

MINISTÉRIO DA EDUCAÇÃO E DO DESPORTO
UNIVERSIDADE FEDERAL DO RIO GRANDE DO SUL

Escola de Engenharia

Programa de Pós-Graduação em Engenharia de Minas, Metalúrgica e dos Materiais
PPGEM

**ESTUDO DE FLOTAÇÃO NÃO CONVENCIONAL PARA O TRATAMENTO DE
REJEITOS DE OURO**

por

Luis Valderrama Campusano

Trabalho realizado no Laboratório de Tecnologia Mineral (LTM) do Programa de Pós-Graduação em Engenharia de Minas, Metalúrgica e dos Materiais (PPGEM) da Universidade Federal do Rio Grande do Sul (UFRGS) e no Departamento de Metalurgia da Universidade de Atacama-Chile.

Porto Alegre

1997

ESCOLA DE ENGENHARIA
BIBLIOTECA

"Estudo de Flotação não Convencional para o Tratamento de Rejeitos de Ouro"

Tese de Doutorado

Apresentada ao programa de Pós-Graduação em Engenharia de Minas, Metalúrgica e dos Materiais – PPGEM / UFRGS, como parte dos requisitos para a obtenção do Título de

Doutor em Engenharia

Área de concentração: Metalurgia Extrativa

por

Luis Valderrama Campusano
(Engenheiro Metalúrgico)

1997

Esta Tese foi julgada adequada para a obtenção do Título de Doutor em Engenharia, Área de Concentração - Metalurgia Extrativa, em 10 de Outubro 1997 pelo Orientador e Banca Examinadora composta por:

Orientador: Jorge Rubio - Ph.D

Prof. do Departamento de Engenharia de Minas, UFRGS.

Prof. do PPGEM, UFRGS.

Banca Examinadora: Antônio Eduardo Clark Peres - Ph.D

Prof. do Departamento de Engenharia de Minas - UFOP

Oswaldo Pavez Miqueles - Doutor

Prof. do Departamento de Metalurgia, UDA, Chile

Ross Smith – Ph.D

Prof. do Department of Chemical and Metallurgical Engineering-University of Nevada-EUA

Slawomir Piatnicki - Doutor

Prof. do Departamento de Engenharia de Minas-UFRGS

Coordenador do PPGEM
Prof. Dr. Luis Frederico P. Dick

AGRADECIMENTOS

Gostaria de agradecer às pessoas e instituições que foram fundamentais na realização desta tese.

Ao professor Jorge Rubio, pela paciência e dedicação constante na realização deste trabalho.

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

Às seguintes instituições que ajudaram no desenvolvimento deste trabalho através de seus professores, funcionários e infra-estrutura:

Laboratório de Tecnologia Mineral e Estudos Ambientais da UFRGS;

Departamento de Engenharia de Minas da UFRGS;

Departamento de Metalurgia da Universidade de Atacama, Copiapó-Chile;

Planta M.A. Matta, da Empresa Nacional de Minería (ENAMI), Copiapó-Chile;

Planta San José, da Empresa San Andres, Copiapó-Chile.

A Solange Amaral e à Prof^a Maria Luiza de Souza, pela disponibilidade e interesse pelo trabalho.

Ao colega e amigo Mario Santander e esposa pela colaboração e amizade.

A Fabiana Tessele, Jailton Joaquim da Rosa, Ivo Schneider pelo o auxílio durante a redação deste trabalho.

A Roberto Diaz, Luis Carmona, Carlos Perez e Bruno Zazzali, pela ajuda e participação no trabalho experimental.

Sem citar nomes, para não esquecer de nenhum a todos os colegas do LTM, Engenheiro da Planta M.A. Matta e da Planta San José.

Um agradecimento muito especial aos amigos Roberto Beal e Luciana Carvalho nestes anos de convivência.

À minha esposa
Nilda Erazo Fernandez

e aos meus filhos,
Victor, Claudio e Paulo

SUMÁRIO

RESUMO.....	I
ABSTRACT.....	III
LISTA DE FIGURAS.....	IV
LISTAS DE TABELAS.....	VII
1. INTRODUÇÃO.....	1
2. REVISÃO BIBLIOGRÁFICA.....	5
2.1. A problemática do tratamento de rejeitos industriais na mineração.....	5
2.2. Tecnologias para beneficiamento de minérios de ouro.....	10
2.2.1. Beneficiamento de frações minerais finas.....	12
2.2.2. Beneficiamento de frações minerais grossas.....	15
2.3. Agregação como processo de pré-concentração.....	21
2.3.1. Flocculação seletiva.....	21
2.3.2. Agregação por cisalhamento.....	22
2.4. Flotação transportadora e auto-transportadora.....	26
2.5. Condicionamento em alta intensidade.....	28
2.6. Colunas e ciclones de flotação.....	34
2.6.1. Coluna empacotada.....	34
2.6.2. Ciclones e cilindros centrífugos.....	35
2.6.2.1. Ciclones de ar aspergido - ASH.....	35
2.6.2.2. Célula Jordan.....	37
2.6.3. Coluna Jameson.....	38
2.6.4. Coluna a jato.....	39
2.6.5. Coluna Laval.....	41
2.6.6. Coluna de três produtos.....	41
3. PARTE EXPERIMENTAL.....	44
3.1. Descrição dos estudos realizados.....	44
3.1.1. Descrição e caracterização da usina de flotação de ouro da planta M. A. Matta.....	45
3.1.1.1. Análise do fluxograma geral.....	45
3.1.1.2. Caracterização da planta de flotação.....	46

3.1.2. Estudos em escala de bancada.	47
3.1.2.1. CAI e flotação de partículas de ouro com amostras de minério.	47
3.1.2.2. Flotação de partículas de ouro em CC com amostra de alimentação "rougher".	52
3.1.2.3. Flotação de partículas de ouro em C3P com amostras de alimentação "rougher".	53
3.1.3. Estudos de flotação em nível piloto ("in situ").	54
3.1.3.1. Flotação de partículas de ouro em C3P com amostras de alimentação "rougher".	54
3.1.3.2. Flotação de partículas de ouro em C3P com amostras de rejeitos.	55
3.2.1. Descrição e caracterização da usina de flotação de ouro da planta San José.	55
3.2.1.1. Análise do fluxograma geral.	55
3.2.1.2. Caracterização da planta de flotação.	56
3.2.2. Estudos em escala de bancada.	57
3.2.2.1. CAI e flotação de partículas de ouro com amostras de rejeito.	57
3.2.3. Estudos de flotação em nível piloto ("in situ").	59
3.2.3.1. Flotação de partículas de ouro em CC com amostras de rejeito.	60
3.2.3.2. Flotação de partículas de ouro em C3P com amostras de rejeito.	60
3.2.3.3. CAI e flotação de partículas de ouro em C3P com amostras de rejeito.	61
4. RESULTADOS E DISCUSSÃO.	63
4.1. Estudos realizados na planta M. A. Matta.	63
4.1.1. Diagnóstico operacional da planta.	63
4.1.2. Estudos em escala de bancada.	65
4.1.2.1. CAI e flotação de partículas de ouro com amostras de minério.	65
4.1.2.2. Flotação de partículas de ouro em CC e C3P com amostras de alimentação "rougher".	74
4.1.3. Estudos de flotação em nível piloto ("in situ").	76
4.1.3.1. Flotação de partículas de ouro em C3P com amostras de alimentação "rougher".	76
4.1.3.2. Flotação de partículas de ouro com amostras de rejeitos.	77

4.2. Estudos realizados na planta San José.	81
4.2.1. Diagnóstico operacional da planta.	81
4.2.2. Estudos em escala de bancada.	83
4.2.2.1. CAI e flotação de partículas de ouro com amostras de rejeito.	83
4.2.3. Estudos de flotação em nível piloto.	87
4.2.3.1 Flotação de partículas de ouro em CC e C3P com amostras de rejeito.	87
4.2.3.2. CAI e flotação de partículas de ouro em C3P com amostras de rejeito.	89
4.3. Estudo econômico do dimensionamento da unidade de CAI e flotação em C3P para a usina San José.	93
5. CONCLUSÕES.	95
6. REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS.	97
7. ANEXOS.	104

RESUMO

Esta tese apresenta o desenvolvimento de um processo alternativo para a recuperação de partículas de ouro presentes em rejeitos de unidades de tratamento de minérios por flotação. O processo envolve duas etapas em série: a primeira de condicionamento em alta intensidade (CAI) visando a formação de agregados de partículas hidrofóbicas, finas e ultrafinas, portadoras de ouro adequadas à flotação; a segunda, a flotação, é realizada em uma coluna de flotação modificada, denominada de coluna de três produtos (C3P). Foram investigados os diversos parâmetros que influenciam ambas as etapas, entre os quais a quantidade e a forma da energia transferida ao sistema na etapa de condicionamento, o tipo e concentração de reagentes e os parâmetros de “design” e operacionais da C3P. Os resultados foram analisados pelos parâmetros de separação, recuperação e teor, pelos parâmetros cinéticos e também pelos valores de flotação verdadeira e grau de arraste. Esses estudos foram realizados em nível de laboratório e piloto. O efeito do CAI foi estudado mantendo-se o grau de turbulência constante e variando-se a energia transferida à polpa. No estudo integrado de laboratório, CAI-Flotação (convencional), os melhores resultados mostraram um aumento de 24 % na recuperação do ouro, 50 % no teor de ouro e, pelo menos, 3-4 vezes na cinética de flotação. As partículas grossas colidem com suficiente energia com partículas finas produzindo a adesão. As partículas finas por sua alta energia superficial aderem-se melhor à superfície de partículas grossas em pequenos tempos de CAI (0,5-2,0 kWh/m³ polpa). Isto ocorre de forma similar ao fenômeno de “slimes-coating”, onde as partículas grossas funcionam como “carrier”. Para tempos mais longos de CAI (2-3 kWh/m³ polpa), as partículas finas aderidas às grossas são desagregadas devido às altas forças de cisalhamento que atuam na superfície de contato. Em valores de 3-4 kWh/m³ polpa, as próprias partículas finas agregam-se. Isso é consequência da necessidade de superar a barreira energética existente entre elas (repulsão eletrostática) que dificulta a aproximação e colisão das mesmas. Para valores extremos (4 kWh/m³ polpa) ocorre novamente a desagregação.

A coluna de flotação foi utilizada na recuperação de partículas de ouro presentes em materiais de rejeito de duas usinas que rejeitam partículas de ouro com teores diferentes (médio e baixo). A C3P permite a extração seletiva do produto drenado da espuma (terceiro produto) e possui uma segunda água de lavagem na

zona "intermediária", entre a alimentação e a zona de espuma. O terceiro produto, dependendo do seu teor, pode ser classificado, recirculado após moagem ou simplesmente descartado. Em ambos os casos o processo integrado CAI + C3P, justifica-se tanto do ponto de vista técnico como do econômico. São também discutidos o potencial técnico e econômico deste desenvolvimento integrado e as aplicações na área de tratamento de minérios.

ABSTRACT

This thesis presents the development of an alternative process to recover gold particles present in froth flotation tailings. The process involves two main stages: the first, high intensity conditioning (HIC) aiming at the formation of gold bearing aggregates to solve flotation particle size problems and a second, a flotation stage itself, in a modified column flotation cell named as 3PC or three products column (concentrate, tailings and the "third" product or drop-back material from froth). Several parameters influencing both processes were investigated, among them, the amount and form of transfer the energy in the conditioning stage, type and reagent concentration and design and operating factors in the C3P cell. The effect of the high intensity conditioning (HIC) on carrier flotation of gold was studied at laboratory scale by keeping the degree of turbulence constant and varied the energy transferred to the pulp. Best results integrating both processes were obtained after pulp HIC and showed an increase in 24% the recovery of gold, 50% in concentrate grade and higher flotation rates (at least 3-4 times faster). The fines adhere better to the surface of coarse particles (gold or pyrite) at low shear energy values ($0.5-2.0 \text{ kWh/m}^3$ pulp). This proceeds like the slime coating phenomenon. Between $2.0-3.0 \text{ kWh/m}^3$ pulp, they detach from the coarse ones due to the shear forces operating at the contact surface. At about $3.0-4.0 \text{ kWh/m}^3$ pulp they aggregate themselves yielding more floatable species (overcoming repulsion phenomena) and at 4 kWh/m^3 pulp, inter-particle attrition rules again, and no aggregates are formed.

The C3P was utilized for the recovery of gold bearing particles present in two flotation tailings having different gold grades (low and medium). This C3P cell selectively separates drained particles from the froth zone and uses a secondary wash water system between the feed and the froth zone. The separated third product, depending on the mineral system can be discarded, recycled, screened or reground. Thus, in both cases, the combined (CAI + C3P) was found to be fully attractive technically and economically for the gold bearing tailings. The potential practical applications of the combined process in the field of mineral processing are fully discussed.

LISTA DE FIGURAS

Figura 2.1.	Fluxograma para tratamento de rejeito.	9
Figura 2.2.	Fluxograma geral de beneficiamento de minérios de ouro. ...	11
Figura 2.3.	Fluxograma para o tratamento de rejeitos.	16
Figura 2.4.	Recuperação de ouro em função do tamanho da partícula para diferentes equipamentos gravimétricos.	19
Figura 2.5.	Efeito da velocidade no fluxo axial e radial.	30
Figura 2.6.	Coluna de flotação modificada de três produtos, C3P.	42
Figura 3.1.	Circuito de flotação da planta M. A. Matta.	46
Figura 3.2.	Distribuição granulométrica e do ouro contido no minério.	49
Figura 3.3.	Sistema de CAI usado em escala de bancada.	49
Figura 3.4.	Fluxograma da metodologia utilizada nos ensaios de CAI e flotação.	51
Figura 3.5.	Circuito de flotação da planta San José.	56
Figura 3.6.	Distribuição granulométrica e do ouro contido no rejeito.	58
Figura 3.7.	Sistema CAI usado em escala de bancada e piloto.	59
Figura 3.8.	Disposição de equipamentos utilizados no CAI e flotação em C3P.	62
Figura 4.1.	Cinética de flotação de ouro. Efeito da energia transferida na etapa de CAI. Espumante, óleo de pinho.	66
Figura 4.2.	Cinética de flotação de ouro. Efeito da energia transferida no CAI e influência do tipo e concentração de espumante. P= óleo de pinho; M = metil isobutil carbinol e D = Dowfroth 250.	66
Figura 4.3.	Recuperação por flotação de ouro para vários tempos em função do CAI. Espumante, óleo de pinho.	67
Figura 4.4.	Flotação de partículas de ouro. Efeito da energia transferida no CAI na recuperação real de ouro.	69
Figura 4.5.	Flotação de partículas de ouro. Efeito da energia transferida no CAI no arraste hidrodinâmico das partículas de ouro.	70

Figura 4.6.	Flotação de partículas de ouro. Curvas recuperação acumulada-Teor de ouro em função da energia transferida no CAI.	70
Figura 4.7.	Efeito do CAI sobre a recuperação das partículas finas.	72
Figura 4.8.	Efeito do CAI na flotação real de partículas de ouro para diferentes espumantes.	73
Figura 4.9.	Influência do CAI no teor de ouro do concentrado para diferentes espumantes.	73
Figura 4.10.	Efeito do CAI no grau de arraste de partículas de ouro para diferentes espumantes.	74
Figura 4.11.	Flotação de partículas de ouro em CC e C3P. Teor de ouro versus recuperação em função da velocidade de alimentação.	75
Figura 4.12.	Flotação de partículas de ouro em C3P. Efeito da velocidade de alimentação no teor do concentrado.	76
Figura 4.13.	Flotação de partículas de ouro em C3P. Efeito da velocidade de alimentação na recuperação de ouro.	77
Figura 4.14.	Flotação de partículas de ouro em C3P. Efeito da velocidade de ar no teor do concentrado.	78
Figura 4.15.	Flotação de partículas de ouro em C3P. Efeito da velocidade de ar na recuperação de ouro.	78
Figura 4.16.	Flotação de partículas de ouro em C3P. Efeito da velocidade de alimentação no teor do concentrado.	80
Figura 4.17.	Flotação de partículas de ouro em C3P. Efeito da velocidade de alimentação na recuperação de ouro.	80
Figura 4.18.	Cinética de flotação do rejeito de ouro. Efeito da energia transferida no CAI.	84
Figura 4.19.	Recuperação por flotação de partículas de ouro para vários tempos em função da energia transferida no CAI.	85
Figura 4.20.	Teor de ouro versus a recuperação acumulada em função da energia transferida no CAI.	86
Figura 4.21.	Flotação de partículas de ouro em CC e C3P. Efeito da velocidade de ar no teor do concentrado.	87
Figura 4.22.	Flotação de partículas de ouro em CC e C3P. Efeito da velocidade de água I no teor do concentrado.	88

Figura 4.23. Flotação de partículas de ouro em CC e C3P Efeito da velocidade de alimentação no teor do concentrado.	89
Figura 4.24. Flotação de partículas de ouro em C3P. Efeito da velocidade de água de lavagem I na razão de enriquecimento dos concentrados obtidos com CAI.	90
Figura 4.25. Flotação de partículas de ouro em C3P. Efeito da velocidade de alimentação na razão de enriquecimento dos concentrados obtidos com CAI.	91
Figura 4.26. Flotação de partículas de ouro em C3P. Efeito da velocidade de ar na razão de enriquecimento dos concentrados obtidos com CAI.	92
Figura 4.27. Flotação de partículas de ouro em C3P. Efeito da velocidade de água de lavagem II na razão de enriquecimento dos concentrados obtidos com CAI.	93

LISTA DE TABELAS

Tabela 2.1.	Principais produtores de ouro no mundo.	6
Tabela 2.2.	Comparação entre mesa vibratória e flotação.	14
Tabela 2.3.	Resumo dos estudos de agregação por cisalhamento.	25
Tabela 3.1.	Análise química do minério de ouro.	47
Tabela 3.2.	Distribuição granulométrica e metalúrgica da amostra de ouro da alimentação.	48
Tabela 3.3.	Análise química do rejeito de ouro.	57
Tabela 3.4.	Distribuição granulométrica e metalúrgica da amostra de ouro do rejeito.	58
Tabela 3.5.	Variáveis de operação usadas na CC para a flotação de partículas de ouro da usina San José.	60
Tabela 4.1.	Análise química de ouro por faixa granulométrica da planta M.A. Matta.	63
Tabela 4.2.	Distribuição granulométrica da alimentação "rougher" e rejeito da planta M.A. Matta.	64
Tabela 4.3.	Balanço de materiais realizado pelo MATBAL 5.	65
Tabela 4.4.	Análise química por faixa granulométrica da alimentação e rejeito da planta San José.	81
Tabela 4.5.	Distribuição granulométrica da alimentação e rejeito da planta San José.	82
Tabela 4.6.	Balanço de materiais realizado na planta San José.	82
Tabela 4.7.	Valores de recuperação, teor e razão de enriquecimento, no concentrado de flotação com e sem CAI.	86

1. INTRODUÇÃO

Nos processos de beneficiamento de ouro são gerados rejeitos com um conteúdo de espécies valiosas que depende do teor do minério alimentado e da recuperação no processo empregado. O aproveitamento destes recursos possui elevado potencial econômico e vem ao encontro da preocupação com os aspectos ambientais envolvidos na mineração. Isto tem levado a estudos de alternativas de tratamento por concentração gravitacional, flotação, hidrometalurgia e outros métodos combinados que permitem beneficiar de forma rentável esses materiais.

As perdas atuais de ouro nas frações finas e grossas de algumas operações industriais (concentração gravitacional, amalgamação, flotação e lixiviação) são consideráveis em função do tamanho e forma das partículas, baixo teor e falta de liberação.

A baixa recuperação das partículas de ouro inferiores a 100 micrometros é atribuída ao regime altamente turbulento de alguns equipamentos, freqüentes mudanças na fração de sólidos na alimentação, diferenças no nível de hidrofobicidade natural do mineral e ocorrência de ouro na forma de plaquetas e lamelar. As perdas podem ser elevadas, dependendo do conteúdo deste metal encontradas abaixo dessa faixa granulométrica.

A atividade garimpeira de ouro aluvionar no Brasil tem se tornado um importante segmento da mineração ao longo dos últimos 15 anos não apenas sob o ponto de vista da produção aurífera mas também pela capacidade de absorção de mão de obra ociosa. Técnicas rudimentares de lavra e beneficiamento de minérios são comumente empregadas, refletindo, entre outras coisas, o precário controle ambiental exercido sobre garimpeiros. A poluição por mercúrio nos ambientes aquáticos é mais intensa no beneficiamento de ouro aluvionar. Em 1989, pelo menos 160 toneladas de mercúrio foram desviadas para as regiões garimpeiras (Rodrigues Filho et al., 1995).

Na flotação, a baixa recuperação de ouro é conseqüência de fatores como a pequena proporção de ouro no minério, baixa hidrofobicidade das partículas de ouro, uso de macrobolhas (células convencionais), falta de liberação, forma das partículas, e alta massa específica do ouro. Em minérios nos quais o ouro é a única

espécie mineral de valor a recuperação é dificultada pela baixa concentração de sólidos na camada de espuma na célula de flotação.

O ouro no rejeito pode estar livre, associado à ganga ou combinado com teluretos, arsenetos ou prata. Ele também pode encontrar-se associado com sulfetos metálicos, coberto por muitos outros hidróxido metálicos ou estar finamente disperso em quartzo, o que dificulta a separação inclusive com moagem fina.

As partículas de ouro estão presentes em um amplo intervalo granulométrico, sendo que são recuperadas por flotação apenas as partículas menores que 132 micrometros. Partículas maiores não flutam devido a seu peso; além disso no circuito de moagem elas laminam devido à sua maleabilidade.

A flotação se caracteriza principalmente pelo seu emprego nas faixas granulométricas finas. Para o caso do ouro, segundo Wenqian e Poling, (1983), a sua eficiência pode ser analisada observando a flotabilidade do ouro em função do tamanho das partículas. Para tempos de retenção relativamente pequenos o tamanho para máxima recuperação fica em torno de 150 micrometros. Na medida em que se aumenta o tempo de retenção, eleva-se também a recuperação do material mais grosseiro, conseguindo-se máxima recuperação numa retenção de 15 minutos das partículas em torno de 200 μm .

A escassez de partículas sólidas hidrofóbicas proporciona uma espuma extremamente frágil e, portanto, a recuperação na etapa "rougher" é muito baixa.

O tamanho e a forma das partículas de ouro podem ser fatores determinantes do processo de flotação. A presença de ouro fino ou de argilo-minerais aumenta a viscosidade da polpa, atuando negativamente na flotação. Formas lamelares, placóides ou de agulhas um comportamento peculiar, determinado mais pela forma do que pela densidade dessas partículas.

A flotação de rejeitos é a alternativa mais comum para a recuperação de parte das espécies flotáveis que não foram recuperadas na planta. As principais dificuldades encontradas no tratamento destas partículas residem na necessidade de moagem, para melhorar a liberação, deslamagem da alimentação e ao tamanho e forma das partículas.

Os recentes desenvolvimentos enfocando os problemas causados pelas partículas finas durante a flotação são os processos que empregam uma fase orgânica, processos de flotação em coluna e os processos baseados na interação hidrofóbica.

Dentre os processos baseados na interação hidrofóbica destacam-se a floculação por cisalhamento ("shear flocculation"), a flotação transportadora e auto-transportadora ("carrier flotation" e "autogeneous carrier flotation") e o processo de condicionamento em alta intensidade ("high intensity conditioning). A hidrofobização e a agregação sob uma intensa agitação são os principais parâmetros envolvidos nestes processos, que se diferenciam posteriormente na forma de separação dos agregados formados.

Os conceitos de "shear flocculation" e de "autogeneous carrier flotation" têm sido estendidos também para o estágio de condicionamento da polpa antes da flotação. Vários pesquisadores (Bulatovic e Salter, 1989; Stassen, 1991; Rubio e Brum, 1994; Engel et al., 1997) postulam que a energia transferida na etapa de condicionamento tem um efeito significativo sobre a recuperação, teor e cinética de flotação. O processo de condicionamento em alta intensidade melhorou a performance da flotação de partículas finas de cobre, chumbo e zinco (Bulatovic e Salter, 1989); de ouro, óxidos de urânio e pirita (Stassen, 1991); de sulfetos de cobre e molibdênio (Rubio e Brum, 1994); e de sulfetos de níquel (Engel et al., 1997).

O condicionamento da polpa convencional, por meio do fornecimento de agitação e tempo de contato suficiente, permite aos reagentes (ativadores, depressores, coletores e espumantes) reagirem com as partículas minerais presentes no minério. O condicionamento em alta intensidade, por outro lado, reconhece a necessidade de exceder esta transferência mínima de energia, para que ocorra a agregação hidrofóbica seletiva induzida das frações de granulometrias finas. O limite mínimo de transferência de energia depende das propriedades superficiais das partículas finas, dos reagentes utilizados e da hidrodinâmica do sistema.

