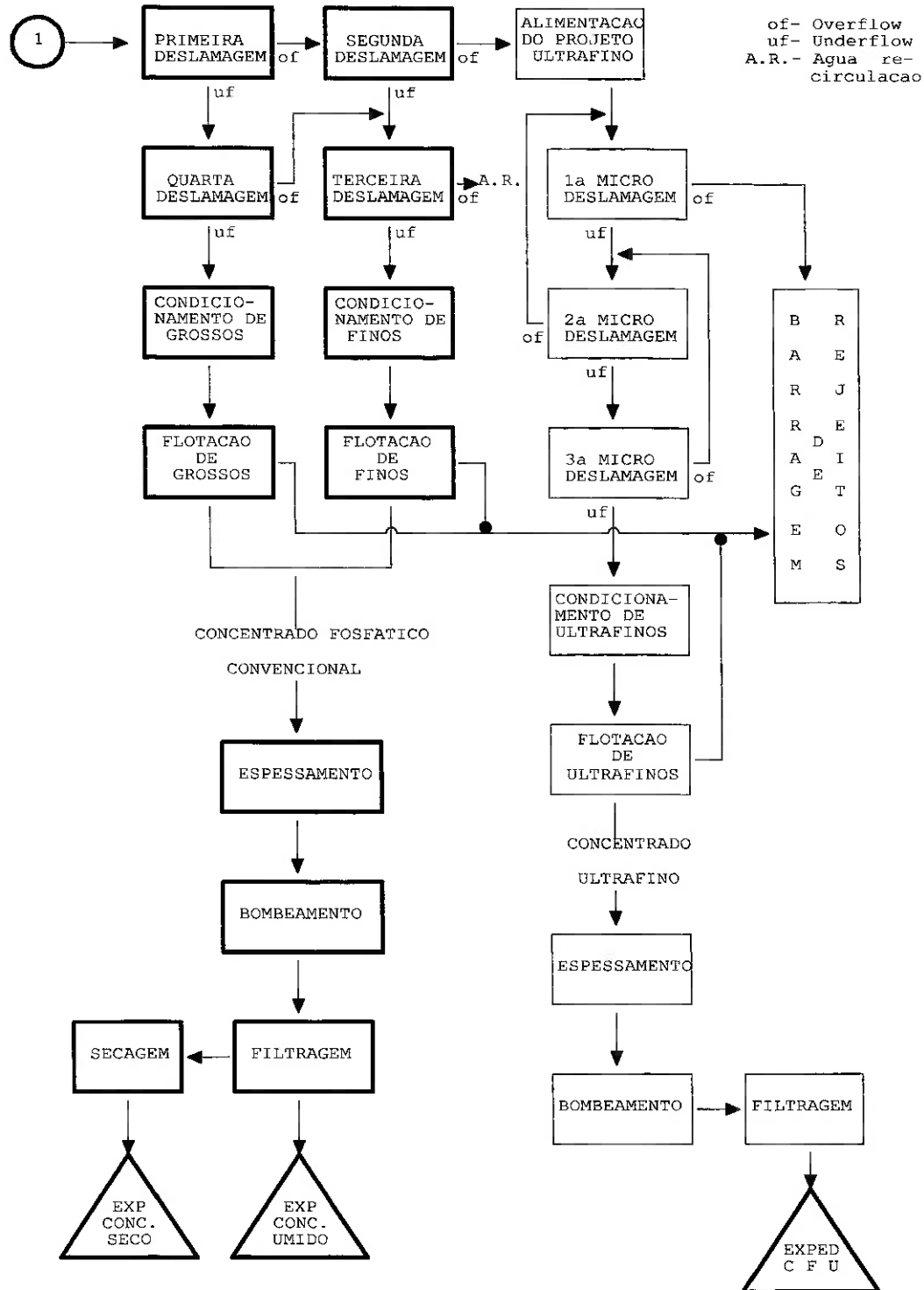


FIGURA 3.2 - DIAGRAMA DE BLOCOS DO PROCESSO ULTRAFERTIL

Correias transportadoras recebem tanto o material passante na grelha quanto o material britado, conduzindo-os até a britagem secundária.

### 3.3.2. Britagem Secundária

O produto da britagem primária alimenta uma peneira vibratória de 2 "decks": 3" (76,2 mm) e 1.<sup>1/4</sup>" (31,8 mm). A massa retida na peneira alimenta um britador de impacto Hardopact-Zanini - PEH-160-210<sup>(\*)</sup>, com abertura de alimentação 2.150 x 500 mm. O material passante na peneira, assim como o produto britado são conduzidos ao pátio de estocagem/homogeneização através de correias transportadoras.

### 3.3.3. Homogeneização e Estocagem:

O processo de homogeneização e estocagem funciona através de sistema empilhadeira/"stacker" onde está sempre sendo formada uma pilha e outra paralelamente alimentando a usina de concentração.

Cada pilha apresenta uma capacidade de 110.000 toneladas de minério, quantidade suficiente para alimentar a usina de concentração por um período de 6 dias, a uma taxa de 650 t/h de minério (base seca).

Características granulométricas e químicas médias do minério homogeneizado são apresentadas nas tabelas 3.7 e 3.8.

---

(\*) De acordo com a convenção adotada pelo fabricante os números 160 x 210 se referem ao diâmetro e comprimento do rotor, expressas em centímetros.

Tabela 3.7 - Distribuição granulométrica média do minério homogeneizado

MESHES MM	Abertura da peneira								
	6,35mm	10	28	48	65	100	200	400	- 400
% RET.	35,12	9,79	9,22	8,80	5,08	2,73	6,17	4,65	18,44
%ACUM	35,12	44,91	54,13	62,93	68,01	70,74	76,91	81,56	100,0

Tabela 3.8 - Análise química média do minério homogeneizado (10)

ANÁLISE	P <sub>2</sub> O <sub>5</sub>	CaO	Fe <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	SiO <sub>2</sub>	Al <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	MgO	CaO/P <sub>2</sub> O <sub>5</sub>
%	10,93	14,38	24,30	24,27	2,43	2,41	1,32

#### 3.3.4. Moagem Primária

Através de retomadora do tipo Bridge Bucket Wheel o minério homogeneizado nas pilhas é enviado para a moagem primária através de correias transportadoras, passando por um silo alimentador transportador dotado de dispositivo para controle da taxa de alimentação.

A moagem primária é executada a úmido (65% de sólidos) em moinho de barras do tipo Allis Chalmers - 12,50' x 18,00' (3,810 x 5,486 m), que opera em circuito aberto, com grau de enchimento de 27 %. A carga de barras apresenta diâmetros de 3" (76,2 mm) e 3.<sup>1/2</sup>" (88,9 mm). O consumo específico de corpos moedores é de 100 g/t.

Uma análise granulométrica típica do produto da moagem primária é apresentada na tabela 3.9. É importante ressaltar que a liberação da magnetita em relação aos demais minerais presentes ocorre abaixo de 1,7 mm ou 10 mesh Tyler.

Tabela 3.9 - Distribuição granulométrica média do produto da moagem primária

MESHES MM	Abertura da peneira								
	6,35mm	10	28	48	65	100	200	400	- 400
% RET.	2,95	6,81	16,74	14,57	7,82	5,17	9,28	7,14	29,52
%ACUM	2,95	9,76	26,50	41,07	48,89	54,06	63,34	70,48	100,0

### 3.3.5. Separação Magnética de Baixo Campo

O produto da moagem de barras é enviado a um circuito de separação magnética que é constituído por 10 separadores magnéticos de baixo campo Equimag - 36" x 120" (0,914 m x 3,048 m), operando com intensidade de 800 a 1000 Gauss e distribuídos em circuitos "rougher, scavenger e cleaner". O produto magnético (basicamente magnetita) é rejeitado e depositado em barragem própria. A fração não magnética segue juntamente com o produto da moagem de bolas para a classificação. As recuperações deste circuito são de 72 a 75% e de 97 a 99%, para a magnetita e apatita respectivamente.

### 3.3.6. Classificação e Moagem Secundária

O produto não magnético é classificado em um conjunto de 8 hidrociclones Kreebs de 26" (660,4 mm). Como a liberação da apatita ocorre abaixo de 0,21 mm (65 mesh Tyler ), o "overflow" da classificação apresenta somente 12% de sua massa com granulometria superior ao referido tamanho. Uma análise granulométrica típica do produto da classificação é apresentada na tabela 3.10.

Tabela 3.10 - Distribuição granulométrica média do produto da classificação

MESHES MM	Abertura da peneira					
	48	65	100	200	400	- 400
	0,295	0,208	0,147	0,074	0,038	- 0,038
% RET.	1,73	10,30	12,69	21,78	13,70	39,80
%ACUM	1,73	12,03	24,72	46,50	60,20	100,00

Enquanto o "overflow" alimenta uma posterior etapa de deslamagem, o "underflow" deste circuito é destinado à cominuição em moagem secundária constituída de moinho de bolas Allis Chalmers - 16' x 20' (4,88 m x 6,05 m) que opera a úmido (76% de sólidos), com descarga por "overflow", grau de enchimento de 34% e carga de bolas com diâmetros de 50 mm e 60 mm. O produto da moagem exibe um  $d_{50}$  de 0,21 mm (65 mesh Tyler) que alimenta o circuito de classificação já descrito. A carga circulante é da ordem de 250 a 300% da alimentação do moinho, enquanto que o consumo específico de corpos moedores é de 104 g/t, em relação ao ROM.

### 3.3.7. Deslamagem



O circuito de deslamagem recebe como alimentação o "overflow" da classificação e se divide em 4 fases, respondendo por um índice de recuperação de 85 a 89% da apatita contida.

**Primeira deslamagem** - Alimentada pelo "overflow" da classificação, é composta de 6 hidrociclones Kreebs - 26" (660,4 mm), sendo que o "overflow" passa a alimentar a segunda deslamagem e o "underflow" alimenta a quarta deslamagem.

**Segunda deslamagem** - Esta etapa é constituída por 80 hidrociclones Kreebs - 6" (152,4 mm), onde seu produto "underflow" se encaminha à terceira deslamagem e o "overflow" que é constituído de partículas ultrafinas (abaixo de 0,02 mm), representando em média 25% em peso da alimentação rom. Tal fração de ultrafinos alimenta os circuitos de microdeslamagem e flotação em colunas, que é o objeto desta dissertação.

**Quarta deslamagem** - É alimentada pelo "underflow" da primeira deslamagem e é constituída por 4 hidrociclones Kreebs - 26" (660,4 mm). O "overflow" é direcionado também à terceira deslamagem; enquanto que o "underflow", que se apresenta com granulometria de 34 a 40% da massa retida em 0,21 mm (65 mesh Tyler) tem como destino a alimentação do circuito de flotação de grossos (ALFG). Uma análise granulométrica típica do "underflow" é apresentada na tabela 3.11.

Tabela 3.11 - Distribuição granulométrica média do "underflow" da quarta deslamagem, (Alimentação da Flotação de Grosso - ALFG)

MESHES MM	Abertura da peneira					
	48 0,295	65 0,208	100 0,147	200 0,074	400 0,038	- 400 - 0,038
% RET.	13,90	20,96	28,83	31,48	4,53	0,30
%ACUM	13,90	34,86	63,69	95,17	99,70	100,00

**Terceira deslamagem** - Sua alimentação é composta pelo "overflow" da quarta e "underflow" da segunda deslamagem. A operação é executada por uma bateria de 60 hidrociclones Kreebs - 6" (152,4 mm). Seu "overflow", com baixa porcentagem de sólidos, é retornado ao processo como "água de recirculação"; enquanto que o "underflow", que contém entre 7 a 10% de sua massa retida em 0,21 mm ( 65 mesh Tyler ), constitui o produto que alimenta o circuito da flotação de finos (ALFF). Uma análise granulométrica típica do "underflow" é apresentada na tabela 3.12.

Tabela 3.12 - Distribuição granulométrica média do "underflow" da terceira deslamagem, (Alimentação da Flotação de Fino - ALFF)

MESHES MM	Abertura da peneira					
	48	65	100	200	400	- 400
	0,295	0,208	0,147	0,074	0,038	- 0,038
% RET.	0,00	7,92	9,96	37,35	36,31	8,16
%ACUM	0,00	7,92	17,88	55,23	91,84	100,00

### 3.3.8. Microdeslamagem

O circuito de microdeslamagem opera com 3 estágios, sendo a primeira microdeslamagem efetuada em hidrociclones de poliuretano Mozley - 40 mm enquanto que a segunda e terceira microdeslamagens operam com hidrociclones de 1" (25,4 mm). Esta situação vem sendo utilizada desde junho de 1995, quando foi introduzido o novo projeto de ultrafinos denominado PUF. Anteriormente, a microdeslamagem era constituída somente de 2 estágios, operando com hidrociclones de 1" (25,4 mm). O "underflow" deste circuito é a alimentação da flotação de ultrafino (ALFU).

Uma análise granulométrica típica do "underflow" da microdeslamagem é apresentada na tabela 3.13.

Tabela 3.13 - Distribuição granulométrica<sup>(\*)</sup> média do "underflow" da microdeslamagem, (Alimentação da Flotação de Ultrafino - ALFU)

MICRONS	Diâmetro da partícula								
	73,1	54,7	44,0	38,0	24,6	19,8	10,3	4,97	-4,97
% RET.	3,10	5,90	7,20	6,00	22,10	12,00	27,30	13,40	3,00
%ACUM	3,10	9,00	16,20	22,20	44,30	56,30	83,60	97,00	100,0

### 3.3.9. Flotação de Apatita Grossa

O "underflow" da quarta deslamagem é transportado por gravidade para 2 condicionadores cilíndricos de 10' de altura x 10' de diâmetro (3,05 m x 3,05 m) cada um, que operam em série, permitindo um tempo de residência da polpa da ordem de 15 minutos.

No primeiro condicionador, são adicionados o depressor (amido/gritz de milho gelatinizado) e o regulador de pH (NaOH). O pH de condicionamento é da ordem de 9,5.

Após condicionada com o depressor, a polpa é bombeada para o circuito de flotação em células mecânicas nos estágios:

i. "rougher", que é composto por 9 células Wemco de 500 pés cúbicos (14,2 m<sup>3</sup>) cada, que também recebe como alimentação o concentrado

---

(\*) Análise por Difração Laser em instrumento Malvern, no Laboratório de Caracterização Tecnológica - Departamento de Engenharia de Minas, Escola Politécnica da Universidade de São Paulo.

"scavenger" da flotação de finos. A razão pela qual o concentrado "scavenger" do circuito de finos alimenta o "rougher" da flotação de apatita grossa reside no fato da fração fina proporcionar uma maior estabilidade e consistência à espuma da flotação dos grossos.

ii. **"scavenger"** composto por 5 células Wemco de 500 pés cúbicos (14,2 m<sup>3</sup>);

iii. **"cleaner"** composto de 7 células Wemco de 500 pés cúbicos (14,2 m<sup>3</sup>) e ainda;

iv. **"recleaner"** composto de 4 células Wemco de 300 pés cúbicos (8,5 m<sup>3</sup>).

A adição de coletor ocorre na cabeceira dos bancos "rougher" e "scavenger" distribuída na proporção de 4:1, respectivamente. O coletor é constituído por uma mistura de óleo de arroz, soja-uva e de tall-oil. A mistura é dosada após prévia saponificação com hidróxido de sódio.

### 3.3.10. Flotação de Apatita Fina

O "underflow" da terceira deslamagem é transportado por gravidade para 2 condicionadores cilíndricos de 10' de altura x 10' de diâmetro (3,05 m x 3,05 m) cada, que operam em série, com tempo de residência da ordem de 10 minutos. No primeiro condicionador, são adicionados o depressor (amido/gritiz de milho gelatinizado); NaOH como regulador de pH ( pH = 10,0 ) e ainda uma fração do coletor (55%) na forma de sabão de óleos de arroz, soja-uva e tall-oil. O fluxo que recebe esta quantidade de coletor alimenta a flotação "rougher" em colunas, enquanto que o restante do coletor (45%) se encontra distribuído da seguinte maneira:

i. 30% na cabeceira dos bancos "scavenger";

ii. 15% no pré-condicionamento da etapa "cleaner".

Após condicionada, a polpa é bombeada para o circuito de flotação que é constituído de células mecânicas para o estágio "scavenger" constituído de 4 células Wemco 500 pés cúbicos ( $14,2 \text{ m}^3$ ) e 4 células Wemco 300 pés cúbicos ( $8,5 \text{ m}^3$ ) e células de coluna para os estágios: "rougher" e "cleaner". As dimensões das colunas em operação nestes circuitos são:

- i. 2 colunas do tipo TBM/Cominco retangulares (6 x 3 x 12 m) para o estágio "rougher";
- ii. 1 coluna do tipo TBM/Cominco retangular (5 x 3 x 12 m) para a etapa "cleaner";

Antes de ser bombeada para o estágio "cleaner", a polpa é condicionada por 10 minutos em condicionador cilíndrico de 10' de altura x 10' de diâmetro ( $3,05 \text{ m} \times 3,05 \text{ m}$ ). Nesta fase do circuito que é representada pela flotação, a recuperação de apatita se situa na faixa de 79 a 83%.

### 3.3.11. Flotação de Apatita Ultrafina

O produto undeflow da terceira microdeslamagem, após condicionado em um primeiro estágio com hidróxido de sódio para modulação de pH (pH=10) e amido como depressor e em segundo estágio com coletor de apatita, óleo de arroz + soja (2,3 : 1), ambos na forma de sabão.

A flotação é efetuada em tres estágios:

- i. **Flotação rougher** - Célula de coluna TBM/Cominco capacidade 130 t/h de polpa, dimensões 5,0 x 3,0 x 12,0 m, dividida em 06 seções.
- ii. **Flotação scavenger** - Constituída por 05 células mecânicas Wenco STD-144, 500 pés cúbicos ( $14,2 \text{ m}^3$ ), duplo overflow.

iii. Flotação cleaner - Célula de coluna TBM/Cominco capacidade 23 t/h de polpa, dimensões 4,5 x 3,0 x 12,0 m, dividida em 06 seções.

### 3.3.12. Espessamento do Concentrado Fosfático

Os concentrados de apatita, quer sejam do circuito de flotação de grossos ou de finos; são transportados por gravidade para um espessador Dorr-Oliver com diâmetro de 70' (21,3 m). A polpa é alimentada com porcentagem de sólidos entre 38 e 43%, de onde se obtém um "underflow" homogêneo que apresenta de 55 a 58% de sólidos. As principais características do concentrado final são apresentadas nas tabelas 3.14 e 3.15

Tabela 3.14 - Distribuição granulométrica média do concentrado fosfático convencional

MESHES MM	Abertura da peneira						
	65	100	150	200	270	325	-325
	0,208	0,147	0,104	0,074	0,053	0,043	-0,043
% RET.	6,31	16,35	25,05	13,12	14,83	6,64	17,70
%ACUM	6,31	22,66	47,71	60,83	75,66	82,30	100,00

Tabela 3.15- Análise química média do concentrado fosfático convencional

ANÁLISE	P <sub>2</sub> O <sub>5</sub>	CaO	Fe <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	SiO <sub>2</sub>	Al <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	MgO	F
%	36,5	48,2	2,5	2,0	0,5	0,4	2,3

O produto é colocado alternadamente em tres "tanques pulmão" (com capacidade individual de 580 m<sup>3</sup>). Em seguida, a polpa de concentrado é

transportada até a "Unidade do Terminal da Ultrafertil-Catalão" via bombeamento em mineroduto com diâmetro de 6" (152,4 mm) por uma distância de 13.700m sob pressão de 80 kgf/cm<sup>2</sup>. Ao chegar ao seu destino é estocado em outros tres "tanques pulmão" os quais alimentam o sistema de filtragem.

### 3.3.13. Espessamento do Concentrado Fosfático Ultrafino

O concentrado ultrafino que é o produto da flotação em células de coluna, é alimentado com 40% de sólidos em um espessador Miningtech de diâmetro de 12,5 m, de onde se obtém um "underflow" com 50 a 53% de sólidos. As tabelas 3.16 e 3.17 apresentam informações quanto à granulometria e composição química de tal concentrado.

Tabela 3.16 - Distribuição granulométrica<sup>(\*)</sup> média do concentrado fosfático ultrafino

MICRONS	Diâmetro da partícula								
	74	53	43	38	25	20	10	5	-5
% RET.	2,37	2,39	3,73	2,44	8,61	7,01	16,99	13,98	42,48
%ACUM	2,37	4,76	8,49	10,93	19,54	26,55	43,54	57,52	100,0

Tabela 3.17- Análise química média do concentrado fosfático ultrafino

ANÁLISE	P <sub>2</sub> O <sub>5</sub>	CaO	Fe <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	SiO <sub>2</sub>	Al <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	MgO
%	34,5	45,5	3,7	4,2	0,8	1,2

<sup>(\*)</sup> Determinada a partir de ensaios de sedimentação em proveta graduada, obedecendo à Lei de Stokes.

O produto do espessador alimenta um "tanque pulmão" com capacidade de 580 m<sup>3</sup> de polpa e, da mesma forma que o concentrado fosfático, é transferido isoladamente até a "Unidade do Terminal da Ultrafértil-Catalão".

#### 3.3.14. Filtragem do Concentrado Fosfático

Dos "tanques pulmão", a polpa é bombeada até um sistema de filtragem constituído de filtro plano Envirotech, modelo-9640, que produz uma torta com umidade entre 7 e 10%. Este produto é depositado em galpão coberto e pode ter dois destinos:

- i. Vendido como concentrado úmido;
- ii. Alimentação da unidade de secagem.

#### 3.3.15. Secagem do Concentrado Fosfático

O concentrado fosfático é alimentado em um secador tipo "flash dryer" através de correias transportadoras de onde sai com umidade menor que 0,10%. Tal produto é depositado em silos/galpão de onde sai para a expedição em vagões ou caminhões.

#### 3.3.16. Filtragem do Concentrado Fosfático Ultrafino

De um "tanque pulmão", a polpa é bombeada para um filtro tambor Dorr Oliver de tamanho 8' de diâmetro x 12' de largura (2,44 m x 3,66 m), de onde sai uma torta com 16 a 19% de umidade, que é depositada em pátio aberto, pronto para a expedição em caminhões. Este concentrado é denominado "concentrado fosfático ultrafino úmido".



#### 4. REVISÃO BIBLIOGRÁFICA

O desempenho do processo de flotação é função de uma ampla gama de variáveis e fatores que se influenciam mutuamente. A consequência disto é que tal sinergismo torna muito difícil uma clara compreensão do efeito de uma variável sobre outra, assim como o efeito resultante de todos os fatores envolvidos sobre o desempenho global do processo. Com a presente revisão bibliográfica, buscaremos apresentar os principais fatores que influenciam a flotação e que estão intimamente ligados com o objetivo desta pesquisa, fatores estes decorrentes do modelo e eficiência dos equipamentos de flotação, assim como a influência que as frações ultrafinas exercem sobre o processo.

##### 4.1. A Geração de Finos em Circuitos Industriais de Beneficiamento

“Whenever a floatable particle is broken, some nonfloatable slime is formed”

Taggart (11).

Todo mineral, para responder adequadamente à flotação, deve apresentar distribuição granulométrica compatível com as limitações do minério e do processo, que são (11) (12):

i - Quanto ao minério, deve-se levar em consideração o tamanho máximo flotável dos minerais que se quer flotar e o grau de liberação mais adequado (compromisso entre fatores técnicos e econômicos) . Tais parâmetros definem o tamanho abaixo do qual deverá o minério ser moído ("mesh of grinding");

ii - Deve-se levar em consideração os reagentes que serão utilizados (o desempenho de xantatos, por exemplo, não é prejudicado pela presença de ultrafinos, mas o mesmo não ocorre com ácidos graxos, aminas, hidroxamatos e sulfatos/sulfonatos de alquila) (3);

iii - A capacidade dos equipamentos de remover as partículas hidrofílicas que se sedimentam no fundo da célula é muito importante porque, se forem muito grosseiras, poderão aterrar a célula;

iv - A capacidade das bolhas e espuma de transportarem as partículas hidrofóbicas e rejeitarem as partículas hidrofílicas.

Dos fatores apresentados acima, alguns merecem especial atenção: tamanho máximo flotável, grau de liberação e a capacidade da moagem em alterar as propriedades físico-químicas interfaciais dos minerais.

O Tamanho máximo flotável, poderia ser melhor definido como o maior diâmetro de partícula capaz de aderir a bolhas de ar e flotar. A experiência mostra que carvões (densidade = 1,7-1,9) permitem que partículas tão grossas como 5 mm de diâmetro flitem a contento, enquanto que partículas de cassiterita (densidade = 6,8-7,0) com diâmetro superior a 0,150 mm apresentem baixíssima flotabilidade. É importante ressaltar que o tamanho máximo flotável não é uma propriedade específica de uma determinada espécie mineral, pois, além de ser função da densidade do mineral, é muito importante se levar em consideração a capacidade de transporte das bolhas de ar presentes no sistema de flotação. As características de tais bolhas, por sua vez, dependem da célula de flotação adotada, seus mecanismos de aeração e ainda a presença de reagentes de flotação no sistema (sua natureza e concentração na polpa) (3) (11) (13).

O "status" da liberação do mineral-minério em relação à ganga é traduzido pelo seu Grau de Liberação, que pode ser definido pela relação entre a quantidade de mineral útil sob a forma de grãos livres versus quantidade total de mineral útil contido no minério (grãos livres + mistos). Para se atingir uma liberação de 100% muitas vezes é necessário trabalhar com altíssimos graus de redução na moagem, o que ocasionaria uma grande produção de partículas ultrafinas acompanhadas de altos custos operacionais. Deste modo, toda moagem deve adotar um grau de liberação tal que conduza a:

- i. Concentrados com teores dentro das especificações de mercado aliados a máximas recuperações do mineral útil;
- ii. Mínima geração de ultrafinos, que são capazes de prejudicar o desempenho da flotação;
- iii. Menores custos operacionais.

Com o objetivo de se conseguir uma liberação conveniente, Beraldo (12) faz as seguintes considerações:

- i. Quanto à granulometria do mineral útil, quanto maior a finura deste, via de regra, mais fina deverá ser executada a moagem;
- ii. No processo de cominuição, as fraturas apresentam tendência de se localizar nos contatos intergranulares; possibilitando, deste modo, uma boa liberação dos minerais úteis, mesmo para moagens relativamente grosseiras;
- iii. Diferenças de dureza entre os diversos minerais presentes em um minério podem facilitar ou dificultar a flotação. Por exemplo, para uma mistura composta por quartzo/galena, há uma tendência para o quartzo ser menos moído. Deste modo, se realizarmos uma moagem de forma a se obter a galena em uma granulometria adequada para a flotação, o quartzo estará moído com granulometria mais elevada, o que facilitará a flotação com grande economia de energia de moagem. Por outro lado, em uma mistura galena/sericita haverá uma sobre moagem da sericita, acompanhada de intensa

geração de lama que fatalmente irá prejudicar o desempenho da flotação. Outro fator muito importante que ocorre sempre associado a diferenças de dureza entre os minerais é o "smearing effect" ou "efeito giz" no qual um mineral de menor dureza é riscado por outro de maior dureza dentro do moinho e, deste modo, a superfície do mineral de maior dureza pode ficar contaminada por uma fina camada deixada pelo traço do mineral que foi riscado. Este fenômeno é esperado ocorrer: na moagem de talco, agalmatolito, grafita e gipsita.