A flotação em coluna é o processo que nos últimos anos tem alcançado o maior grau de desenvolvimento e implementação industrial através de numerosas

aplicações, principalmente na substituição de células convencionais. A grande seletividade alcançada no produto de drenagem, realizada pela adição de água de lavagem dentro da zona de espuma, elimina efetivamente o arraste hidráulico das partículas de ganga. Isto, associado ao contato em contracorrente entre as bolhas de ar e a polpa, às condições de fluxo mais tranquilas (ausência de agitação mecânica), fazem da coluna um equipamento eficiente para a separação de uma boa proporção de partículas finas hidrofóbicas.

A coluna modificada para a extração de três produtos, C3P, aparece como um equipamento de flotação capaz de recuperar as partículas úteis que se perdem nos rejeitos. Esta coluna tem mostrado experimentalmente, em escala de laboratório e piloto, que, além de recuperar estas partículas dos rejeitos, pode produzir um concentrado de alto teor, similar ao obtido nas usinas de flotação convencionais (coluna "enriquecedora").

Em função do contexto descrito e pela relevância da recuperação de partículas de ouro finas contidas no rejeito, este trabalho teve por objetivo geral o desenvolvimento de um processo integrado de condicionamento em alta intensidade (CAI) e flotação em coluna de três produtos (C3P) para a recuperação e concentração de partículas finas de ouro contidas em rejeitos frescos de usinas de tratamento de minérios portadores de ouro.

Os objetivos específicos visam estabelecer as melhores condições experimentais que permitam a agregação das partículas finas de ouro na etapa de CAI, a recuperação dos agregados de ouro em uma coluna modificada, C3P, para produzir concentrados com teores de ouro vendáveis, bem como estudar os parâmetros para o dimensionamento e avaliação econômica do processo integrado.

2. REVISÃO BIBLIOGRÁFICA

2.1. A problemática do tratamento de rejeitos industriais na mineração.

Com o esgotamento dos depósitos minerais de alto teor, o crescente aumento de rejeitos de mineração e as medidas, cada vez mais rígida, de controle do impacto ambiental, emerge a necessidade de desenvolvimento de novos processos para o tratamento de minérios de baixo teor e de rejeitos da indústria de mineração.

Os materiais de rejeito neste caso são todos aqueles que são descartados de uma operação de beneficiamento e processamento metalúrgico de ouro como, por exemplo, cianetação, flotação, concentração gravimétrica e amalgamação. A produção diária de rejeito tende a aumentar consideravelmente nos próximos anos em função dos grandes projetos que atualmente estão sendo desenvolvidos pelas empresas de mineração.

O interesse em aproveitar os rejeitos antigos depositados nas bacias é resultado do potencial econômico que eles representam (alguns possuem teores iguais aos minérios atualmente tratados) e também pelas considerações ambientais, tais como estabilidade da bacia, problemas de contaminação ou proximidade com centros urbanos. Ainda, como os rejeitos têm geralmente granulometrias finas, os custos de beneficiamento são reduzidos, pois eles geralmente não necessitam de moagem, que seria a etapa de mais cara do processo (Lange, 1986; CIMM, 1988).

Alguns desses rejeitos contêm metais básicos e estratégicos em baixas concentrações, entre os quais figuram titânio, gálio, cobalto, vanádio, níquel, cobre, ouro, entre outros (Davis et al., 1988; CIMM, 1989). No Chile este potencial corresponde aproximadamente a 2,5 bilhões de toneladas de material possível de ser retratado. No Brasil o tratamento de ouro é efetuado em garimpos e em plantas por cianetação e flotação. A produção de ouro em garimpo no ano 1992 foi de 35 toneladas (metade da produção nacional), com uma recuperação entre 10 a 30% pela inadequação dos equipamentos às características do minério (Rayo, 1994; DNPM, 1993).

A Tabela 2.1 apresenta os principais produtores de ouro no mundo. Note-se que Brasil e Chile estão no sétimo e décimo primeiro lugar, respectivamente. Com

os investimentos em nova jazidas auríferas, a produção de ouro nos próximos anos deve aumentar em ambos os países (Murray, 1996; Boletim minero, 1996; Geldenhuys, 1994).

Tabela 2.1. Principais produtores de ouro do mundo.

País	Produção (t)			
	1992	1993	1994	1995
África do Sul	614,1	619,5	583,9	522,4
USA	329,1	332,1	326,0	309,0
Austrália	243,5	247,3	254,9	253,0
China	139,0	146,0	148,0	160,0
Canadá	161,4	153,3	146,0	149,0
Rússia	127,0	138,0	132,0	129,0
Brasil	76,5	75,7	75,4	76,8
Uzbekistão	70,0	75,0	72,0	70,0
Indonésia	45,3	52,2	55,3	65,0
Papua N.G.	33,3	41,4	44,5	53,4
Chile	39,3	38,5	43,1	44,5
Total	1878,5	1919,0	1881,1	1832,1
Total mundial	2251	2309	2291	2268

Os minérios de ouro podem ser classificados de acordo com sua mineralogia em: pláceres, minério de ouro livre, ouro contido em minério oxidado, minério rico em prata, sulfetos de cobre, sulfetos de antimônio, teluretos e minérios carbonosos. Dentre os materiais secundários, podem ser citados concentrados de processos gravimétricos, concentrados de flotação, rejeitos e materiais de refinação, lamas da precipitação com zinco, amálgamas de ouro e escórias.

O método a ser escolhido para processar esses materiais que contêm ouro é determinado a partir das propriedades mineralógicas quantitativas, isto é, determinação de teor de ouro, composição do minério (elementar e mineralógica),

concentrações de outras espécies, distribuição do tamanho das partículas do ouro, tipo de mineral de ouro e características de liberação de todos os minerais de valor.

A flotabilidade do ouro é dependente da condição da superfície exposta. Por exemplo, se o ouro está recoberto por sais de um metal hidrofílico, a hidrofobicidade é reduzida e, conseqüentemente, a recuperação de ouro na flotação diminui. A flotação de ouro geralmente é aplicada a minérios nos quais a ganga é constituída de quartzo, minérios com ouro livre ou associado à pirita, arsenopirita ou marcassita, ou minério complexo de chumbo, cobre e zinco.

Fatores físicos e químicos, como tamanho e forma da partícula, tamanho de bolha, temperatura, densidade e viscosidade da polpa, pH, aeração, velocidade de agitação e tempo de residência na célula influenciam a eficiência da flotação de ouro.

O tamanho e a forma das partículas afetam grandemente a recuperação de ouro por flotação devido à sua alta densidade ($19,3 \text{ t/m}^3$). Além disso, o baixo teor médio desta espécie ($3 \times 10^{-4} \%$ de ouro no minério) e, por conseguinte, sua baixa proporção, também contribuem negativamente para a diminuição da probabilidade de colisão, reduzindo a recuperação.

O conteúdo e o tamanho de partícula do ouro nos rejeitos dependem do processo de beneficiamento que o minério teve anteriormente. A definição de ouro "fino" é bastante variável, na antiga União Soviética fica na faixa $-297 + 140 \mu\text{m}$, no Canadá $-1680 + 420 \mu\text{m}$ e, para outros, ouro é considerado fino abaixo da $74 \mu\text{m}$ (Wenqian and Poling, 1983).

A concentração gravimétrica é usada para a recuperação de partículas de ouro grossas (ouro livre ou contido em pirita). Devido a isto, os rejeitos produzidos nessas usinas contêm uma significativa proporção de ouro fino ($< 50 \mu\text{m}$).

Nos rejeitos do processo de cianetação, o ouro está geralmente contido em compostos refratários ou sob a forma de partículas que não foram totalmente dissolvidas durante o tempo de lixiviação por serem partículas de ouro muito grandes ou estarem encobertas por sulfetos ou silicatos. Estes rejeitos, na maioria dos casos, contêm teores que variam entre 0,2 a 2 g/t de ouro.

O ouro contido no rejeito de flotação na maioria dos casos não apresenta-se liberado, mas sim associado a minerais hidrofílicos, tais como óxidos ou silicatos. O teor destes rejeitos normalmente é de 1 a 3 g/t de ouro.

O projeto do circuito de flotação é importante no desempenho da flotação e envolve a adequação do condicionamento da alimentação, tempo de residência, agitação, desenho das células "rougher", "cleaner" e "scavenger" e suas capacidades.

No processo de flotação convencional, as perdas de ouro nas frações finas são aproximadamente de 30%. As principais dificuldades no tratamento dessas partículas são devidas à sua pequena massa, alta superfície específica e alta energia superficial. A flotação de partículas de uma determinada granulometria possui estreita relação com o tamanho das bolhas de ar, razão pela qual a flotação de finos é sempre baixa nas células convencionais.

De um modo geral, a flotação de rejeitos é a alternativa mais comum para a recuperação de parte das espécies flotáveis que não foram recuperadas na usina. As plantas de tratamento de rejeito constituem uma operação anexa à principal. A busca de um beneficiamento de baixo custo levou à flotação de partículas finas com os reagentes residuais pelo processo de flotação em cascata. Neste tipo de flotação procura-se melhorar a aeração da polpa aproveitando a energia cinética do fluxo de polpa descendente.

Na bibliografia consultada não foi encontrada nenhuma planta que recupere o ouro contido nos rejeitos de flotação. Porém, é mencionado que alguns rejeitos estão sendo tratados por cianetação misturados com minério novo.

O Chile é pioneiro neste tipo de operação, existindo três plantas de tratamento de rejeitos de cobre que utilizam a flotação em cascata. A recuperação global da usina é incrementada entre 1 a 4% pelo retratamento destes rejeitos. Estas plantas estão compostas de 2 a 4 linhas em paralelo e cada linha está composta de 30 a 37 cascatas. O concentrado assim obtido é enviado à flotação "rougher", remoagem do concentrado e limpeza em células convencionais ou coluna (Burgos, 1994).

Outra forma para o "tratamento" destes rejeitos é por meio da deslamagem dos finos e flotação "rougher" dos grossos. O concentrado obtido é remoído e

submetido à limpeza em células convencionais. O beneficiamento deste rejeito produz um incremento médio de em torno de 6% na recuperação global de cobre.

As plantas de tratamento de rejeitos, PTR, terão no futuro circuitos específicos para o beneficiamento diferenciado entre as partículas grossas e finas. Nesse sentido, as PTR contarão com uma classificação prévia aos processos de flotação, lixiviação ou gravimétricos.

A Figura 2.1. apresenta um fluxograma "ideal", como condição de uma planta futura moderna de tratamento de rejeito.

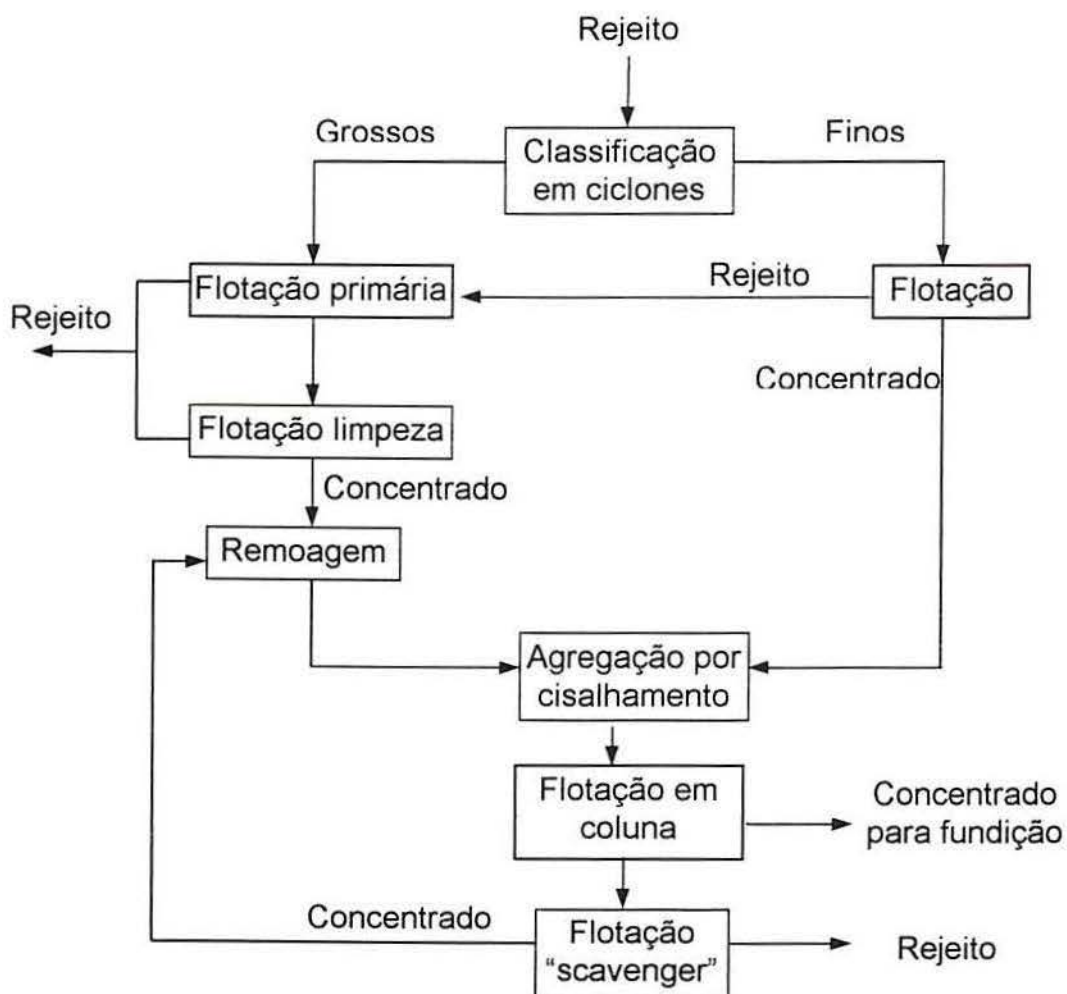


Figura 2.1. Fluxograma moderno para o tratamento de rejeito.

2.2. Tecnologias para beneficiamento de minérios de ouro.

Os métodos de beneficiamento usados para os minérios de ouro são muito variados e estão intimamente ligados à mineralogia e distribuição de tamanho de partículas de ouro no minério. Envolvem processos gravimétricos, amalgamação, flotação, pirometalurgia, hidrometalurgia e processos combinados.

No período de 1970 a 1980 os maiores esforços foram feitos no sentido do tratamento de minérios que não apresentavam uma resposta boa na cianetação. O pré-tratamento destes minérios refratários envolve a liberação do ouro encapsulado nas partículas de sulfetos, diante um processo físico (moagem) ou químico (oxidação do sulfeto mineral).

Na Figura 2.2 é apresentado um esquema geral para beneficiamento do minérios de ouro, classificados em três grupos: minérios de ouro livre, complexos e refratários (La Brooy, 1994).

No primeiro grupo estão os minérios de ouro ou inclusões de compostos de ouro em sulfetos ou óxidos, que são usualmente moídos a um tamanho de 60 a 80% abaixo de 75 micrometros para produzir a liberação da partículas de ouro e podem ser beneficiados por flotação ou cianetação.

No segundo grupo estão os minérios de ouro complexos, contendo grandes quantidades de pirrotita, marcassita, covelita, digenita, calcosita, sulfetos de arsênio, antimônio e zinco. Necessitam de um tratamento químico ou físico antes do processo de cianetação. Geralmente a forma mais econômica para tratar minérios que contêm sulfetos metálicos é produzir um concentrado de sulfetos contendo ouro e a posterior recuperação do metal por fusão. Nos últimos anos foram sugeridos novos solventes para a lixiviação do ouro, tais como cianetos amoniacaais, bromatos, iodatos, tiosulfatos e tiouréia, como alternativa para o tratamento hidrometalúrgico com cianetos ou quando o minério contém elementos cianicidas.

No terceiro grupo encontram-se minérios chamados "refratários", isto é, aqueles que não têm uma boa recuperação no processo de cianetação porque o ouro está finamente disperso em quartzo ou sulfetos, ou coberto por hidróxidos ou ainda possui em sua composição matéria carbonosa que precipitam o ouro dissolvido na etapa de cianetação.

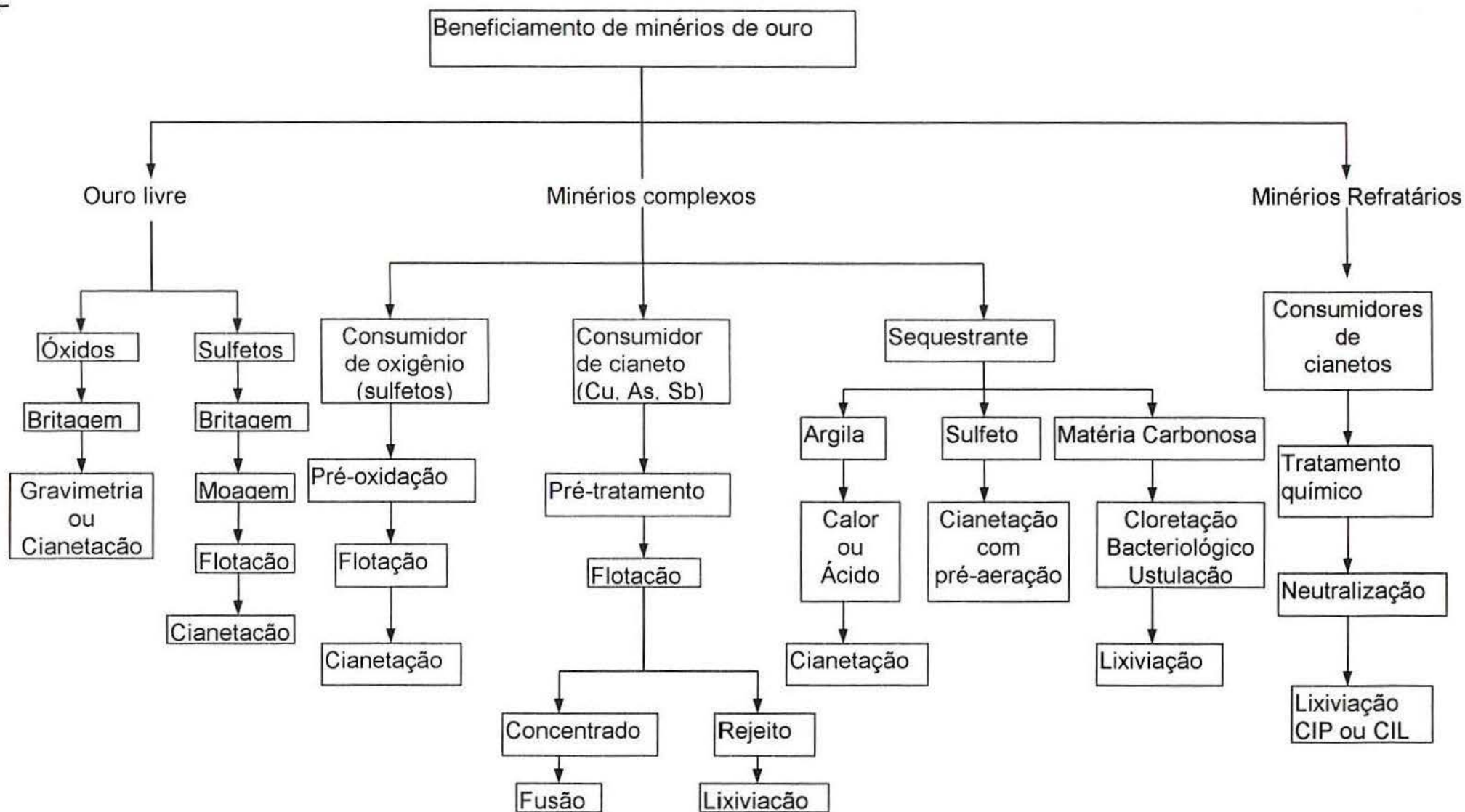


Figura 2.2. Fluxograma geral de beneficiamento de minérios de ouro.

A avaliação e seleção do processo mais econômico para o tratamento do minério refratário de ouro depende basicamente dos seguintes critérios: recuperação de ouro, custo de operação, custo de capital e aceitação ambiental.

Numerosos processos são avaliados para o tratamento de minérios refratários incluindo ustulação, oxidação sob pressão, bio-oxidação, cloração, oxidação com ácido nítrico, cloração-oxidação sob pressão e moagem ultrafina.

O beneficiamento desses minérios de ouro por processos químicos não será detalhado neste trabalho, já que o enfoque é restrito aos processos de beneficiamento por flotação e concentração gravimétrica.

2.2.1. Beneficiamento de frações minerais finas.

A flotação é um dos processos de beneficiamento de minérios mais amplamente empregado; longos tempos de residência são requeridos para que se obtenha uma flotação completa. A baixa cinética de flotação está associada à hidrodinâmica da célula de flotação.

Na célula convencional existe uma zona turbulenta, onde a adesão bolha-partícula ocorre, e uma zona laminar, onde a espuma mineralizada é removida da célula (Spears and Jordan, 1991). A velocidade de flotação de uma partícula é função das probabilidades de colisão bolha-partícula e de adesão e do movimento da bolha na espuma. Para aumentar a velocidade de flotação na célula o número de colisões bolha-partícula deve ser incrementado. Uma das alternativas para se aumentar o número de colisões é aumentar o número de bolhas pela redução do tamanho ou pelo aumento da velocidade do fluxo de ar à célula de flotação.

A recuperação de partículas finas é baixa em função, principalmente, dos fatores hidrodinâmicos. Por exemplo, as partículas finas têm menor inércia e são facilmente arrastadas pela água quando se aproximam das bolhas, o que reduz sua eficiência de colisão e finalmente reduz sua probabilidade de coleção. Também os efeitos elétricos e eletrostáticos (forças de repulsão) são importantes no caso de partículas finas. Uma forma de aumentar a cinética de coleta das partículas finas consiste em usar bolhas menores. Jameson, (1991) demonstrou que o uso de bolhas pequenas (100 a 600 μm) pode aumentar em 10 a 100 vezes a velocidade de coleção de partículas. O autor estabeleceu que, quanto menores forem as

bolhas, mais rápida será a cinética, sempre que as bolhas forem capazes de transportar as partículas.

No processo de flotação de minérios de ouro os reagentes usados são coletores, espumantes, ativadores e depressores. Os coletores mais usados são os xantatos etílicos e butílicos e os ditiofosfatos. As combinações de coletores são muito usadas porque aumentam a recuperação e diminuem o consumo dos mesmos (O'Connor e Dunne, 1994). Os espumantes usados são o propileno glicol (DF-1020 e 250), o MIBC e o óleo de pinho. O ativador usado é o sulfato de cobre, que ativa a pirita que contém ouro.

A escassez de partículas sólidas hidrofóbicas na flotação de rejeitos de ouro proporciona uma espuma extremamente frágil, a menos que haja um alto consumo de espumante. Por isso a recuperação e a razão de enriquecimento de ouro na etapa "rougher" podem ser baixas.

Os depressores são o amido e a carboximetilcelulose para deprimir talco, carbonatos, alumínio, óxidos de ferro e argilas. O pH da flotação é geralmente neutro ou ligeiramente alcalino e pode ser regulado com carbonato de sódio já que a cal pode deprimir a pirita pela adsorção do íon cálcio.

Wenqian and Poling (1983) apresentam uma comparação entre flotação e métodos gravimétricos para uma amostra com um teor de 15 g/t de ouro, com óxido de ferro, quartzo e minerais de zircônio como minerais hospedeiros; o ouro estava principalmente no estado livre. As células flotação para realizar os testes foram de 1 a 3 litros, usando-se os reagentes butil xantato (100 a 500 g/t) e óleo de pinho (20 a 60 g/t). O teste de recuperação gravimétrica foi realizado em uma mesa vibratória, recirculando o produto diversas vezes. A Tabela 2.2 apresenta dados comparativos de dois métodos para a recuperação de ouro fino de aluvião não captados em uma concentração gravimétrica. Esta tabela também mostra que a flotação apresenta quase o dobro de ouro recuperado e, ao mesmo tempo, aumento no teor dos concentrados em aproximadamente 3 vezes.

Tabela 2.2. Comparação entre mesa vibratória e flotação.

Método	Ouro		Relação de concentração	Recuperação (%)
	Concentrado (g/t)	Rejeito (g/t)		
Mesa vibratória	300	10,5	20	30
	80	6,0	6	64
Flotação	500-1000	1,0	33 - 66	90

A flotação ultra delgada (FUD) está baseada no mecanismo de contato bolha-partícula que não requer agitação mecânica, gerando fluxos descendentes gravitacionais em co-corrente da polpa com as bolhas de ar. Os tempos de contato e consumo de energia correspondem a um décimo do requerido pela máquina de flotação mecânica. A flotação ultra delgada foi estudada por Urizar e Araujo, (1996) em escala piloto na planta concentradora de minérios de cobre de Chuquicamata com alimentação à flotação primária, rejeito primário e o rejeito "scavenger". Os resultados mostram que a flotação ultra delgada pode produzir concentrados muito limpos e com recuperações iguais ou maiores ao processo convencional. Como não requer agitação, ar sob pressão ou consumo de energia, os pesquisadores estimam que o custo de operação decresceria em cerca de 10 % com relação ao processo convencional utilizado na usina.

Dentre os processos propostos para a recuperação do ouro que não foi recuperado durante o tratamento inicial, a flotação geralmente é o preferido, seguido, pelo processo de cianetação, devido às restrições do cianeto. O ouro contido no rejeito pode ser extremadamente fino, grosso ou refratário.