Em situações onde a liberação conveniente dos minerais exigiria uma moagem muito fina, a adoção de remoagem de produtos intermediários da flotação poderia constituir alternativa viável tanto sob o ponto de vista técnico como econômico. Neste caso, a solução a ser adotada dependerá da flotabilidade dos grãos mistos (12):

i. Quando os grãos mistos flotam facilmente e a liberação exige moagem muito fina, aconselha-se remoer o concentrado "rougher" antes das operações "cleaner". Esta solução tem sido usada no processamento de minérios de muito baixo teor, como é o caso dos minérios de cobre porfiríticos;

ii. Quando os grãos mistos flotam com alguma dificuldade, deve-se remoer o concentrado "scavenger" e/ou o rejeito "cleaner". Tal procedimento tem sido usado para minérios de teor médio, como o minério de zinco de Morro Agudo;

iii. Quando os grãos mistos não flotam, pode ser necessária uma remoagem dos rejeitos, após classificação prévia, como é o caso da Arafertil.

A figura 4.1. ilustra a dependência da recuperação de um mineral qualquer em função de sua granulometria. Nota-se que tanto as frações granulométricas mais finas quanto as mais grossas respondem mal à flotação se comparadas às faixas intermediárias. Alguns motivos para o mal

comportamento das frações granulométricas finas são apresentados na seção 4.2. O mau comportamento das frações granulométricas mais grossas está sempre associado ao tamanho máximo flotável ou a deficiências na liberação.

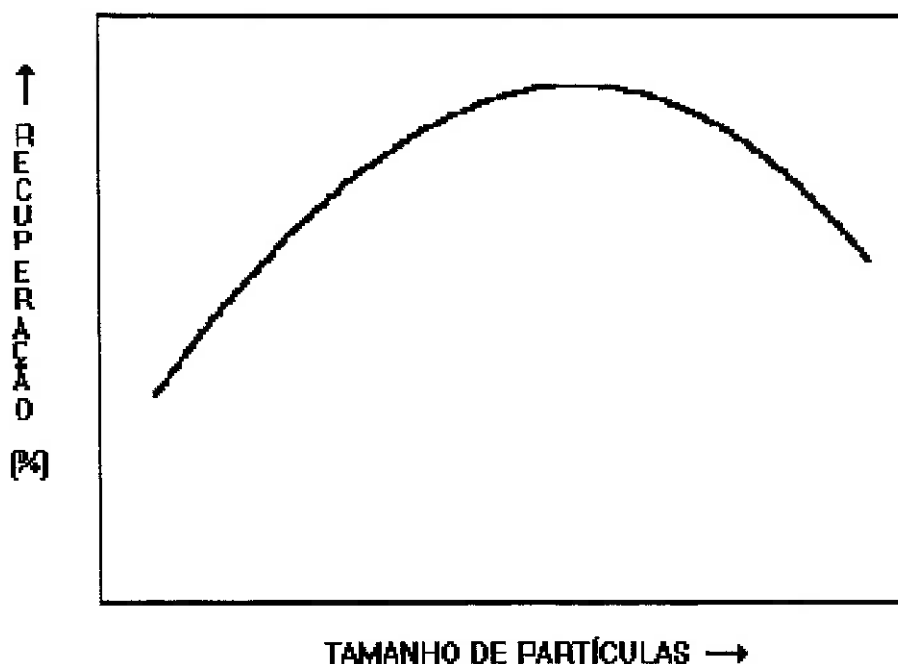


Figura 4.1- Curva genérica de recuperação de um mineral em função de sua granulometria.

Outro fator muito importante associado à moagem e que influi diretamente no desempenho da flotação é a sua capacidade de realizar profundas modificações nas propriedades interfaciais dos minerais durante o tempo em que estes estão sendo submetidos ao processo de cominuição tanto a úmido como a seco:

i. Leja (13) tece importantes considerações sobre a influência de resíduos sólidos oriundos do consumo de corpos moedores durante o processo de cominuição sobre o desempenho da flotação de sulfetos. Segundo esse autor (13), durante a moagem muito fina, minúsculas partículas

de ferro metálico (aço) se depositam na superfície das espécies minerais que estão sofrendo cominuição. Sempre que tal fenômeno ocorre sobre partículas de sulfetos semimetálicos, minúsculos circuitos galvânicos são formados e, na presença de eletrólitos (como é o caso da polpa de flotação), tornam-se tão altamente ativos que são capazes de deixar o potencial galvânico dos sulfetos com caráter altamente redutor. Tais reações redutoras não favorecem a adsorção dos tiocompostos na forma que é necessária para aumentar a hidrofobicidade da interface mineral/solução;

ii. A moagem é uma etapa bastante crítica no que concerne à contaminação da polpa por íons oriundos de diversos fenômenos que ocorrem dentro de um moinho. Para se ter uma noção da intensidade do fenômeno, Taggart (11) reporta que uma simples moagem é capaz de, muito facilmente, adicionar 200 mg/l de sais dissolvidos a uma água não recirculada. Com a contínua recirculação, reportam-se valores da ordem de 5000 a 7000 mg/l. A interação dos minerais com o meio aquoso durante a moagem é catalisada pelo contínuo aumento da área superficial dos mesmos, assim como da mais alta temperatura que ocorre no meio. A tais fatores soma-se ainda o fato de que superfícies recém-criadas encontram-se no pico de sua reatividade e a intensa agitação do meio faz com que reações controladas por difusão sejam aceleradas. Entre as reações químicas mais comuns que ocorrem durante a moagem e que afetam consideravelmente a composição iônica da polpa, destacam-se: oxidação dos sulfetos (ocasionando a formação de sulfatos que poderão afetar as propriedades elétricas interfaciais de vários minerais presentes através de adsorção específica na interface mineral/solução), solubilidade dos minerais, troca iônica entre íons da rede cristalina dos minerais e íons da solução;

iii. A literatura corrente (14) reporta importantes modificações no grau de cristalinidade de minerais após moagem por tempo prolongado, enquanto outros autores (15) reportam consideráveis alterações no Nível de Fermi (é o nível de energia dos elétrons da camada de valência) de alguns minerais

semi-solúveis sob certas condições operacionais. Em ambas situações, o resultado da flotação ficou substancialmente comprometido.

Como conclusão a tudo o que se apresentou nesta seção, deve-se fazer distinção entre as partículas finas naturais do minério e aquelas geradas durante o beneficiamento. Em ambos os casos, deve-se sempre levar em consideração que a alimentação da flotação com conteúdo excessivo de finos deve ser sempre evitada, assim como especial atenção deve ser dada aos finos gerados no processo. Uma tendência observada nos atuais circuitos industriais de flotação de fosfatos é flotar separadamente os finos naturais dos finos gerados no processo (16) (17).

#### **4.2. A Influência das Lamas no Desempenho da Flotação**

A existência de lamas na polpa pode prejudicar o processo de flotação, das seguintes formas (3) (12):

i. Grãos ultrafinos, devido à sua alta relação área superficial/massa, expõem sítios em demasia de sua interface mineral/solução aptos para a adsorção de reagentes. Este comportamento torna a adsorção muito pouco seletiva, ocasionando a hidrofobização de muitas partículas de minerais de ganga. Este fenômeno é particularmente comum para ácidos graxos de cadeia longa (C<sub>14</sub>-C<sub>18</sub>), sulfatos/sulfonatos de alquila (C<sub>14</sub>-C<sub>16</sub>) e também aminas graxas (3) (12);

ii. Grãos ultrafinos de ganga são facilmente arrastados para a camada de espuma pela água que acompanha as bolhas ascendentes, o que leva a uma maior contaminação do concentrado (18);

iii. As partículas ultrafinas dos minerais úteis flutam mal devido a dificuldades no contato com as bolhas de ar motivadas pelo seu pequeno

volume e energia de colisão necessária para vencer a barreira energética formada pela camada de hidratação que circunda partículas e bolhas (3);

iv. Ultrafinos apresentam grande superfície específica, responsável pelo excessivo consumo de reagentes. Este alto consumo de reagentes, quando traduzido em altas concentrações de agentes tensoativos na solução, propicia maior rebaixamento da energia livre da interface ar/solução, o que pode conduzir a situações termodinamicamente desfavoráveis para a flotação das partículas hidrofóbicas (energias livres da interface ar/solução inferiores à tensão superficial crítica de molhabilidade) (3) (19);

v. Por diferenças entre cargas elétricas superficiais, grãos de ultrafinos de ganga podem se depositar sobre grãos do mineral útil, provocando uma depressão deste último (3) (12) (20).

#### **4.3. Os Finos e a Cinética de Flotação**

O processo de flotação pode ser avaliado como um sistema interativo de três componentes (21): físico-química, operação e equipamento. Os parâmetros físico-químicos envolvem as condições sob as quais acontece a modificação das propriedades interfaciais dos minerais (adsorção de depressor, coletor, etc..). Quanto à operação e o equipamento de flotação (célula), é importante ressaltar que as partículas hidrofóbicas imersas em uma polpa aerada e sob agitação somente flotarão se houver sucesso em 4 eventos muito importantes, todos eles dependentes do tempo (22) (23) (24): ocorrência de colisão entre partículas e bolhas; ocorrência de aderência partícula/bolha com a consequente formação de um agregado; persistência do agregado após sua formação e durante sua flotação.

A ocorrência de colisões entre partículas hidrofóbicas e bolhas de ar podem levar à formação de agregados partículas/bolhas. Alguns fatores podem



favorecer (ou apressar) a formação de um agregado, como: oferta de bolhas (aeração), oferta de partículas hidrofóbicas (% de sólidos na polpa) e tempo de permanência da polpa na célula de flotação, etc.

Sendo a densidade do agregado partícula/bolha menor que a da polpa, em obediência ao Princípio de Arquimedes, o agregado deverá flutuar. É importante ressaltar, porém, que tal agregado em meio agitado como o de uma célula de flotação, sofrerá acelerações da ordem de 50 vezes maiores que a aceleração da gravidade (24), além de sofrerem bombardeamento de partículas em agitação que se chocam contra o agregado. Todos estes fatores contribuem para a destruição do mesmo, gerando insucesso no seu transporte através da polpa. Destruído um agregado, as partículas deverão novamente interagir com as bolhas para formação de um novo agregado, assim sucessivamente.

Quando o agregado atinge a base da coluna de espuma, ele permanecerá em sua trajetória ascendente, agora impulsionado pelos outros agregados que lhe sucedem. Por outro lado, a água de drenagem da espuma sofrerá, sob ação da gravidade, movimento descendente, o que contribuirá para arrastar partículas de volta para a polpa, onde elas teriam que, novamente, passar pelos eventos: colisão favorável, adesão favorável, persistência do agregado.

É importante também ressaltar que, dentro de uma célula de flotação, se as partículas não forem capazes de interagir com bolhas e formar agregados, elas fatalmente irão sofrer sedimentação (afundar) e, fatalmente, serão dragadas pelo fluxo de polpa que é removido da célula de flotação (se forem grosseiras) ou ainda arrastadas pelo fluxo ascendente de bolhas, indo contaminar a espuma (se forem ultrafinas) (23).

Se o sucesso da flotação de uma partícula depende do sucesso da ocorrência seqüenciada de cada um dos fenômenos apresentados então a probabilidade resultante de uma partícula flotar poderia ser associada a uma probabilidade

Pr, probabilidade esta dependente de cada uma das probabilidades dos eventos isolados:

$P_1$  : Probabilidade de colisão;

$P_2$  : Probabilidade de adesão;

$P_3$  : Probabilidade de sobrevivência do agregado partícula/bolha após formado;

$P_4$  : Probabilidade das partículas que penetraram no leito da espuma não serem arrastadas de volta à polpa.

$$Pr = P_1 \times P_2 \times P_3 \times P_4$$

Uma máxima probabilidade de sucesso do evento 1 ( $P_1$ ) estaria associada a altas taxas de aeração e % de sólidos (para aumentar a chance de colisão partícula/bolha na polpa) em um meio com agitação suficiente para não deixar que as partículas se sedimentem e sejam dragadas para o produto afundado. Variáveis muito importantes para o sucesso do evento  $P_2$  (que não são operacionais, mas de cunho termodinâmico e cinético) são: energia livre da interface líquido/ar, estado de agregação/dispersão dos minerais na polpa e, ainda, o tempo de indução (23).

Uma máxima probabilidade de sucesso do evento 2 ( $P_2$ ) exigiria um ambiente que interferisse o mínimo possível com a estabilidade do agregado partícula/bolha durante seu transporte até a camada de espuma. Tal situação demandaria um meio pouco turbulento. Note-se que as condições ótimas para o sucesso do evento 3 são contrárias às do evento 1 em células de flotação mecânicas e que células de coluna, por outro lado, oferecem condições bem mais favoráveis para a ocorrência do evento 3 (23).

A probabilidade de sucesso do evento 4 ( $P_4$ ) é alta para as partículas muito hidrofóbicas e bastante variável para as partículas hidrofílicas que tenham

sido ocasionalmente aprisionadas nos agregados partícula/bolha e, como consequência, foram transportadas até a camada de espuma. Este assunto merece especial atenção. É o que veremos no próximo parágrafo.

Se as partículas hidrofílicas obtiveram sucesso nos eventos 1, 2 e 3 e, com isto, atingiram a camada de espuma, elas o fizeram por simples arraste ou transporte ("entrainment") pela água que é carregada pelas bolhas que ascendem na célula. A intensidade do fenômeno através do qual as partículas hidrofílicas atingem a camada de espuma é tanto mais alta quanto mais fina for a granulometria de tais partículas e ainda quanto maior for a vazão de água carregada pelo fluxo ascendente de bolhas. Tal fenômeno é reportado por vários autores (18) (24) (25) e ilustrado nas figuras 4.2.e 4.3. Por outro lado, as partículas que foram arrastadas pela água podem ser removidas da camada de espuma e remetidas de volta à polpa na proporção e intensidade com que ocorrer a drenagem da água aprisionada entre as lamelas das bolhas (como mostra a figura 4.4). O movimento descendente desta água de drenagem pode carrear de volta as partículas hidrofílicas para a polpa, diminuindo a probabilidade de ocorrência do evento 4. Por outro lado, à medida que o adelgaçamento das paredes das bolhas vai ocorrendo, tais partículas hidrofílicas, embora sem interação com as bolhas de ar, podem ficar fisicamente capturadas na estrutura da espuma. A solução deste problema demanda:

- i. Adição de um tipo de água, denominada água de lavagem ou "água de rinse", que pode ser utilizada na forma de um "spray" sobre a camada de espuma. Essa água minimiza de sobremodo a probabilidade das partículas hidrofílicas de se reportarem ao produto flotado. Células de coluna fazem uso deste artifício para melhorar a qualidade do concentrado. Neste caso, tal fluxo de água é denominado "água de bias";

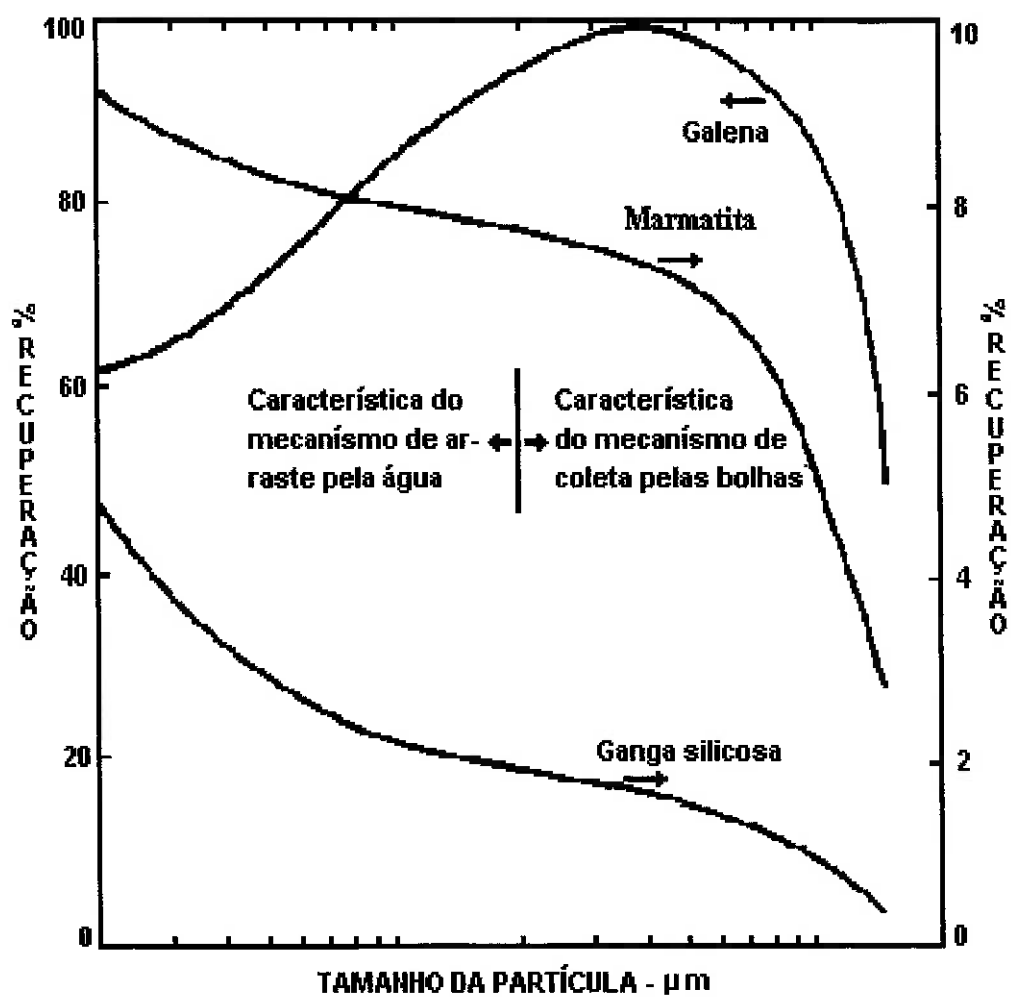


Figura 4.2- Influência do Tamanho de Partículas na Recuperação de Minerais de Minério e de Ganga (18).

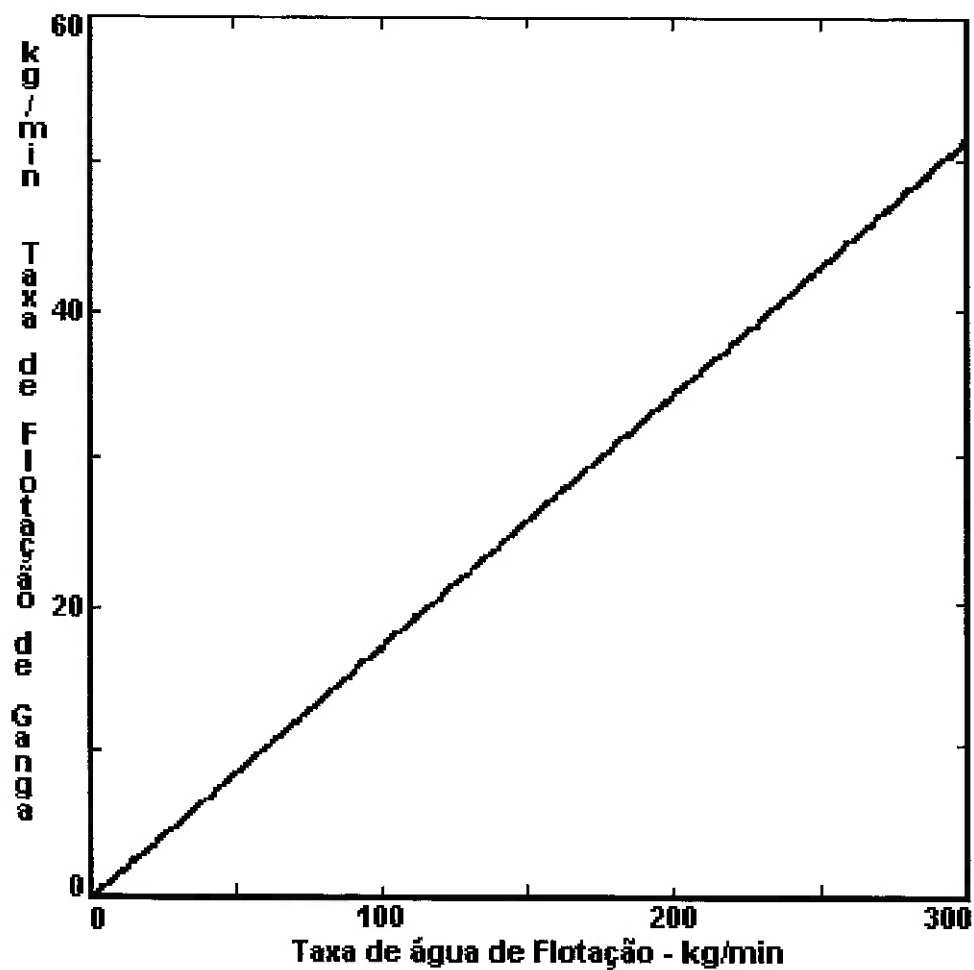


Figura 4.3- Influência da Água no Arraste de Minerais de Ganga (18).

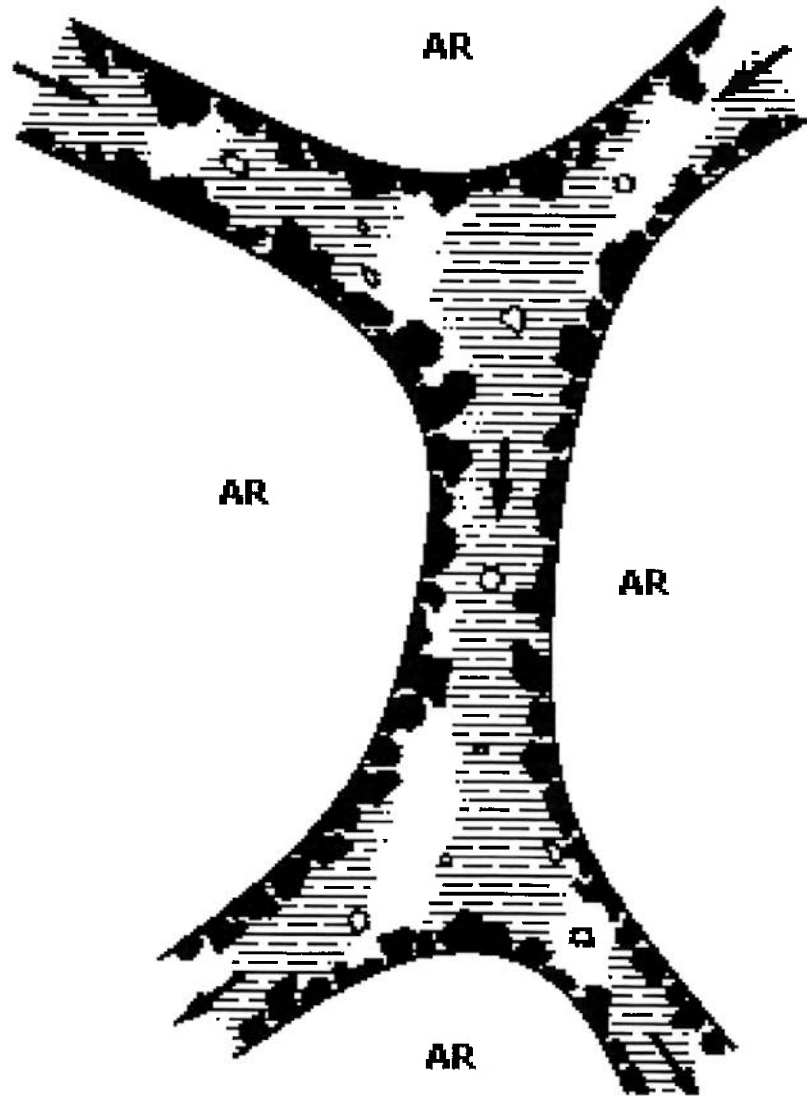


Figura 4.4- Água existente entre as lamelas da espuma e sua drenagem (18).

ii. Aumento da espessura da camada de espuma, permitindo a ocorrência de maior quantidade de água de drenagem.

Feitas as considerações iniciais sobre mecanismos de transporte de bolhas e partículas no interior de células de flotação, faz-se agora introduzir a variável tempo, uma vez que todos os eventos 1, 2, 3 e 4 ocorrem sempre dentro de um intervalo de tempo fixo, que é o tempo de residência da polpa na célula.

Seja um minério composto por 2 minerais: **A** (mineral que se deseja flotar) e **B** (mineral que não se deseja flotar). Façamos um diagrama hipotético de distribuição da frequência de partículas hidrofóbicas de ambas as espécies minerais **A** e **B** após condicionamento com os reagentes, conforme a figura 4.5.

Se toda partícula que apresentar hidrofobicidade maior que  $H_0$  for capaz de formar agregados estáveis com bolhas de ar, o sistema de flotação apresentaria o desempenho descrito pela figura 4.6, onde podemos verificar (23):

i. Se o tempo de flotação adotado for  $t_1$ , será possível recuperar 80% do mineral **A** e apenas 5% do mineral **B**. Trata-se, pois de uma separação bastante seletiva;

ii. Se quisermos recuperar 100 % do mineral **A**, teremos de adotar um tempo de flotação igual a  $t_2$  que fatalmente nos levará obrigatoriamente a recuperar 20% do mineral de ganga **B**. Esta opção poderia prejudicar a seletividade do processo;

iii. Se adotarmos um tempo infinito  $t_3$ , estaremos optando por uma situação onde todas as partículas de ganga com hidrofobicidade maior que

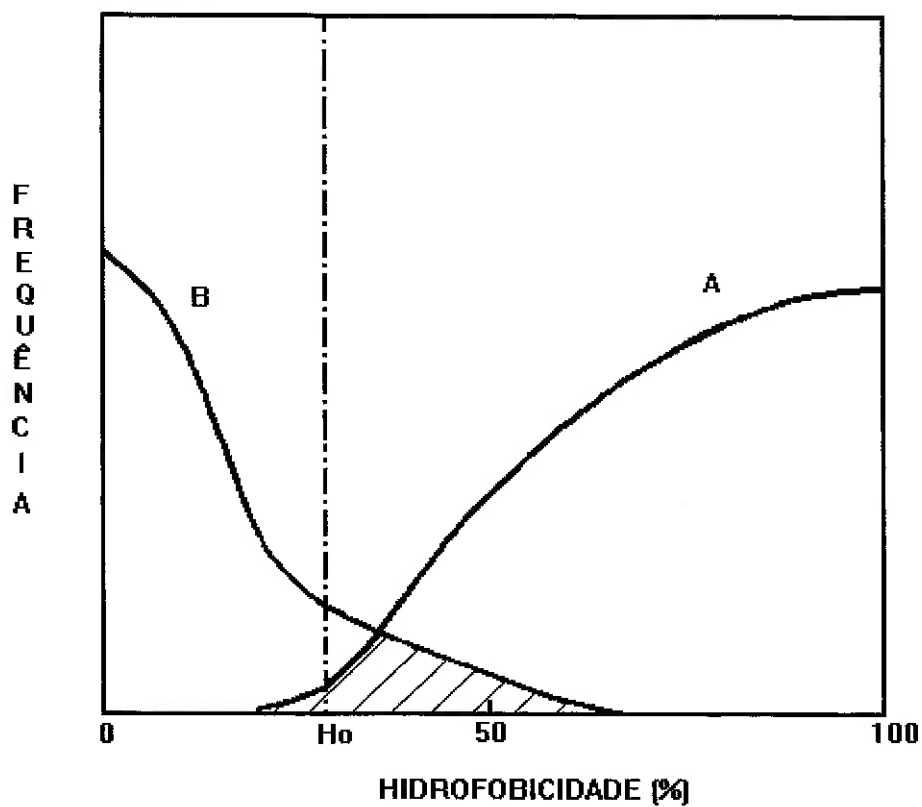


Figura 4.5- Diagrama Hipotético de Distribuição da Frequência com que Partículas do Mineral A (que se quer flotar) e Mineral B (que se quer afundar) apresentam seu Grau de Hidrofobicidade. A separação ou corte está sendo feita na Hidrofobicidade  $H_o$  (18).



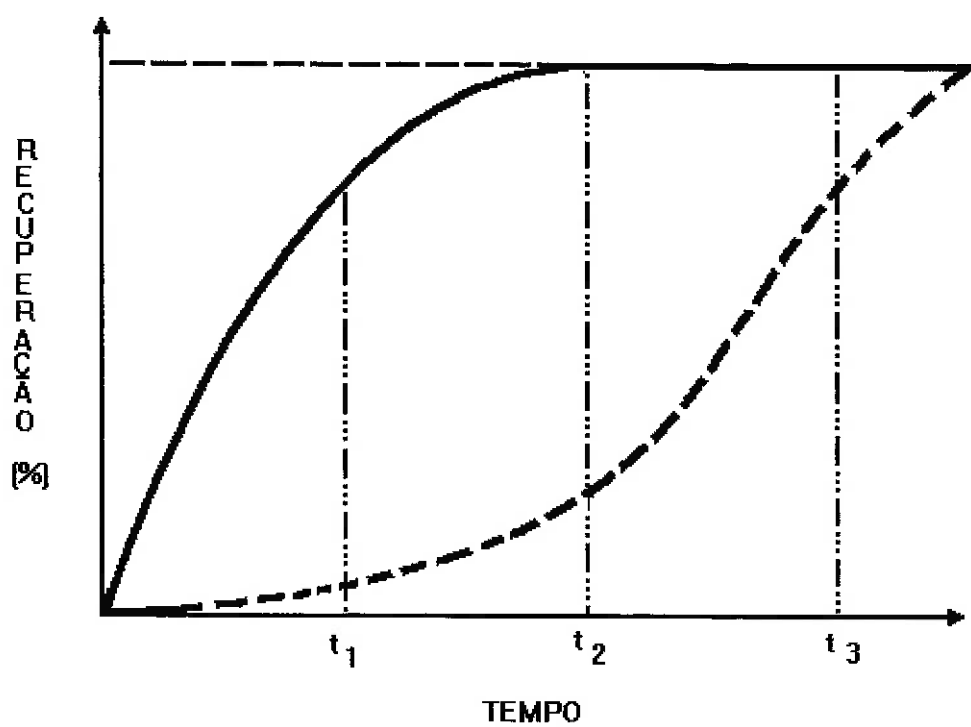


Figura 4.6 - Recuperação dos Minerais A (linha contínua) e B (linha tracejada) em Função do Tempo (18).

$H_0$  teriam oportunidade de flotar. Esta opção resultaria em uma grande carência de seletividade (23).

Em sistemas de flotação compostos por células mecânicas, durante todo o tempo de permanência da polpa na célula, qualquer partícula que exibir algum grau de hidrofobicidade terá probabilidade de flotar (isto é, passar com sucesso pelos eventos 1, 2, 3 e 4) seja ela de ganga ou de mineral útil. Deve-se, pois, sempre encontrar um tempo de permanência da polpa na célula (isto é, tempo de flotação) capaz de proporcionar os resultados mais convenientes (23).

É muito comum as jazidas de fosfato apresentarem alguns minérios considerados "problema" que não apresentam bom desempenho frente ao processo de flotação. Em muitas situações, tais minérios são portadores de minerais de ganga que apresentam uma velocidade de flotação maior que a do útil, o que pode prejudicar não só a flotação, como também a seletividade. O engenheiro de processos deve estar sempre atento para esta possibilidade (23).

#### **4.4. Fatores Operacionais que Influenciam a flotação de Finos (11) (12) (23)**

Um dos fatores mais importantes para se garantir um bom desempenho da flotação é a constância e estabilidade do circuito, pois permitem que se controle mais efetivamente as demais condições. Tão almejada estabilidade pode ser obtida através de alguns procedimentos facilmente exeqüíveis:

i - Minério sempre bem homogeneizado, o que pode demandar pátios/pilhas de homogeneização entre a britagem e a usina. É importante

ressaltar que minerais sulfetados e carvão, quando muito expostos à intempérie são passíveis de oxidação;

ii - Controle apurado da tonelagem que alimenta a moagem, assim como da % de sólidos. Uma preparação bem controlada muito auxilia na obtenção de bons resultados na flotação;

iii - Dosagens de reagentes feitas por equipamentos apropriados e soluções cuidadosamente preparadas;

iv - Ajustes operacionais devem ser feitos gradualmente, esperando-se sempre um tempo de resposta do processo (que pode ser longo, em virtude das recirculações internas existentes.

Além da constância das condições de processo, algumas outras variáveis podem ser utilizadas visando ajustes específicos:

#### 4.4.1. Massa de minério alimentada

Para uma % de sólidos constante, aumentando-se a vazão que alimenta o circuito de flotação, aumenta-se também a tonelagem de minério, assim como se diminui o tempo de permanência da polpa tanto nos condicionadores (o que acarreta uma diminuição no tempo de condicionamento) como nas células de flotação (ocasionando diminuição no tempo de flotação). Alterando-se os tempos de condicionamento e flotação pode-se executar pequenos ajustes de teor e recuperação.

#### 4.4.2. Dosagem de Reagentes

Mantendo-se constante as dosagens de depressor e pH, por exemplo, pequenos aumentos na concentração do coletor podem levar a um aumento da recuperação e a uma diminuição de teor do mineral útil no concentrado, vice-versa. Deve-se chamar atenção aqui para o fato de que dosagem é diferente de concentração. Dosagem é definida em termos de gramas do reagente por tonelada de minério, enquanto que a concentração é expressa em termos de gramas do reagente por litro de polpa (ou moles por litro). Assim sendo, se a massa de minério que alimenta a flotação for aumentada, digamos de 15%; se mantivermos a dosagem constante, estaremos trabalhando com uma maior concentração de reagente na polpa, o que influenciará diretamente a cinética de flotação dos minerais, além de modificar as condições de espumamento.

#### 4.4.3. Nível de polpa na célula

Trata-se de uma variável muito importante, pois determina a espessura da camada de espuma. O efeito desta variável no desempenho da flotação é:

i. Em células mecânicas, níveis altos de polpa significam que a espumadeira estará recolhendo toda a camada de espuma e, em alguns casos, pequenas quantidades de polpa. Tal prática é mais comum nos estágios "rougher" e "scavenger"; estágios estes que visam principalmente à recuperação.

ii. Níveis mais baixos de polpa se traduzem em camadas de espuma muito espessas. Como as espumadeiras têm um comprimento fixo, elas penetram na camada de espuma somente até uma profundidade menor ou igual ao seu comprimento. Daí que, dependendo da espessura da camada de espuma, as espumadeiras somente recolhem a porção superior e mais rica da

camada de espuma. Este procedimento favorece a obtenção de teores mais ricos de concentrado. Estágios "cleaner" normalmente operam em níveis de polpa mais baixos.

A prática industrial de flotação em células mecânicas tem consagrado o controle de nível como procedimento eficaz para pequenos ajustes de recuperação e teor.

#### 4.4.4. Aeração

Esta variável controla a oferta de bolhas para coletar as partículas hidrofóbicas existentes na polpa. Quando se aumenta a aeração, criam-se maiores oportunidades para a formação de agregados partícula/bolha e, com isto, aumenta-se a recuperação. Uma maior oferta de bolhas fatalmente ocasionará maior arraste de partículas hidrofílicas para o flutuado e, com isto, diminuir o teor do mineral hidrofóbico no produto flotado.

### 4.5. Células de Flotação

A separação de partículas minerais por flotação é feita em aparelhos designados como células ou máquinas de flotação que utiliza a propriedade da reatividade de superfície dos minerais presentes (26) . As células de flotação dotadas de um rotor são conhecidas como células mecânicas. Aquelas providas de mecanismos de aeração e desprovidas de rotor são designadas como células pneumáticas. De acordo com o mecanismo de fornecimento de ar os aparelhos de flotação se classificam em: células de agitação; pneumáticas; de vácuo; de pressão e de sub-aeração. Inicialmente as células pneumáticas tiveram algum emprego, sendo logo substituídas pelas

do tipo mecânico que tiveram um desenvolvimento muito maior; o ar passa através de tubos concêntricos com o eixo do rotor e é quebrado em pequenas bolhas na extremidade do rotor. O tamanho das bolhas varia, em geral, entre 0,6 e 2,0 mm. A quantidade de ar injetado, normalmente, situa-se entre 0,6 a 1,8 m<sup>3</sup>/min por m<sup>2</sup> de superfície de espuma (27).

A agitação deve ser suficiente para manter as partículas sólidas uniformemente distribuídas na polpa, sem se depositarem no fundo da cuba (28).

A polpa deve ser aerada da forma a mais completa possível, permitindo um número máximo de colisões partícula/bolha. Considerando que esta interação exige a presença de reagentes químicos específicos (29).

Os aparelhos convencionais são providos de uma cuba que contém a polpa e de mecanismos de agitação e aeração, ambos controláveis. As células de operação contínua requerem ainda a descarga do flutuado e do não flutuado. Estas operações podem ocorrer por transbordamento e gravidade, respectivamente, ou exigirem mecanismos auxiliares.

Atualmente há um crescimento da utilização de células pneumáticas para aplicações especiais: flotação de ultrafinos, etc.

As células de flotação são construídas por diferentes fabricantes e apresentam detalhes específicos. Entre os aparelhos em operação mais utilizados podem ser citados os seguintes tipos (30):

- Células mecânicas
  - Outokumpu

Dorr-Oliver  
Wemco  
Denver  
Sala  
HG - Wemco/leeds

- Células pneumáticas

Colunas de Flotação  
Davcra  
Ekof (bahr) Cell  
Jameson Cell  
Centrifloat  
Contact Cell

#### 4.5.1. Células Mecânicas

As células mecânicas de modo geral consistem de um tanque dotado de um agitador que garante a suspensão das partículas promovendo seu contacto com reagentes e com as bolhas de ar. Estas células têm apresentado ultimamente desenvolvimento e modificações tecnológicas com a finalidade de redução de custo na instalação, melhoria na flotação de finos, reduzir o consumo de reagentes e produzir melhor dispersão do ar (31).

As células são instaladas em conjunto em série, constituindo os chamados bancos. O nível da polpa em cada banco de células é controlado através de ajuste de uma abertura na descarga da polpa; normalmente este controle de nível é realizado de forma automática. Os bancos são instalados em série formando as baterias de flotação, a ligação entre os bancos é feita através de caixas intermediárias de conexão. O escoamento da polpa de um banco para

outro se dá através da diferença de níveis, que geralmente são de 0,3 m ; e o número máximo de células em um banco é 4 ou 5.

Alguns tipos de células (denver “Cell-to-Cell”), podem aspirar a polpa fazendo assim o transporte de um banco para outro.

As características e dimensões variam de acordo com cada fabricante. São fabricadas células de 0,5 até 1500 pés cúbicos (0,01 a 42,5 m<sup>3</sup>) (27).

O dimensionamento do volume de células necessário é feito de forma a proporcionar um determinado tempo de residência para a polpa, visto ser o tempo de flotação um parâmetro determinante da recuperação do mineral flotável (12):

$$V = Q \times t \quad \text{eq. 4.1}$$

V = volume de células necessário, em m<sup>3</sup>;

Q = vazão de polpa, em m<sup>3</sup>/min;

t = tempo desejado de flotação, em min.

Conhecendo-se o volume necessário de células escolhem-se o número e tamanho dos mesmos através de catálogos de fornecedores.

Para a definição do tempo de flotação pode-se adotar dados obtidos em escala piloto ou em instalações similares.

Outro fator no dimensionamento do volume das células, é que o ar dissolvido ocupa um volume aproximado de 15%, portanto, devendo ser considerado este volume adicional.

$$V = Q \times t / 0,85 \quad \text{eq. 4.2}$$

#### 4.5.2. Células Pneumáticas de Flotação (32) (33)



São equipamentos de flotação desprovidos de sistemas de agitação e que emprega o princípio da contra-corrente, onde um fluxo ascendente de ar passa através de um fluxo descendente de partículas sólidas, arrastando juntamente com as bolhas de ar, as partículas hidrofóbicas.

A flotação pneumática tem mostrado sua eficiência em escala industrial, e se considera hoje em dia como alternativa mais econômica e de maior rendimento, quando comparada com a flotação mecânica convencional. Sua aplicação em usinas de carvão tem apresentado resultados positivos tanto a nível de ensaio piloto como em escala industrial. Há uma gama de possibilidades de emprego desta técnica de flotação, e, na maioria dos casos sendo apenas em uma etapa; podendo ser em mais etapas quando se trata de processos mais complexos. Vai desde o emprego clássico em carvão e minerais, passando até os múltiplos usos da mesma técnica no meio ambiente. Não sendo somente para a separação seletiva de componentes nocivos em águas, sendo também aplicada para o reaproveitamento de outros materiais.

De acordo com o sistema de injeção de ar as células pneumáticas se classificam em (34):

i - Máquinas com tela - nas quais o ar é injetado na parte inferior através de um fundo poroso ou rotor oco revestido por uma camisa perfurada.

ii - Máquinas sem tela - nas quais o ar é injetado na parte superior de modo a promover intensa circulação da polpa.

#### 4.5.3. Colunas de Flotação (34-40)

Colunas de flotação têm seu nome derivado da forma geométrica do vaso. Diferentemente dos equipamentos de flotação convencionais, são vasos altos, com alturas típicas de 10 a 15 metros. A seção transversal do tanque pode ser circular, quadrada ou retangular, dependendo da aplicação específica e de economicidade, figura -4.7 (35).

As primeiras descrições da coluna de flotação foram na década de 1960, feitas por Pierre Boutin e D. A. Wheeler (36).

Para uma mesma capacidade volumétrica, a área superficial da coluna de flotação é bem menor que a de uma célula convencional. Esta área reduzida beneficia a estabilidade da espuma pois permite a formação de leitos de espuma bastante espessos.

A crescente aplicação da coluna de flotação em escala industrial, consiste na utilização de modelos matemáticos propostos por Yianatos, Espinoza-Gomes, Laplante e Dobby (37), (38), (39), além de experimentos em instalações piloto que possibilitam correlacionar seus parâmetros operacionais básicos.

Dois fatores importantes (40) devem ser considerados para estes modelamentos propostos:

i - Aspectos cinéticos do processo de flotação, onde a recuperação depende da constante cinética, do tempo médio de residência e da dispersão da polpa no equipamento (41) (42) (43).

ii - Aspectos hidrodinâmicos da polpa, considerando que a coluna de flotação funciona como um reator de regime tubular com dispersão axial (44) (45).

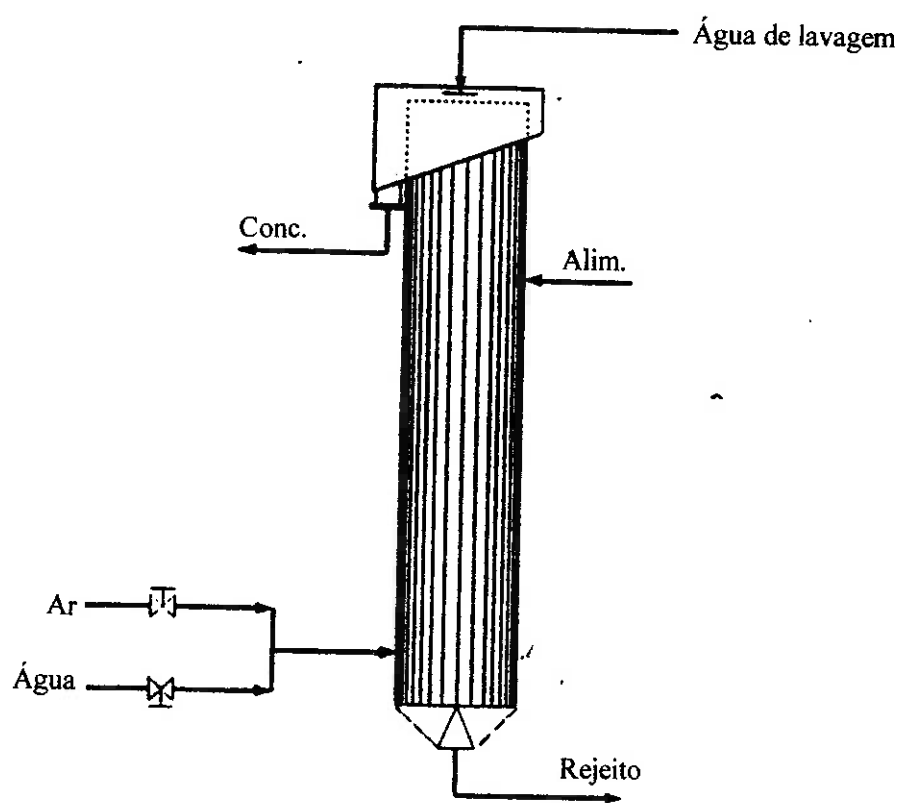


Figura 4.7 - Representação esquemática de uma coluna de flotação (35).

#### 4.5.3.1. Terminologia Específica Aplicada à Coluna de Flotação (35)

##### Água de lavagem ( $J_w$ )

É a água acrescentada para limpeza da zona de espuma. Em operação de bias positivo, esta água forma tanto o líquido de transbordo como o bias.

##### Arrasto

É uma flotação não seletiva causada por partículas deslocando-se na esteira de bolhas, passando assim para o transbordo da coluna, o que é comum em células mecânicas, sobretudo com partículas pequenas.

##### Bias

O termo bias superficial ( $J_b$ ) é empregado para descrever o fluxo de água (sentido e magnitude) através da zona de espuma para a zona coletora. Um bias positivo indica um fluxo resultante descendente. É normalmente estimado como a diferença entre o fluxo volumétrico da lama de rejeito e o fluxo volumétrico da lama de alimentação, dividido pela área da seção transversal da coluna.

##### Borbulhador

Qualquer dispositivo usado para produzir as bolhas em uma coluna de flotação, de forma definida e controlável (46).

O sistema borbulhador de ar ou simplesmente aerador consiste de uma tubulação de distribuição de ar/água que circunda a coluna de flotação e alimenta uma série de tubos borbulhadores paralelos, com diâmetro de 21 mm.

##### Capacidade de carregamento

É a razão entre a quantidade de concentrado produzido por unidade de área. Esta capacidade de carregamento é influenciada diretamente pela densidade e pelo diâmetro da partícula (47).

Esta capacidade de carregamento se divide em:

- A massa máxima de transbordo que uma coluna pode produzir; em gramas de sólido por área da seção transversal da coluna por minuto (Ca).
- O máximo de sólidos flotado por unidade de ar (Cg) , em  $\text{g/cm}^3$  ou  $\text{kg/m}^3$ .
- A massa máxima de polpa que pode ser transportada pela borda da coluna (Cl), em  $\text{g/cm/min}$ .

#### Convenções de fluxo

Fluxo descendente de polpa ou líquido, e fluxo ascendente de ar, são definidos como positivos.

#### Diferença de lavagem

É o volume de água na alimentação subtraído do volume de água no rejeito. Adota-se que qualquer água de lavagem acrescida além desta quantia fluirá para o transbordo.

#### Lavagem de deslocamento

É a razão entre a água de lavagem e a água de transbordo. Uma lavagem de deslocamento igual a 1 significa que toda a água de lavagem vai para o transbordo, enquanto que um deslocamento de 2 indica uma quantia igual do fluxo de água nas correntes de bias e de transbordo, assumindo-se que não há água de alimentação no transbordo.

#### Retenção

Devido a sua natureza de três fases, existem três tipos de retenção numa coluna:

- Retenção de ar ( $E_g$ ) é a fração volumétrica de ar.
- Retenção de sólidos ( $E_s$ ) é a fração volumétrica de sólidos.
- Retenção de líquidos ( $E_l$ ) é a fração volumétrica de líquido.

#### Hold up

É a fração volumétrica que o ar injetado pelo aerador ocupa na coluna, este valor é expresso em forma percentual e se situa na faixa de 0,15, podendo variar de 0,05 a 0,25.

#### Velocidade superficial

É o fluxo volumétrico dividido pela área transversal da coluna. Este é um sistema padronizado de notação, que permite a comparação de variáveis da coluna.

A coluna de flotação é um equipamento que contém algumas características únicas de projeto, para melhorar o desempenho metalúrgico. Nestas características incluem:

- Baixa razão área superficial/volume da célula para promover estabilidade da espuma;
- Sistema de lavagem de espuma para minimizar o arrasto de impurezas;
- Condições suaves de flotação para promover seletividade;
- Sistema de ar de borbulhamento ajustável para permitir controle do tamanho da bolha.

A água de lavagem, adicionada no topo da coluna, infiltra-se através da zona de espuma, deslocando a água de processo e partículas arrastadas aprisionadas entre as bolhas.

Diferente dos equipamentos de flotação convencionais, as colunas não utilizam agitação mecânica. A ausência de uma agitação intensa promove seletividade e ajuda na recuperação de partículas muito finas. As correntes de fluxos e as fases de uma coluna estão ilustradas na figura -4.8 (48).

A polpa de alimentação entra na coluna em um ou mais pontos localizados 3 a 4 metros abaixo do lábio de transbordo, e desce contra uma corrente ascendente de bolhas produzidas por um dispositivo borbulhador. O fluxo de alimentação da coluna não deve apresentar pulsações nem provocar excesso de turbulência para não haver dispersão axial em demasia na zona de recuperação o que pode afetar a nitidez da interface polpa-espuma (49). As partículas que colidem e se agregam às bolhas sobem ao topo da coluna, atingindo eventualmente a interface entre a polpa (zona coletora) e a zona de espuma. A posição da interface, que pode ser ajustada, é mantida constante através de uma malha de controle automático, que regula uma válvula na linha de rejeitos da coluna. A altura da zona de espuma varia com a variação da posição da interface.

O ar de flotação é misturado com água em uma tubulação externa e é injetado através de uma série de tubos borbulhadores localizados próximo ao fundo da coluna. A água do borbulhador é usada como um meio de regular a pressão do sistema, que por sua vez controla o tamanho da bolha. O tamanho da bolha pode ser alterado para se adequar à distribuição do tamanho de partículas da alimentação, maximizando a recuperação de flotação. A taxa de ar usada na coluna é selecionada de acordo com a taxa de alimentação e os requisitos de produção de concentrado e determinará, em parte, o ponto na

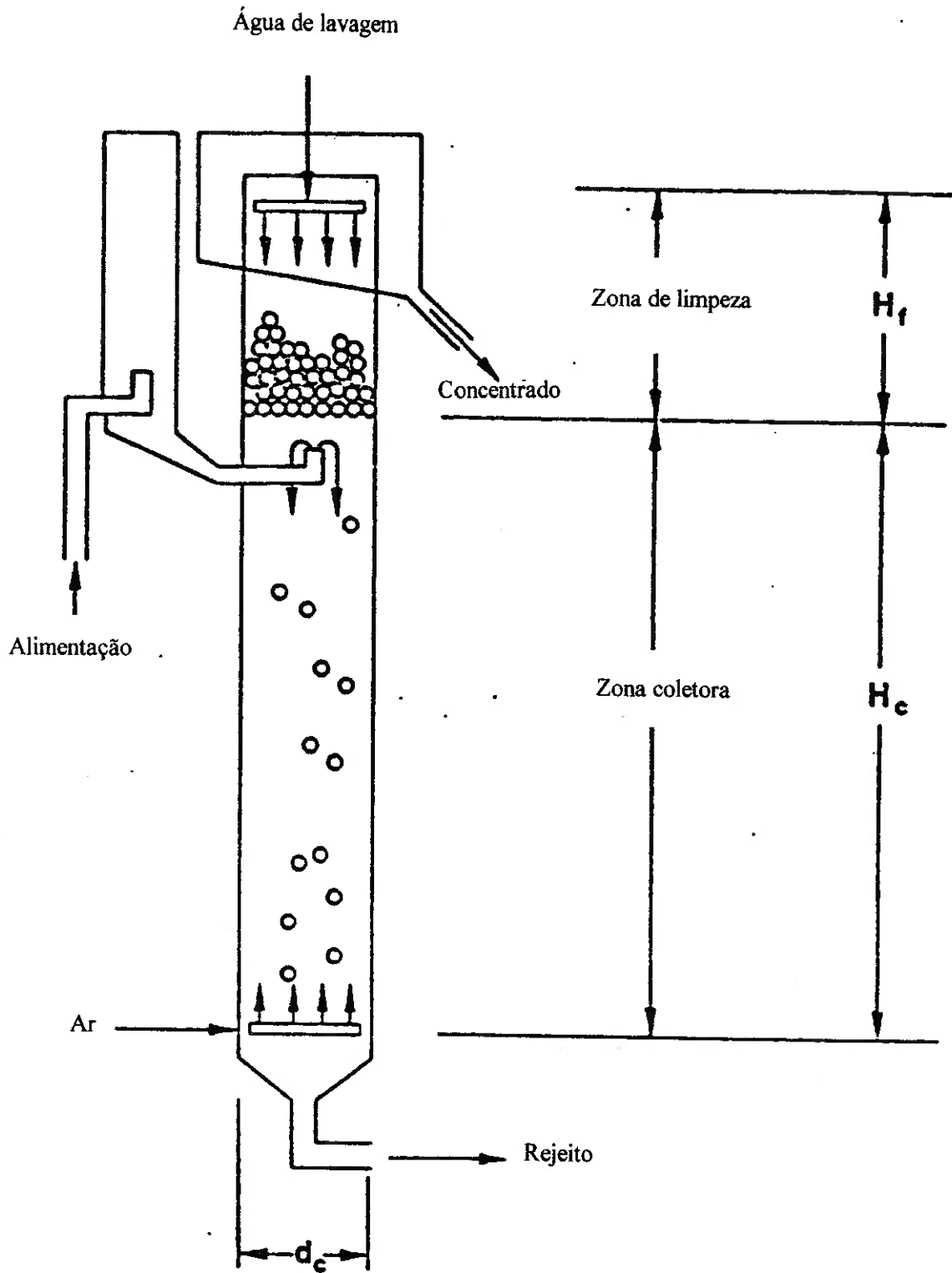


Figura 4.8- Esquema das fases de uma coluna de flotação (48).



curva de teor/recuperação no qual a coluna opera.