O alto consumo de ferro ferroso no rejeito antigo produz um alto consumo de oxigênio e cianeto. Em muitos casos a deslamagem do rejeito produz um efeito benéfico porque o ferro ferroso tende a concentrar-se nas lamas, que na maioria dos casos são descartáveis. Finalmente o carvão em polpa é o processo preferido para a recuperação do ouro desde a polpa, pelo complexação do lavado e filtração da polpa.

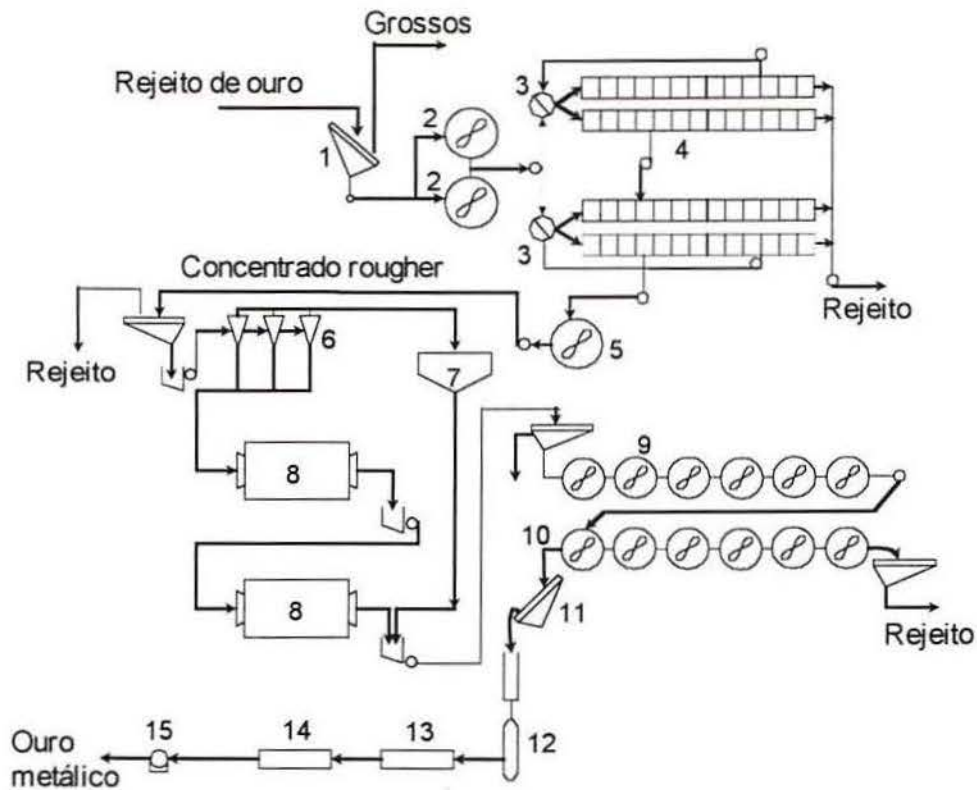
No Canadá, para a recuperação de 12,4 tonelada de ouro, utiliza-se o fluxograma de processo mostrado na Figura 2.3 para o tratamento de rejeitos antigos, Suttill, (1988). O rejeito é retirado da bacia por água sob pressão até alcançar uma porcentagem de sólidos entre 40 a 55 %. Esta polpa é passada por uma peneira com aberturas de 1,5 mm. Em seguida, é bombeada para um tanque onde é condicionada com reagentes para flotar os sulfeto e o ouro. O circuito está composto de célula "rougher" e "scavenger". O concentrado "scavenger" retorna à alimentação e o concentrado "rougher" é bombeado a dois moinhos de remoagem para se obter um produto com uma granulometria de 80% menos 15 micrometros. Este material é alimentado ao circuito de lixiviação, que consiste em seis tanques de agitação e seis de carvão em polpa. O carvão carregado é despejado e a solução é tratada por "electrowinning" para recuperar o ouro da solução. Os custos de operação são estimados em 1,8 a 1,85 centavos de dólar por tonelada alimentada.

Recentemente a coluna de flotação tem-se revelado como uma alternativa para o tratamento de minérios de ouro contidos em pirita e arsenopirita (Subramanian et al., 1988; Burger, 1991). Na Austrália e África do Sul foram instaladas colunas para o beneficiamento de minérios de ouro contidos em sulfetos de ferro (O'Connor et al., 1993).

2.2.2. Beneficiamento de frações minerais grossas.

Tradicionalmente o tratamento de partículas grossas de ouro é realizado por concentração gravitacional. A recuperação é geralmente feita nos circuitos de moagem, usando aparelhos que dependem da alta densidade do ouro. Os concentrados obtidos por gravimetria são amalgamados, retortados e fundidos para se obter ouro metálico.

Na concentração gravitacional os aparelhos podem ser classificados de acordo com a granulometria do material que tratam. Para frações grossas se incluem os separadores em meios densos estáticos (tambores e cones) e os jiques amplamente usados para concentrar minérios de ouro, ferro, tungstênio e estanho. A concentração de finos vem sendo realizada tradicionalmente em mesas e espirais de Humphrey (Bouso, 1986).



1. Peneira	6. Hidrociclone	11. Distribuidor de polpa
2. Condicionamento	7. Espesador	12. Coluna de carvão
3. Distribuidor de polpa	8. Moinhos de bolas	13. Coluna de elutriação
4. Células de flotação	9. Tanque de lixiviação	14. Célula de "electrowinning"
5. Tanque de concentrado	10. Tanque de carvão	15. Fomo de fusão

Figura 2.3. Fluxograma para o tratamento de rejeitos.

Entre os novos aparelhos para a concentração de finos, além das espirais e mesas modificadas, existem os separadores centrífugos, ciclone de fundo plano e os ciclones e cilindros de meio denso acoplados em série. Dentro dos separadores centrífugos mais modernos, desenvolvidos na década de 80, destacam-se o separador Knelson, o jigge centrífugo e o multi-separador Mozley. O separador hidrostático Knelson é um dos aparelhos mais eficientes, já que utiliza a força centrífuga e a força hidrostática da água como elemento de separação. Consiste de uma unidade cônica de parede dupla, com cortadores para coletar o material denso, onde a água entra sob pressão através de uma série de furos, fluidizando o material denso e aplicando uma grande força centrífuga, maior que em qualquer outro separador deste tipo (Knelson 1988).

O concentrador Knelson foi estudado por Ramirez e Espinoza, (1996) para o tratamento de minério de sulfetos polimetálicos (Zn, Pb, Cu, Ag) com um conteúdo de ouro. O "overflow" do hidrociclone alimenta a flotação e esta produz dois produtos pela flotação seletiva, um concentrado de zinco e um concentrado de ouro. O concentrador trabalhando com o fluxo do "underflow" do hidrociclone do circuito de moagem incrementou a recuperação global do ouro entre 6 a 10%. As melhores recuperações do aparelho foram para as frações de 53 micrometros.

O concentrador foi usado como uma alternativa para substituir o processo de amalgamação (mercúrio) nas pequenas minerações de ouro. Os resultados obtidos mostram que o concentrador Knelson apresenta um bom desempenho na recuperação das partículas grossas de ouro (entre 74 e 106 μm), enquanto que a recuperação de ouro das frações finas (<40 μm), decresce para 32 % (Cáceres et al., 1996).

O multi-separador gravitacional Mozley, fundamenta-se na estratificação de partículas em um campo centrífugo moderado e, principalmente, na ação de uma agitação senoidal produzida por pulsos axiais sobre o tanque, similares aos de uma mesa vibratória. Este aparelho foi estudado em escala piloto no USBM e no Warren Spring Laboratory de Inglaterra para a concentração de minerais pesados (catálogo Mozley). Outro aparelho é o cone Reichert, cujo desenho reduz a turbulência, permitindo uma estratificação eficiente dos minerais pesados no intervalo de 1 a 0,05 mm em polpas concentradas de 55-65% de sólidos com uma alta capacidade de tratamento de até 100 t/h (Burt, 1984).

A pré-concentração gravitacional está sendo considerada no projeto de várias plantas de tratamento em escala mundial por diversos motivos, dentre os quais figuram a redução do consumo energético e de reagentes, aumento da produção e diminuição dos níveis de contaminação. Assim, tem-se os casos de Mount Isa (Austrália), Afton Mine (Canadá), Tsumeb Mine (Namíbia) e Asarco-Young Mill (Estados Unidos) (Burt, 1984).

As perdas substanciais de ouro nos processos gravitacionais dos garimpos ocorrem nas frações inferiores a 74 micrometros pelo efeito de condições operacionais inadequadas causadas pelas variações de alimentação que tendem a apresentar grande flutuação (teor, granulometria, taxa de alimentação e conteúdo

de argila), freqüentes mudanças na porcentagem de sólidos de alimentação; o regime altamente turbulento, porosidade do material e ocorrência de ouro nas formas de placóide e lamelar, o que exigiria modificações constantes nas condições operacionais (Lins e Silva, 1985).

A superfície hidrofóbica do ouro é oriunda basicamente da contaminação por matéria orgânica, o que causa uma flutuação artificial, prejudicial à concentração gravimétrica.

O tamanho das partículas de ouro em aluviões varia em um amplo intervalo dependendo da geologia do depósito. Por exemplo, a porcentagem em peso de ouro fino ($<74 \mu\text{m}$) pode variar desde traços até 80% ou mais. Em aluviões chineses a proporção de ouro abaixo de $74 \mu\text{m}$ varia de 2 a 50%; em depósitos na Rússia o conteúdo de ouro menor que $250 \mu\text{m}$ varia de 3 a 95% e no Canadá varia de 1 a 33% (Wenqian and Poling, 1983).

As perdas de ouro fino nos processos gravitacionais são altas. Por exemplo, para se atingir 50 % de recuperação em uma calha riflada, as partículas de ouro devem ter um tamanho mínimo de $200 \mu\text{m}$; para uma jigagem de $100 \mu\text{m}$ e para mesas vibratórias $70 \mu\text{m}$. A Figura 2.4 mostra a recuperação de ouro usando três equipamentos gravimétricos convencionais.

Na tentativa de melhorar a recuperação dessas partículas nos processos gravitacionais em nível mundial estão sendo testados novos aparelhos. Wenqian and Poling, (1983) relatam a possibilidade de recuperação de partículas de ouro até $20 \mu\text{m}$ em hidrociclones de 25 mm. Outros autores citados por eles indicam a boa eficiência dos hidrociclones de 100 mm, com razão de concentração de 2,3 e recuperações de 80%, para um minério com 70% abaixo de $74 \mu\text{m}$.

As espirais vêm sendo testadas para a recuperação de ouro fino. Em ensaios realizados com espirais Reichert Mark VII foram obtidas recuperações de 90% do ouro entre 14 e $325 \mu\text{m}$, com razão de enriquecimento de 50 (Ferree, 1984).

A recuperação de ouro de rejeitos é baixa devido ao conteúdo de partículas lamelares e cobertas por hidróxido de ferro.

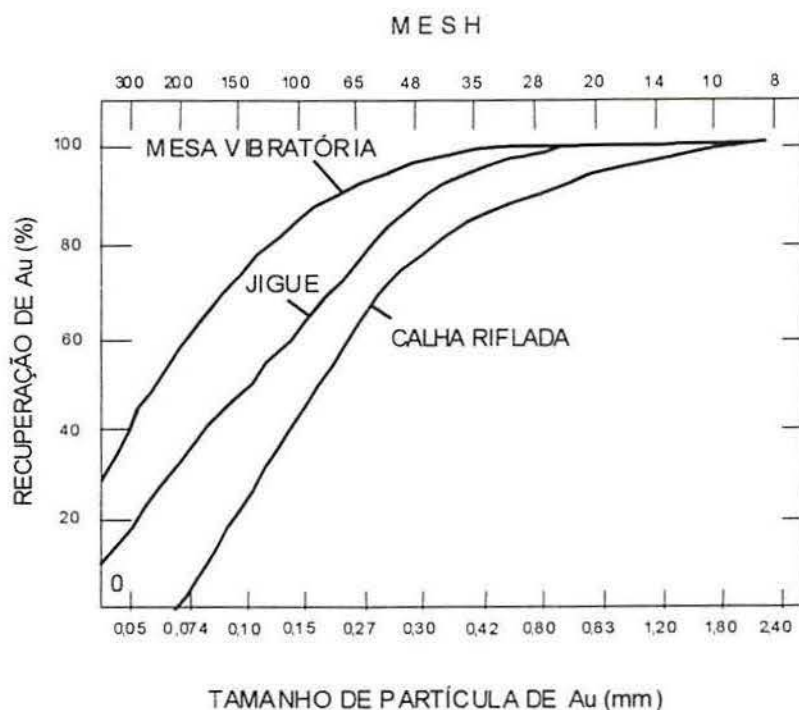


Figura 2.4. Recuperação de ouro em função do tamanho da partícula para diferentes equipamentos gravimétricos.

A procura por métodos de beneficiamento de menor custo levou à flotação espontânea de partículas finas, com reagentes residuais, em cascata. Nesse tipo de flotação se procura melhorar a aeração da polpa aproveitando a energia cinética do fluxo descendente. Entretanto, não se conhece aplicação de unidades desse tipo para minérios auríferos.

A flotação de partículas grossas em aparelhos convencionais é muito difícil, e tem sido estudada em maior detalhe nos últimos anos com o propósito de otimizar a moagem, reduzindo custos e evitando os problemas metalúrgicos decorrentes do excesso de finos. Na flotação de partículas grossas duas características são importantes, um regime de baixa turbulência e o controle do tamanho das bolhas. Nas células de coluna as partículas grossas não flutam devido ao fluxo de água de lavagem e à espessura da camada de espuma. Nas células agitadas mecanicamente prevalece um ambiente de alta turbulência, o que limita a flotação de partículas grossas e produz o rompimento do agregado partícula-bolha (Soto e Barbery, 1991). A dificuldade de transferência da partícula pesada à fase espuma e sua baixa estabilidade na espuma são também fatores importantes na baixa recuperação das mesmas. Fatores tais como densidade da partícula, turbulência,

altura da camada de espuma e percentagem de sólidos são as variáveis que influenciam a flotação das partículas grossas.

Nos últimos tempos surgiram os conceitos de flotação "flash" e flotação "unit". Esses tipos de flotação incorporam novos aparelhos especialmente desenhados para as frações grosseiras, operando integrados ao circuito de moagem. Destes dois circuitos o que apresenta melhores resultados é a flotação "flash", que inclui uma etapa de classificação prévia, flotando só as areias em uma operação muito rápida.

O objetivo da flotação "flash" é a recuperação imediata das partículas grossas liberadas ou parcialmente liberadas, evitando desta forma a sobre-moagem destas espécies bem como das de ganga. Nesse tipo de flotação se obtém um produto de maior teor e de granulometria mais grossa, reduzindo a tonelagem alimentada à flotação convencional, incrementando sua capacidade e melhorando o rendimento metalúrgico devido ao menor conteúdo de material fino.

A instalação da flotação "flash" em um concentrador de cobre na Indonésia, aumentou a recuperação de ouro em 13%, mantendo a mesma recuperação de cobre e prata. A capacidade de moagem também foi incrementada em 10 % devido à inclinação dos hidrociclones que alimentam a célula de flotação (McCulloch, 1990).

Na flotação "unit" o aparelho é alimentado diretamente com os produtos da descarga dos moinhos de bolas e de barras gerando um pré-concentrado que continua nas etapas de remoagem e limpeza. O rejeito entra numa etapa de classificação e as lamas são descartadas e o material grosseiro é recirculado ao moinho de bolas.

Entre os novos equipamentos de flotação de partículas grossas destacam-se a coluna Laval (Canadá) e a célula Skim-Air, da Outokumpu (Finlândia).

A célula colunar Laval opera como uma coluna semelhante à convencional, modificada pela injeção de ar em dois pontos em diferentes alturas, para aumentar a retenção de gás no sistema ("hold-up"), e de água pela parte inferior, criando um fluxo ascendente para fluidizar a polpa, mantendo em suspensão as partículas grossas mineralizadas. A coluna Laval foi testada com sulfetos metálicos e minerais

não metálicos, mostrando altas cinéticas de flotação e boas recuperações em comparação com células convencionais.

A célula "Skim-Air" foi especialmente desenhada para o controle da flotação das frações grossas, incorporando modificações internas nas células convencionais, tais como defletores hidrodinâmicos cônicos, para manter suspensas essas partículas sem produzir uma turbulência excessiva que destrua as unidades bolha-partícula. A Outokumpu empregou esta célula para areias grossas de sulfetos de cobre (flotação "flash"), conseguindo um concentrado de teor similar ao do produto final da planta, com boas recuperações. As vantagens adicionais desse processo são a redução dos custos de secagem e o menor volume global de célula requerido. A principal desvantagem dessa célula operando em circuito de flotação "flash" é sua baixa eficiência com minérios de teor inferior a 0,7% de cobre.

2.3. Agregação como processo de pré-concentração.

2.3.1. Floculação seletiva.

A floculação seletiva é um processo de tratamento para partículas minerais finas, que são perdidas ou interferem nos processos convencionais de flotação ou gravimétricos. O princípio é baseado na adsorção específica de agentes floculantes poliméricos em um componente mineral da polpa, produção de flóculos e separação desses por elutriação, flotação ou sedimentação.

A primeira etapa da floculação seletiva é a dispersão de todas as partículas em um meio aquoso. Essa dispersão pode ser obtida por agitação mecânica ou por ultra-som, controle do pH da solução, adição de dispersantes orgânicos e/ou inorgânicos e uso de sais. Após o processo de dispersão é utilizado um reagente floculante polimérico, capaz de adsorver-se preferencialmente na superfície de um dos componentes do sistema, seja ganga ou partículas minerais de valor. A agitação é importante nessa etapa, sendo que são empregadas duas condições diferentes: uma velocidade de agitação rápida para a difusão do floculante na fase aquosa, favorecendo a adsorção, e outra lenta para a formação dos flóculos (Rubio, 1977).

Os flóculos formados podem ser separados do material suspenso por técnicas convencionais de sedimentação-decantação.

Nesse processo, os polímeros são de cadeia longa e alto peso molecular e atuam como ponte entre as partículas, formando assim os flóculos. Com o objetivo de obter seletividade na adsorção, muitas vezes são usados agentes modificadores para evitar ou inibir a adsorção do floculante sobre as distintas superfícies minerais do sistema (Rubio, 1988)

A eficiência do processo de floculação seletiva depende de fatores relativos ao sistema mineral: distribuição granulométrica das partículas, tipo, forma de adição e concentração dos reagentes e, fundamentalmente, adsorção seletiva do polímero floculante.

A maior parte dos estudos de floculação seletiva são realizados em escala de laboratório com misturas de minerais sintéticos (moídos em separado), o que na maioria dos casos não corresponde a situações reais pois este processo é extremadamente sensível a fenômenos físicos e interfaciais, que pode afetar amplamente a sua utilização.

A floculação seletiva foi utilizada com sucesso na concentração de minérios de ferro (85% abaixo de 28 μm). Nesse processo emprega-se amido como reagente floculante dos compostos de ferro. O processo é complementado com a flotação reversa da sílica e a depressão da hematita com um excesso de amido.

Dentro das novas idéias apresentadas na área da floculação seletiva, se destacam a utilização de polímeros hidrofóbicos (Attia e Driscoli, 1991; Littlefair, 1986) e o uso de polímeros especialmente preparados para um determinado sistema (Somasundaran e Nagaraj, 1984).

2.3.2. Agregação por cisalhamento.

Com o objetivo de aumentar a recuperação de partículas finas, surgiu o processo de agregação por cisalhamento, cuja aplicação prática é chamada de flotação transportadora ("carrier flotation"). O princípio básico do processo de agregação por cisalhamento é a agregação sob turbulência de partículas finas de um mineral em suspensão, em uma solução aquosa de um surfatante (coletor), em

decorrência do efeito hidrofóbico (após a etapa de colisão). Em geral os mesmos reagentes utilizados como coletores em flotação convencional são utilizados em agregação por cisalhamento, proporcionando um adequado grau de hidrofobicidade às partículas de valor.

Warren, (1991) criou o termo "shear flocculation" para distinguir o efeito de outros como: coagulação por eletrólitos ou floculação por polímeros. Entretanto outros autores, citados por Warren, têm utilizado diferentes terminologias, como: agregação seletiva, aglomeração hidrofóbica, agregação hidrofóbica, floculação por cisalhamento, agregação com dispersão controlada e desestabilização por surfatante.

As características básicas do processo de agregação por cisalhamento, podem ser demonstradas pelos estudos de Fuerstenau et al., (1988; 1991). Neste estudo, partículas finas de hematita foram mantidas em suspensão em pH 3, onde a hematita apresenta uma carga superficial positiva. Nestas condições, uma velocidade de 1600 rpm, por 60 minutos, não foi suficiente para a obtenção de agregados de partículas finas de hematita. Porém, após a adição de dodecil sulfato de sódio (10^{-4} M), com a hematita hidrofobizada e com carga superficial negativa, foi observada a formação de agregados, para a mesma velocidade; sendo que para velocidades abaixo de 800 rpm, não foi observada uma significativa formação de agregados.

Resultados similares foram reportados por Warren (1982), para finos de scheelita em soluções de oleato de sódio, sendo que, neste caso, as partículas estavam negativamente carregadas antes e depois da adsorção de oleato. Nesse contexto, este autor conclui que:

- 1- As partículas devem ser hidrofóbicas para que ocorra agregação em uma dada velocidade e tempo de agitação.
- 2- Uma energia de colisão mínima é necessária para iniciar o processo de agregação, uma vez que as partículas estão carregadas e necessitam vencer uma barreira de energia de repulsão, para que ocorra o efeito hidrofóbico.
- 3- Os agregados formados conforme apresentado são mais resistentes do que aqueles obtidos nos processos de coagulação ou floculação, que tendem a romper-se quando submetidos a vigorosas agitações.

A necessidade de que as partículas estejam hidrofobizadas sugere que a interação entre as mesmas é principalmente de natureza hidrofóbica. A eficiência do processo de agregação por cisalhamento depende de vários fatores, tais como tamanho de partícula, carga superficial, hidrofobicidade, tempo de agitação, densidade de polpa, sistema de agitação.

Na Tabela 2.3 são apresentados resumidamente os principais trabalhos de agregação por cisalhamento feitos em escala de bancada e piloto.

O conceito de hidrofobicidade está ligado à molhabilidade de uma superfície pela água e à sua polaridade. Partículas mais hidrofóbicas são mais apolares e menos ávidas pela água (polar) e possuem maior afinidade por reagentes como óleos e pelo ar (apolares).

Independentemente do método utilizado para avaliar a energia de associação hidrofóbica, seus valores situam-se entre 1000 kT e 10000 kT ($1 \text{ kT} = 4 \times 10^{-21} \text{ J}$, na temperatura ambiente), que são altos se comparados com as forças de van der Waals. Portanto, uma vez em contato, as partículas hidrofóbicas apresentam uma forte ligação, como aquela observada nos estudos de "shear flocculation", onde os agregados são formados em ambiente com alta agitação e permanecem estáveis. Em complemento a esta teoria, Koh et al., (1985) sugerem o mecanismo de pontes de condensação capilar do surfatante no ponto de contato entre as partículas, sendo que esse fenômeno foi observado no sistema scheelita/oleato de sódio, para baixos valores de pH e altas concentrações de oleato.

As forças hidrofóbicas foram estudadas por Pashley e Israelachvili, (1981) através da medição direta das forças entre duas placas de mica em solução aquosa de brometo de amônio hexadecil-trimetil (CTAB). Em 10^{-4} mol/L de CTAB se formou uma só camada cheia de CTA^+ sobre a mica e se expôs à solução uma superfície hidrofóbica. A força de atração entre as duas superfícies hidrofóbicas de mica foi três vezes maior que a esperada pela força de van der Waals. Assim, a força hidrofóbica tem uma faixa de atuação relativamente longa e, de acordo com eles, explica a coagulação rápida das partículas hidrofóbicas na água.

Tabela 2.3. Resumo dos estudos de agregação por cisalhamento.

Autor/ano	Sistema	Principais parâmetros estudados
Warren, 1975	Scheelita	Velocidade da agregação em função da granulometria das partículas.
Jarret e Warren, 1977	Scheelita e granada	Variação da concentração de sólidos na floculação por cisalhamento.
Koh e Warren, 1979	Scheelita	Variação da concentração de sólidos na agregação.
Warren, 1982	Cassiterita e turmalina	Efeito do potencial zeta (pH 9.5-11.5).
Chia e Somasundaram, 1983	Caulim (3 μm) anatásio (1 μm)	Purificação de caulim com partículas de calcita transportadora.
Koh, 1984	Scheelita	Desenho do reator no processo de agregação por cisalhamento.
Wei et al., 1987	Wolframita	Uso de ativadores (CaCl_2 ou FeCl_3).
Hu et al., 1988	Wolframita	Efeito do tamanho da partícula transportadora.
Fuerstenau et al., 1988	Hematita	Transporte autógeno com partículas de hematita grossas.
Hu et al., 1988	Apatita/ rodocrosita/ oleato	Reagentes dispersantes para obter apatita mais pura.
Subrahmanyam e Forssberg, 1989	Galena (-5 μm) "carrier"(20-38 μm)	Proporção de partículas finas e grossas na etapa de agregação.
Bulatovic e Salter, 1989	Sulfetos de Cu, Pb e Zn	Efeito da energia transferida ao sistema no condicionamento.
Stassen, 1991	Ouro contido em urânio e pirita	Efeito da energia transferida na etapa de condicionamento.
Raju et al., 1991	Quartzo	Proporção de finos e grossos e concentração de dodecilamina.
Rubio e Hoberg, 1993	Minérios de sulfetos, óxidos e sais	Intensidade de condicionamento e hidrofobicidade das partículas transportadoras.
Engel et al., 1997	Sulfetos de níquel	Intensidade de condicionamento e tamanho da hélice.