Assim como, outras operações de tratamento de minérios estão diretamente correlacionadas com as características destes minerais, a flotação em coluna também obedece correlações típicas e específicas.

Dentro de uma terminologia própria e buscando traduzir a técnica da flotação em espuma, na ausência de mecanismos de agitação, será mostrada a evolução da flotação em coluna aplicada à fração de minérios ultrafinos na rocha fosfática da Ultrafértil, desenvolvida juntamente com a Cominco Engineering Services Ltd.

Ar e água entram na tubulação de distribuição e saem através de orifícios que garante a distribuição uniforme da mistura ar/água aos tubos borbulhadores individuais. O número e tamanho de orifícios são projetados para assegurar que o fluxo da mistura é injetado em cada coluna a velocidades bastante altas. Uma súbita queda de velocidade quando a mistura entra na coluna provoca choques que criam pequenas bolhas. O tamanho da bolha pode ser alterado variando-se a pressão do sistema através do aumento ou redução do fluxo de água do borbulhador.

#### **4.6. Fatores que Influenciam o Desempenho da Coluna de Flotação (35) (36) (48)**

##### **4.6.1. Aeração**

A taxa de aeração da coluna é a variável de controle mais comumente ajustada. A resposta à mudanças na taxa de ar é muito rápida. A faixa normal

de operação para a taxa de adição de ar por célula varia entre 0,5 cm/s a cerca de 2,0 cm/s. A taxa ótima varia em função do tamanho da bolha, carga da bolha, velocidade da polpa. Fluxos volumétricos de ar inferiores a 0,5 cm/s podem provocar o colapso do leito de espuma. O aumento do fluxo de ar leva: diminuição do teor do produto; aumento da recuperação de sólidos no transbordo da coluna, etc. O ar deve ser isento de óleo do compressor, pois poderá causar espuma excessiva e baixa seletividade.

O crescimento não uniforme da espuma na coluna pode também ser sinal de má distribuição de ar.

As taxas máximas e mínimas de fluxo de ar devem ser observadas (50) (51). Acima da taxa máxima a recuperação de sólidos no transbordo diminuirá, porque ocorre coalescência de bolhas. Abaixo da taxa mínima de ar, a espuma torna se instável. Ambos valores variarão com o nível da interface, teor dos reagentes, tonelagem de alimentação e porcentagem de sólidos. O tamanho das partículas também é outro fator de importância para equacionar a vazão de ar e os requisitos de teor/recuperação. Uma redução no tamanho da partícula aumentará o ar requerido, enquanto uma redução no tamanho da bolha diminuirá o ar requerido.

A taxa de ar máxima com que uma coluna é capaz de operar é determinada por três limites:

- A taxa de alimentação superficial deve ser menor que a velocidade ascendente da bolha;
- A densidade da zona coletora deve ser maior que a da zona de espuma;
- A coalescência das bolhas não deve formar bolsas de ar.

Um destes fatores irá provavelmente limitar a velocidade máxima de ar da coluna na faixa de 1,8 a 3,5 cm/s.

A taxa ótima de ar ocorre usualmente no ponto em que a carga de sólidos por volume de ar é máxima, e não na retenção máxima de ar.

#### 4.6.2. Nível da Polpa

O nível da interface entre as zonas de espuma e polpa pode influenciar o teor do concentrado e a recuperação de minério. O nível da coluna deve ser controlado na faixa de 500 a 1000 mm, mas pode variar conforme a estabilidade da espuma. Pequenos ganhos são esperados a profundidades superiores a 1500 mm. Leitões de espumas menos espessos são possíveis, e podem ser desejados se a coluna estiver sendo usada em uma aplicação de flotação reversa ou como um recuperador de rejeitos (scavenger). Uma espuma mais profunda aumentará a pureza da espuma pela disponibilidade de um tempo maior para drenagem das impurezas arrastadas na espuma, entretanto também resultará em uma redução na recuperação de minérios sendo flotados, devido a um aumento no "drop-back".

A posição da interface polpa/espuma é medida usando-se um flutuador e um detector de nível de ultra-som, o que deve ser de aproximadamente 0 a 1500 mm. O nível é controlado automaticamente em um ponto de trabalho, pelo ajuste da posição da válvula na linha de rejeito da coluna. O desempenho da coluna melhorará com um controle mais estável, especialmente quando se opera com bias próximo de zero. Uma operação normal deve-se situar próximo a 750 mm a camada de espuma.

O nível máximo, ou nível mais baixo de polpa é o ponto no qual a espuma colapsa. Este nível depende da taxa de gás, concentração de reagente, quantidade de sólidos sendo flotados, etc.,. Geralmente os ganhos são pequenos para operação a profundidades superiores a 1000 mm.

O nível mínimo, ou nível mais alto de polpa/espuma é o ponto onde uma limpeza insuficiente da espuma ocorre. Um arrasto significativo pode ocorrer quando se opera com espumas muito rasas.

#### 4.6.3. Zona Coletora

A zona coletora (52) da coluna é localizada entre a interface da espuma ( $H_f$ ) e o ponto máximo de descida das bolhas abaixo dos borbulhadores ( $H_{spa}$ ). Nesta zona, o material flotável da corrente de alimentação e material retornado após rejeição na zona de espuma (drop-back) são coletados por bolhas ascendentes. A recuperação de material na zona coletora depende do tempo de residência na zona e das características da mistura.

O volume da zona coletora é constante. O nível da interface, é uma variável que pode ser facilmente alterada para aumentar o volume da zona coletora, porém, o impacto no tempo de residência é pequeno. A taxa de alimentação da coluna é uma variável de significativa influência no tempo de residência. A retenção de ar é a fração de ar na coluna, é um parâmetro que depende de outras variáveis: taxa volumétrica de ar, tamanho das bolhas, densidade da polpa, carga de sólidos na bolha e velocidade da polpa. O aumento de retenção de ar reduz o tempo de residência da zona coletora.

O aumento de retenção de ar ocorre por:

- i - um aumento no fluxo de ar, que aumentará o número de bolhas.
- ii - uma diminuição do tamanho de bolha causada pela operação do borbulhador ou dosagem de espumante fará com que cada bolha suba mais lentamente na lama, causando um aumento na quantidade de ar na coluna.
- iii - um aumento na velocidade descendente diminuirá a velocidade ascendente da bolha com relação à coluna.

O tamanho médio das bolhas e a distribuição de tamanhos de bolhas são importantes para a coluna. Eles afetam a taxa máxima de ar, a probabilidade de coleta de partículas na bolha e a capacidade de carregamento de sólidos pelo ar. O diâmetro das bolhas variam de 0,8 a 1,6 mm (35), sendo que o tamanho real depende de condições do reagente, projeto do borbulhador e pressão de trabalho; as bolhas menores tem velocidade ascendente reduzida.

O tamanho da bolha deve ser ajustado para cobrir mudanças no tamanho da partícula; e isto pode ser feito pela adição de espumante à alimentação ou água do borbulhador, ou aumentando a pressão do borbulhador.

A quantidade de sólidos que pode ser carregada por uma bolha é afetada pelos seguintes fatores: razão entre área superficial e volume, densidade dos sólidos, tamanho de partícula, hidrofobia e formato da partícula.

Bolhas menores possuem maior área superficial por volume e portanto podem carregar mais sólidos por volume de ar. Micro-bolhas podem causar perda de sólidos coletados para a corrente de rejeito quando a densidade de bolha (sólidos coletados mais ar) reduz a velocidade ascendente da bolha a valores inferiores à velocidade da lama. Partículas mais hidrófobas aderem à bolha mais rapidamente.

#### 4.6.4. Zona de Espuma

A zona de espuma (52) se estende da interface da zona coletora ou zona de polpa até o lábio da coluna. Nesta zona, sólidos e água são carregados entre as bolhas. A densidade desta zona usualmente varia entre 0,2 a 1,0 g/cm<sup>3</sup>, dependendo: dos sólidos flotados, local da medição, profundidade da espuma, água de lavagem e dosagem de espumante.

A limpeza da espuma se dá pelo fluxo resultante descendente de água na zona de espuma (bias positivo). As partículas que não aderem à bolha serão carregadas de volta para a zona coletora. Isto inclui partículas que são carregadas, mas não aderidas às bolhas (arrasto não seletivo) e partículas que se desprendem da bolha devido à coalescência.

Estas partículas, que retornam à zona coletora via água de lavagem, formam uma recirculação de sólidos interna parcial. Isto é comumente chamado de drop-back, e é a razão do maior teor e menor recuperação a níveis de interface mais profundas.

Um aumento na velocidade de ar resulta em uma diminuição na retenção da zona de espuma. Menor coalescência ocorre na zona de espuma quando a taxa de gás aumenta, portanto, o teor da espuma deteriora. Taxas de ar muito altas podem resultar em perda da interface. Esta condição pode contribuir para a rápida queda do teor que se verifica a altas recuperações. Um aumento na velocidade do gás também resulta em uma possibilidade maior de água de alimentação no transbordo, que diminui a pureza do produto da espuma.

A seletividade ocorre na zona de espuma: as partículas menos flotáveis caem de volta na zona coletora. Há também uma seleção por classe de tamanho. Partículas maiores são normalmente as que se mantêm aprisionadas, portanto são de pior natureza e sujeitas à lavagem. Partículas maiores se projetam a distâncias maiores da superfície da bolha e são sujeitas a uma força da corrente de água de lavagem passante.

#### 4.6.5. Água do Borbulhador

A água do borbulhador deve ser ajustada para manter a pressão do sistema (normalmente entre 450 a 700 kPa, ou seja, 64 a 100 psi) (35). É essencial

que a água flua continuamente nos borbulhadores para assegurar que uma distribuição uniforme do tamanho de bolha seja produzida. Aumentando-se a vazão de água do borbulhador a pressão da tubulação de distribuição será aumentada e o tamanho da bolha será reduzido. A adição de um espumante à água do borbulhador também diminuirá o tamanho da bolha. Uma pequena redução no tamanho da bolha pode aumentar significativamente a recuperação de partículas menores, (menor de 20 micras).

#### 4.6.6 Bias da espuma ( ou lavagem de deslocamento)

O arrasto não seletivo de minérios hidrófilos pode ser reduzido impedindo-se que a água de alimentação entre no transbordo. Isto ocorre operando-se com bias positivo (+Jb). O bias deve ser operado dentro da faixa de 0,0 a 0,3 cm/s. Um aumento do bias irá:

- aumentar a lavagem de deslocamento e a razão de rejeito/alimentação
- aumentar o teor na espuma,
- diminuir a recuperação de minério sendo flotado.

Estes efeitos não continuam indefinidamente com maiores bias. Eventualmente ocorre a canalização da água e o rompimento da espuma. Para garantir um bias positivo, mantenha um fluxo líquido de rejeito maior que o fluxo líquido da alimentação através da alteração da taxa de água de lavagem.

A medida que a adição de água abaixa do ponto ótimo, deve ocorrer uma leve queda na pureza da espuma. Isto será acompanhado por uma redução na porcentagem de sólidos no transbordo. A relação entre o fluxo de bias e a redução na porcentagem de sólidos continua até que um ponto crítico é atingido, no qual alguma água da zona de polpa se move para cima e

transborda com a espuma. Quando isto ocorre diz-se que a coluna está operando com bias negativo e o arrasto de impurezas finas na espuma aumentará.

A altas taxas de ar, a espuma será bem mais turbulenta, causando tanto uma densidade de espuma maior como arrasto a maiores taxas de bias.

Uma mudança no fluxo de bias superficial pode influenciar também a retenção de ar. Um aumento nas taxas de fluxo de água de lavagem reduz a coalescência que ocorre através da minimização do contato inter-bolhas. A taxa de adição muito altas pode ocorrer o colapso da bolha, devido ao impacto e lavagem. Uma melhora no desempenho resultante de um aumento de bias positivo desaparece rapidamente quando a água de lavagem começa a se canalizar. Quando a velocidade de bias superficial ( $J_b$ ) é aumentada de 0,1 cm/s para 0,3 cm/s, menos água de alimentação é encontrada na espuma do transbordo. Isto muda com uma transição súbita em algum ponto entre 0,3 e 0,5 cm/s. Mudanças manuais na taxa de água de lavagem alterarão a taxa de bias superficial quando se usa métodos de controle de nível ou bias de deslocamento.

#### 4.6.7. Água de Lavagem

A água de lavagem é aumentada ou reduzida para controlar o bias. A faixa esperada de fluxo de água de lavagem será de aproximadamente 0,15 a 0,40 cm/s. As taxas de água de lavagem são indicadas e devem ser ajustadas para produzir a taxa de bias apropriada. Taxas reais devem ser determinadas, uma vez que elas dependem da taxa de alimentação, teor de alimentação e recuperação de massa esperada no transbordo.



O bias mínimo ocorre quando água de lavagem não é adicionada à coluna. Um aumento no bias aumentará a pureza da espuma devido ao deslocamento das partículas arrastadas.

A medida que a adição de água é aumentada, a recuperação de ganga no transbordo começa a diminuir e a densidade da espuma aumentará. Se a água continua a ser aumentada, partículas maiores e partículas de natureza pobre começam a se desprender das bolhas causando uma diminuição na recuperação de minérios flotados. Isto continuará até que a água de lavagem comece a se canalizar na espuma, ou que a água de lavagem atinja a espuma com uma força que provoque o colapso. Estas circunstâncias podem causar uma rápida deterioração do desempenho.

Em taxas normais de produção, a água de lavagem deve ser aumentada até que o desempenho deteriore. Este valor constitui a taxa máxima de água de lavagem. Esta taxa de fluxo máximo deve ser consistente com diferentes taxas de produção.

A taxa mínima de água de lavagem pode ser determinada diminuindo-se o fluxo de água de lavagem até que o nível de impureza na espuma se torne indesejável; este limite mínimo depende da taxa de produção.

O distribuidor de água de lavagem pode variar de posição em relação à altura da camada de espuma.

Para um distribuidor submerso, a posição dos tubos de distribuição da água de lavagem pode influenciar as características da espuma. Quando os tubos são instalados profundamente no leito de espuma, a eficiência da limpeza melhorará. Haverá menor perda de água de lavagem para o transbordo da coluna, que resultará em um aumento da densidade da espuma. A recuperação da zona de espuma pode diminuir ligeiramente.

Se o distribuidor estiver posicionado exatamente na superfície da espuma ele pode interferir com o transporte da espuma para as calhas.

Quando o distribuidor estiver acima da espuma, a densidade da espuma será menor devido a perda de água para o transbordo da coluna. Isto resultará em uma pequena diminuição na eficiência de limpeza.

#### 4.6.8. Dosagem de Reagentes

A adição de reagentes específicos pode ser juntamente com a alimentação de polpa ou via água do borbulhador, ou água de lavagem. Para que uma coluna funcione adequadamente é importante que as condições químicas da alimentação sejam corrigidas antes da entrada na coluna. Normalmente a adição de espumante via água do borbulhador traz redução no consumo, muito embora, poderá levar a grandes variações no volume do fluxo de água do borbulhador e na pressão do ar do borbulhador.

A utilização de espumantes atua no sentido de estabilizar a zona de espuma, atua também no tamanho da bolha.

Para aplicações onde espumantes sejam usados, um aumento na concentração do espumante tem um efeito similar ao da adição de taxas de ar mais altas. A retenção de gás na zona de espuma diminui, causando uma menor porcentagem de sólidos na espuma e redução do teor na espuma. Dosagens maiores de espumante, quando combinada com taxas maiores de gás, podem ser prejudiciais ao desempenho da coluna.

O aumento na concentração de espuma irá: reduzir a taxa de bias; reduzir a porcentagem de sólidos no transbordo; aumentar a retenção de gás na zona coletora; reduzir a retenção de gás na zona de espuma; reduzir a taxa máxima de ar e reduzir o tamanho da bolha.

#### 4.6.9. Utilização de "Baffles" Internos

A aplicação de colunas em escala industrial depara com limites físicos e de custos para se obter grande relação altura/diâmetro em proporcionalidade à escala piloto. Esta situação aumenta a dispersão radial da polpa o que torna prejudicial à flotação com redução na recuperação. Esta relação altura/diâmetro deve obedecer a certos limites físicos (53), sendo limitada a uma relação máxima definida pela capacidade de transporte da polpa e a uma relação mínima que é definida pelo tempo de residência.

A utilização de divisões internas na coluna vem solucionar este problema, fazendo com que as colunas de grande capacidade tem esta relação de no mínimo 10 vezes. Estas divisões podem ser ao longo de toda a coluna, ou apenas em secções localizadas (54).

## 5. DESENVOLVIMENTO EXPERIMENTAL

O desenvolvimento experimental consistiu na execução de ensaios de flotação em escala piloto com as lamas geradas pelo circuito de deslamagem da usina de concentração. Tais ensaios foram executados em circuito com capacidade para processar de 300 a 700 kg/h de minério (base seca) no período de setembro a novembro de 1993, em regime contínuo, perfazendo aproximadamente 1500 horas de operação. Algumas diretrizes básicas nortearam os trabalhos:

- i. Estudo de 8 variáveis de processo independentes aliadas a 10 variáveis operacionais dependentes. O efeito de tais variáveis sobre o desempenho do processo foi avaliado através de ensaios de flotação de curta duração;
- ii. Quando alguma variável era modificada, esperavam-se de 60 a 120 minutos até a completa estabilização do circuito (fluxos de massa constantes). Atingido o novo equilíbrio, iniciava-se um ciclo de amostragem dos fluxos do circuito;
- iii. Cada ciclo de amostragem consistia da coleta de alíquotas dos fluxos do circuito que eram retiradas em um intervalo de 20 minutos;
- iv. Terminado um ciclo de 4 coletas consecutivas de alíquotas, executava-se a composição de uma amostra representativa do teste específico;

v. Concluído um teste, faziam-se alterações nas variáveis do circuito, iniciando-se novo ciclo.

O fluxograma da unidade piloto é mostrado na figura 5.1.

### **5.1. Fluxo de Alimentação e o Sistema de Amostragem**

Como os ensaios piloto foram sempre realizados de forma contínua e em paralelo à operação da Usina Industrial, o fluxo de alimentação da planta piloto constituiu-se da tomada contínua de uma alíquota das lamas (overflow) geradas no segundo estágio de deslamagem da Usina Industrial através de um quarteador-redutor de amostras "tipo cruzeta" instalado na tubulação de diâmetro 22" (559 mm) por onde é drenado o overflow da 2ª deslamagem até um canal de encaminhamento à barragem de lamas.

O fluxo de massa tomado da usina era conduzido através de mangote de diâmetro 3" (76,2 mm) até uma caixa de polpa (CX-01) de fundo inclinado com capacidade de 200 litros, dotada de um dreno lateral na parte superior, de diâmetro 2" (51mm).

As características desta caixa de polpa CX-01 permitiu:

- i. Amortecer as oscilações de volume ocorridas com a amostra coletada "on line" na usina;
- ii. Fornecer um ponto ótimo para a tomada de amostra da alimentação da planta piloto e;
- iii. Controlar a vazão de polpa.

### **5.2. Microdeslamagem**

of- overflow do ciclone  
 uf- underflow do ciclone  
 CN- condicionador  
 RG- celula rougher (coluna)  
 CL- celula cleaner (coluna)  
 1 - soda caustica  
 2 - depressor  
 3 - coletor

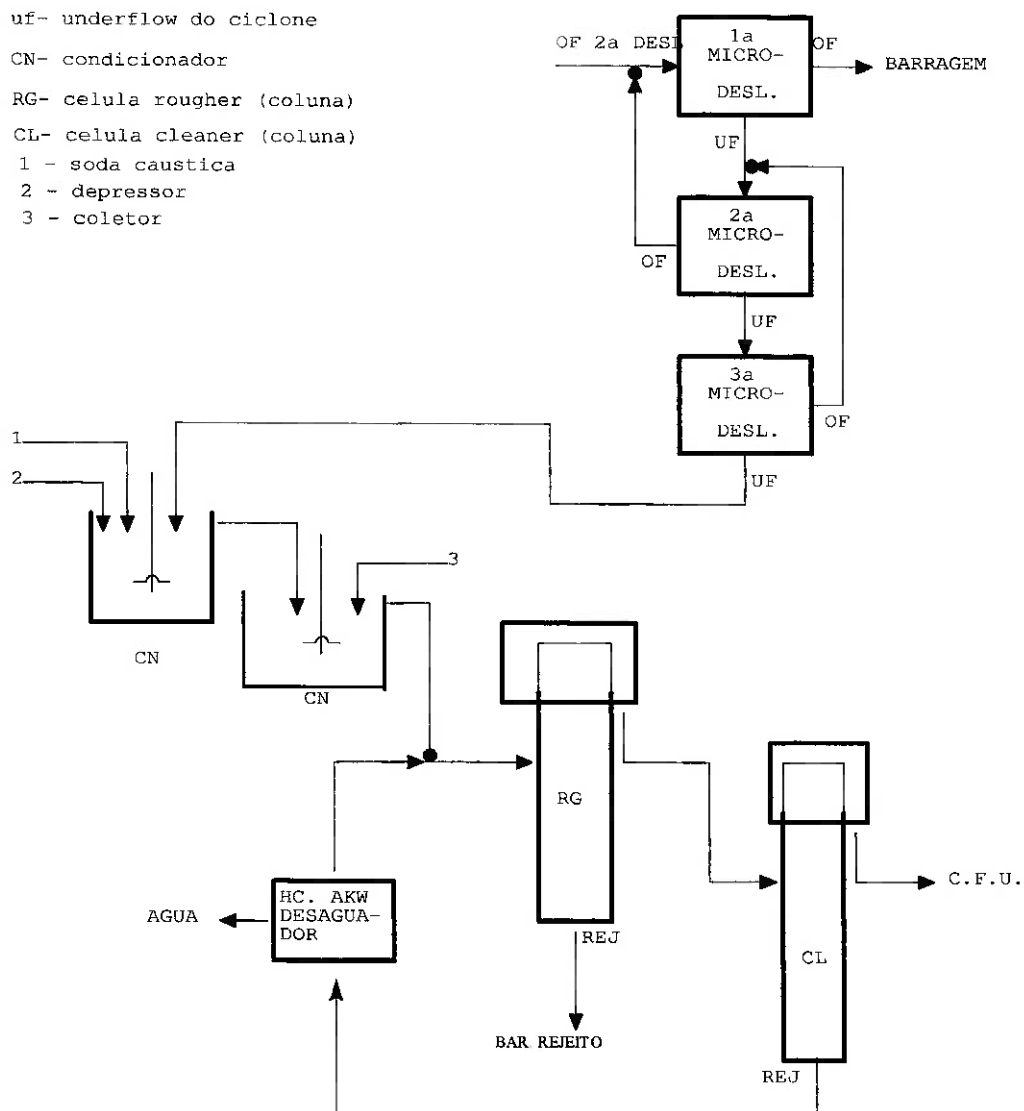


FIGURA 5.1 - FLUXOGRAMA DO CIRCUITO DE MICRODESLAMAGEM E FLOTAÇÃO EM CÉLULAS DE COLUNA, EM ESCALA PILOTO.

O circuito da microdeslamagem foi otimizado em um circuito em série, composto de três estágios:

- **Primeira microdeslamagem** - alimentada com as lamas contidas na CX-01 através de uma bomba Galigher 2 x 2.1/2 " sob pressão de 2,6 kgf/cm<sup>2</sup> e distribuídos em seis hidrociclones AKW diâmetro 40 mm, vortex diâmetro 11mm e apex diâmetro 6 mm. O "overflow" foi descartado do circuito e o "underflow" recebido em outra caixa de polpa (CX-02).

- **Segunda microdeslamagem** - alimentada com o "underflow" da primeira contido na CX-02 através de uma bomba Galigher 2 x 2.1/2" sob pressão de 3 kgf/cm<sup>2</sup> e distribuídos em oito hidrociclones de cerâmica diâmetro 25 mm ,vortex diâmetro 9 mm e apex diâmetro 3 mm. O "overflow" retorna à CX-01 e o "underflow" foi recebido em uma caixa de polpa (CX-03).

- **Terceira microdeslamagem** - alimentada com o "under-flow" da segunda contido na CX-03, através de uma bomba Galigher 2 x 2.1/2" sob pressão de 3,8 kgf/cm<sup>2</sup> e distribuídos em seis hidrociclones de cerâmica diâmetro 25mm, vortex diâmetro 9 mm e apex 3mm. O "overflow" retorna à segunda microdeslamagem via CX-02, enquanto que o "underflow" foi encaminhado à fase de condicionamento e flotação.

### 5.3. Condicionamento dos Reagentes

O condicionamento dos reagentes na polpa deslamada foi efetuado em duas etapas:

i - Em tanque condicionador (CN-01) dotado de sistema de agitação mecânica, com 390 rpm, diâmetro 80 cm, altura 78 cm, volume útil 390 litros e três saídas laterais para transbordo de polpa localizadas a 60 cm, 50 cm e 40 cm da base, com 3" (7,6 cm) de diâmetro, foi adicionado a solução de

hidróxido de sódio (15% em peso) até o ajuste do pH desejado e solução de amido (2,5% em peso) gelatinizado, seguindo as dosagens especificadas para cada ensaio.

ii - O produto do primeiro condicionamento era recebido em um tanque condicionador (CN-02) dotado de sistema de agitação mecânica com 580 rpm, diâmetro 44 cm, altura 58 cm, volume útil 88 litros e três saídas laterais para transbordo de polpa localizadas a 40 cm, 30 cm e 20 cm da base, com 3" (7,6 cm) de diâmetro, onde era adicionada a solução de coletor já saponificada.

Após a etapa de condicionamento a polpa era transbordada para uma caixa de polpa (CX-04) e recalçada através de bomba Galigher 2 x 2.1/2" a uma altura de aproximadamente 15 m sendo recebida em outra caixa de polpa (CX-05), posicionada acima do topo da coluna de flotação com a função de permitir alimentação com velocidade constante e de forma suave sem turbulências.

#### **5.4. Descrição do Circuito de Flotação**

Devidamente deslamada e condicionada com reagentes, a polpa de alimentação da flotação com o nome de "AN" (alimentação nova) foi flotada em colunas, sendo as condições de processo realizadas em duas situações distintas:

i. Somente estágio "rougher": A alimentação nova era introduzida por gravidade na coluna CF-01 onde era executada a flotação de desbaste ("rougher"). Tal flotação gerava dois produtos: concentrado rougher, obtido por transbordo da espuma e rejeito rougher que era o material afundado;



ii. Estágios "rougher + cleaner": Nesse estágio o concentrado rougher era submetido a outra etapa de flotação (cleaner) na coluna CF-02. O produto flotado da coluna CF-02 foi denominado concentrado cleaner. O produto afundado na coluna CF-02 (rejeito cleaner) era conduzido por gravidade para a caixa (CX-06), sendo então bombeado para um hidrociclone desaguador cujo "underflow" era conduzido por gravidade à caixa (CX-04) onde era misturado com a alimentação nova fechando o circuito.

### **5.5. Descrição das colunas de flotação**

As colunas de flotação, "rougher" e "cleaner", CF-01 e CF-02 respectivamente são geometricamente iguais e possuem as seguintes características:

- . diâmetro = 39 cm
- . altura = 950 cm
- . volume = 1140 litros
- . chuveiro interno, com água de lavagem
- . controle de nível pneumático atuando na válvula de rejeito, tipo cônica.
- . aerador interno, (Cominco) com 10 furos, provido de entrada de ar e de água, na parte inferior da coluna

Uma ilustração das colunas é apresentada na figura 5.2

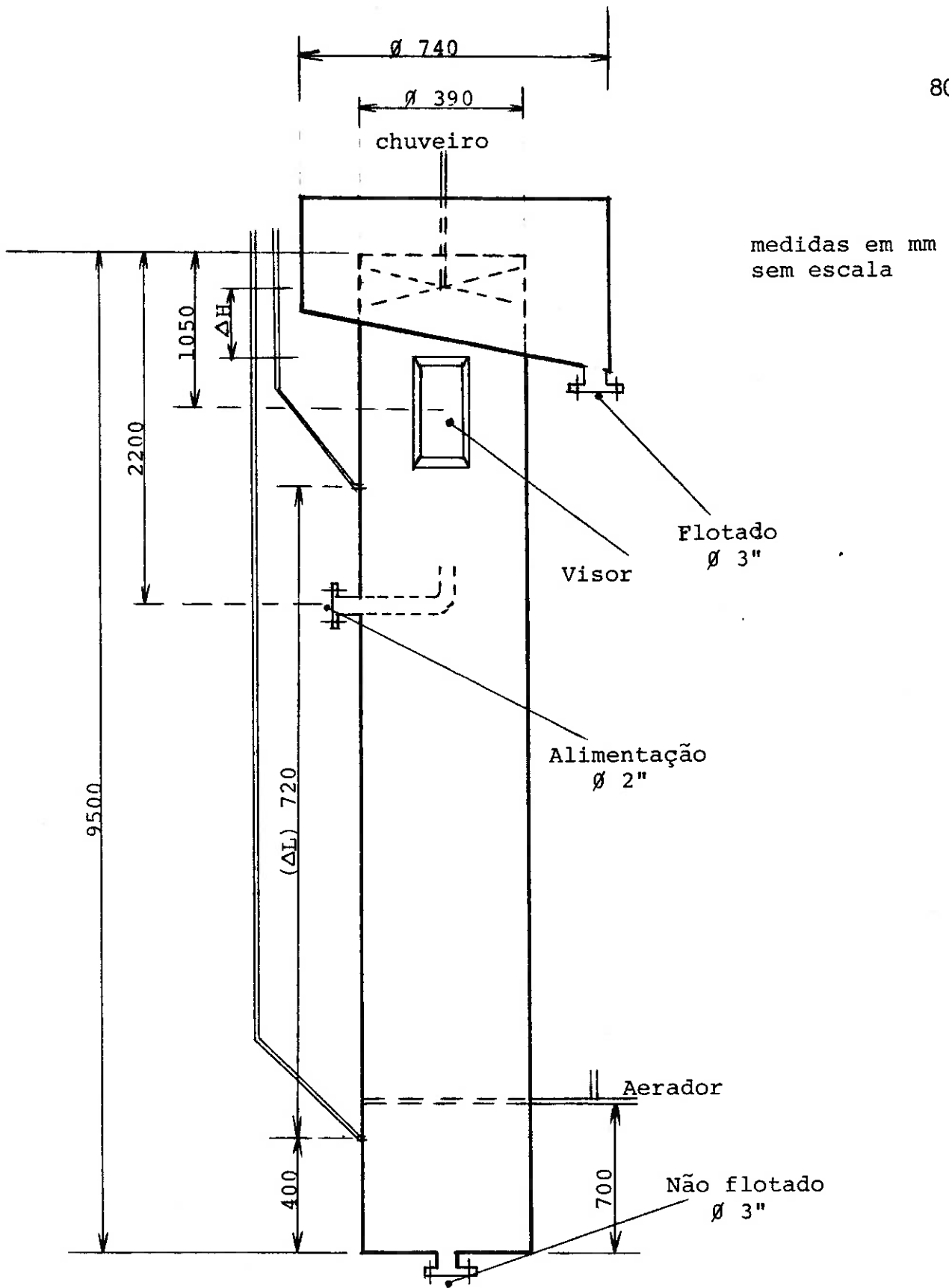


Figura 5.2 - Esquema da Coluna Piloto de Flotação da Ultrafértil

## 5.6. Minério Utilizado

O minério utilizado durante os ensaios foi o mesmo minério tratado na Usina Industrial e processado em suas fases antecedentes à deslamagem que são:

- i - Moagem em moinho de barras e em moinho de bolas,
- ii - Separação magnética de baixo campo.

No período de execução dos ensaios, a Usina processou as pilhas de número 478 ao número 483, com as características físico-química e de processo descritas nas tabelas 5.1, 5.2, 5.3 e 5.4 e na figura 5.3 que seguem.

Quanto às características dos minérios que alimentaram a usina no período dos testes, podemos observar, (tabela 5.1):

i. Os teores de  $P_2O_5$ , CaO,  $Fe_2O_3$ ,  $Al_2O_3$ , MgO e  $SiO_2$  variaram em uma faixa bastante estreita;

ii. O nível de impregnação dos grãos de apatita por óxidos de ferro permaneceu na estreita faixa de 44 a 52%;

iii. Variações consideradas foram verificadas somente na relação dos minérios oxidado/micáceo que alimentaram as pilhas.

Tabela 5.1 - Caracterização tecnológica do minério de alimentação da Usina

Nº PILHA	TIPOLOGIA OX / MIC	GRAU IMPREGNAÇÃO	$P_2O_5$	CaO	$Fe_2O_3$	$SiO_2$	$Al_2O_3$	MgO
478	57 / 43	44	11,98	13,91	22,38	24,15	2,67	1,68
479	70 / 30	44	12,42	14,70	25,16	27,12	1,91	1,37
480	74 / 26	49	12,81	16,24	22,39	24,72	2,13	1,40
481	61 / 39	40	11,75	15,96	21,60	26,67	2,19	1,37
482	73 / 27	52	12,35	16,86	23,34	21,62	2,93	1,34
483	56 / 44	49	11,84	16,05	24,53	22,37	2,35	2,43

No que diz respeito à composição química das lamas que alimentaram o circuito piloto durante os ensaios podemos observar, (tabela 5.2): variações muito pequenas nos teores de  $P_2O_5$ ,  $Fe_2O_3$  e  $Al_2O_3$ . Maiores variações foram observadas nos teores de  $SiO_2$  e  $MgO$ .

Tabela 5.2 - Teores médio por pilha processada na piloto

FLUXO	ANÁLISE	Nº PILHAS					
		478	479	480	481	482	483
ALIMENTAÇÃO DA PILOTO ( LAMAS )	$P_2O_5$	7,12	7,74	7,32	7,31	8,14	7,20
	$Fe_2O_3$	30,94	32,43	29,58	30,27	30,40	31,50
	$SiO_2$	16,39	17,28	20,32	18,47	16,15	17,46
	$Al_2O_3$	3,84	3,65	3,47	3,86	3,86	3,68
	$MgO$	4,00	4,00	4,00	3,50	3,75	4,50
ALIMENTAÇÃO DA COLUNA ROUGHER ( AN)	$P_2O_5$	9,40	10,30	10,30	9,40	10,30	9,80
	$Fe_2O_3$	23,52	21,40	21,70	22,78	22,30	23,90
	$SiO_2$	25,30	25,44	24,38	25,67	24,38	22,46
	$Al_2O_3$	3,65	3,68	3,75	3,72	3,60	3,50
	$MgO$	4,35	4,30	4,50	4,00	3,90	4,50
CONCENTRADO DA COLUNA ROUGHER	$P_2O_5$	32,80	28,20	26,90	25,60	23,20	24,30
	$Fe_2O_3$	2,87	4,15	4,49	4,95	5,86	5,32
	$SiO_2$	5,32	8,97	9,37	7,26	7,35	9,38
	$Al_2O_3$	1,08	1,43	1,93	1,37	1,86	1,78
	$MgO$	2,60	3,80	2,35	3,00	3,10	3,70
CONCENTRADO DA COLUNA CLEANER	$P_2O_5$	---	---	30,60	33,20	---	30,00
	$Fe_2O_3$	---	---	3,60	2,75	---	3,10
	$SiO_2$	---	---	6,47	1,84	---	6,94
	$Al_2O_3$	---	---	1,19	0,78	---	1,22
	$MgO$	---	---	1,95	1,70	---	2,80

Durante o período de execução dos testes piloto a usina industrial operou de acordo com os resultados apresentados na tabela 5.3, onde se observa que a

recuperação de  $P_2O_5$  variou entre 62 e 79%, para concentrados com teores de  $P_2O_5$  variando entre 36,5 - 37,2%.

Tabela 5.3 - Dados de processos de pilhas tratadas na Usina Industrial

Nº Pilha	$P_2O_5$ Alim. Flotação	$P_2O_5$ Rejeito Flotação	TEORES NO CONCENTRADO						Recup. Metalurg. Flotação	Recup. Massa Flotação
			$P_2O_5$	CaO	$Fe_2O_3$	$SiO_2$	$Al_2O_3$	MgO		
478	13,65	4,11	36,67	48,67	2,15	1,89	0,49	0,50	78,71	29,30
479	14,14	5,47	36,61	48,53	1,70	1,88	0,40	0,45	72,09	27,84
480	15,15	7,70	36,50	48,15	1,70	1,38	0,41	0,48	62,32	25,87
481	13,84	5,83	37,22	49,09	1,61	1,64	0,38	0,46	68,62	25,52
482	14,28	5,82	37,15	49,36	2,07	1,58	0,40	0,42	70,25	27,00
483	14,96	5,88	36,82	48,67	1,84	1,16	0,30	0,45	72,23	29,35

Com relação à granulometria do produto que alimentou a flotação piloto, observa-se que (tabela 5.4):

Tabela 5.4 - Distribuição granulométrica<sup>(\*)</sup> das lamas de alimentação da piloto; da alimentação da coluna e do concentrado rougher, da pilha 479.

MALHA ( $\mu m$ )	LAMAS		ALIM. CF-01		CONC. RG.	
	% Ret.	Ret. acum.	% Ret.	Ret. acum.	% Ret.	Ret. acum.
74	1,07	1,07	2,79	2,79	2,14	2,14
53	0,13	1,20	0,37	3,16	0,15	2,29
43	0,30	1,50	0,54	3,70	0,28	2,57
38	0,21	1,71	0,49	4,19	0,20	2,77
25	0,24	1,95	0,59	4,78	0,23	3,00
20	2,34	4,29	5,63	10,41	3,29	6,29
10	8,83	13,12	20,35	30,76	12,67	18,96
5	12,60	25,72	16,54	47,30	17,25	36,21
3	5,88	31,60	7,91	55,21	8,97	45,18
-3	68,40	100,00	44,79	100,00	54,82	100,00

<sup>(\*)</sup> Determinada a partir de ensaios de sedimentação em provetas graduadas, obedecendo à Lei de Stokes.

Análise granulométrica  
média da Pilha - 479

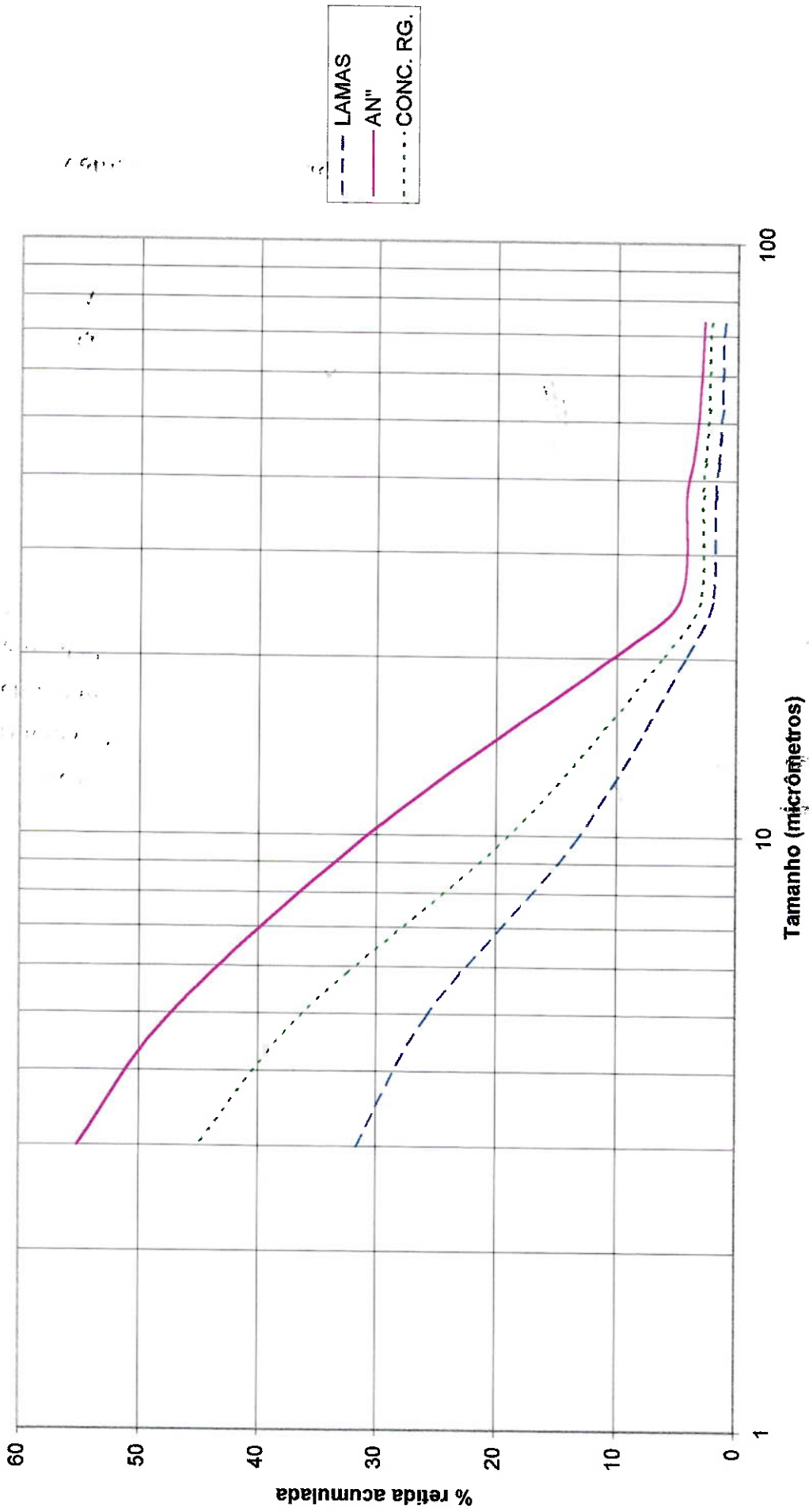


Figura 5.3 - Distribuição granulométrica, média da pilha 479

- i. Apenas 3% da massa apresenta diâmetro equivalente superior a 74  $\mu\text{m}$  (0,074 mm);
- ii. 24,4% da massa encontra-se entre os diâmetros equivalentes de 10 a 3  $\mu\text{m}$ ;
- iii. 45% da massa apresentava diâmetro equivalente inferior a 3  $\mu\text{m}$ .

### **5.7. Variáveis Operacionais Independentes**

São assim denominadas de variáveis independentes pois são variáveis de ajuste ou manipulação direta e são estas que irão definir os parâmetros técnicos operacionais do ensaio em estudo:

#### **i. Taxa de alimentação**

Massa de minério tomada em base seca, calculada na alimentação da coluna "rougher" (CF-01) através de amostragem de fluxo de vazão em função do tempo.

#### **ii. Taxa percentual de sólidos na alimentação**

Expressão da concentração de sólidos em peso na polpa de alimentação da (CF-01) coluna "rougher", ajustada mediante a diluição da polpa condicionada.

#### **iii. Dosagem de hidróxido de sódio 15% (p/p)**

Constitui na estocagem de solução de soda cáustica em um tanque pulmão, de onde é dasada por gravidade no condicionador CN-01 em fluxo contínuo e regulado de modo a obter um pH pré-determinado e que é medido em phmetro de bancada em intervalos de 20 minutos dentro de cada ensaio.

#### **iv. Dosagem de depressor**

O depressor em uso foi o amido de milho (Cargil) diluído a 2,5% em peso e gelatinizado com solução de hidróxido de sódio 15%. Sua dosagem foi feita no condicionador CN-01 por gravidade através de medição volumétrica e ajuste conforme a dosagem pré-estabelecida para o ensaio.

v. Dosagem de coletor

Foi usado o coletor em mistura composta por 30% de tall-oil + 70% de óleo de arroz e pré-saponificado com solução de hidróxido de sódio 15% e diluído em água a 5% em peso. A dosagem é feita por gravidade até o condicionador CN-02 através de medição volumétrica e ajuste conforme a dosagem pré-estabelecida para o ensaio. Tal variável também foi expressa em termos de concentração (mg/l) e também através da relação de concentração micelar crítica do coletor : concentração de trabalho.

vi. Vazão do ar no aerador (Sparger)

O ar empregado foi o mesmo gerado nos compressores de abastecimento do circuito industrial com seu fluxo sendo conduzido em linha de  $\frac{1}{2}$ " (12,7 mm) até uma válvula reguladora de fluxo ligada em série a um rotâmetro (Conaut) prosseguindo por mangueira até a entrada do aerador.

vii. Pressão do ar no aerador (Sparger)

Embora estejam juntos no mesmo equipamento (aerador) a variável pressão do ar é ajustada mediante ajuste da vazão volumétrica de água injetada no aerador, enquanto que a vazão de ar é ajustada diretamente no rotâmetro via válvula reguladora de fluxo.

viii. Água de lavagem - ou água de chuveiro

É o fluxo de água adicionado no topo da coluna para lavagem da zona de espuma, mediante medição volumétrica com leitura direta em rotâmetro.



### 5.8. Variáveis Operacionais Dependentes

São variáveis que resultam da alteração de uma ou mais variáveis independentes e quase sempre obedecem a regras que são próprias de cada modelo de equipamento.

#### i. Altura da camada de espuma

A variável principal de atuação é o ajuste do nível na coluna que é feito pela manipulação da abertura da válvula de rejeito da coluna, embora as condições de operação tais como: bias, atuação do coletor, presença de espumante, também contribuem nesta variável.

A posição da interface é medida via flutuador (tipo boia) ou diretamente no visor.

#### ii. Velocidade superficial do ar

A relação entre a vazão de ar no aerador e a área da secção da coluna é o principal fator de definição da velocidade do ar, o tamanho da bolha, a velocidade da polpa, também são outros fatores que exercem influência na velocidade do ar.

Matematicamente a velocidade do ar é representada pela equação (35):

$$v = \frac{Q_{Ar}}{A_C} \quad \text{eq. 5.1}$$

$v$  = Velocidade do ar na secção da coluna, (cm/s)

$Q_{Ar}$  = Vazão volumétrica de ar no aerador, (m<sup>3</sup>/h)

$A_C$  = Área da secção da coluna, (m<sup>2</sup>)

#### iii. Velocidade da água de lavagem (água de chuveiro)

Expressão da medida direta da relação entre a vazão da água no chuveiro e a área da secção da coluna, sendo esta variável ajustada em função do bias e consequentemente da recuperação e índices de impurezas no concentrado obtido (35):

$$v_{AgLv} = \frac{Q_{AgLv}}{A_C} \quad \text{eq. 5.2}$$

$v_{AgLv}$  = Velocidade do fluxo da água de lavagem na zona de espuma, (cm/s)

$Q_{AgLv}$  = Vazão volumétrica de água no chuveiro, (m<sup>3</sup>/h)

$A_C$  = Área da secção da coluna, (m<sup>2</sup>)

#### iv. Capacidade de carreamento

Correlaciona a quantidade de massa sólida por área de secção transversal que a coluna pode transportar (35):

$$C_c = \frac{M_{SF}}{A_C} \quad \text{eq. 5.3}$$

$C_c$  = Quantidade de sólidos transportado por unidade de tempo, por secção da coluna, (t/h/m<sup>2</sup>)

$M_{SF}$  = Massa de sólidos flotado na coluna por unidade de tempo, (t/h)

$A_C$  = Área da secção da coluna, (m<sup>2</sup>)

v. Capacidade de transbordo "Lip Loading"

É a medida da quantidade de massa sólida transportada pela borda da coluna (9):

$$L_L = \frac{M_{SF}}{P_C} \quad \text{eq. 5.4}$$

$L_L$  = Quantidade de sólidos transportado por unidade de tempo, na borda da coluna, (kg/h/m)

$M_{SF}$  = Massa de sólido flotado na coluna por unidade de tempo, (kg/h)

$P_C$  = Medida do perímetro da coluna, (m)

vi. Tempo médio de residência na coluna

Esta medida pode expressar o tempo médio de residência: do sólido, do líquido ou da polpa na coluna ou em uma determinada zona da coluna. Nos ensaios na Ultrafértil foi medido como sendo o tempo médio de residência da polpa de alimentação na coluna (35):

$$T_{Res.} = \frac{V_C}{Q_{Al} + Q_{AgLv}} \quad \text{eq. 5.5}$$

$T_{Res.}$  = Tempo médio de residência da polpa na coluna, (min)

$V_C$  = Volume da coluna, (litros)

$Q_{Al}$  = Vazão volumétrica da polpa de alimentação da coluna, (l/min)

$Q_{AgLv}$  = Vazão volumétrica da água de lavagem, (l/min)

vii. Taxa volumétrica de ar na coluna "HOLD UP"

É calculado como sendo o percentual volumétrico que o ar ocupa na Zona Coletora ou Zona de Recuperação da coluna e é dado pela equação (36):

$$\varepsilon_g = \left( 1 - \frac{D_{Ag}}{D_{Col}} \right) \times \left( 1 - \frac{(H_2 - H_1)}{(L_2 - L_1)} \right) \quad \text{eq. 5.6}$$

$\varepsilon_g$  = Porcentagem volumétrica que o ar ocupa na zona coletora da coluna, (%)

$D_{Ag}$  = Densidade da água, (t/m<sup>3</sup>)

$D_{Col}$  = Densidade da polpa (não flotado) na zona coletora da coluna, (t/m<sup>3</sup>)

$H_1$  = Altura do nível no transdutor de pressão na parte inferior da coluna, (m)

$H_2$  = Altura do nível no transdutor de pressão na parte superior da coluna, (m)

$L_1$  = Distância entre a base da coluna e o transdutor de pressão na parte inferior da coluna, (m)

$L_2$  = Distância entre a base da coluna e o transdutor de pressão na parte superior da coluna, (m)

viii. Água de Bias

É a medida usada para descrever o sentido do fluxo de água na coluna. É expresso pela equação (36):

$$J_b = \frac{Q_{Rej}}{A_C} - \frac{Q_{Al}}{A_C} \quad \text{eq. 5.7}$$

$J_b$  = Bias superficial, que descreve o sentido do fluxo de água na coluna, fluxo descendente (+), fluxo ascendente (-), (cm/s)

$Q_{Rej}$  = Vazão volumétrica de polpa no rejeito, (m<sup>3</sup>/h)

$Q_{Al}$  = Vazão volumétrica de polpa na alimentação, (m<sup>3</sup>/h)

$A_C$  = Área da secção da coluna, (m<sup>2</sup>)

#### ix. Tempo mínimo de residência da zona coletora

Esta medida pode expressar o tempo mínimo de residência requerido do sólido, do líquido ou da polpa na zona de recuperação da coluna. Nos ensaios na Ultrafértil foi calculado para a polpa e é traduzido pela equação (35):

$$T_{\min \text{ res}} = \frac{60 \times A_C \times (H_C - H_{Spa} - H_f) \times (1 - D_{Col} / D_{Sl})}{Q_{Rej}} \quad \text{eq. 5.8}$$

$T_{\min \text{ res}}$  = Tempo mínimo de residência requerido na zona coletora, (min)

$A_C$  = Área da secção da coluna, (m<sup>2</sup>)

$H_C$  = Altura total da coluna, (m)

$H_{Spa}$  = Altura desde o aerador até a base da coluna, (m)

$H_f$  = Altura da camada de espuma (nível da interface da zona coletora e zona de espuma até a borda da coluna), (m)

$D_{Col}$  = Densidade da polpa na zona coletora, (t/m<sup>3</sup>)

$D_{Sl}$  = Densidade da polpa de rejeito, (t/m<sup>3</sup>)

$Q_{Rej}$  = Vazão volumétrica de polpa no rejeito, (m<sup>3</sup>/h)

#### x. Porcentagem de sólidos no rejeito

Resultante do balanço de massas dos sólidos alimentado e flotado na coluna e das águas de diluição na alimentação, de lavagem e de arraste no transbordo com o flotado.

### 5.9. Variáveis de Controle de Desempenho

É a resposta do conjunto de variáveis independentes e variáveis dependentes manipuladas na execução dos ensaios, que objetivam à otimização do processo e são elas:

- i - Teores de  $P_2O_5$  no concentrado;
- ii - Recuperação metalúrgica de  $P_2O_5$ ;
- iii - Recuperação mássica;
- iv - Eficiência de Separação apatita/ganga (Eficiência de Schultz)

$$E = R_m \times \left\{ \left( \frac{c}{a} \right) - \left[ \frac{(c_m - c)}{(c_m - a)} \right] \right\} \times 100 \quad \text{eq. 5.9}$$

$E$  = Índice de seletividade de Shultz, (%)

$C_m$  = Teor de  $P_2O_5$  existente na apatita pura de Catalão  
(41,2%)

$R_m$  = Recuperação mássica, (%)

$c$  = Teor de  $P_2O_5$  no concentrado, (%)

$a$  = Teor de  $P_2O_5$  na alimentação da flotação, (%)

É importante ressaltar que, diferentemente de outros índices de seletividade apontados na literatura corrente (56), o Índice de Shultz é um número que varia de 0 (ausência total de seletividade) até 100% (perfeita seletividade).

#### 5.10. Sistema de Análises

O sistema de análises executado foi dividido em três categorias:

i - Análise Física de Campo (C) - foram as análises executadas para ajustes do processo, no campo, durante o ensaio.

ii - Análise Física de Laboratório (L) - foram as análises executadas para avaliação de parâmetros operacionais e validação do ensaio, executadas no laboratório após término do ensaio.

iii - Análise Química (Q) - Foram as análises executadas para avaliação de desempenho do processo, executadas no laboratório após término do ensaio.

Toda a campanha de análises foi executada no próprio laboratório da Ultrafertil, seguindo metodologia oficial (57), (58), (59), tendo as análises químicas sido executadas pelas rotas de "Via Úmida" e "Via Instrumental" de absorção atômica.

Para todos os fluxos do circuito foi analisado o conteúdo de  $P_2O_5$  e em alguns produtos foram também analisados:  $Fe_2O_3$ ,  $SiO_2$ ,  $Al_2O_3$  e  $MgO$ .