Um grau mínimo de cisalhamento é necessário para induzir as superfícies ao contato durante os choques e assim superar uma possível barreira de energia que resulta da repulsão entre partículas hidrofóbicas de mesma carga superficial. O grau de cisalhamento acima citado, em geral, é obtido em sistemas de condicionamento turbulento, sendo que a maioria dos resultados obtidos são relacionados com a velocidade de agitação (medida em rpm) ou pela energia transferida ao sistema (kWh/m^3 de polpa).

Subrahmanyam et al., (1989), em ensaios de agregação por cisalhamento e flotação transportadora de galena, utilizaram tanques de condicionamento semelhantes ao utilizado por Warren. Os mesmos autores realizaram estudos em células de flotação com e sem defletores, para condições experimentais similares, sendo observada a formação de agregados na célula com defletores, embora também ocorresse a formação de alguns poucos agregados na célula desprovida de defletores.

2.4. Flotação transportadora e auto-transportadora.

O processo "carrier flotation", ou flotação transportadora ou ultra-flotação foi patenteado na China em 1959 e entrou em operação industrial em 1961 na Georgia. Este processo, considerado como a primeira aplicação prática do efeito de agregação por cisalhamento, utiliza partículas em um intervalo granulométrico apropriado à flotação, como transporte de partículas finas que flutam agregadas às maiores (Chia e Somasundaram, 1983).

A aplicação industrial citada anteriormente consiste na purificação de caulim ($100\% < 3 \mu\text{m}$), através da flotação da espécie contaminante (anatásio $< 1 \mu\text{m}$). Os finos de anatásio foram flotados com auxílio de partículas transportadoras de calcita ($100\% < 44 \mu\text{m}$). Os agregados calcita-anatásio eram formados a partir da hidrofobização dessas espécies e da aplicação de intensa agitação. Greene e Duke, (1962), que também tinham estudado outros minerais (sílica, fluorita e cianita), concluíram que o mecanismo de agregação calcita-anatásio deve-se à adsorção preferencial e forte ligação do oleato em calcita e anatásio e não em caulinita.

As principais desvantagens do processo de flotação transportadora são a dificuldade na separação do mineral transportado do mineral transportador, a preparação e a recuperação da partícula transportadora e o alto consumo de reagentes.

O processo de flotação transportadora "autógena" foi desenvolvido na China em 1960 e utiliza a mesma espécie mineral como partícula transportadora em vez de se usar uma espécie mineral de composição distinta. Uma das principais vantagens desse processo reside no fato de não ser necessária a separação do agregado flotado, uma vez que este é formado por partículas de uma mesma

espécie. Uma outra vantagem, considerando que a partícula transportadora é obtida por recirculação de concentrado, seria a melhor dispersão e economia dos reagentes envolvidos no sistema. Nesse estudo a recuperação de partículas finas de wolframita ($100\% < 5 \mu\text{m}$) foi intensificada pela formação de agregados dessas partículas com partículas maiores ($25 \times 35 \mu\text{m}$), com auxílio de reagentes surfatantes e intensa agitação.

Uma das técnicas desenvolvidas para a preparação do transportador consiste no condicionamento prévio deste com reagentes, com melhor dispersão de reagentes na polpa, adsorção seletiva e preferencialmente orientada para minerais de valor. Como consequência, o consumo de reagentes é reduzido.

Baseado no conceito de se utilizar partículas maiores de alta flotabilidade para o transporte de partículas finas, diferentes tipos de circuitos foram investigados e desenvolvidos. Subrahmanyam e Forssberg, (1989), em estudos de flotação transportadora autógena de galena, utilizaram partículas grossas ($20 \times 38 \mu\text{m}$) para aumentar a recuperação da fração abaixo de $5 \mu\text{m}$.

Estudos com partículas grossas pré-condicionadas e partículas finas (Fuerstenau et al., 1988; Stassen, 1991), mostram que em tais sistemas intensifica-se a flotação destas últimas, alcançando-se uma alta recuperação e melhor eficiência de separação. Fuerstenau et al., (1991), com partículas grossas de hematita pré-condicionadas, como transportadoras de partículas finas de hematita, obtiveram aumentos de recuperação e seletividade em sistemas de flotação transportadora autógena.

Rubio e Hoberg, (1993) chegaram a resultados semelhantes, para diversos sistemas analisados (sulfetos, óxidos e sais), com partículas poliméricas (partículas esféricas de polipropileno, com diâmetros da ordem de $3,7 \text{ mm}$) como transportadoras de finos. Essas partículas poliméricas eram previamente condicionadas com ácido oleico para aumentar a hidrofobicidade do transportador.

Assim como no processo de agregação por cisalhamento, a eficiência da flotação transportadora é dependente de diversos fatores, tais como: tamanho e distribuição de tamanho de partículas, concentração de sólidos, hidrofobicidade, sistema de agitação, tamanho dos agregados.

As partículas maiores possuem, além de uma maior probabilidade de adesão, uma maior probabilidade de choque (devido ao seu maior volume). Isto implica numa maior facilidade para a formação de "slime - coating" (recobrimento de partículas grossas por partículas finas), do que para aglomerados entre partículas finas.

Subrahmanyam et al., (1989) relatam a formação de agregados estáveis, entre grossos (-38 +20 μm) e finos (<5 μm) de galena, em solução de xantato com velocidade de agitação de 1500 rpm. Porém, quando empregaram-se partículas grossas (-53 +38 μm), a recuperação da fração menor que 5 μm apresentou uma pronunciada diminuição.

De acordo com o descrito anteriormente, pode-se concluir que um excessivo aumento na proporção de partículas finas em relação às partículas grossas e vice-versa diminui a adesão de finos em grossos. Segundo Diansou et al., (1988), quando o tamanho do transportador excede a micro escala de turbulência, o agregado quebra por atrito e forças de cisalhamento geradas no líquido.

Fuerstenau et al., (1991) concluíram, em estudos de flotação transportadora de hematita, que a adição ao sistema de partículas grossas deste mineral, em uma proporção de 40% em peso, hidrofobizadas em um pré-condicionamento com dodecil sulfato de sódio, aumenta tanto a recuperação como a seletividade do processo de flotação transportadora de finos deste mineral.

Entretanto, a maioria desses estudos foram realizados em sistemas minerais sintéticos, faltando estudos práticos mais sistemáticos.

2.5. Condicionamento em alta intensidade.

O processo de condicionamento em alta intensidade (CAI) tem sido entendido como o estágio de condicionamento da polpa antes da flotação. Vários autores (Bulatovic e Salter, 1989; Stassen, 1991; Rubio e de Brum, 1994; Engel et al., 1997) postulam que a energia transferida na etapa de condicionamento, expressa como tempo de condicionamento a uma velocidade de agitação constante ou como velocidade de agitação com tempo constante, tem um efeito significativo sobre a recuperação, o teor e a cinética de flotação.

O processo de condicionamento em alta intensidade melhora o desempenho da flotação das partículas finas de sulfetos de cobre, chumbo e zinco (Bulatovic e Salter, 1989); de ouro, óxidos de urânio e pirita (Stassen, 1991); de sulfetos de cobre e molibdênio (Rubio e de Brum, 1994); fosfatos (Davis e Hood, 1994); sulfetos de níquel (Engel et al., 1997) e de galena e esfalerita (Small et al., 1997); sulfetos de zinco, chumbo e cobre (Rosa, 1997) .

O condicionamento convencional da polpa, por meio do fornecimento da agitação e tempo de contato suficiente, permite aos reagentes (coletores, ativadores, depressores, espumantes) reagirem com as partículas minerais presentes no minério. O condicionamento em alta intensidade (CAI), por outro lado, reconhece a necessidade de exceder esta transferência mínima de energia, sob um adequado prolongamento do tempo, para que ocorra a agregação seletiva induzida das frações de tamanho fino. O limite mínimo de transferência de energia, depende das propriedades superficiais das partículas finas, dos reagentes utilizados e da hidrodinâmica do sistema (velocidade de agitação; número de defletores; geometria das hélices impulsoras, etc.).

A energia transferida à polpa na etapa de condicionamento pode ser expressa em termos de kWh/m³ de polpa, que representa o consumo de energia de um motor que emprega determinada potência, durante um dado tempo, para agitar um determinado volume de polpa. A potência empregada pelo motor é função da velocidade de rotação, do diâmetro e forma das hélices do impulsor, das propriedades da polpa e da geometria do tanque de condicionamento (número de defletores, etc.). Oldshue, (1978) define a potência empregada por um motor para agitar uma polpa pela seguinte equação:

$$P = N_p \rho N^3 D^5 \quad (\text{HP})$$

onde: N_p é o número de potência, adimensional;

ρ é a densidade da polpa, g/cm³ ;

N é a velocidade de rotação, rad/s;

D é o diâmetro da hélice impulsora, m.

O número de potência (N_p) é o fator que relaciona a potência (P) empregada pelo motor para agitar uma polpa com a potência teórica ($\rho N^3 D^5$). Este fator é uma

medida da eficiência do motor em relação à potência real transferida à polpa e depende principalmente da forma e tamanho da hélice impulsora, da geometria do tanque de condicionamento e do regime do fluxo do sistema. Para um regime de fluxo turbulento, N_p é constante para determinada hélice impulsora e tanque de condicionamento.

O sistema de agitação não tem recebido maior atenção pelos pesquisadores de acordo com a geometria do tanque, geometria e tamanho das hélices impulsoras, números de defletores no tanque, tipo de impulsores e inclinação e velocidade de rotação. Os impulsores podem ser divididos em função do ângulo que formam as aletas das hélices com o plano de rotação do impulsor em impulsores de fluxo axial e impulsores de fluxo radial (Oldshue e Herbst, 1990).

Os impulsores de fluxo axial incluem todos aqueles com aletas que formam um ângulo menor que 90° com o plano de rotação. As hélices são representativas deste tipo de fluxo. Os impulsores de fluxo radial têm aletas paralelas ao eixo matriz e são chamados turbinas. Na figura 2.5 são apresentados os dois tipos de hélice e os fluxos. O diâmetro da turbina pode variar entre 0,3 e 0,6 do diâmetro do tanque.

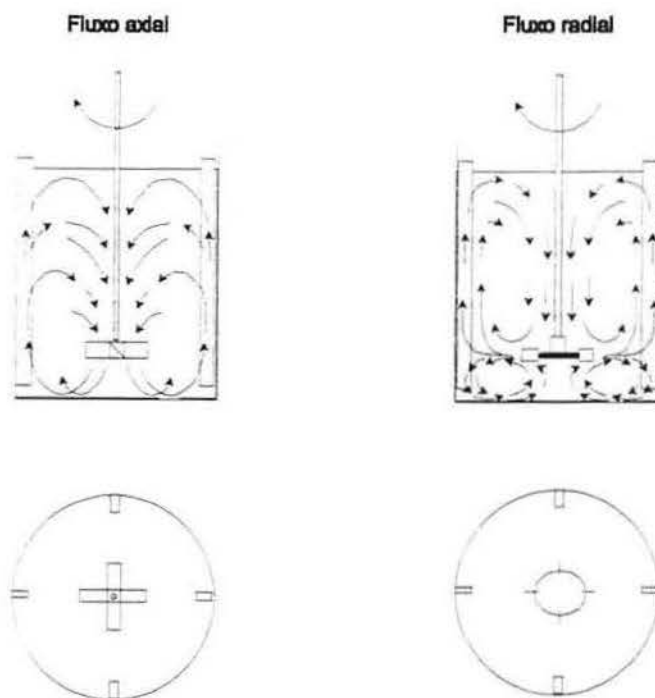


Figura 2.5. Efeito da velocidade no fluxo axial e radial.

Quando um líquido de baixa viscosidade é agitado em um tanque sem defletores por um agitador montado em forma axial, haverá tendência a se desenvolver padrão de fluxo redemoinho, independentemente do tipo de impulsor que se use. Produz-se um vórtice devido a forças centrífugas que atuam sobre o líquido que gira. As velocidades verticais com redemoinho são baixas em relação às velocidades radiais do recipiente. Podem-se obter velocidades mais elevadas de circulação vertical, ao montar o agitador fora do centro do tanque.

Para a agitação vigorosa de suspensões, se instalam defletores nos tanques. Esses defletores são bordas planas verticais colocadas radialmente ao longo da parede do tanque. Quase sempre são usados quatro defletores. A largura deste defletores pode variar de 1/10 a 1/12 do diâmetro do tanque.

Durante o movimento do fluido se produzem vários fenômenos no tanque, que podem ser utilizados para vários objetivos: desenvolvem-se esforços de cisalhamento no fluido, quando uma camada do fluido se desloca com maior ou menor rapidez que outra camada adjacente ou uma superfície sólida. No fluxo turbulento, o esforço de cisalhamento se produz também devido ao comportamento das correntes parasitas (de redemoinho) aleatórias e transitórias. O esforço de cisalhamento no fluido é muito maior próximo ao impulsor do que junto à parede do tanque. Também se desenvolvem forças de cisalhamento quando um fluido troca de direção ou de velocidade.

Bulatovic e colaboradores, (1988, 1989, 1993) afirmam, em função de diversos resultados de CAI e flotação de vários minérios sulfetados finamente disseminados que a flotabilidade das partículas finas depende grandemente da natureza do minério e da energia fornecida por unidade de volume de polpa tratada. Eles mostram em escala de bancada e piloto que o condicionamento em alta intensidade, transferindo uma energia de $1,5 \text{ kWh/m}^3$ de polpa, incrementa a recuperação de cobre das partículas $< 10 \mu\text{m}$ de 35 a 80%. Os autores sugerem que este aumento é devido a uma adsorção mais seletiva das partículas finas e à criação de aglomerados, resultando este aglomerado com melhor cinética de flotação.

O CAI também demonstrou ser efetivo em melhorar a seletividade, mesmo com altas dosagens de coletor. Os resultados obtidos durante a flotação de zinco do

rejeito da flotação de cobre, mostram um aumento significativo no teor do concentrado para partículas $<10 \mu\text{m}$ (49% de zinco para 0 kWh/m^3 e 57% quando energia transferida à polpa foi de $1,0 \text{ kWh/m}^3$ de polpa). Portanto é evidente que a adsorção do coletor sobre as partículas finas é mais seletiva com CAI.

Brum (1993), com estudos em escala de laboratório e piloto, verificou a influência do CAI na recuperação por flotação de partículas finas de sulfetos metálicos de cobre e molibdênio. Foram investigados diversos parâmetros entre os quais a energia transferida ao sistema na etapa de CAI e a concentração de coletor.

Os resultados dos ensaios de flotação em escala de bancada com CAI apresentaram aumentos em torno de 3% na recuperação de cobre e molibdênio para as três concentrações de coletor estudadas, sendo este evidente a partir de condicionamento realizado com uma transferência mínima de energia de 2 kWh/m^3 . Por outro lado, os teores permanecem quase constantes, diminuindo levemente para a menor concentração de coletor.

O autor também mostra que para a menor concentração de coletor (30 g/t) é necessária uma maior transferência de energia na etapa de condicionamento para a obtenção de agregados de partículas finas. Por outro lado, as maiores concentrações de coletor (40 e 50 g/t) apresentam melhores resultados em sistemas de menor turbulência. Isto deve-se ao fato de que a formação de agregados de partículas finas, em sistemas de menor turbulência, está diretamente relacionada com o grau de hidrofobicidade destas partículas. Assim sendo, partículas hidrofóbicas necessitam uma maior energia de colisão para que ocorra o choque e posterior formação do agregado. Por este mesmo princípio, partículas mais hidrofóbicas tendem a formar agregados em sistemas de menor turbulência.

Rubio e Brum, (1994) concluíram que o CAI provocou um incremento na concentração de partículas hidrofóbicas de cobre, evidenciado pelos maiores valores de flotação verdadeira e menor grau de arraste. Nessas condições ocorre a formação de agregados durante o condicionamento turbulento e a posterior flotação destes. Os resultados também mostram uma relação direta entre a concentração dos reagentes coletores (isopropil xantato de sódio) e a energia requerida pelo sistema. As considerações sobre alternativas economicamente viáveis mostram que modificações simples no sistema de transporte de polpa podem garantir um

condicionamento turbulento, trazendo aumentos significativos na receita global da empresa.

Davis e Hood, (1994) estudaram o efeito do tempo de condicionamento e intensidade de agitação para a recuperação do fosfato grosso que é perdido nos rejeitos da Florida. Eles obtiveram recuperações acima de 90 % com teor de 28 % de P_2O_5 . O tempo de condicionamento é função da intensidade da agitação; para agitações baixas o tempo deve ser muito maior do que no caso de agitação mais forte. Os autores propõem que para uma certa quantidade de energia empregada no condicionamento o quartzo é dessovidado do reagente produto das colisões com as partículas de fosfato e faz com que o teor de P_2O_5 no concentrado se incremente. Uma certa quantidade de energia empregada (ou número de colisões partícula-partícula) foi requerida durante um condicionamento para ter-se uma boa seletividade na flotação.

Damodaran et al., (1996) estudaram a otimização da agitação na etapa de condicionamento com o objetivo de diminuir a dosagem de coletor na flotação de fosfato da Flórida. A energia requerida para a agitação da polpa (P) foi medida para várias velocidades de agitação. A energia mínima requerida (P_m) para suspender 1kg de sólidos em diferentes quantidades de líquido foi obtida experimentalmente. A recuperação de fosfato foi correlacionada com a razão P/P_m . Altas recuperações foram obtidas para altas razões de P/P_m . Quando a agitação foi realizada com baixas razões de P/P_m foi necessário um tempo de condicionamento maior para se obter uma alta recuperação. A agitação ótima para uma percentagem de 74% de sólidos foi com uma velocidade de 450 rpm. Sob estas condições a recuperação de fosfato foi de 89% com um tempo de condicionamento de 2 minutos, usando uma dosagem de 0,5 kg/t de coletor, que era uma mistura de ácidos graxos y "fuel oil". Isto produziu uma diminuição de 30 % no consumo de coletor.

Engel et al., (1997) mostraram com ensaios em escala de laboratório o efeito da dimensão da hélice e a energia transferida à polpa do um minério de níquel. O CAI incrementa o teor de níquel no concentrado e a recuperação é função da energia transferida na etapa de CAI prévio à flotação.

2.6. Colunas e ciclones de flotação.

2.6.1. Coluna empacotada.

A coluna empacotada foi originalmente desenvolvida para o processamento de taconitas finamente disseminadas (Yang, 1991); hoje em dia é aplicada a carvão e a uma ampla variedade de minerais.

A coluna é empacotada com um material de uma geometria adequada a fim de permitir pequenas tortuosidades, que possibilitam um íntimo contato entre bolhas e partículas. O contato partícula-bolha é produzido em contracorrente através de duas pequenas passagens formadas pelo empacotamento, proporcionando à polpa um maior tempo de residência dentro da coluna e uma maior eficiência para a flotação de partículas finas.

A coluna está formada por diferentes recheios de placas corrugadas, com exceção de uma pequena seção por onde entra a alimentação, que está localizada quase na metade da coluna. A água de lavagem é introduzida pelo topo da coluna, e o ar é injetado na coluna pela parte inferior. O concentrado é descarregado pela parte superior e o rejeito é retirado da coluna pelo fundo, na flotação direta.

Como o ar atravessa essas pequenas passagens formadas pelo recheio, o tamanho das bolhas de ar é relativamente uniforme; por essa razão se adiciona ar a baixa pressão em forma direta pela seção inferior da coluna, sem necessidade de um borbulhador.

A água de lavagem, adicionada na parte superior da coluna, desce através dessas pequenas passagens, evitando dessa forma o aprisionamento hidráulico das partículas finas de ganga no concentrado.

As aplicações da coluna empacotada no tratamento de minérios de ferro, sulfetos de cobre e minérios de ouro foram descritas recentemente por Yang, (1988). A coluna empacotada tem vantagens comparativas, tanto em recuperação como em teor dos produtos, em relação às células convencionais. Segundo Yang (1988), a primeira aplicação em escala piloto da coluna empacotada foi com um minério de ferro de baixo teor, não magnético e sem deslamagem. Os estudos comparativos mostraram uma maior eficiência da coluna empacotada. Em uma

única etapa de flotação foram obtidos recuperação e teor de ferro equivalentes aos atingidos em oito células convencionais.

Os estudos comparativos da coluna empacotada em escala piloto com dados de planta industrial de um circuito de flotação de sulfetos de cobre mostram as vantagens dessa nova coluna. Para os mesmos teores de cobre do circuito convencional (26%), a recuperação é incrementada de 73,7% para 95% e para a mesma recuperação do circuito convencional (73,7%) o teor aumenta de 26% para 35% de cobre.

Estudos em escala de laboratório com minérios de ouro permitiram a obtenção de concentrados, em uma etapa de flotação, com teores e recuperações maiores que em três etapas em células convencionais (16,4 g/t de ouro e 76,5% de recuperação na coluna empacotada contra 10,4 g/t de ouro e 74,5% de recuperação em células convencionais).

Ainda, segundo Yang, (1988), em escala industrial, com minérios não metálicos, a coluna empacotada produz numa etapa concentrados de fluorita com recuperações maiores em 5% e com menor conteúdo de sílica que seis etapas de flotação em células convencionais.

2.6.2. Ciclones e cilindros centrífugos.

2.6.2.1. Ciclone a ar aspergido - ASH.

O ciclone a ar aspergido (Air-sparged hydrocyclone, ASH) foi inventado por J. D. Miller na Universidade de Utah, USA (Reyes et al., 1985). Essa célula centrífuga consta basicamente de três elementos de projeto:

- Um cabeçote de hidrociclone convencional no seu extremo superior.
- Uma jaqueta cilíndrica porosa, através da qual se injeta ar sob pressão no interior do ciclone.
- A descarga do underflow, que é um pedestal de seção cilíndrica.

A polpa é alimentada tangencialmente através do cabeçote do hidrociclone, gerando um intenso campo de força centrífuga. As partículas hidrofílicas são desviadas em direção à parede porosa e são descarregadas como rejeito pelo

dispositivo anular. As partículas hidrofóbicas também são desviadas em direção à parede e encontram-se radialmente com bolhas de ar. A alta força de cisalhamento na parede porosa gera pequenas bolhas e cria uma intensa interação bolha-partícula, ocorrendo a adesão partícula-bolha. Estas são arrastadas até a fase espuma, que se encontra localizada no centro do cilindro e são descarregadas pela parte superior da coluna.

No fundo da coluna encontra-se um cilindro, chamado pedestal de espuma, localizado coaxialmente, e é o que produz a coluna de espuma ascendente.

Na flotação colunar as colisões partícula-bolha ocorrem pela simples ação da gravidade, enquanto que na coluna centrífuga a colisão ocorre por ação de uma intensa força centrífuga. Dessa forma as partículas hidrofóbicas têm múltiplas oportunidades de colidir com diferentes bolhas de ar produzidas no manto poroso, se aderir às partículas e serem transportadas à coluna de espuma.

O tempo de residência da polpa na célula centrífuga é de alguns segundos, enquanto nas células convencionais o tempo requerido é de vários minutos. Assim é possível trabalhar com taxas específicas de tratamento consideravelmente maiores que as usadas pelos métodos convencionais de flotação.

A célula centrífuga tem mostrado, em escala piloto, ser um aparelho efetivo para minérios de cobre, ouro e carvão, com separações eficientes, equivalentes às obtidas em máquinas de flotação convencionais. A capacidade específica da coluna centrífuga é de 3000 -20000 t/d por m³ comparada com 35 - 70 t/d por m³, tanto para células de coluna como para células convencionais. Ye et al., (1988) mencionam que este equipamento é adequado para o processamento de minérios de baixo teor.

O controle do orifício anular, localizado entre a parede porosa do cilindro e o pedestal de espuma é crítico para o rendimento do processo de flotação. Quando o orifício é relativamente grande, as partículas hidrofóbicas podem ser descarregadas pelo "underflow", diminuindo sensivelmente as recuperações no concentrado.

2.6.2.2. Célula Jordan.

A célula de flotação Jordan foi desenvolvida no U.S. Bureau of Mines no ano 1990, como um sistema de flotação rápida, pelos pesquisadores Stanley e Jordan, (1990).

O desenho do sistema de flotação é constituído basicamente por uma unidade de contato bolha-partícula e um tanque separador de polpa-espuma.