O programa de análises adotado nos ensaios é mostrado na tabela 5.5.

Tabela 5.5 - Programa de análises nos ensaios da coluna piloto

FLUXO	VAZÃO	PRESSÃO	% DE SÓLIDO	PH	GRANULO METRIA	QUÍMICA
Alimentação 1ª Microdeslamagem	C/L	C	C/L	C	L	Q
Alimentação do CN-01	C		C/L			
Descarga do CN-01	C/L		C/L	C		
Coletor	C					
Depressor	C					
Alimentação da CF-01	C/L		C/L		L	Q
Água de Lavagem	C					
Ar no Aerador	C	C				
Flotados	L		C/L		L	Q
Não Flotados	L		L			Q

### 5.11. Tratamento Estatístico dos Dados

O tratamento estatístico dos dados fez uso do "software Estatística", quando se avaliaram coeficientes de correlação entre variáveis pelo método dos mínimos quadrados. Outro parâmetro de controle foi o "p-level", usado como nível de significância.

A planilha geral de resultados que consta do Anexo B foi construída e manipulada através do "software" Excel.



## 6. RESULTADOS E DISCUSSÃO

Os resultados dos ensaios executados em planta piloto encontram-se compilados em uma planilha que compõe o Anexo 1 deste documento. Para efeito de sua discussão, tais dados foram agrupados da seguinte maneira:

i. Estudo das variáveis de controle (recuperação em massa, recuperação metalúrgica, teor de  $P_2O_5$  nos concentrados rougher e/ou cleaner, eficiência da separação apatita/ganga - Eficiência de Schultz);

ii. Estudo das variáveis de operacionais (devidamente definidas e descritas no capítulo 5).

Tanto para o estudo das variáveis de controle como das variáveis operacionais, foi necessário levar em consideração a influência do tipo de minério que alimentou a planta piloto durante os testes (pilhas de número 478 a 483 - cujas características foram apresentadas no Capítulo 5) e também o tipo de circuito que foi adotado na investigação (somente rougher x rougher + cleaner). Tomando como base estes dois critérios diferenciadores, foi possível agrupar os resultados em 7 situações distintas, denominadas  $S_1, S_2, \dots, S_7$ ; cujas características são apresentadas na tabela 6.1. O desempenho da flotação em escala piloto obtido em cada uma das situações de  $S_1$  a  $S_7$  descritas na tabela 6.1 é apresentado na tabela 6.2.

### 6.1. Estudo das Variáveis de Controle

Quando um engenheiro de produção está operando um circuito de concentração ele tem basicamente duas preocupações: a quantidade de massa produzida e sua respectiva qualidade. As variáveis de controle que auxiliam o engenheiro neste gerenciamento são:

i. A Recuperação em Massa (  $R_m$  ) que é definida como a razão entre a massa produzida dentro de um certo intervalo de tempo e a massa alimentada durante este mesmo intervalo, multiplicada pelo fator 100;

ii. O teor de concentrado (  $c$  ) que neste estudo é o teor de  $P_2O_5$ .

Embora a recuperação em massa (  $R_m$  ) possa ser calculada diretamente através de medições dos fluxos mássicos de produção e alimentação do circuito de concentração; a maneira mais facilmente exequível de se calcular tal variável de controle é através de medição dos teores de  $P_2O_5$  nos fluxos de alimentação (  $a$  ), concentrado (  $c$  ) e rejeito (  $j$  ); utilizando-se a equação 6.1.

$$R_m = [ ( a - r ) / ( c - r ) ] \times 100 , \text{ Onde:} \quad \text{Eq. 6.1}$$

$a$  = %  $P_2O_5$  na alimentação;

$c$  = %  $P_2O_5$  no concentrado;

$j$  = %  $P_2O_5$  no rejeito.

A equação 6.1. foi utilizada para se calcular o valor de  $R_m$  que se encontra registrado na planilha existente no Anexo 1 deste documento.

Tabela 6.1- Agrupamento dos Ensaios Executados em Função do Tipo de Minério e Circuito Utilizado

Situação	Pilhas de Minério	Circuito Adotado
S <sub>1</sub>	478	Rougher
S <sub>2</sub>	479	Rougher
S <sub>3</sub>	482	Rougher
S <sub>4</sub>	483	Rougher
S <sub>5</sub>	480	Rougher + Cleaner
S <sub>6</sub>	481	Rougher + Cleaner
S <sub>7</sub>	483	Rougher + Cleaner

Tabela 6.2- Desempenho da Flotação para as 7 Situações Experimentais

Situações	Número de Incrementos	% P <sub>2</sub> O <sub>5</sub> no Conc.	Rec. em Massa (%)	Rec. de P <sub>2</sub> O <sub>5</sub> (%)	Eficiência de Schultz (%) (rougher)
S <sub>1</sub>	10	32±1	13±3	43±10	39±8
S <sub>2</sub>	10	28±2	21±4	55±9	46±6
S <sub>3</sub>	7	23±3	40±7	86±4	62±5
S <sub>4</sub>	5	23±2	33±7	79±8	59±3
S <sub>5</sub>	6	30±1	25±3	73±7	60±4
S <sub>6</sub>	13	33±2	17±3	58±7	50±4
S <sub>7</sub>	2	29	26	79	62

Construindo gráficos de  $R_m$  versus  $c$  para as 7 diferentes situações que compõem nosso sistema de testes, teremos as figuras 6.1, 6.2, 6.3, 6.4, 6.5, 6.6 e 6.7. Se agruparmos todas as 6 situações em um caso genérico, teremos a figura 6.8. Em todas elas, veremos que:

i. Existe uma relação linear de dependência entre qualidade do concentrado (teor de  $P_2O_5$ ) e quantidade (rendimento mássico) que pode ser expressa pela fórmula genérica:

$$R_m = -\alpha c + b, \quad \text{Onde} \quad \text{Eq. 6.2}$$

$R_m$  = Recuperação em Massa (%)

$c$  = Teor de  $P_2O_5$  no concentrado;

$\alpha$  = Coeficiente angular da reta;

$b$  = Coeficiente linear da reta.

ii. A variável que exprime quantidade ( $R_m$ ) é inversamente proporcional à variável que exprime qualidade ( $c$ ); isto é,  $\alpha < 0$ . Isto significa dizer que o engenheiro terá sempre que optar por maximizar a qualidade em detrimento da quantidade ou vice-versa;

iii. Em todas as 7 situações, é bastante plausível admitir que os vetores qualidade ( $c$ ) e quantidade ( $R_m$ ) apresentam relação de dependência linear (\*).

---

(\*) Comportamento semelhante entre  $R_m$  e  $c$  foi anteriormente observado por LEAL FILHO (2)(56) com dados obtidos em escala de bancada para a flotação aniônica direta do fosfato da Serrana Mineração. A confirmação desta tendência em escala-piloto reforça a confiança do autor nesta dependência linear.

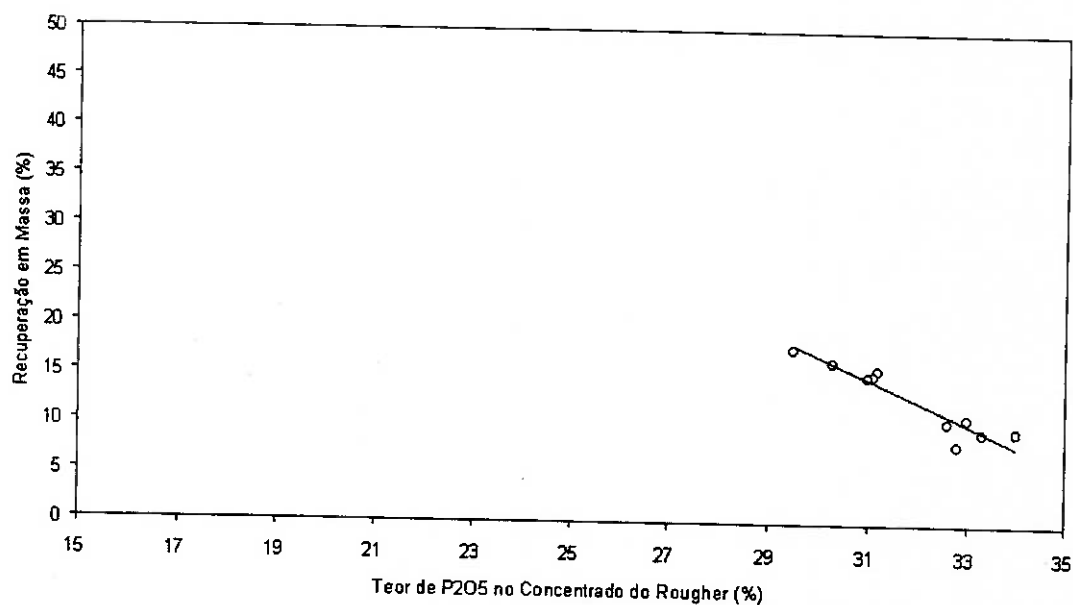


Figura 6.1- Dependência Linear entre Recuperação em Massa (  $R_m$  ) e Teor de Concentrado (  $c$  ) para Situação  $S_1$ .

$$R_{\text{massa}} = -2,24 T_{P_{2O_5}} + 84,38$$

$$r = 0,942$$

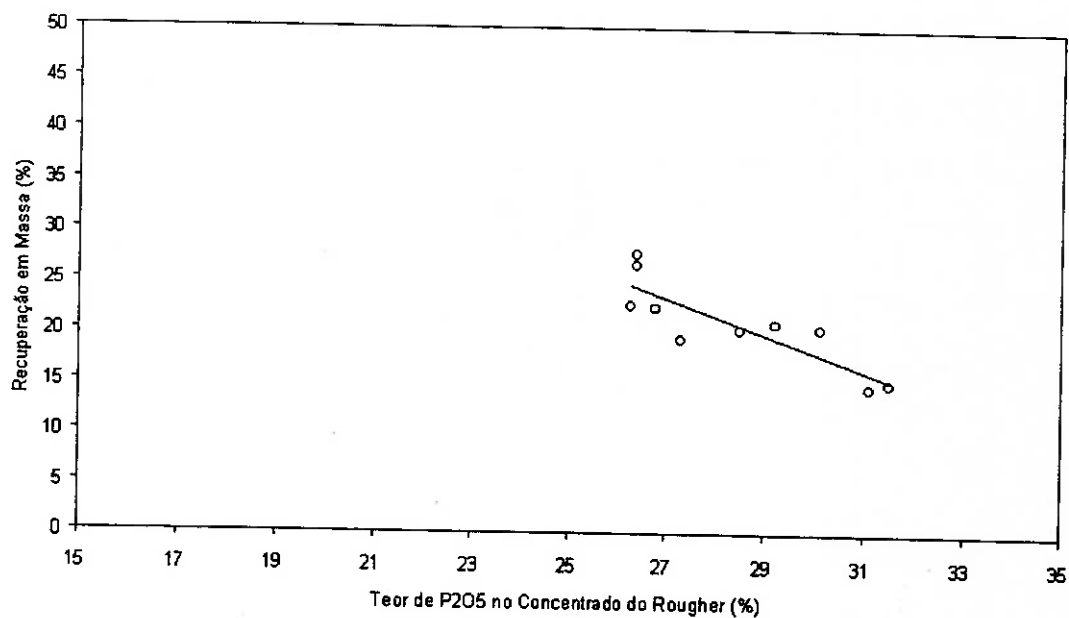


Figura 6.2. Dependência Linear entre Recuperação em Massa (  $R_m$  ) e Teor de Concentrado (  $c$  ) para Situação  $S_2$ .

$$R_{\text{massa}} = -1,80 T_{P_{2O_5}} + 72,08$$

$$r = 0,845$$

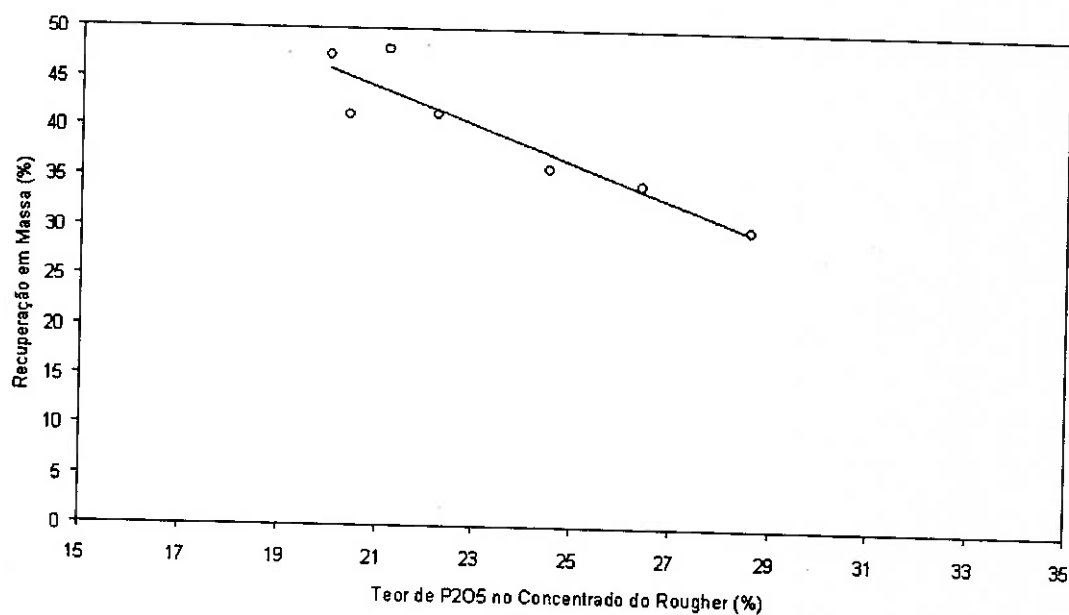


Figura 6.3- Dependência Linear entre Recuperação em Massa (  $R_m$  ) e Teor de Concentrado (  $c$  ) para Situação  $S_3$ .

$$R_{\text{massa}} = -1,87 T_{P_{2O_5}} + 83,43$$

$$r = 0,924$$

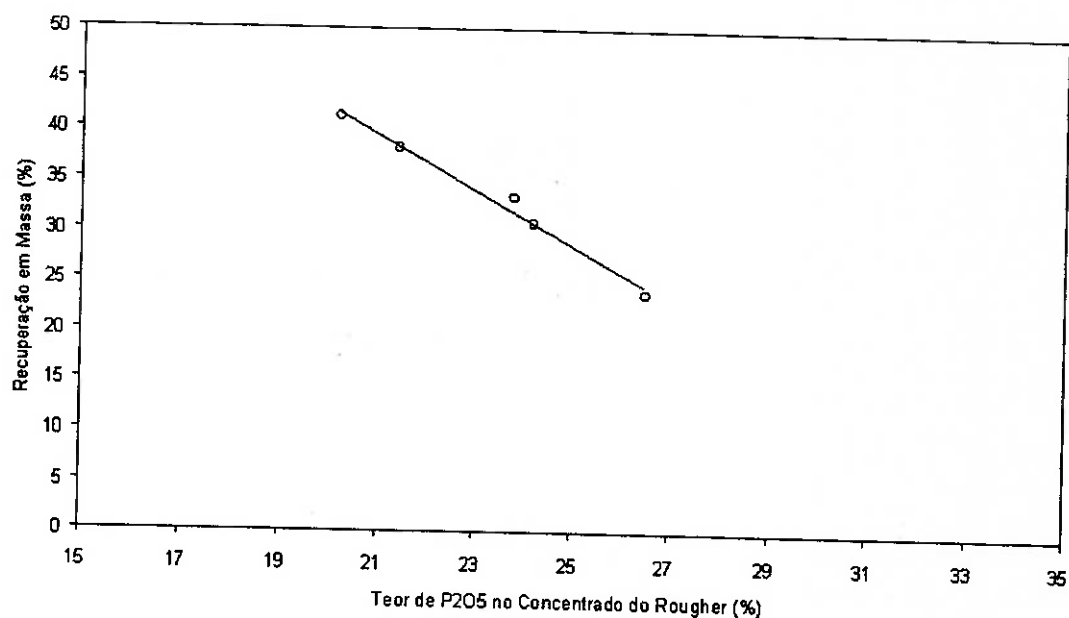


Figura 6.4- Dependência Linear entre Recuperação em Massa (  $R_m$  ) e Teor de Concentrado (  $c$  ) para Situação  $S_4$ .

$$R_{\text{massa}} = -2,72 T_{P_{2O_5}} + 96,57$$

$$r = 0,992$$

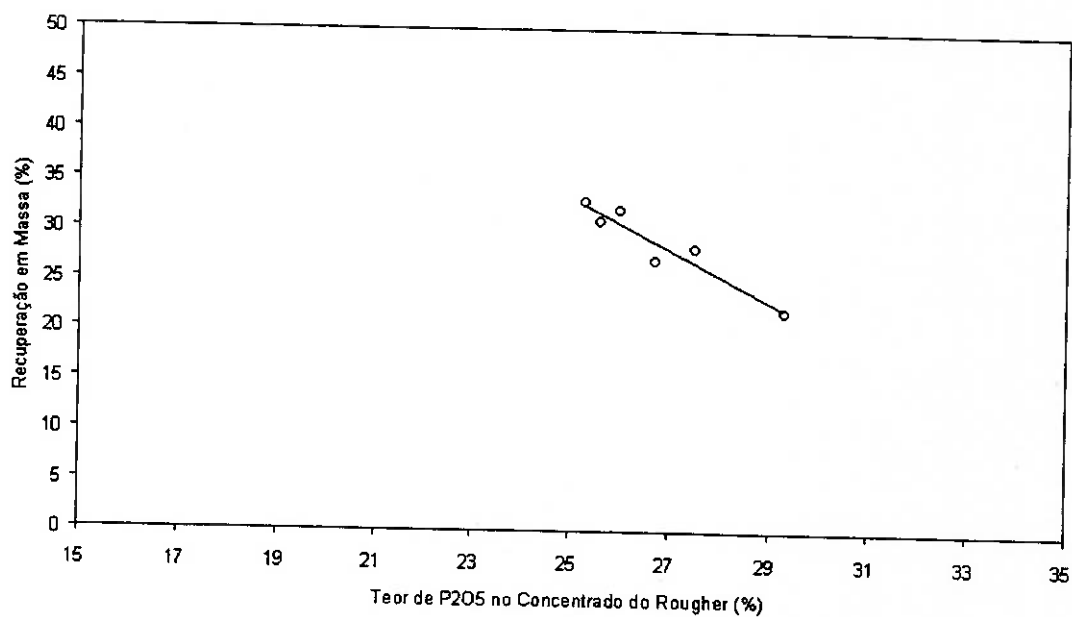


Figura 6.5- Dependência Linear entre Recuperação em Massa (  $R_m$  ) e Teor de Concentrado (  $c$  ) para Situação  $S_5$ .

$$R_{\text{massa}} = -2,50 T_{P2O5} + 98,33$$

$$r = 0,951$$

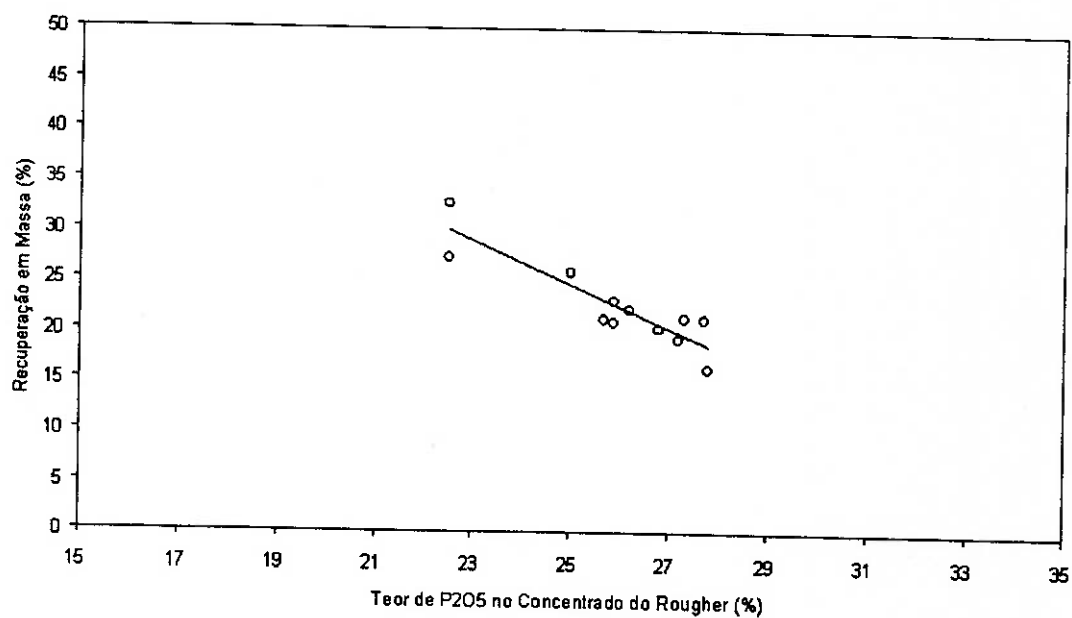


Figura 6.6- Dependência Linear entre Recuperação em Massa (  $R_m$  ) e Teor de Concentrado (  $c$  ) para Situação  $S_6$ .

$$R_{\text{massa}} = -2,16 T_{P2O5} + 78,57$$

$$r = 0,900$$

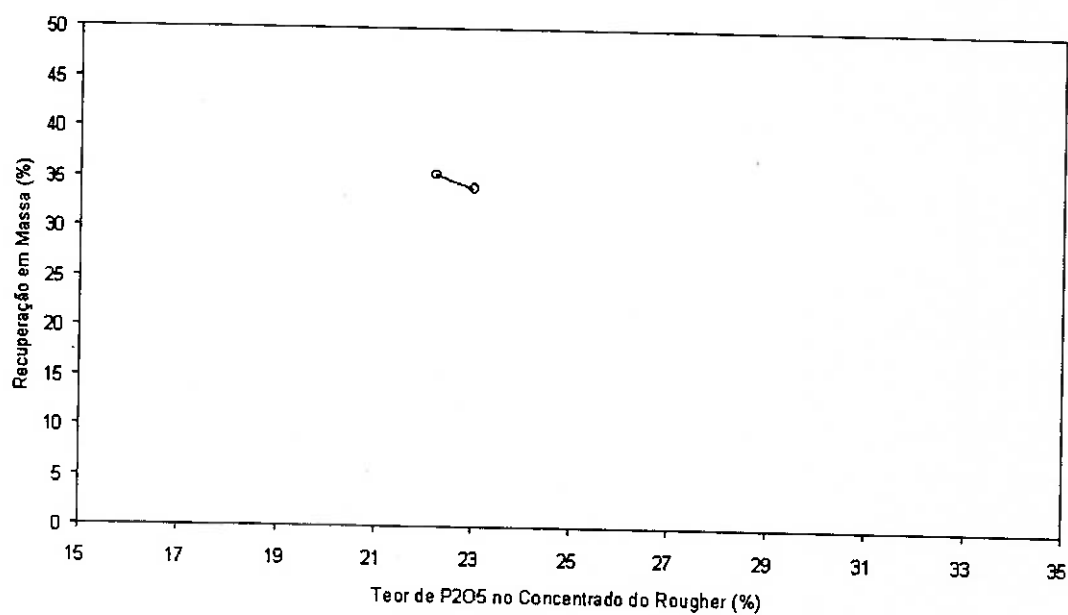


Figura 6.7- Dependência Linear entre Recuperação em Massa (  $R_m$  ) e Teor de Concentrado (  $c$  ) para Situação  $S_7$ .

$$r_{\text{massa}} = -1,74 T_{P_{2O_5}} + 74,08$$

$$r = 1,000$$

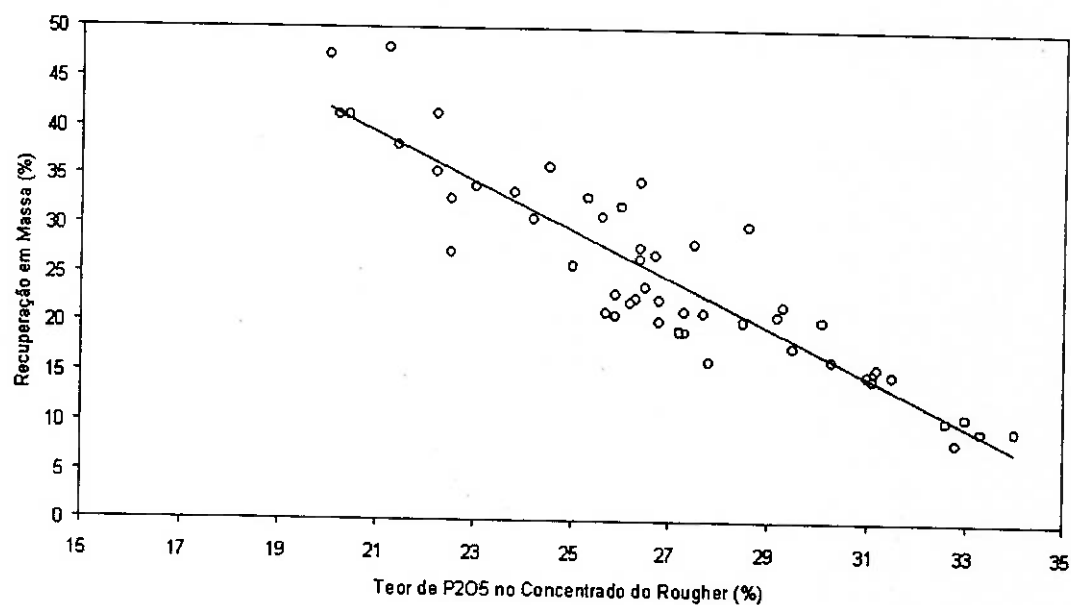


Figura 6.8- Dependência Linear entre Recuperação em Massa (  $R_m$  ) e Teor de Concentrado (  $c$  ) para Todas as Situações( de  $S_1$  a  $S_7$ ).

$$R_{\text{massa}} = -2,46 T_{P_{2O_5}} + 90,95$$

$$r = 0,902$$



A maior ou menor capacidade de uma certa população de pontos  $(c, R_m)$  se ajustar a uma determinada reta  $( R_m = -\alpha c + b )$  pode ser avaliada através do parâmetro “ $r$ ”, ou coeficiente de correlação linear. Tratando-se de um número que varia entre 0 e 1; quanto mais próximo da unidade for o valor de “ $r$ ”, tanto maior será o ajuste da nuvem de pontos  $(c, R_m)$  à reta que define a dependência linear entre esses dois parâmetros. O cálculo do parâmetro “ $r$ ” é efetuado através do “Método dos Mínimos Quadrados”, ferramenta tradicional da Estatística e de amplo domínio de todos os profissionais da área tecnológica e científica.