O contato bolha-partícula é realizado em um hidrociclone que possui duas entradas. A polpa é alimentada tangencialmente por uma das entradas que fica no topo do hidrociclone. A polpa com bolhas de ar é alimentada pela segunda entrada situada numa altura mais baixa, por uma janela porosa para controlar o tamanho das bolhas. A polpa e as bolhas são misturadas com uma alta velocidade no hidrociclone modificado, produzindo um rápido contato bolha-partícula. A mistura polpa-espuma é descarregada rapidamente, num tanque separador, pelo fundo.

Este sistema de flotação rápida tem sido utilizado na separação de minérios de cobre, obtendo-se uma recuperação de 85% com 13% de Cu dentro de um tempo de 0,28 min. Com tempos de flotação de 0,56 min a recuperação foi de 92% com um teor de 7% Cu. Na flotação convencional foram requeridos 2,8 min para a obtenção de 90% de recuperação e 7% de cobre no concentrado (Spears e Jordan, 1991).

Esta célula também foi testada com minérios de fosfato para analisar o efeito das variáveis intensidade de mistura no ejetor, tempo de separação da espuma e razão ar/minério. A recuperação de fosfato foi de 82,1% com um teor de 44,5% de P_2O_5 contra 71,3% de recuperação e teor de 24% de P_2O_5 obtido em célula convencional. A capacidade desta célula é de 39,5 t/h/m³ comparado com células convencionais de 4,3 t/h/m³.

Na flotação de carvão a recuperação na célula foi de 93,4% com 91,9% de carvão com um tempo de residência de 0,66 min. Na célula convencional a recuperação foi de 90% com um teor de 90,5% de carvão com um tempo de residência de 10 min. A capacidade desse aparelho foi de 4,38 t/h/m³ contra 0,32 t/h/m³ da célula convencional.

2.6.3. Coluna Jameson.

A coluna Jameson foi desenvolvida na Austrália em 1985 e coloca em vigência um antigo método de contatar a polpa de minério com bolhas de ar num tubo vertical descendente (Jameson, 1991; Marchese e Finch, 1992).

Esta coluna é semelhante a uma máquina de flotação em cascata, utilizada na flotação de minerais nos anos 1920-1930 nos USA. A máquina de cascata consistia de um arranjo de células retangulares que se montava formando uma cascata.

Neste equipamento a aeração realiza-se por meio da injeção da polpa a alta velocidade por um tubo vertical selado chamado "downcomer" (Jameson, 1988; Clayton et al., 1991). A coluna Jameson se divide em duas zonas principais, uma para realizar o contato bolha-partícula e outra para limpar o concentrado.

O contato bolha-partícula tem lugar no interior do tubo de descida ("downcomer") onde a polpa e o ar são misturados. Isso se alcança alimentando a polpa sob alta pressão na célula, o que produz uma depressão junto à válvula tipo venturi situada na parte superior. Assim o ar é autoaspirado com valores altos de "hold-up".

Devido à alta velocidade de mistura e grande área interfacial, é possível o contato direto entre as partículas de minério e as bolhas no "downcomer" para logo entrarem na zona de menor turbulência, ou tanque de separação. As bolhas mineralizadas ascendem até a superfície formando uma camada de espuma. A água de lavagem é adicionada em contracorrente produzindo um concentrado de maior teor. O rejeito desce até o fundo da coluna onde é descarregado (Kennedy, 1990).

A operação da coluna Jameson é muito simples pelo reduzido número de variáveis de operação. Em geral é preciso fixar-se uma pressão de alimentação que permite a aspiração de uma determinada quantidade de ar ao interior do "downcomer". A diferença de pressão entre o interior do "downcomer" e a pressão atmosférica deverá ser, no mínimo, de 0,5 m H₂O para evitar a formação de fluxos não desejados.

A célula Jameson tem sido aplicada em diversas plantas concentradoras do mundo, tanto em cobre, chumbo, zinco, carvão, níquel e ouro e foi usada na

recuperação de material orgânico desde eletrólito e refinado em planta de extração por solventes (Jameson and Manlapig, 1991). Os resultados desta célula em limpeza de cobre mostraram que a mesma produz concentrados com teores de cobre da mesma ordem que a coluna convencional (30-35%) e recuperações maiores (70-80% contra 35-45%). A coluna Jameson também foi comparada com a coluna convencional em um circuito de cobre "cleaner-scavenger". Os teores e recuperações obtidos em cada tipo de coluna foram muitos similares.

A mudança para a célula Jameson na usina da Peko Mine, Austrália incrementou o teor de cobre de 23,5 % para 26,5 % com uma redução do custo de transporte, mantendo-se a mesma recuperação de cobre.

Na Philex Mining a célula Jameson substituiu a coluna "cleaner" e célula Denver de "scavenger"; o teor de cobre no concentrado foi incrementado em 2,6 % e a recuperação em 1,7 % com um incremento na recuperação de ouro de 1,3%.

2.6.4. Coluna a jato.

A coluna de flotação a jato foi desenvolvida no Instituto de Engenharia Química da Universidade Técnica de Berlim, Alemanha, para partículas finas de carvão menores que 0,5 mm (Alizadeh e Simonis, 1988).

Na flotação a jato livre a polpa desce por um tubo vertical, por gravidade, e isto cria um vácuo e induz a entrada de ar pelos orifícios existentes na parte superior do tubo e dispersa-se em pequenas bolhas. O contato partícula-bolha acontece dentro do "jet" onde polpa e ar são intimamente misturados. A mistura polpa ar é descarregada numa célula aberta onde as bolhas mineralizadas ascendem formando a espuma e os rejeitos são descarregados pela parte lateral da célula. Esta célula não usa água de lavagem.

Esta coluna de flotação foi aplicada satisfatoriamente para amostras de carvão com granulometrias 93% menores que 75 μm e 25,1% de cinzas. Numa etapa de flotação a coluna produz concentrados com 6,4% de cinzas e 76,6% de recuperação.

Os princípios da flotação pneumática também são empregados na flotação a jato livre (Jungmann e Reilard, 1988)

A polpa condicionada é bombeada dentro de um reator de aeração externa sob pressão. A polpa é aerada por introdução de ar comprimido. A polpa sai do reator de aeração e entra no tanque de separação formando um jato livre. As bolhas de ar carregadas de partículas hidrofóbicas movimentam-se em direção à superfície do tanque separador e formam a espuma (concentrado). Por outro lado, as partículas hidrofílicas são descarregadas pelo fundo do tanque separador.

Nas colunas pneumáticas a formação dos agregados partícula-bolha requer que a polpa entre em alta velocidade. Isto naturalmente cria turbulência na zona de entrada da polpa areada e nas zonas adjacentes ao jato livre, onde a polpa está continuamente descendo pela zona de formação do jato. Nas zonas de turbulência, os agregados partícula-bolha são destruídos ou arrastados ao rejeito. A inserção de uma zona de fluxo uniforme entre o reator de aeração e o tanque separador como o apresentado pelo sistema "Allflot" evita este problema (Jungmann e Reilard, 1988).

A polpa entra no reator de aeração e ascende pelo tubo com uma velocidade relativamente alta. Neste tubo a energia com que entra a fluxo é reduzida a um ponto tal que a polpa entre no tanque com turbulência mínima. A separação das fases polpa-espuma ocorre neste tanque. A distância entre o ponto de descarga da polpa no tubo de ascensão e o limite inferior da camada de espuma é projetada de tal modo que o agregado partícula-bolha possa entrar tão rápido quanto possível na camada de espuma existente, permitindo que as partículas não aderidas às bolhas de ar possam afundar e serem descarregadas pelo rejeito.

Estudos feitos com amostras de carvão, 50% <10 μm e 11,24% de cinzas, numa coluna pneumática de 22 m^3/h produziram concentrados com 3,11 % de cinzas e 63,65% de recuperação.

Uma amostra de caulim com granulometria 90% menor que 80 μm , foi enriquecida numa etapa de flotação de 70,55% a 96,87% com uma recuperação de 52,3%. Em outro estudo, uma amostra contendo 67,5% de caulim foi enriquecida em etapas múltiplas de flotação ("rougher", "scavenger" e "cleaner") obtendo-se um teor de 95,7% de caulim, com uma recuperação de 86,2%.

2.6.5. Coluna Laval.

A célula colunar da Laval University opera como uma coluna convencional, modificada pela injeção de ar em dois pontos em diferentes alturas, com o objetivo de aumentar a retenção de gás no sistema ("hold-up") e de água pela parte inferior, criando um fluxo ascendente para fluidizar a polpa e manter em suspensão as partículas grossas mineralizadas (Soto e Barbery, 1987).

As partículas grossas na coluna não flutam devido ao fluxo de água de lavagem e à espessura da camada de espuma. Por isso, a injeção de água pelo fundo da coluna atua como um classificador seletivo ajudado pelo efeito de levitação das bolhas mineralizadas.

A coluna Laval foi testada em escala de laboratório e piloto na recuperação de silvita grossa $69\% > 1,4$ mm. A recuperação na coluna foi de 94,1% e o teor de 58,3% de K_2O contra de 32,8% de recuperação e teor de 59,4% de K_2O em célula Denver (Aliaga e Soto, 1991).

O resultado mais relevante obtido em coluna de laboratório é a rápida flotação de partículas grossas ($> 420\mu m$), o dobro da obtida em células convencionais, sendo adequada para operar no circuito de flotação "flash" (Soto e Barbery, 1991).

2.6.6. Coluna de três produtos.

O projeto da célula colunar C3P foi baseado em uma coluna modificada por Falutsu e Dobby (1989), utilizada para determinar e caracterizar o material que retorna da zona de espuma à zona de coleção como material drenado ("drop back"). O projeto desenvolvido no LTM-UFRGS segue alterações na geometria, uso diferente dos parâmetros operacionais e aplicação prática a sistemas minerais. Foram construídas em tubo de vidro uma coluna de laboratório e uma coluna piloto. A de laboratório possui 2,54 cm de diâmetro interno, com módulos de altura variável, ajustáveis entre si (altura total 4 m). A coluna piloto possui 5,08 cm de diâmetro interno com módulos de 1,2 m, unidos por flanges (altura total 7 m). As colunas consistem basicamente em dois tubos paralelos unidos por um tubo inclinado, com um ângulo suave ($> 45^\circ$) em relação ao tubo I (Figura 2.6.).



Figura 2.6. Coluna de flotação modificada de três produtos, C3P.

Na coluna C3P distinguem-se cinco zonas de comprimentos variáveis:

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

O rejeito é extraído da coluna pela extremidade inferior do tubo 3 mediante uma bomba peristáltica. As partículas drenadas são descarregadas pela extremidade inferior do tubo I da mesma forma. O concentrado transborda pela parte superior do tubo I e é coletado em um recipiente de fundo inclinado. Dentro do recipiente coletor de concentrado é adicionada água para diluir a espuma e facilitar seu escorregamento.

Nessas colunas se adicionam duas águas de lavagem. A água de lavagem I é introduzida a 15 cm abaixo da parte superior da coluna dentro da espuma e cumpre a mesma função que na coluna convencional. A água de lavagem II, injetada lateralmente pela parte superior do tubo 2, tem dupla função: evitar que as partículas hidrofílicas arrastáveis (ganga) entrem na zona de espuma e manter um "bias" positivo. Todo o fluxo de água é controlado por rotâmetro. O ar é injetado pela extremidade inferior do tubo 3, através de um borbulhador de aço poroso, que permite a formação de um grande número de bolhas pequenas de diâmetro relativamente uniforme (inspeção visual).

Essa coluna tem sido testada na flotação de minérios de cobre, fluorita, chumbo e zinco. Quando essa coluna foi utilizada como "rougher-flash" foram obtidos concentrados com teores de cobre de 40% (razão de enriquecimento 33) e recuperações de 33,5%. O produto drenado apresenta teores de 7% de cobre, 51% de insolúveis e recuperações de aproximadamente 12,3%. O alto valor obtido para a razão de enriquecimento mostra a coluna de flotação de três produtos como um equipamento altamente seletivo (Santander et al., 1994).

Na flotação de finos de fluorita, estudos comparativos entre a coluna convencional reta e a C3P mostraram que os teores nesta última célula são 4% maiores, produzindo concentrado de grau ácido. Ainda, a flotação das partículas de fluorita foi obtida com taxas de separação muito maiores (Rodriguez, 1991).

Na flotação de limpeza de um minério sulfetados de chumbo e zinco, as recuperações são praticamente similares, 92-94% nas colunas reta e C3P, mas os teores da modificada são superiores, 80-82% de sulfetos contra 70% na coluna reta (Cabral, 1995).

3. PARTE EXPERIMENTAL

Esta tese apresenta estudos do diagnóstico operacional de duas usinas de beneficiamento de ouro, bem como de processos de condicionamento em alta intensidade (CAI) para promover a agregação por cisalhamento e flotação não convencional de partículas finas e ultrafinas de ouro. Tais estudos foram realizados com dois tipos de rejeitos de minérios selecionados e correspondem a distintos circuitos, um de ouro e outro de cobre-ouro.

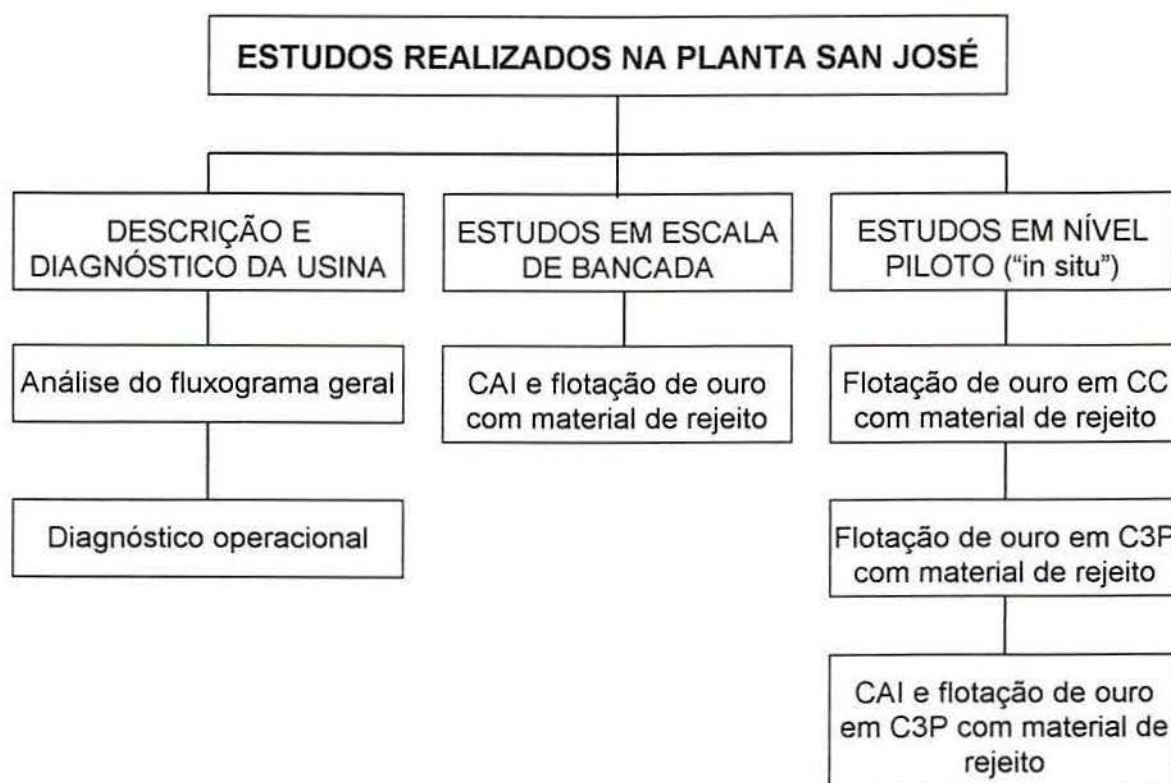
Os rejeitos são diferenciados nas suas características de liberação e teor. O primeiro, da empresa M. A. Matta (Copiapó-Chile), é um rejeito com uma boa liberação e um teor relativamente alto em ouro. O segundo, da empresa San José, também de Copiapó, é um rejeito pobre e de difícil liberação. Os estudos de flotação de partículas de ouro foram realizados em coluna convencional (CC) e em uma coluna de três produtos (C3P) em escalas de bancada e piloto. A metodologia seguida, a descrição dos equipamentos e as condições empregadas são detalhadas a seguir.

3.1. Descrição dos estudos realizados.

I. Usina de beneficiamento de ouro da companhia M. A. Matta.



II. Usina de tratamento de minério de cobre - ouro de San José.



3.1.1. Descrição e caracterização da usina de flotação de ouro da planta M. A. Matta.

3.1.1.1. Análise do fluxograma geral.

A planta M. A. Matta pertence à Empresa Nacional de Minería (ENAMI) e está situada na terceira região de Chile, a 10 km da cidade de Copiapó. Esta planta beneficia, pelo processo de flotação, minérios de cobre, ouro e prata que são comprados dos pequenos e médios mineradores da região. A planta trata em circuitos de flotação separados os minérios de cobre, ouro e prata.

O beneficiamento do minério de ouro na planta M. A. Matta conta com três etapas de britagem até se obter um produto 100% abaixo de 6,35 cm. Este material é armazenado em cones que alimentam diretamente um moinho de 2,1 x 2,7 m, que trabalha em circuito fechado com um conjunto de hidrociclones. O "overflow" dos hidrociclones alimenta o circuito de flotação com uma granulometria de 84% menor que 74 μm .

O processo de flotação conta com uma etapa de condicionamento-distribuição da polpa que descarrega nas quatro células duplas de 2 m³ de capacidade na etapa "rougher". Os concentrados obtidos em cada célula dupla são misturados e alimentados ao circuito "cleaner". A etapa de limpeza consiste em uma célula dupla de 2 m³ de capacidade. O rejeito da última etapa "rougher" é o rejeito final da planta. Na Figura 3.1 é apresentado um fluxograma simplificado do circuito de flotação de ouro com teores de alimentação, concentrado e rejeito da planta M. A. Matta.

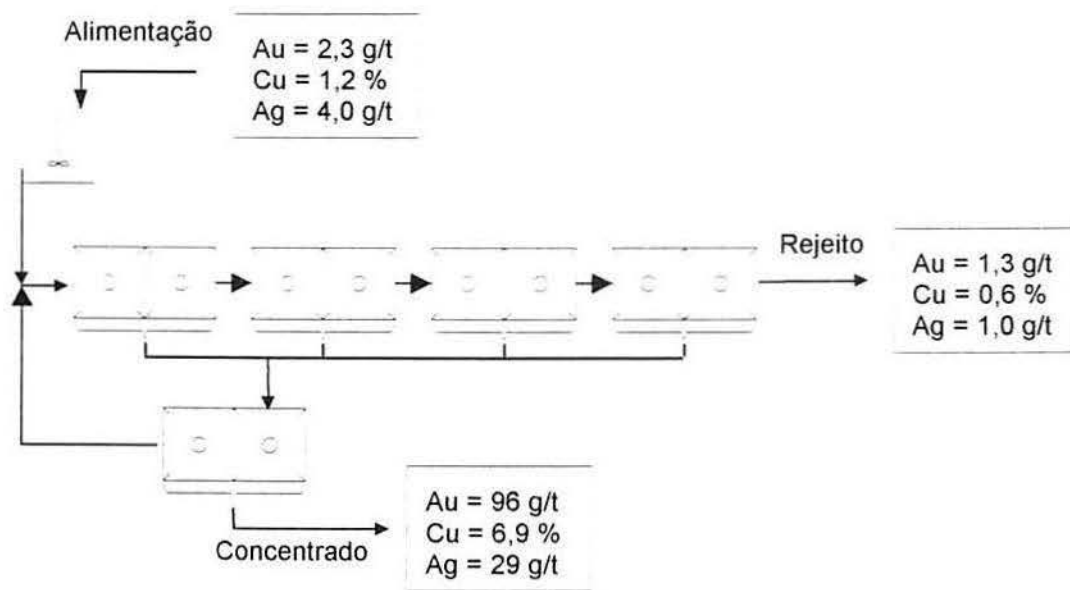


Figura 3.1. Circuito de flotação da planta M. A. Matta.

3.1.1.2. Caracterização da planta de flotação.

Foi realizada uma caracterização de todas as células do circuito de flotação, analisando-se os produtos da alimentação, concentrado e rejeito, com o objetivo de medir a distribuição granulométrica das partículas e os teores metalúrgicos de ouro, cobre e prata. As amostras de polpa foram coletadas periodicamente durante oito horas consecutivas, deixadas em repouso para sedimentação das partículas, filtradas, secadas, pesadas e quarteadas até obterem-se alíquotas do mesmo peso.

Uma alíquota foi usada para análise granulométrica por via úmida em uma serie de peneiras de 74, 53, 44 e 37 micrometros, e as frações foram preparadas

para análise química de ouro, cobre e prata. Outra alíquota foi usada para análise química geral e uma terceira foi para análise mineralógica.

A caracterização mineralógica da alimentação revelou um minério constituído principalmente de ouro, quartzo, limonita, pirita, hematita e magnetita. O ouro encontrava-se totalmente liberado, inclusive em granulometrias mais grosseiras (>200 malhas).

O concentrado final obtido neste circuito durante um mês de operação apresentou em média um teor de ouro da ordem de 96 g/t com uma recuperação de 60%; 6,9% de cobre com uma recuperação de 90% e 29 g/t de prata com uma recuperação de 50 %.

3.1.2. Estudos em escala de bancada.

3.1.2.1. CAI e flotação de partículas de ouro com amostras de minério.

A amostra de ouro empregada nos estudos de CAI corresponde a um minério típico do norte do Chile, região de Atacama. A composição química deste minério é mostrada na Tabela 3.1.

Tabela 3.1. Análise química do minério de ouro.

Au (g/t)	Cu _{Total} (%)	Ag (g/t)	Fe _{Total} (%)	SiO ₂ (%)
3,70	4,50	1,36	14,15	59,24

A análise mineralógica mostrou que este minério era constituído principalmente por quartzo, limonita, hematita, pirita e calcopirita e que a liberação do ouro na malha 200 foi de 82 %.

Esta amostra foi britada e moída até a obtenção de um produto 100% inferior a 10 malhas e foi quarteada para obter frações de 665 gramas. Estas amostras foram moídas a úmido em um moinho de bolas de laboratório de 17,2 cm de diâmetro e 22 cm de comprimento, usando-se 55 % de sólidos em peso. O tempo para obter-se 90 % do mineral abaixo de 74 µm foi de 21,5 min.

Para os estudos em escala de bancada foram usados os reagentes AF-208 (etil butil ditiofosfato de sódio); SF-114 (isobutil xantato de sódio), AF-25 (dicresil ditiofosfato); AF-3477 (isobutil ditiofosfato de sódio); óleo de pinho; MIBC (metil isobutil carbinol); DF-250 (éter metil glicol propileno). O pH da polpa foi o natural, variando entre 7,5 e 7,8.

Os ensaios de flotação em escala de bancada foram realizados em uma máquina Denver de laboratório de capacidade de 2,6 litros, utilizando raspadores de acrílico para a remoção do material flotado. Os resultados da caracterização granulométrica e a distribuição de ouro por faixa da alimentação do minério usada nos ensaios de CAI e flotação são mostrados na Tabela 3.2 e na Figura 3.2.

Tabela 3.2. Distribuição granulométrica e metalúrgica da amostra de ouro da alimentação.

Abertura da Peneira (μm)	Peso (g)	Retido (%)	Teor Ouro (g/t)	Ouro (%)
+149	3,5	0,53	10,00	1,57
-149 + 105	16,4	2,47	5,00	3,69
-105 + 74	48,5	7,32	3,50	7,63
-74 + 63	52,3	7,89	3,80	8,93
-63 + 53	36,2	5,46	3,50	5,70
-53 + 44	47,2	7,12	2,51	5,33
-44 + 37	29,2	4,40	2,60	3,41
-37	429,7	64,81	3,30	63,74

O sistema de condicionamento foi a própria célula de flotação, com quatro defletores de acrílico, que permitem um condicionamento com turbulência controlada. A energia transferida pelo motor da célula foi medida com o auxílio de um amperímetro e um voltímetro. A energia transferida à polpa foi variada pelo controle de tempo de condicionamento, com uma velocidade constante do motor de 1400 rpm. Na Figura 3.3 é apresentado o sistema de condicionamento turbulento e flotação utilizado nos ensaios em escala de bancada para amostra de minério e rejeito.