Tomando cada uma das 7 populações de pares  $(c, R_m)$  que compõem o universo de nossa investigação e utilizando-se o “software” “Statistica” para tratamento de tais dados, obtiveram-se os resultados apresentados na tabela 6.3 onde podemos observar que:

i. Foi possível obter uma expressão algébrica capaz de definir uma dependência linear entre as duas variáveis de controle  $R_m$  e  $c$ , para cada situação experimental (de  $S_1$  a  $S_7$ );

ii. A qualidade do ajuste da nuvem de pontos  $(c, R_m)$  às retas que representam sua distribuição foi avaliada através do parâmetro “ $r$ ” cujos valores ficaram entre 0,85 e 1,00. Tais valores sinalizam uma boa correlação linear entre  $R_m$  e  $c$ ;

iii. Para o conjunto das 7 populações, o valor de “ $r$ ” foi de 0,90.

Tabela 6.3- Dependência Linear entre Recuperação em Massa (Rm) versus Teor de P<sub>2</sub>O<sub>5</sub> no Concentrado (c).

Situação Experimental	Relação de Linear de Dependência entre Rm e c.	Parâmetro Estatístico "r"
S1	$Rm = -2,24 c + 84,38$	0,94
S2	$Rm = -1,80 c + 72,08$	0,85
S3	$Rm = -1,87 c + 83,43$	0,92
S4	$Rm = -2,72 c + 96,57$	0,99
S5	$Rm = -2,50 c + 98,33$	0,95
S6	$Rm = -2,16 c + 78,57$	0,90
S7	$Rm = -1,74 c + 74,08$	1,00
Todos os Ensaio	$Rm = -2,46 c + 90,95$	0,90

As duas variáveis de controle  $R_m$  e  $c$  podem ser combinadas para a obtenção de uma terceira variável muito importante: a recuperação metalúrgica, representada por  $R$ . No caso, a recuperação metalúrgica representa o percentual de  $P_2O_5$  originalmente existente na alimentação que se reportou ao concentrado. O cálculo de  $R$  pode ser facilmente executado se soubermos os teores de  $P_2O_5$  existentes nos fluxos de concentrado, rejeito e alimentação; conforme expressa a Equação 6.3.

$$R = \left\{ \left( \frac{c}{a} \right) \times \left[ \frac{(a - j)}{(c - j)} \right] \right\} \times 100, \text{ Onde} \quad \text{Eq. 6.3}$$

$R$  = Recuperação metalúrgica;

$a$  = %  $P_2O_5$  na alimentação;

$c$  = %  $P_2O_5$  no concentrado;

$j$  = %  $P_2O_5$  no rejeito.

Levando a Equação 6.1 na equação 6.3., poderemos expressar a recuperação metalúrgica  $R$  em função dos parâmetros  $R_m$  e  $c$  ( Equação 6.4 ).

$$R = \left[ \left( \frac{c}{a} \right) \times R_m \right] \times 100 \quad \text{Eq. 6.4}$$

Levando a Equação 6.2 na equação 6.3., teremos uma relação de dependência entre  $R$  e  $c$  expressa como um polinômio do segundo grau, conforme Equação 6.5.

$$R = -(\alpha/a) c^2 + (b/a) c, \text{ Onde:} \quad \text{Eq. 6.5}$$

$c$  = %  $P_2O_5$  no concentrado;

$b$  e  $\alpha$  = Constantes extraídas da relação linear ( reta ) que relaciona empiricamente  $c$  e  $R_m$  (Equação 6.2).

$a$  = % de  $P_2O_5$  na alimentação.

Estudando a variação de  $R$  em função de  $c$ , poderemos determinar as derivadas primeira ( $dR/dc$ ) e segunda ( $d^2R/dc^2$ ) da Equação 6.5, obtendo-se as Equações 6.6. e 6.7, respectivamente.

$$(dR/dc) = - 2(\alpha/a) c + ( b/a ), \text{ Onde:} \quad \text{Eq. 6.6}$$

(  $dR/dc$  ) = Derivada primeira do polinômio do segundo grau que relaciona  $R$  com  $c$  ou a taxa de variação da recuperação metalúrgica (  $R$  ) quando se varia o teor de concentrado (  $c$  ).

$$(d^2R/dc^2) = -2 ( \alpha/a ), \text{ Onde:} \quad \text{Eq. 6.7}$$

( $d^2R/dc^2$ ) = Derivada segunda do polinômio de segundo grau que relaciona  $R$  com  $c$ .

Através de uma análise crítica das Equações 6.6 e 6.7, concluiremos que a recuperação metalúrgica (  $R$  ) apresenta seu valor máximo quando o teor de concentrado (  $c$  ) assume o valor  $c = b/2\alpha$ . Como tal teor é capaz de gerar um máximo de recuperação, ele poderá ser chamado de  $c^0$ , ou "Teor Ótimo Empírico". Este teor poderia ser considerado como aquele que, dentro da faixa de variáveis operacionais testadas ( a realidade do teste ), deveria ser almejado para que o circuito oferecesse a máxima recuperação metalúrgica.

Naturalmente que, se estivéssemos utilizando um outro paradigma de processo, como um minério com características muito diferentes, sistema de reagentes muito mais seletivo, granulometria muito mais grossa etc.; o circuito de flotação apresentaria um desempenho muito diferenciado em termos da relação quantidade (  $R_m$  ) e qualidade (  $c$  ). Como conseqüência disto, seria necessário estabelecer uma nova relação empírica de dependência entre  $R_m$  e  $c$  que sinalizaria a existência de um novo "Teor Ótimo Empírico" (  $c^0$  ).

A cada valor de  $c^{\circ}$  estaria associado um máximo valor para  $Rm$ . Tal valor poderia ser denominado "Rendimento Mássico Ótimo" ( $Rm^{\circ}$ ). Os valores de  $c^{\circ}$  e  $Rm^{\circ}$  para cada situação experimental encontram-se na tabela 6.4.

O par de valores ótimos ( $c^{\circ}, Rm^{\circ}$ ) poderia constituir um indicativo para o engenheiro de processos gerenciar sua flotação "rougher" porque:

i. Se o engenheiro forçar o circuito "rougher" a produzir um concentrado com teor de  $P_2O_5$  ( $c$ ) muito alto, ele certamente terá que diminuir a dosagem de coletor ou trabalhar com uma camada de espuma mais espessa, por exemplo. Tal procedimento, embora favoreça um maior enriquecimento do concentrado ( $c$  mais alto), estará fadado a recuperações de massa ( $Rm$ ) e metalúrgicas ( $R$ ) mais baixas; o que significa dizer que muitas partículas de apatita se reportarão à fração de massa que afunda;

ii. Se o engenheiro forçar o circuito "rougher" a produzir muita massa, ele terá que aumentar consideravelmente a dosagem de coletor e/ou diminuir a espessura da camada de espuma, por exemplo. Tal procedimento favorecerá um circuito com alta produção ( $Rm$ ), alta recuperação de  $P_2O_5$  ( $R$ ) acompanhadas de baixo teor de  $P_2O_5$  ( $c$ ). Em outras palavras, ao favorecer demasiadamente a flotação das partículas do mineral que se quer preferencialmente flotar, o engenheiro estará criando condições mais favoráveis para flotação de partículas de ganga.

O fato de termos de segmentar o processo de flotação em estágios rougher (desbaste), cleaner (limpeza) e scavenger ("lixeiro") se baseia fundamentalmente na dificuldade de se conciliar qualidade ( $c$ ) e quantidade ( $Rm$ ) em um mesmo estágio. Em outras palavras, poderia se dizer que existe uma série ótima de estágios de concentração para se enriquecer um minério de, digamos, 10% de  $P_2O_5$  na alimentação até 35% de  $P_2O_5$  no concentrado final.

Tabela 6.4. Valor do “Teor Ótimo Empírico” (  $c^\circ$  ) e “Rendimento Mássico Ótimo” para as 7 Situações Experimentais (  $S_1$  a  $S_7$  ).

Situação Experimental	“Teor Ótimo Empírico” $c^\circ = b/2\alpha$	“Rendimento Mássico Ótimo” $Rm^\circ = b/2$
$S_1$	18,7	42,5
$S_2$	20,6	35,0
$S_3$	22,5	41,4
$S_4$	17,6	48,7
$S_5$	19,9	48,6
$S_6$	18,2	39,3
$S_7$	21,0	37,5
Valor Mais Provável	( 20±2 )%	( 42±5 )

Tal caminho seria caracterizado pelo fato dos estágios de concentração estarem trabalhando com sua máxima eficiência de separação apatita/ganga (E). Tal eficiência, conforme deduzido por Schultz, é a diferença entre a recuperação do útil e a recuperação da ganga. Se a recuperação de útil fosse 100% e a recuperação de ganga 0%, a flotação seria 100% eficiente.

Calculando a Eficiência de Separação Apatita/Ganga (E) pela fórmula proposta por Schultz, obtiveram-se os resultados que se encontram compilados na planilha do Anexo 1. Para cada uma das 53 horas de operação do circuito piloto que sofreram amostragem completa, calculou-se também a diferença ( $\Delta c$ ) entre o teor de  $P_2O_5$  real produzido pelo circuito rougher (c) e o "Teor Ótimo Empírico" ( $c^0$ ). Assim sendo,  $\Delta c = (c - c^0)$ . O comportamento de E x  $\Delta c$  é ilustrado na figura 6.9.

Os dados apresentados na figura 6.9 mostram que, à medida que  $\Delta c$  tendeu a zero; isto é, o teor de concentrado real c se aproximou do ideal  $c^0$ , o circuito de flotação rougher trabalhou mais próximo da eficiência máxima de separação apatita/ganga (E).

Já se sabendo qual a meta a ser atingida no estágio "rougher", buscou-se qual seria a meta ideal para o estágio "cleaner" isolado. Para isto, foram consideradas apenas as situações: S<sub>5</sub>, S<sub>6</sub> e S<sub>7</sub> porque estas operaram com o circuito rougher + cleaner. Os resultados de R<sub>m</sub> versus c são apresentados na figura 6.10, onde se pode observar:

i. Relação linear de dependência entre os vetores quantidade ( R<sub>m</sub> ) e qualidade ( c ) de:  $R_m = -2,96 + 165,69c$ ;

ii. Os dados se mostraram bastante dispersos ( $r^2 = 0,54$ );

## E Scultz X Delta Teor

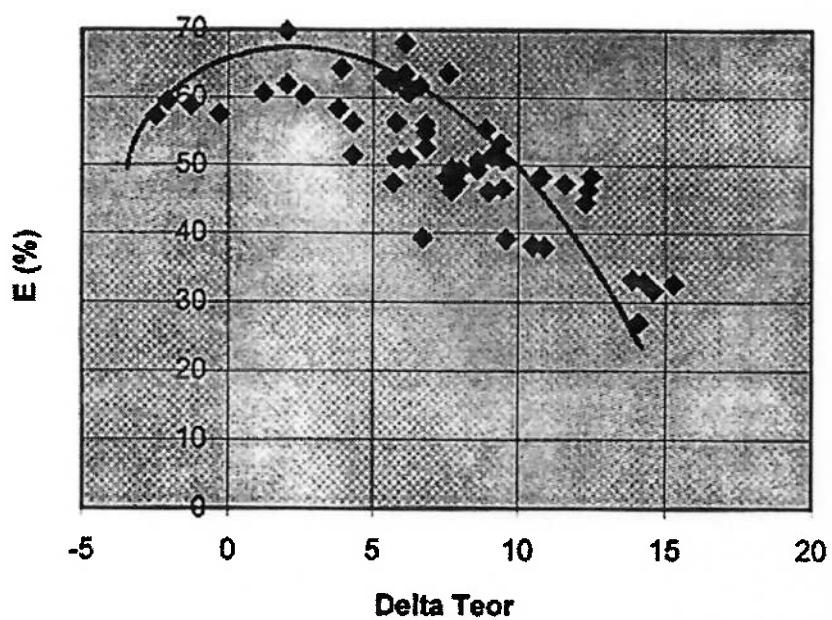


Figura 6.9- Eficiência da Separação Apatita/Ganga ( $E$ ) versus  $\Delta c$ .



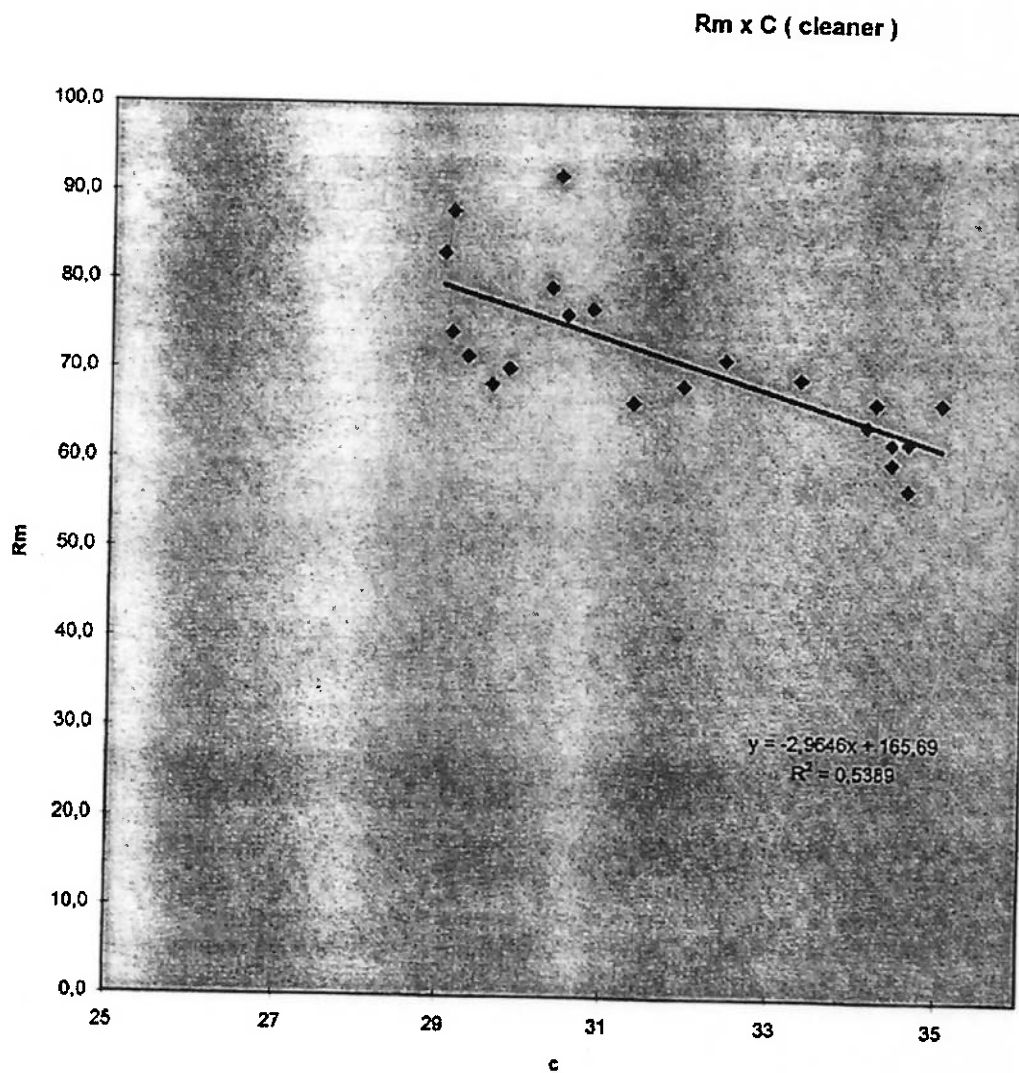


Figura 6.10. Relação Linear de Dependência entre Rm versus c para as Etapas Cleaner.

iii. A alta dispersão já era prevista em virtude de que a alimentação do cleaner nada mais era que o concentrado da etapa rougher e esta etapa teve seu concentrado variando em ampla faixa de valores ( de 22,5 a 29,3%  $P_2O_5$ ), enquanto que a alimentação rougher variou somente de 9,1 a 10,5%  $P_2O_5$ . Tal variação se deu em função do fato de que o objetivo maior dos ensaios era otimizar o rougher e não o cleaner;

iv. O “Teor Ótimo Empírico” (  $c^o$  ) a ser obtido no concentrado cleaner ( dentro das condições operacionais da pesquisa ) deveria ser da ordem de 28%  $P_2O_5$  (  $c^o = b/2\alpha$  ) enquanto que o “Rendimento Mássico Ótimo” (  $Rm^o$  ) a ele associado deveria ser por volta de 83%.

Sendo o engenheiro de processos aconselhado a obter no cleaner um concentrado com “Teor Ótimo Empírico” de 28% de  $P_2O_5$  significa dizer que as condições operacionais do circuito recomendavam uma etapa recleaner para se conseguir elevar o concentrado de 28% de  $P_2O_5$  para valores próximos a 35% dentro de uma trajetória que maximizasse a eficiência de separação apatita/ganga (E). Infelizmente, não dispúnhamos de tempo e recursos para introduzir uma terceira coluna no circuito piloto; ficando tal possibilidade como alternativa para trabalhos futuros. Assim sendo, mesmo sabendo não estarmos trabalhando com a situação ideal, forçamos etapa cleaner a produzir concentrados com teor de  $P_2O_5$  por volta de 35%, sabendo de antemão não serem estas as condições ideais.

## 6.2. Estudo das Variáveis Operacionais para os Circuitos Rougher: Situações de S<sub>1</sub> a S<sub>4</sub>

Operar um circuito de flotação em escala piloto não é uma tarefa fácil, pois sempre ocorrem muitas oscilações naturais na alimentação, na dosagem dos reagentes, na porcentagem de sólidos da polpa e, como consequência, no tempo de residência da polpa na célula de flotação, tempo de condicionamento dos reagentes, hold-up, velocidade superficial de ar, etc.

Se por um lado operar um circuito piloto já é uma tarefa que exige muita paciência e dedicação, interpretar os dados torna-se muitas vezes uma tarefa ainda mais complicada pois as oscilações nas variáveis operacionais e de processo se influenciam mutuamente, mascarando tendências e dificultando o discernimento da interpretação. Para contornar este problema, adotamos o seguinte sistema de interpretação dos resultados:

i. Procuramos trabalhar com valores médios das variáveis principais de controle do processo (  $R_m$ ,  $c$ ,  $R$  e  $E$  ), conforme ilustrado na tabela 6.5;

ii. As variáveis de processo ( % sólidos, %  $P_2O_5$  na alimentação, dosagem de reagentes, etc. ) e operacionais ( hold-up, vazão de ar, água de bias, etc. ) foram agrupadas em faixas de variação, conforme apresentado na tabela 6.6.

Observando os dados apresentados na tabela 6.5., veremos que as situações experimentais S<sub>1</sub> e S<sub>2</sub> apresentaram desempenho inferior ao obtido com as situações S<sub>3</sub> e S<sub>4</sub>. Os comentários são os seguintes:

i. Nas situações  $S_1$  e  $S_2$ , procurou-se em uma só etapa de flotação (rougher) obter concentrados de  $P_2O_5$  mais ricos. Tais situações produziram baixa Eficiência de Separação apatita/ganga (  $E$  ) acompanhada de baixa recuperação de  $P_2O_5$  (  $R$  ) e baixíssimo rendimento mássico (  $R_m$  ). Isto significa dizer que o circuito trabalhou longe de suas condições ótimas (  $\Delta c \sim 0$  );

ii. Nas situações  $S_3$  e  $S_4$ , operou-se o circuito em condições mais otimizadas para a etapa rougher (teores de  $P_2O_5$  mais baixos), obtendo-se, com isto, mais alta Eficiência de Separação apatita/ganga (  $E$  ), recuperação metalúrgica (  $R$  ) e rendimento mássico (  $R_m$  ). Nestas duas etapas, as variáveis operacionais foram acertadas no sentido de não forçar a etapa rougher a produzir concentrados com teor muito alto. Trabalhou-se, deste modo com valores de  $\Delta c$  mais próximos de zero.

A tabela 6.7. apresenta e discute as diferenças de desempenho das situações  $S_1 + S_2$  versus  $S_3 + S_4$  à luz das variáveis operacionais. Os valores assumidos pelas variáveis operacionais para a situação  $S_3$  poderiam ser considerados como paradigma para um ótimo desempenho da etapa rougher.

O fato de querer “forçar” o rougher a produzir concentrados com teores de  $P_2O_5$  maiores que 30% (Situações  $S_1$  e  $S_2$ ) fizeram com que fosse necessário trabalhar com a polpa menos aerada, com maior água de lavagem, menores tempos de residência e menor capacidade de transporte do produto flotado ao longo da coluna.

Outra variável muito importante para ser levada em consideração é o tempo de residência da polpa na coluna. O Anexo A nos mostra que o tempo médio de residência da polpa na coluna é da ordem de 10-20 minutos. Comparando os dados apresentados na tabela 6.6. com este tempo médio de 10-20 minutos ( Anexo A ) que caracteriza a coluna,

veremos que as situações  $S_3$  e  $S_4$  foram aquelas que trabalharam com tempos de residência entre 16 e 23 minutos; tempos estes bastante compatíveis com o valor apresentado no Anexo A. Coincidentemente foram as situações  $S_3$  e  $S_4$  que operaram com maior eficiência (  $E$  ) de separação apatita/ganga.

Observando ainda os resultados da tabela 6.6. e enfocando a concentração do coletor na polpa, veremos que nas situações  $S_1$  e  $S_2$  esta esteve muito próxima à concentração micelar crítica (  $cmc$  ) do oleato de sódio (0,6 g/l), principal componente da mistura que era utilizada como coletor (60). Nas duas situações (  $S_1$  e  $S_2$  ), onde a concentração do coletor esteve próxima da  $cmc$  do oleato de sódio, tão alta concentração de coletor na polpa não garantiu menores teores de concentrado (  $c$  ) em virtude de se estar trabalhando com alta concentração, mas baixa atividade (grande parte das moléculas não estavam individualizadas, mas agrupadas em micelas). Estes resultados ilustram um paradoxo interessante:

i. Por se estar trabalhando com partículas muito finas ( grande área interfacial disponível para sofrer adsorção de coletor ), pensa-se logo que é necessário utilizar grandes quantidades de coletor;

ii. Tal conceito é errôneo, porque a concentração das moléculas coletoras na polpa, ao se aproximar de um valor crítico ( concentração micelar crítica ), iniciam um processo espontâneo de agregação que sempre resulta na formação de micelas. O fato de uma molécula estar aprisionada a outras para formar uma micela impede que esta esteja disponível para se adsorver em sítios da interface mineral/solução, além de diminuir a elasticidade das bolhas (Efeito Marangoni);

iii. Bolhas menos elásticas apresentam menor resistência aos esforços mecânicos existentes na célula de flotação e, como conseqüência, uma menor capacidade de transportar as partículas para o concentrado que transborda da coluna.

Tabela 6.5- Desempenho da Flotação para as Situações Experimentais de S<sub>1</sub> a S<sub>4</sub>

Situações	c (% P <sub>2</sub> O <sub>5</sub> )	Rm (%)	R (%)	E (%)	c <sup>o</sup> (% P <sub>2</sub> O <sub>5</sub> )	Δc (% P <sub>2</sub> O <sub>5</sub> )
S <sub>1</sub>	32±1	13±3	43±10	39± 8	19	+13
S <sub>2</sub>	28±2	21±4	55±9	46±6	21	+7
S <sub>3</sub>	23±3	40±7	86±4	62±5	23	0
S <sub>4</sub>	23±2	33±7	79±8	59±3	18	+5

Tabela 6.6. Faixas de Trabalho para as Variáveis Operacionais Utilizadas nas Situações de S<sub>1</sub> a S<sub>4</sub>

Variáveis	S1	S2	S3	S4
Alimentação ( t/h )	~ 0,55	~ 0,45	~ 0,50	~ 0,59
Conc. do Coletor (g/l)	0,3-0,5	0,1-0,8	0,1-0,2	0,1-0,2
Depressor ( g/t )	1070-1135	375-1140	710-1090	685-1000
Q = Vazão ar ( m <sup>3</sup> /h )	5	6-9	9-12	5-9
Carrying Capacity (t/h/m <sup>2</sup> )	0,4-0,8	0,4-1,2	1,2-2,2	1,1-2,1
Lip Loading (t/h/m)	0,4-0,8	0,4-1,1	1,1-2,2	0,8-1,1
Tempo de residência na Zona de Coleta ( min )	3,7-5,3	3-11	9-15	11-16
Altura da Camada de Espuma ( m )	0,7	0,7-1,0	1,0	0,5-1,0
Hold up (%)	13-16	13-19	16-20	21-23
Água de Lavagem (m <sup>3</sup> /h)	1,5	1,5-2,0	0,5	0,5
Água de Bias ( cm/s)	De +0,21 a +0,26	De +0,07 a +0,31	De +0,03 a- +0,09	De +0,03 a - +0,08
pH cond. Depressor	~ 10,0	~ 10,0	10,5-12,0	10,5-12,0
% solidos Alim	34-49	34-45	45-52	51-53
% solidos Rejeito	20-25	16-29	24-31	32-35

Tabela 6.7. Comparação entre as Variáveis Operacionais Adotadas nas Situações de S<sub>1</sub> a S<sub>4</sub>

Variáveis	S <sub>1</sub> e S <sub>2</sub>	S <sub>3</sub> e S <sub>4</sub>
1. Concentração do Coletor	Concentrações de trabalho (0,14-0,80 g/l ) próximas ou maiores que a concentração micelar crítica do ácido oléico ( 0,6 g/l ) (*).	Concentrações de trabalho de 3 a 7 vezes menores que a concentração micelar crítica do ácido oléico.
2. Aeração da Polpa	Polpa apresentando menor aeração: Q = 4,5 - 9,0 m <sup>3</sup> /h Hold-up= 13-19%	Polpa apresentando maior aeração ( principalmente para S <sub>3</sub> ): Q = 9,0 - 12,0 m <sup>3</sup> /h ( S <sub>3</sub> ) Hold-up= 16-23% (S <sub>3</sub> e S <sub>4</sub> )
3. Capacidade de Transporte da Massa Flotada	Menores capacidades de transbordo ( Lip loading = 0,4 - 1,1 t/h/m ) e carreamento do flotado ( Carrying Capacity = 0,4 - 1,2 t/h/m <sup>2</sup> )	Maiores capacidades de transbordo e carreamento: Lip Loading = 1,1 - 2,2 t/h/m Carrying Capacity = 1,1 - 2,1 t/h/m <sup>2</sup> .
4. Fluxo de Águas	Trabalhou-se com maiores fluxos de água para forçar aumento no teor de concentrado: Bias = De +0,07 a +0,31 cm/s. Água Lavagem= 1,5-2,0 m <sup>3</sup> /h.	Trabalhou-se com menores fluxos de água visando favorecer a recuperação e não o teor de concentrado: Bias = De +0,03 a +0,08 cm/s. Água Lavagem= 0,5 m <sup>3</sup> /h
5. Tempo de Residência na Zona de Coleta	Menores tempos de residência ( 3,7 a 11 minutos ) favoreceram altos teores de P <sub>2</sub> O <sub>5</sub> . ( 7 < Δc < 13 ).	Maiores tempos de residência ( 9 a 16 minutos ) favoreceram baixos teores de P <sub>2</sub> O <sub>5</sub> ( 0 < Δc < 5 ).

(\*) Cálculo efetuado com base nas informações da literatura (60).