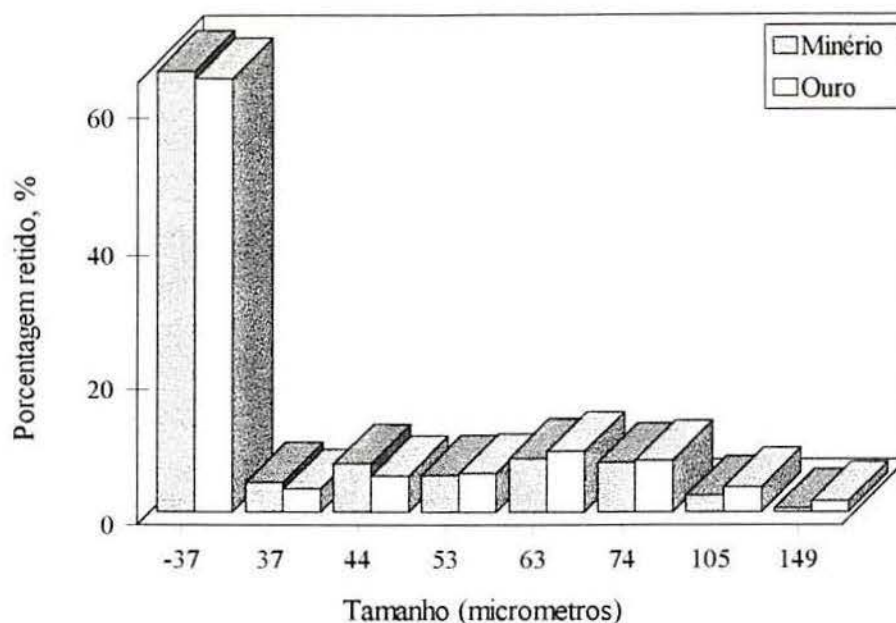


Figura 3.2. Distribuição granulométrica e do ouro contido no minério.

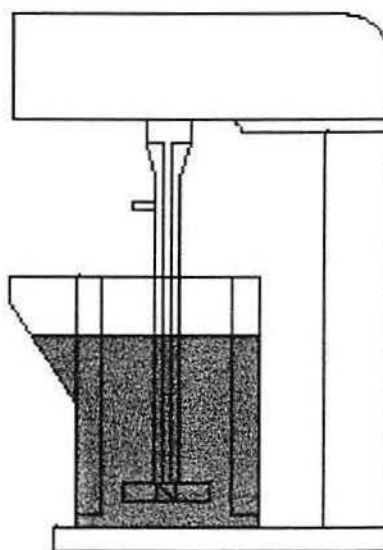


Figura 3.3. Sistema de CAI usado em escala de bancada.

A energia transferida nos ensaios, expressa em kWh/m³ de polpa variou entre 0,5; 1,0; 1,5; 2,0; 3,0 e 4,0 kWh/m³ de polpa, que corresponderam a 10, 20, 30, 40, 60 e 80 segundos de condicionamento, respectivamente, com de 2 litros de polpa. Os ensaios em "branco" (sem CAI) foram realizados em um sistema de baixa turbulência e sem defletores. A concentração total de reagente (coletor mais espumante) foi de 192 g/t.

Nos estudos com condicionamento turbulento, a concentração de reagentes foi a mesma dos ensaios em branco, variando, apenas quando era necessário, o tipo de espumante. Os defletores de acrílico tinham dimensões de 3 cm de largura por 15 cm de comprimento. A hélice do agitador tinha 5 cm de diâmetro.

Durante a flotação propriamente dita, os defletores foram removidos e o volume de polpa foi ajustado para 2,6 litros, utilizando-se água. A concentração de sólidos em peso foi estabelecida em 22%, e a agitação se manteve constante em 1400 rpm. O concentrado foi removido a cada 15 segundos usando-se um raspador de acrílico, controlando-se a recuperação de água e o volume de polpa. O fluxo de ar foi controlado por um fluxômetro. O tempo total de flotação foi de 15 minutos com adição parcial de água à célula, para controle do nível de polpa. As bandejas empregadas na amostragem foram pesadas com polpa para avaliar também a recuperação de água no concentrado.

As amostras foram posteriormente filtradas, secadas, pesadas e enviadas para análise de ouro. As análises químicas de ouro foram realizadas por espectrofotometria de absorção atômica e fusão copelação.

As partículas abandonam a parte superior da célula pela corrente do concentrado, por flotação real ou por arraste hidrodinâmico. A flotação real ("true flotation") ocorre quando as partículas aderidas às bolhas de ar em uma polpa agitada e aereada sobem e chegam à camada de espuma saindo pela corrente do concentrado. Por outro lado, o arraste hidrodinâmico ocorre quando as partículas entram na camada de espuma suspensas na água que ocupa os espaços intersticiais entre as bolhas, isto ocorre principalmente com as frações mais finas e não há distinção entre as partículas de minerais de valor e a ganga.

No cálculo da flotação real (ou recuperação real) e do arraste hidrodinâmico foi utilizado o método proposto por Warren, (1985). Baseado em estudos experimentais, o autor estabelece uma relação linear, após um certo tempo de flotação, entre a recuperação acumulada de uma espécie e a de água. São lançados em gráficos da recuperação acumulada do mineral de valor (ordenada) versus a de água (abscissa). A partir desses gráficos foram traçadas retas, sempre descartando os dois primeiros pontos da flotação. A recuperação real foi determinada por extrapolação, na intersecção da reta no eixo das ordenadas, obtido quando a recuperação de água foi igual a zero. O grau de arraste hidrodinâmico foi determinado pela inclinação da reta, que representa a razão entre a recuperação por arraste hidrodinâmico e a recuperação de água.

A Figura 3.4. apresenta o fluxograma da metodologia empregada neste estudo, os ensaios sem CAI seguiram esta mesma metodologia, excluindo apenas a etapa de CAI.

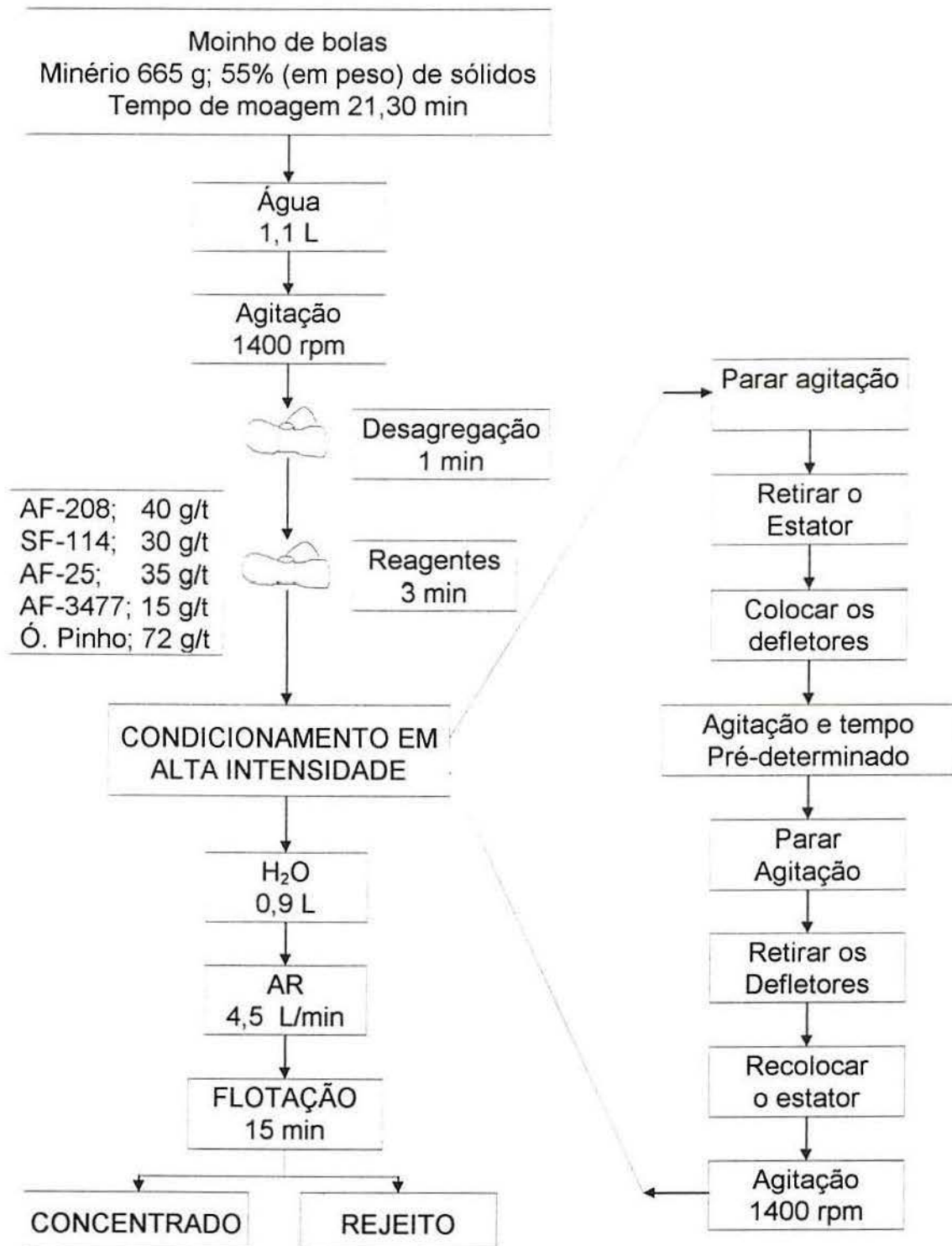


Figura 3.4. Fluxograma da metodologia utilizada nos ensaios de CAI e flotação.

3.1.2.2. Flotação de partículas de ouro em CC com amostra de alimentação "rougher".

A coluna de flotação convencional (reta), empregada nos ensaios de flotação em escala de bancada, possuía um diâmetro interno de 2,54 cm, constituída de peças ajustáveis entre si até um comprimento de 2,35 m (peças de vidro).

A polpa foi alimentada lateralmente na parte superior da zona de coleção da coluna com o auxílio de uma bomba peristáltica, que succionou a polpa desde um tanque. Este tanque possui quatro defletores verticais nas paredes. A polpa foi mantida em suspensão através de um motor trifásico. O rejeito foi extraído pelo fundo da coluna mediante uma bomba peristáltica, cuja velocidade de rotação variou entre 6-600 rpm.

O ar, purificado por um filtro, foi injetado pelo fundo da coluna através de um borbulhador de aço inox perfurado, que permite a formação de um grande número de pequenas bolhas de ar, relativamente uniformes. O fluxo de ar foi controlado através de um fluxômetro.

As vazões de alimentação e rejeito foram mantidas de forma a ter-se sempre um "bias" positivo, isto é, a vazão de água do rejeito maior que a vazão de água da alimentação.

As amostras na forma de polpa foram coletadas na descarga do condicionador que alimenta diretamente o circuito de flotação convencional da planta M. A. Matta.

O produto flotado foi coletado em um recipiente de fundo inclinado onde foi adicionada água para diluir a espuma e facilitar seu escoamento. A água de lavagem foi controlada por um fluxômetro.

O amostragem na coluna foi realizada após ter-se alcançado o estado estacionário (interface polpa/espuma estável) e foram coletadas amostras de forma simultânea para os fluxos de concentrado, drenado e rejeito. A amostra de alimentação foi tomada no início e no final da amostragem.

3.1.2.3. Flotação de partículas de ouro em C3P com amostra de alimentação "rougher".

A coluna C3P em escala de bancada foi construída e instalada no Departamento de Metalurgia da Universidad de Atacama, Copiapó - Chile, sobre uma estrutura retangular de ferro de 1 metro de largura e 5 metros de altura. Esta coluna foi feita em vidro, com 2,54 cm de diâmetro interno com uma altura de 2,35 metros. A coluna foi fixada por agarradores na estrutura.

Nesta coluna adicionam-se duas águas de lavagem. A água de lavagem I, introduzida pela parte superior do tubo 1, cumpre a mesma função que na coluna convencional. A água de lavagem II, injetada lateralmente pela parte superior do tubo 2, cumpre as funções de evitar que as partículas hidrofílicas arrastáveis entrem na zona de espuma e manter um "bias" positivo. Ambos fluxos de água foram controlados por fluxômetro.

A polpa foi alimentada a partir do tanque da mesma forma que na coluna reta. As vazões de alimentação, drenado e rejeito foram controladas de forma a manter-se um "bias" positivo.

A metodologia empregada na operação da coluna foi a seguinte:

- a) O fluxo de ar foi fixado com uma pressão de entrada de 241 kPa, para a coluna de laboratório e 45 para a coluna piloto.
- b) A coluna foi preenchida com água até o nível da interface polpa/espuma pré-fixado.
- c) Fixaram-se os fluxos de água de lavagem I e II.
- d) Ativaram-se as bombas de drenados, de rejeito e de alimentação.
- e) Regulou-se a velocidade da bomba de rejeito para manter uma altura polpa/espuma constante e "bias" positivo.
- f) Uma vez alcançado o estado estacionário, iniciou-se a amostragem.
- g) As amostras foram coletadas de forma simultânea para os fluxos de concentrados, drenados e rejeitos. A amostra de alimentação foi tomada no início e no final da amostragem.

Uma vez finalizados os ensaios, com o objetivo de não entupir o borbulhador de ar, foi necessário tomar as seguintes precauções:

- 1) Desligar a bomba de alimentação.
- 2) Descarregar a coluna.
- 3) Lavar a coluna.
- 4) Desligar as águas de lavagem I e II
- 5) Uma vez que a coluna esteja totalmente vazia, desligar o ar.

3.1.3. Estudos de flotação em nível piloto (“in situ”).

3.1.3.1. Flotação de partículas de ouro em C3P com amostra de alimentação “rougher”.

Os estudos de flotação em nível piloto foram realizados em uma coluna instalada na planta M. A. Matta, dentro de uma estrutura composta de hastes de ferro com espessura de 12,7 cm, largura de 1,2 m e 7 m de altura. Esta célula foi construída de tubos de vidro de 5 cm de diâmetro interno com módulos unidos por flanges até uma altura de 6,0 m.

As amostras de polpa da planta M.A. Matta para os ensaios de flotação em coluna em escala piloto foram coletadas no condicionador que alimenta o circuito "rougher". Estas amostras foram homogeneizadas num agitador de 100 L de capacidade, que alimentou diretamente a coluna mediante uma bomba peristáltica. As características químicas, mineralógicas e granulométricas da polpa foram apresentadas nas tabelas anteriores.

A água de diluição, as águas de lavagem e a energia elétrica foram fornecidas pela rede industrial da planta. O ar foi provido por um compressor a uma pressão de 70 psi, que foi reduzida a 45 psi por um regulador de pressão e purificado por um filtro de ar. O fluxo de ar injetado pelo borbulhador na coluna foi controlado por um rotâmetro.

3.1.3.2. Flotação de partículas de ouro em C3P com amostra de rejeitos.

As amostras de rejeito para os ensaios de flotação em coluna em escala piloto foram coletadas na calha de rejeitos finais do concentrador M. A. Matta. As características químicas, mineralógicas e granulométricas da polpa foram apresentadas anteriormente (Tabelas 3.1 e 3.2).

Nos ensaios nas colunas C3P e CC a flotação da polpa foi realizada somente com os reagentes residuais. Adição extra de espumante foi usada nos ensaios com rejeitos da planta M. A. Matta com o objetivo de diminuir o tamanho das bolhas de ar e melhorar a estrutura/estabilidade da fase espuma.

3.2.1. Descrição e caracterização da usina de flotação de ouro da planta San José.

3.2.1.1. Análise do fluxograma geral.

A planta San José, situada a 15 km da cidade de Copiapó-Chile, é uma das usinas que pertencem à Companhia Exploradora de Minas San Andrés.

O beneficiamento dos minérios de cobre, ouro e prata começa com a redução de tamanho do material até 6,35 cm. Este produto é alimentado em dois moinhos de 2,1 x 2,7 m que trabalham em circuito fechado com um conjunto de hidrociclones. O "overflow" dos hidrociclones tem uma granulometria de 60% abaixo de 74 μm , que alimenta diretamente um condicionador onde são adicionados os reagentes. A polpa foi condicionada com os reagentes SF-114 (isobutil xantato de sódio); SF-623 (etil secbutil ditiofosfato de sódio); SF-554 (di-isobutil ditiofosfato de sódio); DF-250 (éter metil glicol propileno); MIBC (metil isobutil carbinol); NaSH (hidrogênio sulfeto de sódio) e Penflot-3 (dodecil mercaptano).

A etapa de flotação "rougher" é composta por oito células Denver de 2,8 m³ de capacidade. Os concentrados obtidos nesta etapa são misturados e alimentados ao circuito "cleaner", que consiste em quatro células de 1,4 m³ de capacidade. O rejeito da etapa "rougher" é tratado em três bancos de células até obter-se o rejeito final da planta.

Na Figura 3.5 é apresentado o circuito de flotação de ouro, cobre e prata, com os teores médios de alimentação, concentrado e rejeito da planta San José.

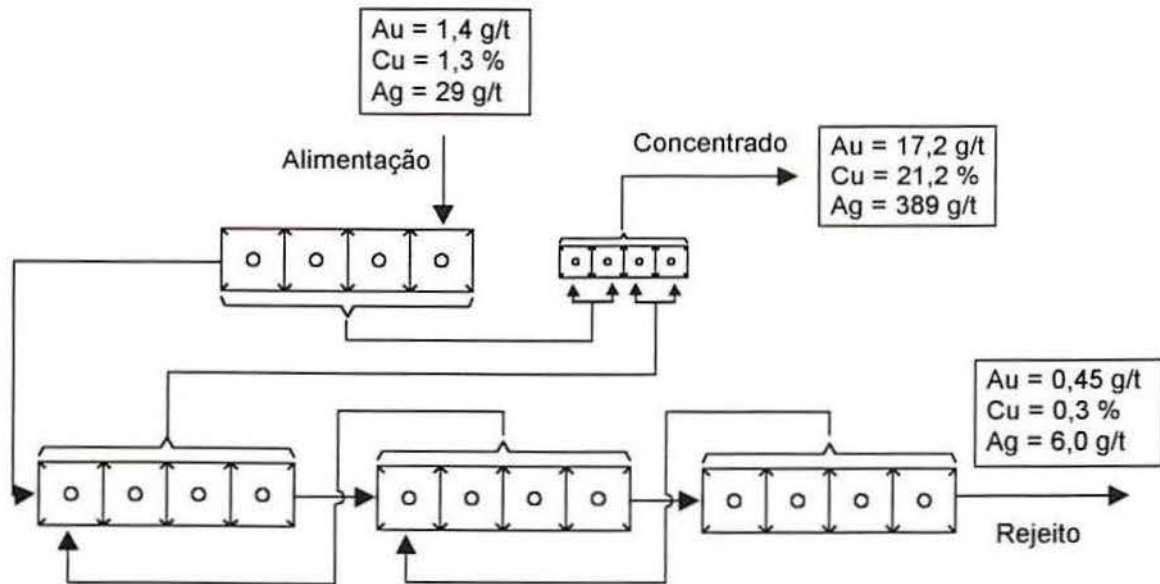


Figura 3.5. Circuito de flotação da planta San José.

3.2.1.2. Caracterização da planta de flotação.

Da mesma forma que na planta anterior foram feitas caracterizações químicas, granulométricas e mineralógicas do circuito de flotação. Foi feita uma amostragem sistemática de cada banco de flotação, tanto da alimentação, como do concentrado e rejeito de cada célula do circuito. Esta amostragem foi realizada durante um turno (oito horas) e as amostras de polpa obtidas foram pesadas, filtradas, secadas, desagregadas e quarteadas

O concentrado obtido neste circuito continha 21% de cobre, 17 g/t de ouro e 390 g/t de prata, com recuperações da ordem de 85% para cobre, 65% para ouro e 64% para prata.

3.2.2. Estudos em escala de bancada.

3.2.2.1. CAI e flotação de partículas de ouro com amostras de rejeito.

A amostra de ouro empregada nos estudos de condicionamento em alta intensidade e flotação transportadora foi um rejeito da usina San José, localizada na região de Atacama, Copiapó - Chile.

A composição química média deste rejeito é mostrada na Tabela 3.3. É importante destacar o baixo teor de ouro no rejeito.

Tabela 3.3. Análise química do rejeito de ouro.

Au (g/t)	Cu _{Total} (%)	Ag (g/t)	Fe _{Total} (%)	SiO ₂ (%)
0,15	0,25	9,0	3,8	78,6

A caracterização mineralógica do rejeito da planta San José indicou a presença de calcopirita, calcosita, bornita, covelita, malaquita, calcita, magnetita, hematita, feldspatos e sericita. O ouro se apresentava no estado nativo, com uma cor amarelo claro brilhante e com formas irregulares. As escassas partículas observadas na amostra estavam liberadas.

A amostra para os ensaios de condicionamento turbulento foi obtida na calha de rejeito da planta em um período de 12 horas de amostragem. As amostras de polpa foram filtradas, lavadas, secadas, pesadas, desagregadas e quarteadas para obterem-se frações de 908 gramas, com uma porcentagem de sólidos na célula de 32%.

A Tabela 3.4 e a Figura 3.6 apresentam a caracterização granulométrica e a distribuição de ouro do rejeito para a amostra usada nos ensaios de condicionamento em alta intensidade e flotação.

Nos ensaios de flotação em branco ou com condicionamento em alta intensidade a amostra foi condicionada com 20 % da dosagem de reagente inicial, que corresponde a 42 g/t de SF-114; SF-623; SF-554; DF-250; MIBC; NaSH e Penflot-3.

Tabela 3.4. Distribuição granulométrica e metalúrgica da amostra de ouro do rejeito.

Abertura da Peneira (μm)	Peso (g)	Retido (%)	Teor Ouro (g/t)	Ouro (%)
+74	84,1	41,8	0,50	47,8
-74 + 53	19,2	9,5	0,50	10,9
-53 + 44	8,0	4,0	0,40	3,6
-44 + 37	5,9	2,9	0,60	4,0
-37	84,2	41,8	0,35	33,7

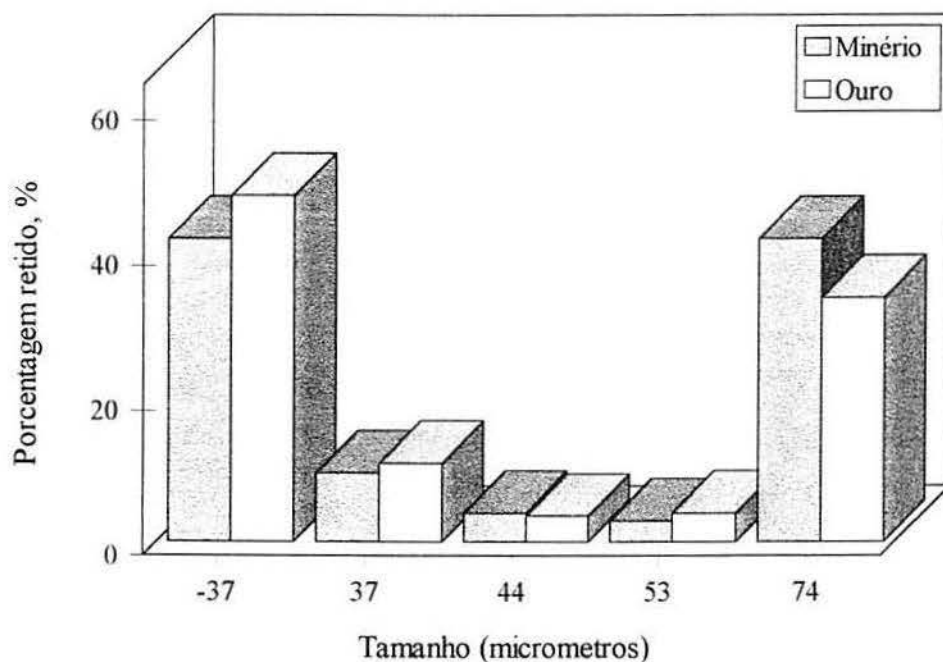


Figura 3.6. Distribuição granulométrica e do ouro contido no rejeito.

Os ensaios de condicionamento em alta intensidade e flotação transportadora foram realizados em um tanque projetado para 2,5 L com quatro defletores de 20 cm de largura e 30 cm de altura. A energia transferida pelo motor do agitador à polpa foi medida, conforme anteriormente dito, com uma velocidade constante de 1400 rpm. Uma vez condicionada, a polpa foi transferida à mesma célula empregada nos ensaios com minério. Na Figura 3.7 apresenta-se o sistema de CAI utilizado nos ensaios em escala de bancada e nível piloto com os rejeitos da Planta San José.

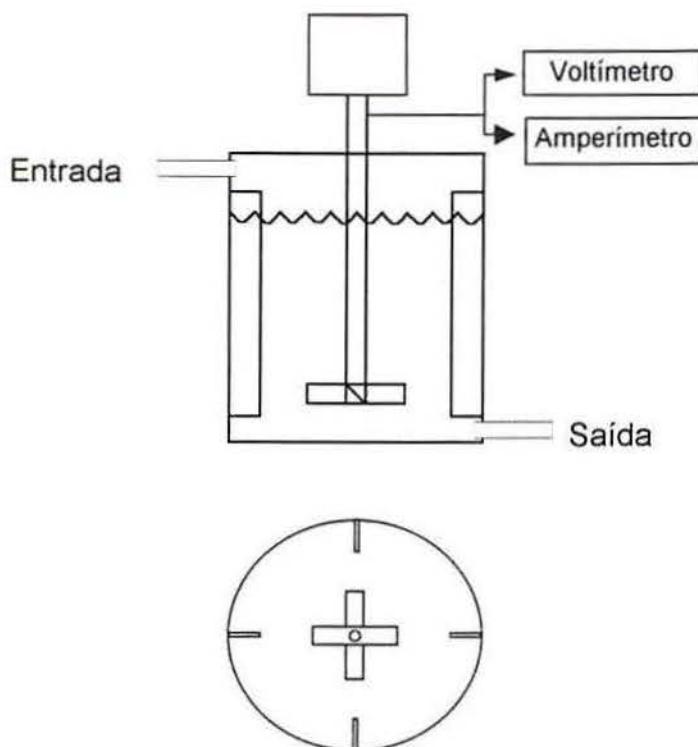


Figura 3.7. Sistema CAI usado em escala de bancada e piloto.

A metodologia empregada nos ensaios de condicionamento em alta intensidade e flotação, como também a coleta e preparação da amostra, foi a mesma descrita anteriormente. O tempo total de flotação foi de 10 minutos, com adição parcial de água à célula, para o controle do nível da mesma. O concentrado foi removido em tempos pré-fixados, a cada 15 segundos.

3.2.3. Estudos de flotação em nível piloto (“in situ”).

As amostras de rejeito usadas na coluna para os ensaios de flotação foram descarregadas em um tanque de 100 L de capacidade e mantidas em suspensão por um agitador. A partir do condicionador a polpa foi alimentada diretamente à coluna através de uma bomba peristáltica que succiona a polpa do tanque. Da mesma forma que na alimentação, a vazão de rejeito foi controlada por uma bomba peristáltica.

A C3P em escala piloto foi a mesma usada nos ensaios de flotação da planta M. A. Matta. O nível do tanque de alimentação foi sempre mantido constante através de reposição contínua de polpa.

A coleta dos concentrados iniciou-se após a planta piloto entrar em regime constante, ou seja, quando a interface polpa-espuma permanecia estável. A coleta foi realizada durante um período de 40 minutos.

As amostras foram coletadas de forma simultânea para os fluxos de concentrados, drenados e rejeitos. A amostra de alimentação foi tomada no início e no final do ensaio. As densidades de polpa foram medidas utilizando-se uma balança Marcy e foram conferidas com os pesos de polpa e dos sólidos secos.

As amostras coletadas em cada ensaio de flotação (concentrados, drenados, rejeito e alimentação) foram pesadas, filtradas, secadas e pesadas para obter-se o peso seco. Após foram quarteadas e preparadas para análise química de ouro.

3.2.3.1. Flotação de partículas de ouro em CC com amostra de rejeito.

A CC em escala piloto utilizada nos testes de flotação com rejeito da planta foi instalada na usina San José, suportada em uma estrutura retangular de ferro de 12,7 cm espessura, 1,2 m de largura e 7 m de altura. Esta célula foi construída de tubos de vidro de 5 cm de diâmetro interno com módulos unidos por flanges atingindo uma altura de 6,0 m. Os ensaios de flotação na CC foram feitos empregando-se os valores das variáveis de operação apresentada na Tabela 3.5.

Tabela 3.5. Variáveis de operação usadas na CC para a flotação de partículas de ouro da usina San José.

Velocidades superficiais (cm/s)	
Ar	0,91 - 0,99 - 1,23 - 1,56
Água I	0,29 - 0,33 - 0,37 - 0,41
Alimentação	0,63 - 0,87 - 0,91 - 1,24

3.2.3.2. Flotação de partículas de ouro em C3P com amostras de rejeito.

As amostras de polpa da planta San José que foram usadas nos ensaios de flotação na coluna de três produtos em nível piloto foram coletadas na calha do

rejeito final da planta. As características químicas, mineralógicas e granulométricas da polpa de rejeito foram apresentadas anteriormente (3.3. e 3.4.).

As variáveis de operação usadas nos ensaios com a coluna de três produtos foram as mesmas da coluna reta, acrescidas da variação da velocidade superficial da água de lavagem II e drenado, cujos valores foram 0,10; 0,15; 0,20 e 0,25 cm/s.

3.2.3.3. CAI e flotação de partículas de ouro em C3P com amostras de rejeito.

Com o objetivo de comparar a performance do condicionamento turbulento e da flotação foram realizados ensaios empregando os mesmos valores das variáveis de operação tanto na C3P bem como na CC.

A polpa de rejeito empregada nos ensaios de condicionamento turbulento e flotação na C3P foi extraída diretamente da tubulação que leva o rejeito à bacia e foi armazenada em um tanque de polpa de 100 L de capacidade. Com a utilização de uma bomba peristáltica, a polpa foi transferida ao tanque de condicionamento turbulento (2,0 kWh/m³ de polpa, determinada em escala de bancada). Esta polpa foi alimentada diretamente à coluna através de uma bomba peristáltica com uma velocidade superficial de alimentação de 0,95 cm/s.

O tanque de condicionamento em alta intensidade, provido de quatro defletores, foi projetado para obter-se um volume útil de 2,5 L de polpa. Para a obtenção do grau de turbulência foi utilizado um agitador com velocidade de 1400 rpm.

Depois de um tempo adequado para o sistema (condicionamento turbulento e C3P) entrar em regime constante, foram realizadas coletas de amostras de concentrado, drenado, rejeito e alimentação simultaneamente durante dois minutos. Após um período de 15 minutos repetiu-se o processo de amostragem. O tempo total de coleta de amostra foi de 60 minutos.

Nos ensaios de condicionamento turbulento com a amostra de rejeito, a polpa foi condicionada somente com os reagentes residuais que ela continha. As variáveis de desenho da coluna foram mantidas constantes em todos os ensaios. Da mesma forma, o fluxo de rejeito foi regulado para manter uma interface polpa/espuma constante e um bias positivo.

A Figura 3.8 mostra a disposição dos equipamentos utilizados nos estudos de condicionamento em alta intensidade e flotação de rejeito em escala piloto.

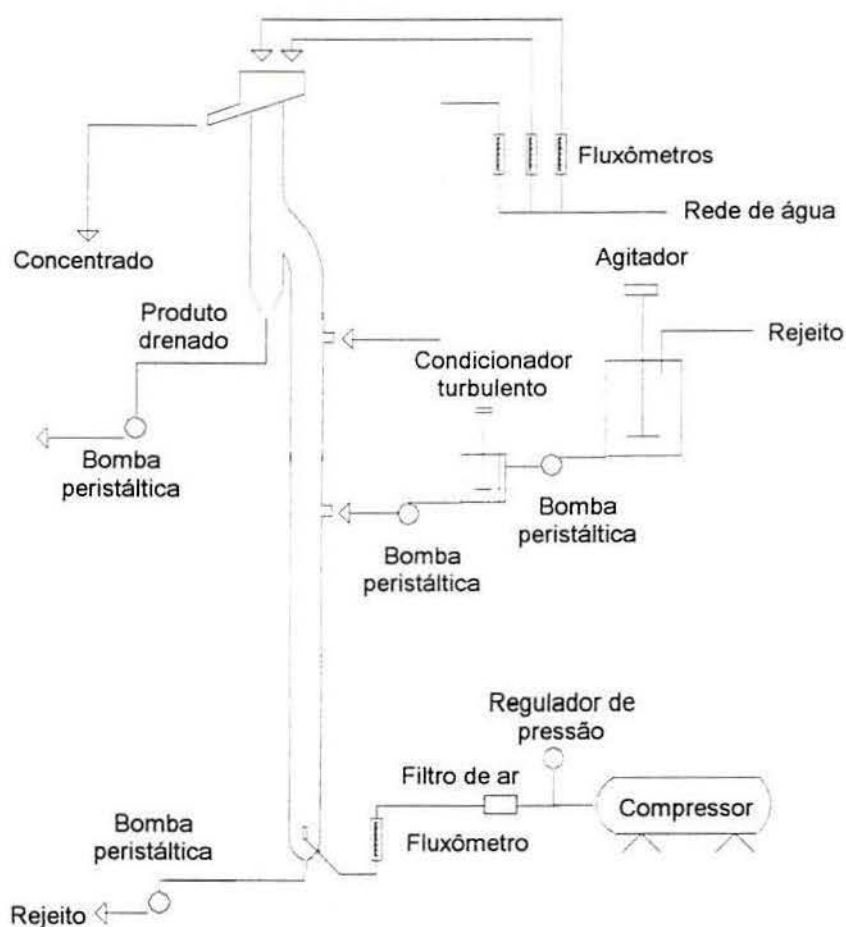


Figura 3.8. Disposição de equipamentos utilizados no CAI e flotação em C3P.

A metodologia da preparação das amostras de polpa foi a mesma descrita anteriormente. O teor de ouro na alimentação para os ensaios variou entre 0,20 e 0,23 g/t, o de cobre entre 0,10 e 0,15%, a concentração de sólidos entre 28% e 34% em peso.

4. RESULTADOS E DISCUSSÃO

4.1. Estudos realizados na Planta M. A. Matta

4.1.1. Diagnóstico operacional da planta

Como a planta M. A. Matta compra minérios de ouro e prata de pequenos a médios mineradores da região, há uma grande variação de parâmetros da alimentação tais como o teor, o tamanho e a forma das partículas de ouro, o grau de liberação da espécie de valor, as associações e minerais formadores de rochas.

Em função disto, as condições da alimentação no circuito de flotação não são constantes, produzindo baixas recuperações de ouro e prata no circuito e concentrados com baixos teores.

Com o objetivo de avaliar metalurgicamente o circuito de flotação, foi realizada uma caracterização dos produtos de cada banco do circuito, para um diagnóstico quantitativo das causas que contribuem para a obtenção de baixos teores nos concentrados e baixas recuperações.

A Tabela 4.1 mostra as análise química das amostras de alimentação e rejeito do circuito de flotação de ouro da planta M. A. Matta por faixa granulométrica.

Tabela 4.1. Análise química de ouro por faixa granulométrica da planta M. A. Matta.

Abertura da Peneira (μm)	Alimentação Au (g/t)	Rejeito Au (g/t)
+74	3,6	1,0
-74 + 53	3,5	0,7
-53 + 44	4,0	1,1
-44 + 37	4,0	0,9
-37	3,6	1,2

Na Tabela 4.2 apresentam-se os resultados obtidos na determinação da distribuição granulométrica das amostras de alimentação e rejeito do circuito da flotação da planta M. A. Matta.

Tabela 4.2. Distribuição granulométrica da alimentação "rougher" e rejeito da planta M. A. Matta.

Abertura da Peneira (μm)	Alimentação		Rejeito	
	Peso (g)	Retido (%)	Peso (g)	Retido (%)
+ 74	79,1	15,8	104,5	21,1
- 74 + 53	51,7	10,3	57,8	11,7
- 53 + 44	29,9	6,0	31,6	6,4
- 44 + 37	16,0	3,2	19,4	3,9
-37	323,3	64,7	282,0	56,9

Com o objetivo de conhecer as recuperações e as frações mássicas de cada uma das células do circuito de flotação em condições reais de operação, os diferentes teores de ouro, cobre e prata obtidos na amostragem foram processados em um programa de computação de balanço de massas (MATBAL 5), do Canadá Center for Mineral and Energy Technology (CANMET). Os resultados fornecidos pelo programa são apresentados na Tabela 4.3.

A recuperação na planta varia aproximadamente entre 40 e 60% com teores entre 50 e 90 g/t de ouro. As maiores perdas de ouro ocorrem nas frações finas (< 37 μm), representando 63% do ouro contido no rejeito e nas frações grossas (> 74 μm), correspondendo a 20%.

Com o auxílio da caracterização química e mineralógica de cada banco, pode-se também observar que nas duas primeiras células da etapa "rougher" as partículas de ouro recuperadas tinham forma aproximadamente esférica, com tamanho entre 30 e 60 μm . As partículas estavam liberadas e o concentrado apresentava teores da ordem de 100 g/t. As partículas de ouro finas e na forma lamelar foram recuperadas nas últimas células do banco "rougher", obtendo-se concentrados com teores de 7,2 g/t.

Tabela 4.3. Balanço de materiais realizado pelo MATBAL 5.

Descrição	Fluxo (t/d)	Recuperação (%)	Teor de ouro (g/t)
Alimentação fresca	170,00	100,00	2,64
Alimentação composta	175,58	104,37	2,67
Rejeito I	174,58	84,06	2,16
Rejeito II	173,58	71,43	1,85
Rejeito III	169,10	55,11	1,46
Rejeito final	166,94	52,17	1,40
Concentrado I	0,99	20,31	92,43
Concentrado II	1,17	12,63	12,63
Concentrado III	4,47	16,32	16,37
Concentrado IV	2,17	2,94	6,08
Concentrado "rougher"	8,80	52,20	26,62
Rejeito "cleaner"	5,74	4,37	4,31
Concentrado final	3,06	47,83	70,04

Os concentrados obtidos nas primeiras células do banco "rougher" podem ser retirados do circuito como um concentrado final, já que têm o mesmo teor do concentrado obtido pela planta. Desta forma, pode-se aumentar a capacidade da etapa "cleaner" da planta.

Também, no diagnóstico da planta, pôde-se observar que o espumante óleo de pinho produzia uma espuma pouco estável, rompendo-se dentro da célula de flotação, diminuindo a recuperação de ouro.

4.1.2. Estudos em escala de bancada.

4.1.2.1. CAI e flotação de partículas de ouro com amostras de minério.

As Figuras 4.1 e 4.2 mostram os resultados de testes cinéticos (recuperação acumulada de ouro em função do tempo de flotação) com e sem condicionamento em alta intensidade prévio. Neste último caso, a recuperação de ouro foi de 52,7%, com um teor de 52,6 g/t de ouro. Tais valores subiram para 65,9 % de recuperação e 79,7 g/t de ouro quando a energia transferida durante o condicionamento foi de 3,0 kWh/ m³ de polpa (melhores valores).

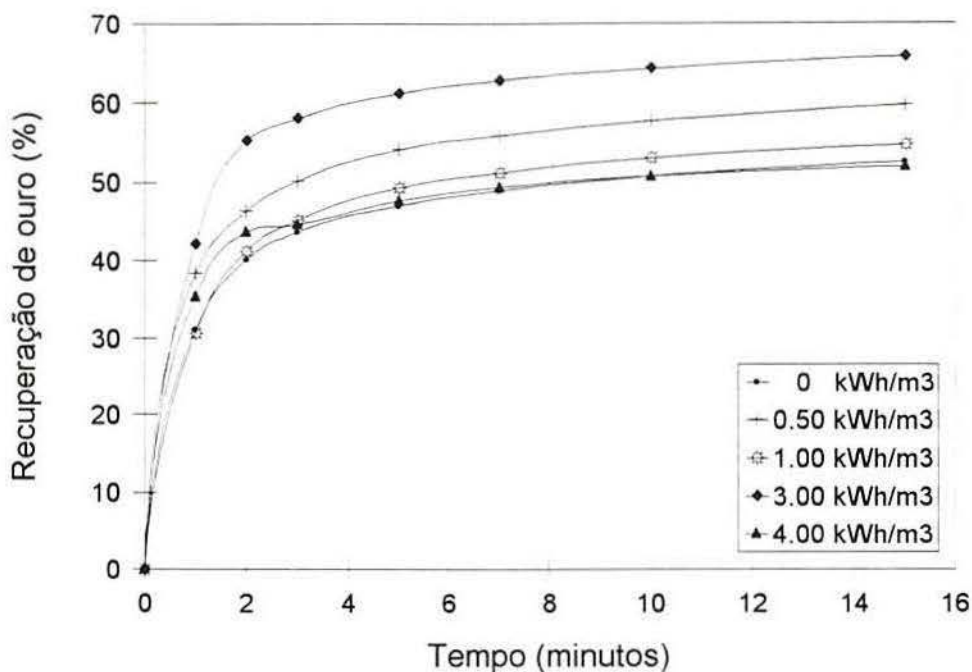


Figura 4.1. Cinética de flotação de ouro. Efeito da energia transferida na etapa de CAI. Espumante: óleo de pinho.

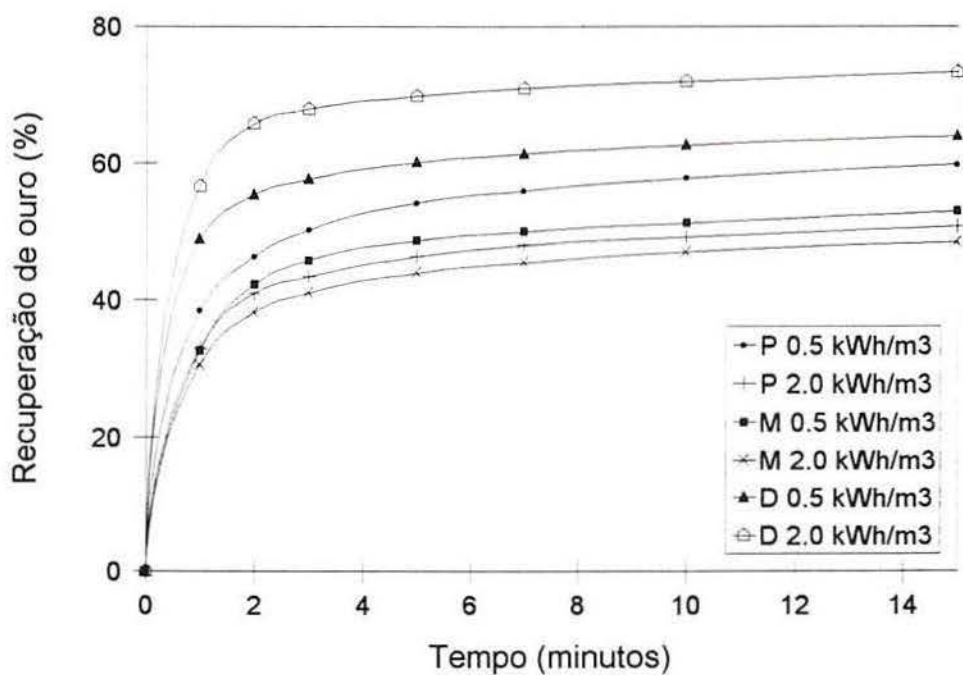


Figura 4.2. Cinética de flotação de ouro. Efeito da energia transferida no CAI e influência do tipo e concentração de espumante. P= óleo de pinho; M = metal isobutil carbinol e D = Dowfroth 250

A análise microscópica do concentrado mostrou que sem condicionamento em alta intensidade as partículas grosseiras são as primeiras em serem coletadas, seguidas pelas de tamanho médio e, por último, as finas. Com o CAI, as partículas grosseiras e pequenas são coletadas nos primeiros minutos, com velocidade 7 vezes maior. Esses resultados dependem do grau de condicionamento e do tipo de espumante empregado.

A Figura 4.3 mostra dois máximos de recuperação em função da energia transferida durante o CAI. Esses resultados são explicados através da agregação e desagregação das partículas finas com intermediárias ou grossas ou entre si.

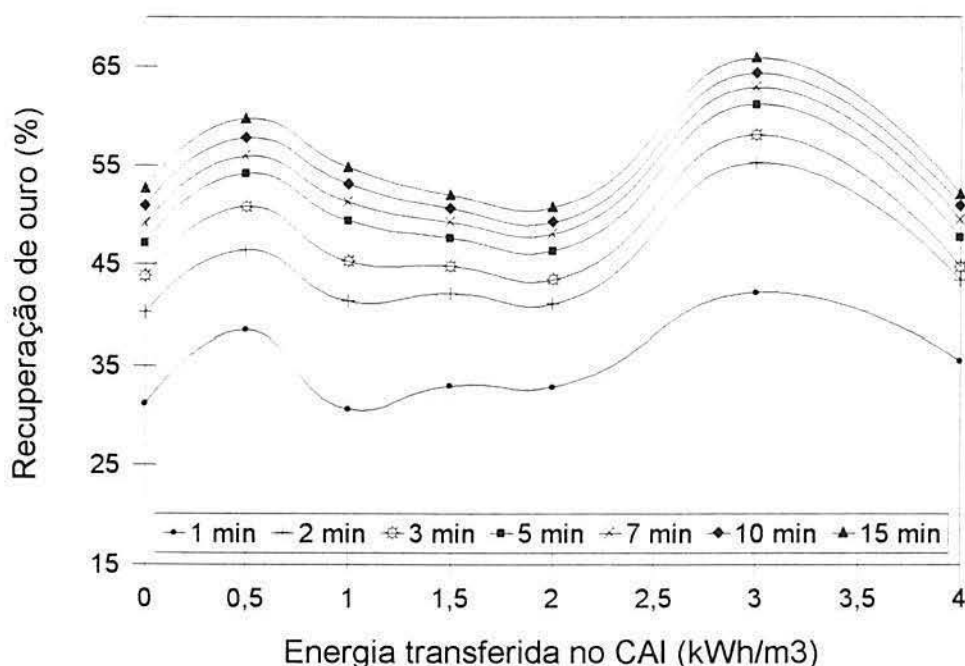


Figura 4.3. Recuperação por flotação de ouro para vários tempos em função do CAI. Espumante, óleo de pinho.

O primeiro pico corresponde à flotação de agregados de partículas finas de ouro com pirita ou com partículas de ouro de tamanho médio (revelados por microfotografias). O segundo, corresponde à formação de agregados entre as próprias partículas ultrafinas. A recuperação global no segundo pico foi maior devido à taxa de concentração de partículas ultrafinas/médias ser elevada (56/30).

Os resultados mostram a importância da etapa de condicionamento em alta intensidade pois esta incrementa a interação partícula-partícula de valor para a

formação de agregados mediante forças hidrofóbicas. A magnitude do efeito depende da distribuição do tamanho de partícula de ouro, da hidrofobicidade e da energia transferida à polpa (Hu et al., 1988; Warren, 1985; Bulatovic e Salter, 1989; Subrahmanyam and Fossberg, 1990; Rubio e Hoberg, 1993; Engel et al., 1997).

A maior cinética de flotação observada no minério da usina da Planta M. A. Matta foi reportada em outros sistemas minerais por Stassen, (1991) e, mais recentemente, por Small et al., (1997) para determinados intervalos de energia transferida à polpa. Os parâmetros cinéticos medidos em sistemas com CAI apresentam sempre valores máximos. A partir deste ponto, a diminuição da recuperação é devida a problemas como a dessorção de coletor da superfície das partículas.

Warren (1975) reportou que a agregação de partículas finas com grossas é 10^3 a 10^4 vezes mais provável que a agregação entre partículas finas. Tal probabilidade é modificada com o CAI tendo em vista que a magnitude deste efeito depende muito da distribuição de tamanho das partículas de valor, de sua hidrofobicidade e da energia transferida no CAI (Chia and Somasundaram, 1983; Hu et al., 1988; Smith and Warren, 1989; Bulatovic and Salter, 1989; Subrahmanyam and Fossberg, 1990; Rubio and Hoberg, 1993).

A formação de agregados entre partículas grossas pode ocorrer, apesar de que estes sejam pouco estáveis, mais sujeitos ao rompimento por cisalhamento durante o processo de agitação. Além disso, esses agregados não seriam recuperados nas demais unidades de flotação em função do tamanho e de a densidade (Subrahmanyam e Fossberg, 1990).

A interação bolha-partícula pode ser explicada em termos de probabilidade de adesão e desadesão. Partículas grossas colidem com suficiente energia com partículas finas produzindo a adesão. As partículas finas, por sua alta energia superficial, aderem-se melhor à superfície de partículas grossas em pequenos tempos de CAI. Isto ocorre de forma similar ao fenômeno de "slimes-coating", onde as partículas grossas funcionam como "carrier" (Warren, 1975). Para tempos mais longos de CAI, as partículas finas aderidas às grossas são desagregadas devido às altas forças de cisalhamento que atuam na superfície de contato. Finalmente, para energia mais alta transferida à polpa, as próprias partículas finas agregam-se. Esse

fato é conseqüência da necessidade de superar a barreira energética existente entre elas (repulsão eletrostática) que dificulta a aproximação e colisão das mesmas (Warren, 1985).

Este comportamento é apoiado pelos valores de recuperação real (Figura 4.4.), que segue a mesma tendência dos valores de recuperação total, e pelo grau de arraste hidrodinâmico (Figura 4.5.), que é menor quando as partículas finas se agregam e flotam (Rosa, 1997).

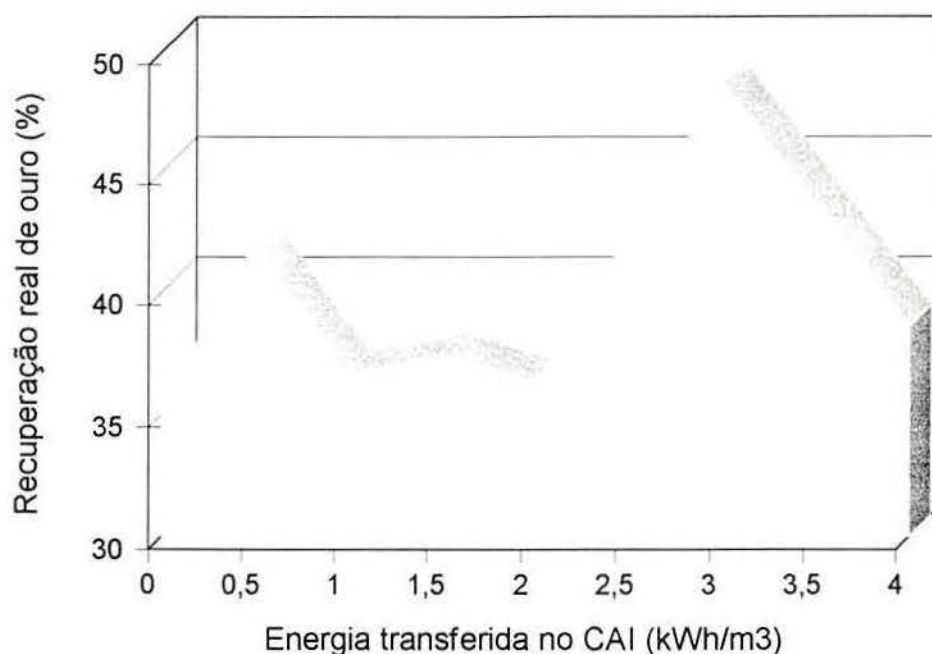


Figura 4.4. Flotação de partículas de ouro. Efeito da energia transferida no CAI na recuperação real de ouro.