### 6.3. Estudo das Variáveis Operacionais para Circuitos Rougher + Cleaner ( Situações de S<sub>5</sub> a S<sub>7</sub> )

Se operar um circuito piloto com somente uma etapa rougher não é tarefa das mais fáceis; quando adicionamos uma etapa cleaner (cujo rejeito retorna para o rougher), estamos criando uma situação ainda mais complicada, principalmente porque qualquer variação que ocorra no cleaner fatalmente influenciará o desempenho do rougher. Estes fatos prejudicam a interpretação dos resultados e demandam maior número de horas de trabalho do circuito de concentração para se obter resultados confiáveis. As situações experimentais S<sub>5</sub>, S<sub>6</sub> e S<sub>7</sub> foram executadas com circuito rougher + cleaner, perfazendo um total de 21 horas de amostragem.

Para interpretar os resultados, teremos que levar em consideração:

i. A operação da coluna rougher (que sofreu influência do rejeito da coluna cleaner);

ii. A operação da coluna cleaner (que sofreu influência do concentrado rougher que a alimentou);

iii. A operação conjunta das colunas rougher e cleaner.

O desempenho das colunas rougher para as situações S<sub>5</sub>, S<sub>6</sub> e S<sub>7</sub> é apresentado na tabela 6.8., onde a Situação S<sub>6</sub> foi segmentada em duas partes: S<sub>6</sub>A (que trabalhou com teor de P<sub>2</sub>O<sub>5</sub> mais próximo do valor ótimo  $\Delta c = +6$ ) e S<sub>6</sub>B (que trabalhou com o teor de P<sub>2</sub>O<sub>5</sub> mais longe do valor ótimo ( $\Delta c = +8$ )). O estudo de suas variáveis operacionais é apresentado nas tabelas 6.9, 6.10 e 6.11. O desempenho das colunas cleaner e rougher + cleaner é apresentado na tabela 6.12.



Tabela 6.8- Desempenho da Flotação Rougher para as Situações Experimentais de S<sub>5</sub> a S<sub>7</sub>.

Situações	c (% P <sub>2</sub> O <sub>5</sub> )	j (% P <sub>2</sub> O <sub>5</sub> ) no rej. Cleaner	Rm (%)	R (%)	E (%)	Δc (% P <sub>2</sub> O <sub>5</sub> )
S <sub>5</sub>	27±1	12±4	29±4	74±7	60±4	+7
S <sub>6</sub> A	24±2	10±5	25±6	65±8	52±3	+6
S <sub>6</sub> B	26±1	12±3	22±3	59±6	49±5	+8
S <sub>7</sub>	23	6	35	82	62	+2

Tabela 6.9- Faixas de Trabalho para as Variáveis Operacionais Utilizadas nas Situações de S<sub>5</sub> a S<sub>7</sub> - Etapa Rougher-.

Variáveis	S5	S6 -A	S6-B	S7
Alimentação ( t/h )	~ 0,39	~ 0,61	~ 0,62	~ 0,55
Conc. do Coletor (g/l)	0,1-0,7	0,4-0,6	0,1	0,2
Depressor ( g/t )	1200-1600	1100-1300	600-1200	770
Q = Vazão ar ( m <sup>3</sup> /h )	12	6-8	4-5	7
Carrying Capacity (t/h/m <sup>2</sup> )	0,8-1,1	1,0-1,4	0,9-1,3	1,6
Lip Loading (t/h/m)	0,8-1,1	1,0-1,4	0,9-1,3	1,5-1,6
Tempo de residência na Zona de Coleta ( min )	2,1-4,2	7-9	6-10	16-17
Altura da Camada de Espuma ( m )	0,4-1,0	0,7	0,7-1,0	1,0
Hold up (%)	8-11	17-19	16-21	22
Água de Lavagem (m <sup>3</sup> /h)	2-2,5	0,5-1,0	0,5-1,0	0,5
Água de Bias ( cm/s)	De +0,21 a +0,39	De +0,07 a +0,17	De +0,08 a +0,20	+0,04
pH cond. Depressor	~ 9,9-10,5	~ 10,5-12,0	10,5	10,5
% solidos Rejeito	13-16	26-29	25-33	35

Tabela 6.10. Comparação entre as Variáveis Operacionais Adotadas nas Situações S<sub>5</sub> ( concentrado com teor de P<sub>2</sub>O<sub>5</sub> mais alto ) versus S<sub>7</sub> ( concentrado com teor de P<sub>2</sub>O<sub>5</sub> mais baixo ) -Etapa Rougher .

Variáveis	S <sub>5</sub>	S <sub>7</sub>
1. Concentração do Coletor	Concentrações de trabalho ( 0,1-0,7 g/l ) com valor máximo superior à cmc (concentração micelar crítica) do ácido oléico ( 0,6 g/l ) (*).	Concentrações de trabalho 3 vezes menor que a concentração micelar crítica do ácido oléico.
2. Aeração da Polpa	Polpa apresentando boas condições de aeração: Q = 12 m <sup>3</sup> /h Hold-up= 8-11%	Polpa apresentando boas condições de aeração: Q = 7,0 m <sup>3</sup> /h Hold-up= 22%
3. Capacidade de Transporte da Massa Flotada	Menores capacidades de transbordo ( Lip loading = 0,8 - 1,1 t/h/m ) e carreamento do flotado (Carrying Capacity = 0,8 - 1,1 t/h/m <sup>2</sup> )	Maiores capacidades de transbordo e carreamento: Lip Loading = 1,6 t/h/m Carrying Capacity = 1,5-1,6 t/h/m <sup>2</sup> .
4. Fluxo das Águas	Trabalhou-se com maiores fluxos de água para forçar aumento no teor de concentrado: Bias = De +0,21 a +0,39 cm/s. Água Lavagem= 2,5-2,5 m <sup>3</sup> /h.	Trabalhou-se com menores fluxos de água visando favorecer a recuperação e não o teor de concentrado: Bias = +0,04cm/s. Água Lavagem= 0,5 m <sup>3</sup> /h.
5. Tempo de Residência na Zona de Coleta	Menores tempos de residência ( 3,1 a 4 minutos ) favoreceram altos teores de P <sub>2</sub> O <sub>5</sub> .( Δc= +7 ).	Maiores tempos de residência ( 16-17 minutos ) favoreceram baixos teores de P <sub>2</sub> O <sub>5</sub> ( Δc=+2 ).

(\* ) Cálculo efetuado com base nas informações da literatura (60).

Tabela 6.11. Comparação entre as Variáveis Operacionais Adotadas nas Situações S<sub>6</sub>A ( concentrado com teor de P<sub>2</sub>O<sub>5</sub> mais baixo ) versus S<sub>6</sub>B ( concentrado com teor de P<sub>2</sub>O<sub>5</sub> mais alto ) - Etapa Rougher.

Variáveis	S <sub>6</sub> A	S <sub>6</sub> B
1. Concentração do Coletor	Concentrações de trabalho ( 0,4-0,6 g/l ) com valor máximo igual à cmc (concentração micelar crítica) do ácido oléico ( 0,6 g/l ) (*).	Concentrações de trabalho 6 vezes menor que a concentração micelar crítica do ácido oléico.
2. Aeração da Polpa	Polpa apresentando boas condições de aeração: Q = 6-8 m <sup>3</sup> /h Hold-up= 17-19%	Polpa apresentando boas condições de aeração: Q = 4-5 m <sup>3</sup> /h Hold-up= 16-21%
3. Capacidade de Transporte da Massa Flotada	Capacidades semelhantes de transbordo e carregamento.	Capacidades semelhantes de transbordo e carregamento.
4. Fluxo das Águas	Trabalhou-se com fluxos de água semelhantes.	Trabalhou-se com fluxos de água semelhantes.
5. Tempo de Residência na Zona de Coleta	6-9 min.	7-10 min.

(\*) Cálculo efetuado com base nas informações da literatura (60).

Tabela 6.12- Desempenho das Colunas Cleaner.

Situações	<b>c</b> (% P <sub>2</sub> O <sub>5</sub> )	<b>R<sub>m</sub></b> (%)	<b>R<sub>c</sub></b> (%) (*)	<b>R<sub>t</sub></b> (%) (**)	<b>E<sub>t</sub></b> (%) (***)	<b>Δc</b> (****)
S <sub>5</sub>	30±1	81±8	92±6	73±7	63±7	+2
S <sub>6A</sub>	30±1	71±4	89±6	63±7	56±6	+2
S <sub>6B</sub>	34±1	65±5	83±5	56±6	53±6	+6
S <sub>7</sub>	29	71	93	79	69	+1

(\*) Recuperação de P<sub>2</sub>O<sub>5</sub> na etapa cleaner;

(\*\*) Recuperação de P<sub>2</sub>O<sub>5</sub> na etapa rougher + cleaner;

(\*\*\*) Eficiência de Schultz para etapas rougher + cleaner;

(\*\*\*\*) Δc = 28 - c, onde 28 é o valor de c<sup>o</sup> para o cleaner.

Analisando os dados contidos na tabela 6.8. temos que constatar que a alimentação do rougher sofreu grandes variações em termos de % de  $P_2O_5$  causadas pelas variações observadas no rejeito cleaner que, para ser recirculado, se misturava à alimentação nova e alimentava o rougher. Tais variações impedem uma comparação mais criteriosa entre os desempenhos das várias situações  $S_5$ ,  $S_6$  e Por outro lado, a situação  $S_7$ , por apresentar  $\Delta c$  mais próximo de zero e máximo valor de  $E$  ( $E = 62\%$ ) poderia ser apontada como a mais indicada para se executar a etapa rougher em um circuito que contemplasse as etapas rougher + cleaner.

Tal circuito ideal muito provavelmente estaria maximizando a eficiência da separação apatita/ganga ( $E$ ) e seria composto de:

i. Uma etapa rougher, obedecendo às condições operacionais descritas para  $S_7$  na tabela 6.9.;

ii. Uma etapa cleaner elevando o teor de concentrado de 23% para 28-29% de  $P_2O_5$ , conforme tabela 6.12. Observe-se que para tal situação  $\Delta c$  é próximo de zero;

iii. Uma etapa recleaner que fosse capaz de elevar o teor de concentrado de 28-29% de  $P_2O_5$  (concentrado cleaner) para 34-35% de  $P_2O_5$  (concentrado recleaner ou concentrado final). É importante ressaltar que isto se trata de uma sugestão baseada em hipóteses, pois tal flotação recleaner não foi executada.

## 7. CONCLUSÃO

A concentração de finos de apatita da Ultrafértil S.A. por flotação em coluna foi realizada com sucesso através de um circuito de flotação constituído pelos estágios rougher e cleaner. Obtiveram-se concentrados com teor de  $P_2O_5$  na faixa de 33-35%, acompanhados de recuperação de  $P_2O_5$  da ordem de 58% e eficiência de separação apatita/ganga (Eficiência de Schultz) de 50%.

Visando a uma melhor interpretação dos resultados experimentais e sua consequente otimização, desenvolveu-se um modelo matemático baseado no compromisso entre rendimento máximo, teor de  $P_2O_5$  no concentrado e eficiência de separação apatita/ganga (Eficiência de Schultz).

Através de aplicação de tal modelo, foi possível sugerir a introdução de uma etapa recleaner para maximizar o desempenho do processo.

## REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS

- 1 - LEAL FILHO, L. S.; DAMASCENO, E.C.; CHAVES, A.P. Evolução do beneficiamento de rocha fosfática no Brasil. **Cadernos I.G/ UNICAMP**, v.3 n. 2, p. 96-108, dez. 1993.
- 2 - LEAL FILHO, L. S. **Contribuição ao estudo de depressores para a flotação aniônica direta do fosfato de Jacupiranga**. Belo Horizonte, s.d. 165 p. Dissertação (mestrado) - Universidade Federal de Minas Gerais.
- 3 - FUERSTENAU, D. W. Fine particle flotation. In: Somasundaram, P. **Fine particles processing**, v. 1, SME, Baltimore, 1980. p. 669-705.
- 4 - ANTUNES, S. T. et al. Evolução tecnológica na busca de qualidade. In: **ENCONTRO NACIONAL DE ROCHA FOSFÁTICA**, 5., São Paulo, 1990. Anais. Brasília, IBRAFOS, 1990. p 309-39.
- 5 - ULTRAFÉRTIL S.A. **Histórico Da Empresa**. Catalão, 1994 (Relatório interno)\*.
- 6 - CARVALHO, E.A. **Projeto de Ultrafinos: relatório final de processo**, Catalão, Ultrafertil, 1994. 21p. (Relatório interno)\*
- 7 - RIBEIRO, C. C.; PEREIRA, M. A. **Geologia e Planejamento de Mina Catalão**, 1996.
- 8 - ULTRAFÉRTIL. **Sub-projeto de apoio a lavra, minério de fosfato Catalão II**. Catalão, junho 1987, v.I. (Relatório interno)\*

- 9 - GUIMARÃES, R.C. **Separação de barita em minério fosfático através de flotação em colunas.** São Paulo 1995. 271p. Dissertação (Mestrado) - Escola Politécnica, Universidade de São Paulo.
- 10- ULTRAFÉRTIL **Relatório mensal de produção/manutenção, Catalão dez. 1995. (Relatório interno)\***
- 11- TAGGART, A. F. **Elements of ore dressing.** New York, John Wiley. 1951. Cap. 18, p: 322-33: Flotation V: operation.
- 12- BERALDO, J. L. **Concentração por flutuação.** S.L., s.ed., 1983.
- 13- LEJA, J. **Surface chemistry of froth flotation.** New York, Plenum Press, 1982. Cap.1, p. 1-59. Introduction.
- 14- LIN, I. J. & SOMASUNDARAN, P. **Alterations in properties of samples during their preparation by grinding-Powder Technology,** v. 3, n.6. 1972. p.171-80.
- 15- CARTA, M. Et al. **Improvement in electric separation and flotation.** In: **International Mineral Processing. Congress, Proceedings.9,** 1970. **Proceedings, s.l., s.ed., 1970. p. 47-57.**
- 16- FONSECA BARROS, L. A. **Desafios tecnológicos e industriais no aproveitamento de fosfatos de Tapira e Patos de Minas.** In: **Encontro Nacional de Rocha Fosfática 4., Brasília 1988. Anais. Brasília, IBRAFOS, 1988. p. 95-188.**



- 17- FONSECA BARROS, L. A. Estudos de processo do projeto "Otimização de Tapira". Int. / Apresentado a Semana Brasileira de Fertilizantes, São Paulo.
- 18- KELLY, E. G; SPOTTISWOOD, D. J. **Introduction to mineral processing**. New York. John Wiley 1982. p. 315-6: Froths and entrainment.
- 19- YARAR, B. Gamma flotation: a new approach to flotation using liquid-vapor surface tension control. In: **Latin American Flotation Congress** University of Concepcion, 1985. Concepcion, 1985.
- 20- PARSONAGE, P.; WATSON, D. Surface texture, slime coatings and flotation of some industrial minerals. In: **International Mineral Processing Congress, 14.**, Toronto. **Proceedings**. s.l., s.ed., 1982. v.5, p. 1-8.
- 21- KLIMPEL, R. R. Froth Flotation An old process with a New out look. **Mining Magazine**, p. 266-7, may 1993.
- 22- IMAIZUMI, T.; INOUE, T. Kinetic considerations of froth flotation, In: **International Mineral Processing. Congress, 6**. Pergamon Press. p. 563-3.
- 23- LEAL FILHO, L. S. **Concentração por flotação**, convênio CVRD/EPUSP. São Paulo, dez. 1995.
- 24- GAUDIN, A. M. **Principles of mineral dressing**. MCGRAWHILL. Pp.354-355, 1939.

- 25- THORNE, G. C. Et al. Modelling of industrial sulfide flotation circuits. In: **Flotation A. M. Gaudin Memorial**, edited by Fuerstenau, M. C. SME. p. 725-2, 1976.
- 26- PERES, A. E. C. **Curso de tratamento de minérios**, Belo Horizonte, - Universidade Federal de Minas Gerais. ABM, p. 4-8, Out. 1989.
- 27- PERES, A. E. C.; COELHO, E. M.; ARAÚJO, A. C. **Tratamento de minérios e Hidrometalurgia. cap.3, flotação-espessamento-filtragem-deslamagem e floculação seletiva.**
- 28- PERES, A. E. C. **Máquinas de flotação, curso de tratamento de minérios**, ABM. Fundação Cristiano Ottoni, Belo Horizonte, Universidade Federal de Minas Gerais. p. 120-7, 1988.
- 29- POLING, G. W. **Selection and sizing of flotation machines, mineral processing plant design**, 2nd edition, Society of Mining Engineers, New York, U.S.A., p. 35-39, 1980.
- 30- DOBBY, G. S.; KOSICK, G. A. **Froth flotation systems**. Minnovex Technologies INC, Belo Horizonte, June 1995.
- 31- YOUNG, P. **Flotation machines**, *Mining Magazine*, January p. 35-9, 1992
- 32- IMHOF, R. **La flotación neumática - Una Alternativa Moderna** Dorsten, s.ed. 1988, 10 p.
- 33- PROCÓPIO, S. B. **Avanços na tecnologia de colunas de flotação**. Belo Horizonte, TBM Máquinas e Equipamentos Ltda, 1995.

- 34- OLIVEIRA, R. N. **Desenvolvimento de um equipamento não convencional em beneficiamento mineral: A célula Serrana de flotação pneumática.** São Paulo, 1988, 137 p. Dissertação (mestrado) Escola Politécnica, Universidade de São Paulo.
- 35- COMINCO ENGINEERING SERVICES LTD. **Projeto Ultrafinos Goiasfértil, Vancouver, 1994. (Relatório interno)\***
- 36- FINCH, J. A; DOBBY, G. S. **Column flotation,** Pergamon Press, 1990.
- 37- YIANATOS, J. B.; et al **Effects of column height on flotation column performance. Minerals and Metalurgical Performance,** p.11-4, Feb. 1988.
- 38- DOBBY, G. S.; FINCH, J. A. **Mixing characteristics of industrial flotation columns. Chemical Engineering Science,** v. 40 n. 7, p.101-8, 1991.
- 39- YIANATOS, J. B.; FINCH, J.A.; LAPLANTE, A.R. **Apparent hindered settling in gas-liquid slurry countercurrent. Chemical Engineering Science,** v. 18, p. 155-65, 1990.
- 40- DOBBY, G. S.; FINCH, J. A. **Flotation column scale-up and modelling, CIM Bulletin,** p.89-96, may 1986.
- 41- WOODBURN, E. T.; LOVEDAY, B. K. **The effect of variable residence time on the performance of a flotation system. Journal of the South African Institute of Mining and Metallurgical,** p. 616-620, July 1965.

- 42- WILSON, S. W.; STRATTON-CRAWLEY, R. Design of production scale flotations columns using a first order kinetic model. In: **INTERNATIONAL CONFERENCE ON COLUMN FLOTATION**, Sudbury, 1991 p. 165-77. **Proceedings**, s.l., s.ed., 1991.
- 43- FERNANDES, M. D. Coleta de partículas em colunas de flotação. Belo Horizonte. Centro de Desenvolvimento de Tecnologia Nuclear, (Nota Técnica CT-3-NT-21/91).
- 44- FERNANDES, M. D. Estimativa do diâmetro de bolhas em colunas de flotação. Belo Horizonte. Centro de Desenvolvimento de Tecnologia Nuclear, (Nota Técnica DEPR-NT-01/91
- 45- FERNANDES, M. D. Cálculo do diâmetro de bolhas em colunas de flotação para o sistema ar/água. Belo Horizonte. Centro de Desenvolvimento de Tecnologia Nuclear, (Nota Técnica CT-3-NT-17/91).,
- 46- COMINCO ENGINEERING SERVICES LTD. **Air sparging system: Ultra Fines**, Project Goiasfertil S.A. Vancouver, 1995. (Relatório interno)\*
- 47- AMELUNXEN, R. L. Lip Loading considerations in flotation columns, international conference on column flotation, Sudbury, p. 662-71, 1991.
- 48- BERALDO CONSULTORIA **Flotação em Coluna**. Catalão, 1995. Apresentado ao Curso da Goiasfértil, 1995.

- 49- FURTADO, J. R. V.; PERES, A. E. C. **Flotação em coluna**. Escola de Engenharia da UFMG, 1988. p. 128-32. Apresentado no curso de beneficiamento de minérios.
- 50- YANATOS, J. B.; BERCH, L. G. Parametros de diseño y operacion de columnas de flotacion. In: ENCONTRO DO HEMISFÉRIO SUL SOBRE TECNOLOGIA MINERAL, 3; ENCONTRO NACIONAL DE TRATAMENTO DE MINÉRIOS E HIDROMETALURGIA,15. São Lourenço, 1992, **Flotaction**. Belo Horizonte, ABTM, p. 511-28, 1992.
- 51- XU, M.; FINCH, J. A. Maximun gas and bubble surface rates in flotation columns. *International Journal of Mineral Processing*.
- 52- PERES, A. E. C.; ARAUJO, A. C. Células de flotação: novas tendências e panorama Brasileiro. In: ENCONTRO DO HEMISFÉRIO SUL SOBRE TECNOLOGIA MINERAL, 3; ENCONTRO NACIONAL DE TRATAMENTO DE MINÉRIOS E HIDROMETALURGIA,15. São Lourenço, 1992, **Flotaction**. Belo Horizonte, ABTM, p. 511-28, 1992.
- 53- FLINT, I. M. **Flotation technology and flotation columns**. Richmond, CSS - Coastal Separation System, 1993.
- 54- MOYS, M. H.; ENGELBRECHT, J.; TERBLANCHE, N. **The design of baffles to reduce axial mixing in flotation columns**. s.l. ,Multotec, 1991.
- 55- SCHULZ, N. F. Separation efficiency. *Transactions of the American Institute of Mining, Metallurgical, and Petroleum Engineers*, v. 247, p. 81-7, mar. 1990.

- 56- LEAL FILHO, L.S. **Aspectos relevantes na separação apatita/minerais de ganga via processo Serrana.** São Paulo, 1991, 266 p. Tese (Doutorado) Escola Politécnica, Universidade de São Paulo.
- 57- Associação Nacional para Difusão de Adubos e Corretivos Agrícolas - ANDA. **Manual de controle de qualidade de fertilizantes fluidos e sólidos foliares,** São Paulo, 1991, p. 17-9.
- 58- Laboratório Nacional de Referência Vegetal - LANARV. **Análise de corretivos fertilizantes e inoculantes - métodos oficiais,** São Paulo, 1983.
- 59- VARIAN **Analytical methods flame atomic, absorption, spectrometry, s.l., 1989.** (Publication nº 85-100009-00, Revised March 1989).
- 60- FUERTENAU, M. C.; PALMER, B. R. **Anionic flotation of oxides and silicates.** In: Fuertenau, M. C., **Flotation A. M. Gaudin memorial volume.** AIMM, New York, 1976, p. 157.

---

\* Documento acessível mediante autorização da empresa.

ANEXO A

TEMPO DE RESIDÊNCIA DA COLUNA PILOTO

## ANEXO A - TEMPO DE RESIDÊNCIA DA COLUNA PILOTO

O tempo de residência foi determinado experimentalmente, com as seguintes condições:

vazão de água = 2520 l/h (0,583 cm/s)

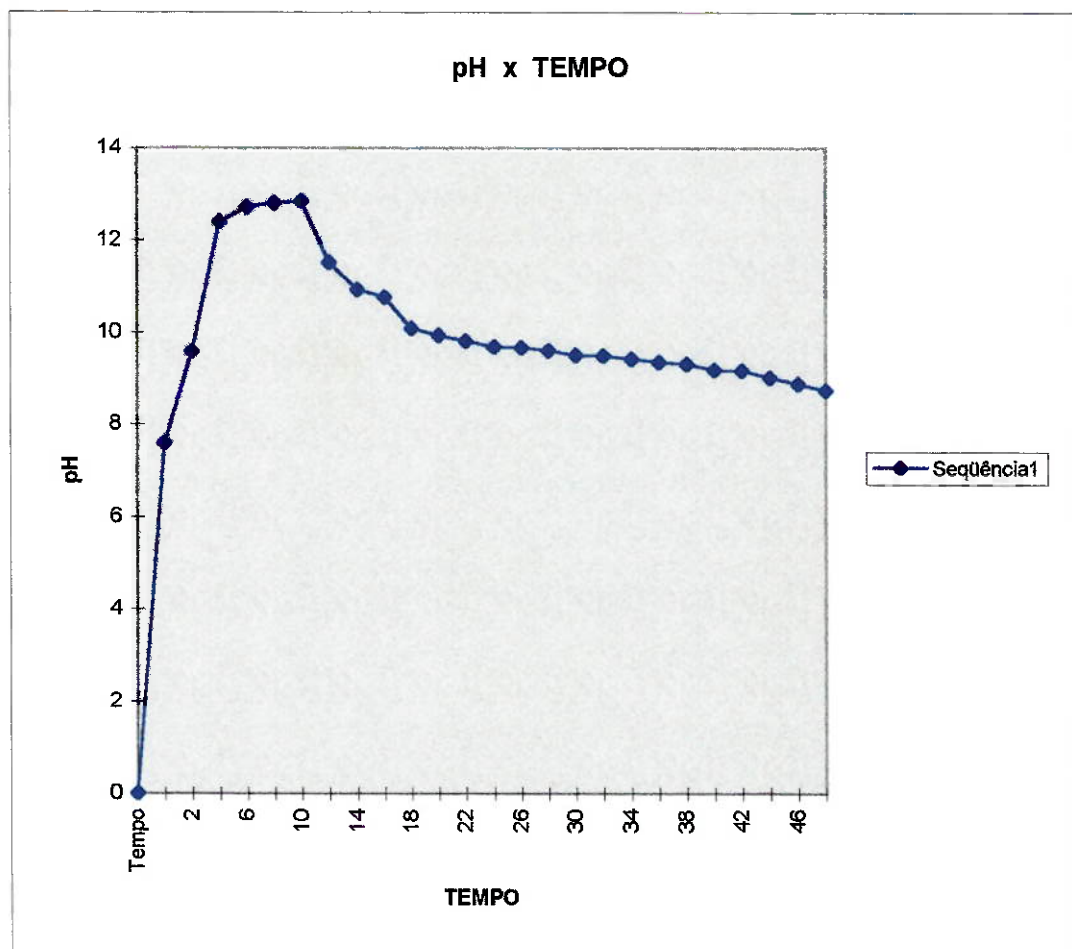
vazão de ar = 6 Nm<sup>3</sup>/h (1,39 cm/s)

Pressão do ar = 4 Kgf/cm<sup>2</sup>

Solução NaOH 15% = adicionada junto à água de alimentação no instante  $T_0$ .

Tempo	0	2	4	6	8	10	12	14	16	18	20	22	24
pH	7,58	9,57	12,39	12,71	12,79	12,84	11,52	10,92	10,75	10,08	9,93	9,81	9,68

Tempo	26	28	30	32	34	36	38	40	42	44	46	50
pH	9,66	9,6	9,5	9,49	9,42	9,35	9,3	9,18	9,16	9,01	8,88	8,73





**ANEXO B**

**PLANILHA GERAL DE RESULTADOS**