A Figura 4.6 apresenta curvas de recuperação acumulada versus teor acumulados de ouro. Fazendo-se uma análise destas curvas é possível determinar a relação ótima entre teor e recuperação, em função do condicionamento em alta intensidade. Observa-se, por exemplo, que para uma recuperação de 50% o teor de ouro dos concentrados aumenta de 70 para 140 e 260 g/t, quando a energia transferida varia de 0 para 0,5 e 3 kWh/m³ de polpa, respectivamente. Da mesma forma, se o teor do concentrado a ser obtido for de 200 g/t, as recuperações aumentam de 34 para 43 e 58 % em função da mesma variação de energia transferida à polpa. Resultados similares para sulfeto de níquel são reportados por Engel et al., (1997).

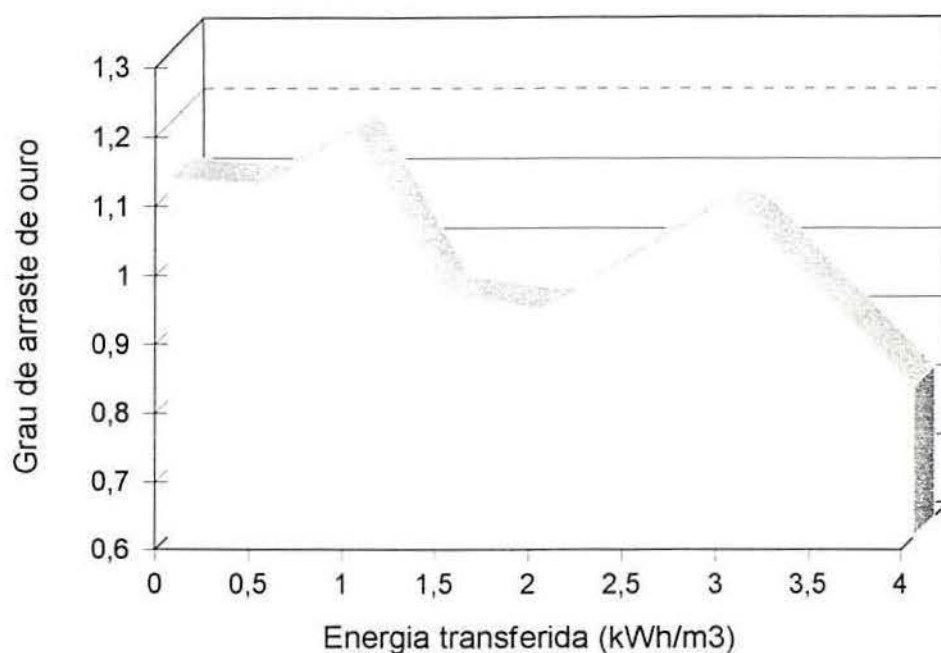


Figura 4.5. Flotação de partículas de ouro. Efeito da energia transferida no CAI no arraste hidrodinâmico das partículas de ouro.

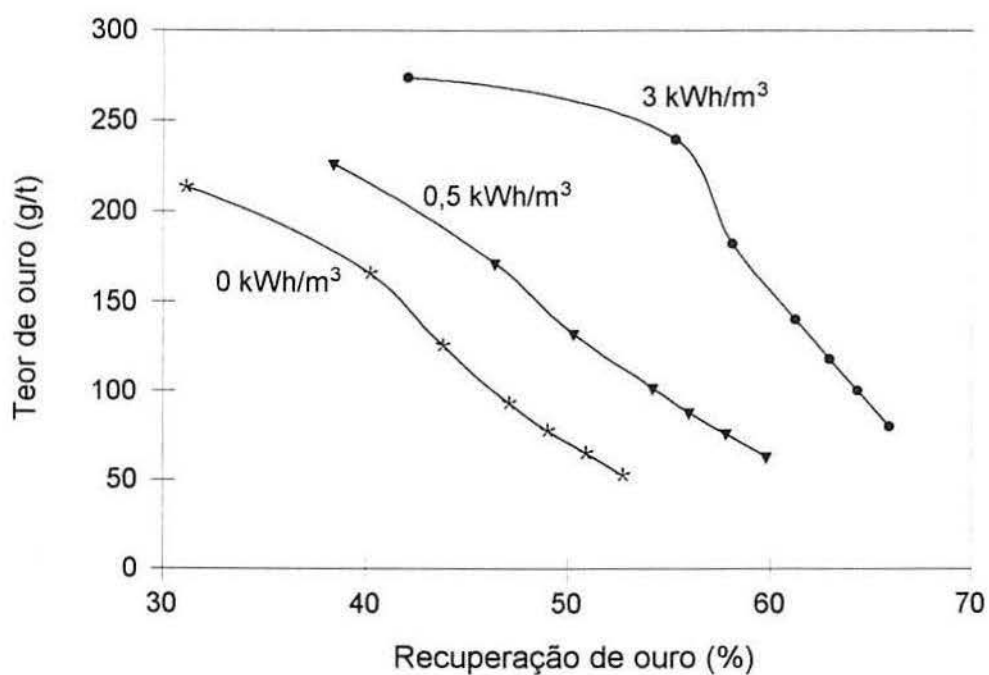


Figura 4.6. Flotação de partículas de ouro. Curvas recuperação acumulada - Teor de ouro em função da energia transferida no CAI.

Na etapa de CAI ocorrem, pelo menos, dois processos: a agregação entre partículas finas e grossas ou intermediárias e a adesão das partículas finas entre si pelo processo de floculação (agregação) por cisalhamento ("shear flocculation"), como mostra a Figura 4.7. Na primeira situação, a recuperação das frações finas ocorre por flotação transportadora (com outras partículas minerais) ou auto-transportadora e, no segundo caso, unicamente por flotação autotransportadora (Warren, 1975).

No processo de CAI podem ocorrer ainda os seguintes mecanismos: limpeza superficial das partículas de valor das partículas da ganga fina, aumentando a seletividade. A possível remoção de produtos de oxidação superficial nas partículas de valor e a agregação seletiva dos finos e ultrafinos das partículas de valor, aumenta o tamanho e a velocidade de flotação (Engel et al., 1997).

Analisando os resultados obtidos com CAI, foi proposto um modelo para a formação dos agregados. A Figura 4.7 apresenta o modelo de agregação em função da intensidade do CAI. Nesta Figura são consideradas aquelas partículas que possuem um tamanho ótimo para a flotação e partículas finas, que possuem baixa recuperação por flotação. Não são consideradas partículas grandes pois estas não são recuperadas por flotação.

A Figura 4.7 mostra que a formação de agregados entre partículas finas e intermediárias ocorre em um nível de energia transferida relativamente pequeno. Esse máximo corresponde à recuperação de partículas intermediárias e aos agregados entre partículas intermediárias e finas. Com o aumento da energia esses agregados começam a ser destruídos por atrito ou por efeito das forças de cisalhamento.

Aumentando-se a energia transferida na polpa os agregados entre as próprias partículas finas são formados produzindo o segundo máximo, que corresponde à recuperação das partículas intermediárias e dos agregados entre às próprias partículas finas. Esse segundo máximo de recuperação apresenta um valor maior em relação ao primeiro porque as partículas finas não são totalmente agregadas às partículas intermediárias. Incrementando mais o valor da energia, os agregados também começam a ser destruídos pelo atrito ou pelas forças de cisalhamento.

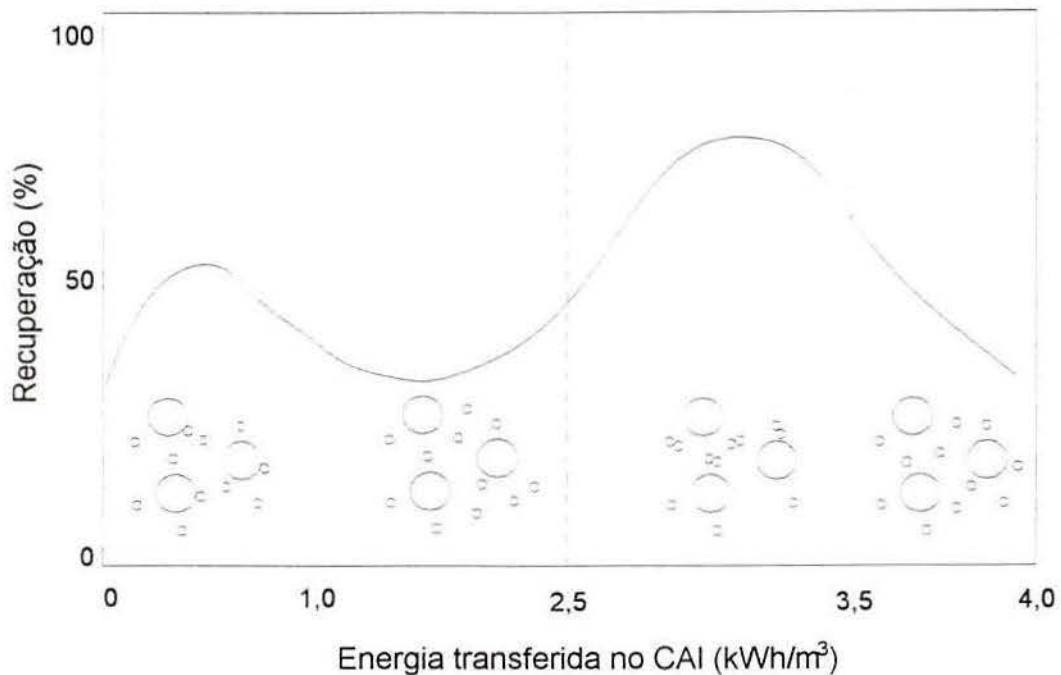


Figura 4.7. Efeito do CAI sobre a recuperação das partículas finas.

Nas Figuras 4.8; 4.9 e 4.10 são mostrados a recuperação real, o teor de ouro e o grau de arraste em função da energia transferida na etapa de CAI na presença de três espumantes estudados. As figuras mostram que, em decorrência da formação de agregados na etapa de CAI, a recuperação real (por interação partícula-bolha) aumenta sensivelmente. Esses resultados são acompanhados pela diminuição do arraste, maior razão de enriquecimento $R(e)$ e alto teor dos concentrados. Os melhores valores foram obtidos com Dowfroth 250 (D), seguidos pelo óleo de pinho (P) e MIBC (M). Isto é explicado pelo fato de que, com o Dowfroth, a espuma formada foi mais estável, uniforme e de boa estrutura. Bulatovic e Salter, (1989) afirmam que o CAI com coletores e espumantes adequados melhora significativamente tanto a recuperação como a seletividade das partículas sulfetadas finas.

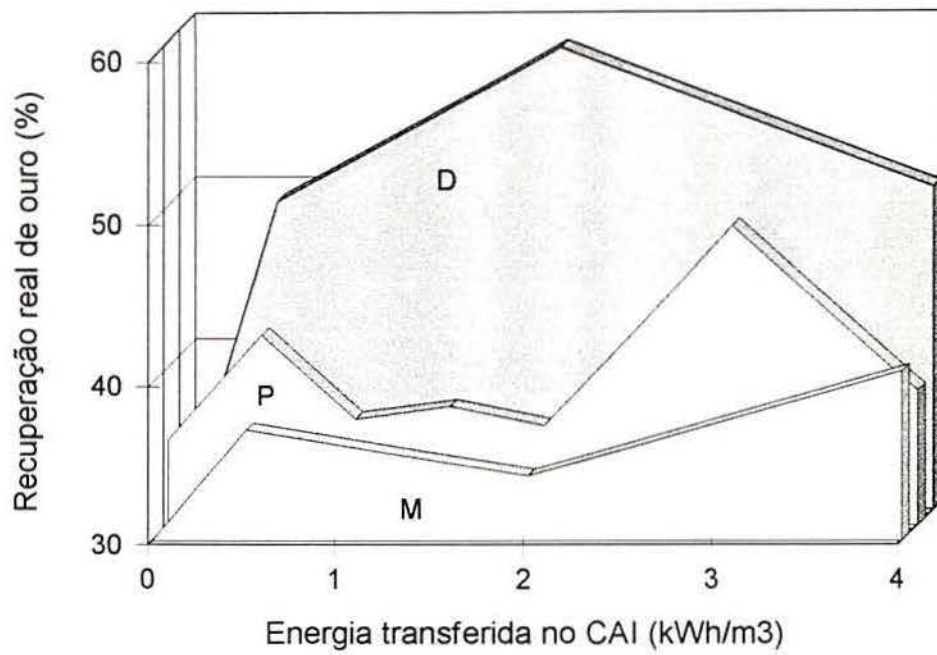


Figura 4.8. Efeito do CAI na flotação real de partículas de ouro para vários espumantes.

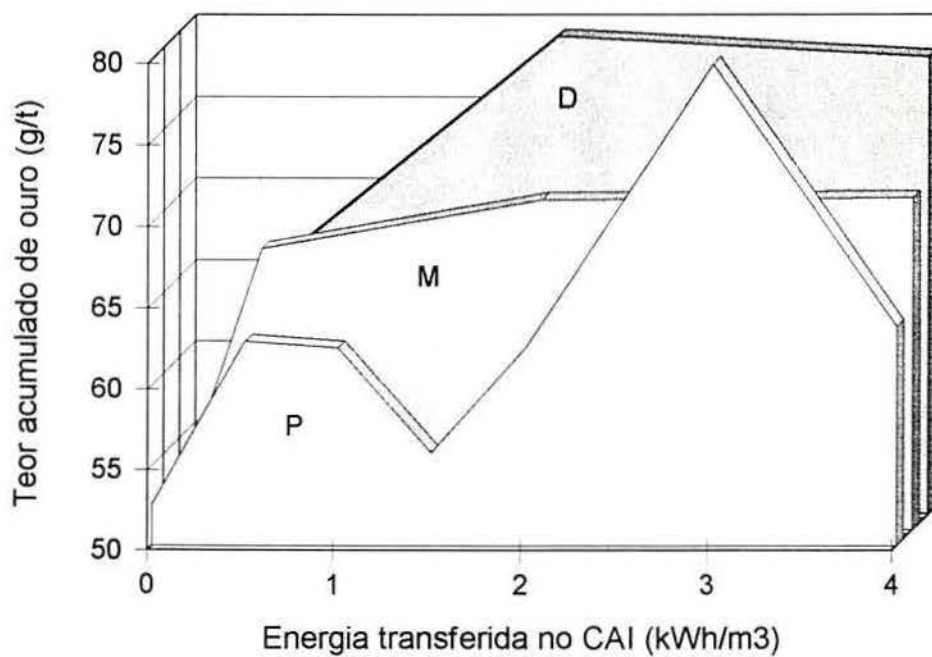


Figura 4.9. Influência do CAI no teor de ouro dos concentrados para diferentes espumantes.

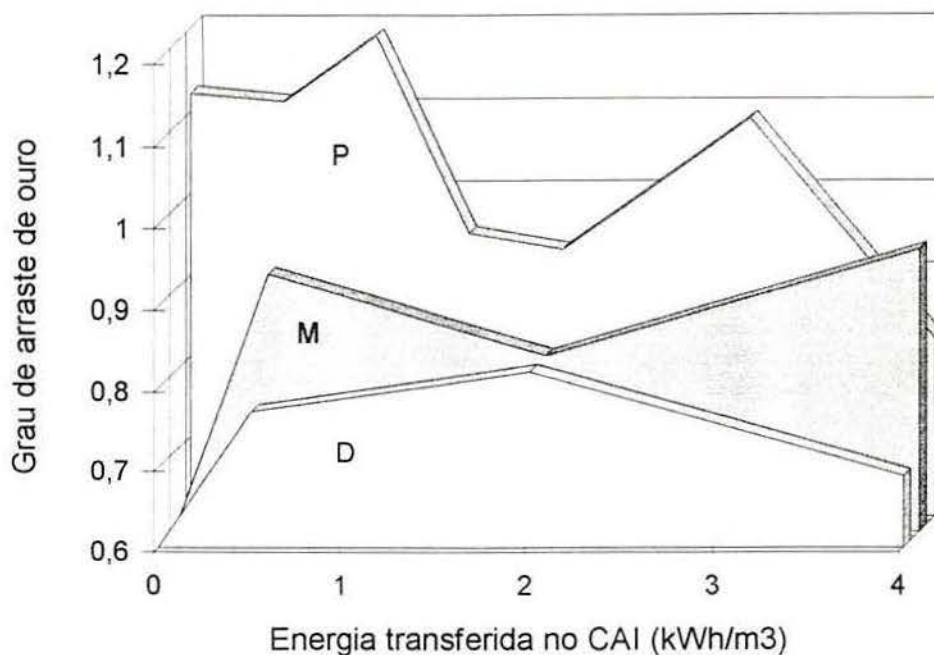


Figura 4.10. Efeito do CAI no grau de arraste de partículas de ouro para diferentes espumantes.

As Figuras também mostram que, entre os espumantes estudados, o Dowfroth produz a mais rápida cinética, a maior recuperação verdadeira, um maior teor de ouro no concentrado e um menor arraste, pelos mesmos motivos.

O teor de ouro das amostras das plantas M. A. Matta e San José utilizadas como alimentação à coluna variou muito, devido a isso foi necessário usar o conceito de razão de enriquecimento. A razão de enriquecimento $R(e)$ é definida como a razão entre o teor do concentrado obtido e o teor de minério alimentado.

$$R(e) = \frac{\text{Teor do concentrado}}{\text{Teor da alimentação}}$$

4.1.2.2. Flotação de partículas de ouro em CC e C3P com amostras de alimentação "rougher".

A Figura 4.11 mostra resultados comparativos entre a coluna convencional e a C3P em escala de laboratório para amostras de alimentação ao circuito de flotação "rougher" de ouro descrito anteriormente.

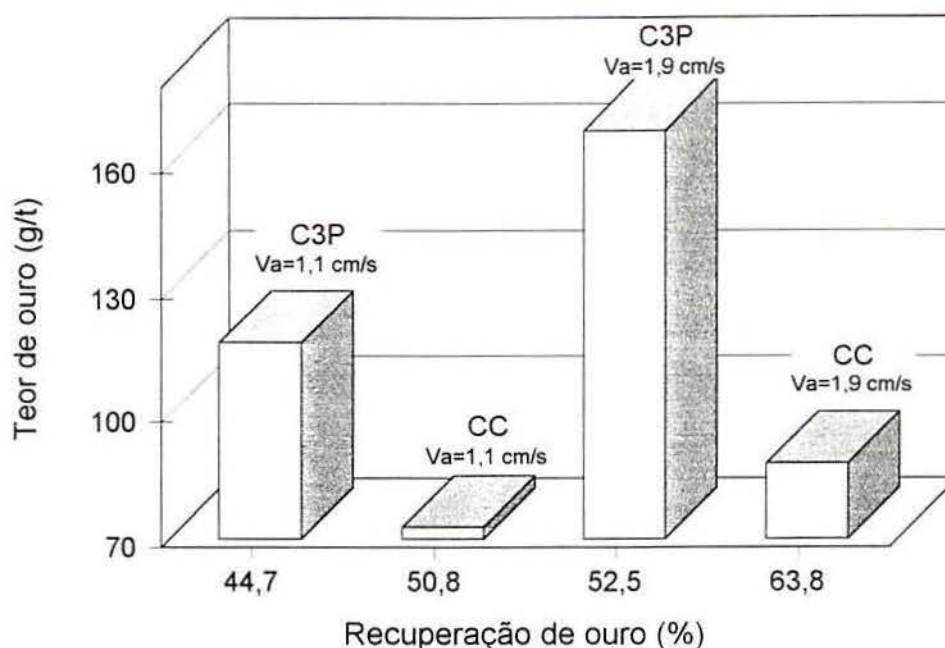


Figura 4.11. Flotação de partículas de ouro em CC e C3P. Teor de ouro versus recuperação em função da velocidade de alimentação (V_a).

A Figura acima mostra que os teores de ouro obtidos no concentrado com a C3P são maiores do que os obtidos na coluna reta. Ainda, com a coluna convencional não são alcançados os teores industriais ("rougher-cleaner") da ordem de 90 g/t. Ainda, aumento da velocidade superficial de alimentação (de 1,1 para 1,9 cm/s) produz um incremento no teor de ouro e na recuperação tanto na CC como na C3P.

Comparando estes resultados, a CC forneceu um menor teor de ouro e uma maior recuperação. A explicação para estes resultados reside no fato que, na coluna reta, o produto drenado da espuma volta à zona de coleção, afetando o "hold-up" e aumentando a viscosidade e a densidade da polpa. Além disso, estas partículas possuem uma probabilidade de retornar à zona de espuma por arraste e contaminar o concentrado (Rubio e Rodriguez, 1992; Santander et al., 1994).

Utilizando a C3P como uma unidade de flotação rápida, "flash flotation", poderia ser recuperado 44,7% do ouro contido, com teores acima dos obtidos na usina. O produto drenado que tem uma recuperação em massa de 0,8% e apresenta teores do ordem da 25 g/t, com uma recuperação aproximada 10%, podem ser remoídos e alimentados nas células "cleaner" da usina. O rejeito da coluna com um teor aproximado de 2,3 g/t pode ser alimentado ao circuito convencional.

4.1.3. Estudos de flotação em nível piloto ("in situ").

4.1.3.1. Flotação de partículas de ouro em C3P com amostras de alimentação "rougher".

O efeito da velocidade de alimentação foi investigado em estudos de flotação na C3P piloto usando a polpa da alimentação da etapa "rougher" da planta M. A. Matta. Os resultados são mostrados nas Figuras 4.12 e 4.13. Pode-se observar que ao se aumentar a velocidade de alimentação da polpa na coluna (até 1,04 cm/s), o teor de ouro no concentrado sobe até um máximo de 75,3 g/t. Entretanto, para maiores velocidades de alimentação a recuperação e o teor de ouro nos concentrados diminuí. Isto pode ser função da maior turbulência na célula e da capacidade limitada das bolhas de ar para transportar as partículas de ouro ao concentrado. A capacidade de carregamento das bolhas é sensível à flutuações da alimentação. Um aumento no teor da alimentação ou na concentração de sólido pode levar a perdas substanciais na recuperação (Finch e Dobby, 1990).

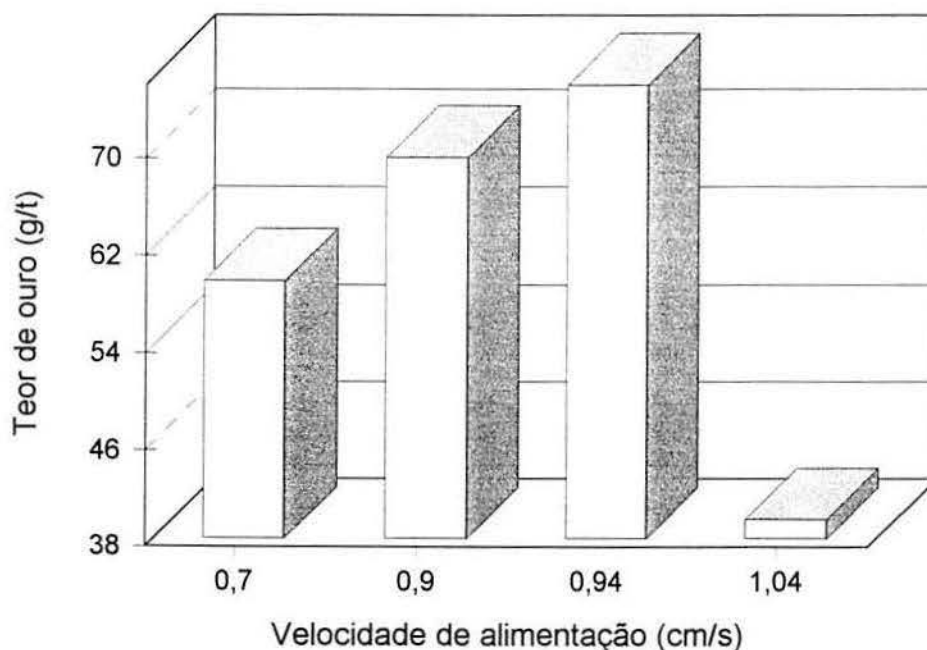


Figura 4.12. Flotação de partículas de ouro em C3P. Efeito da velocidade de alimentação no teor do concentrado.

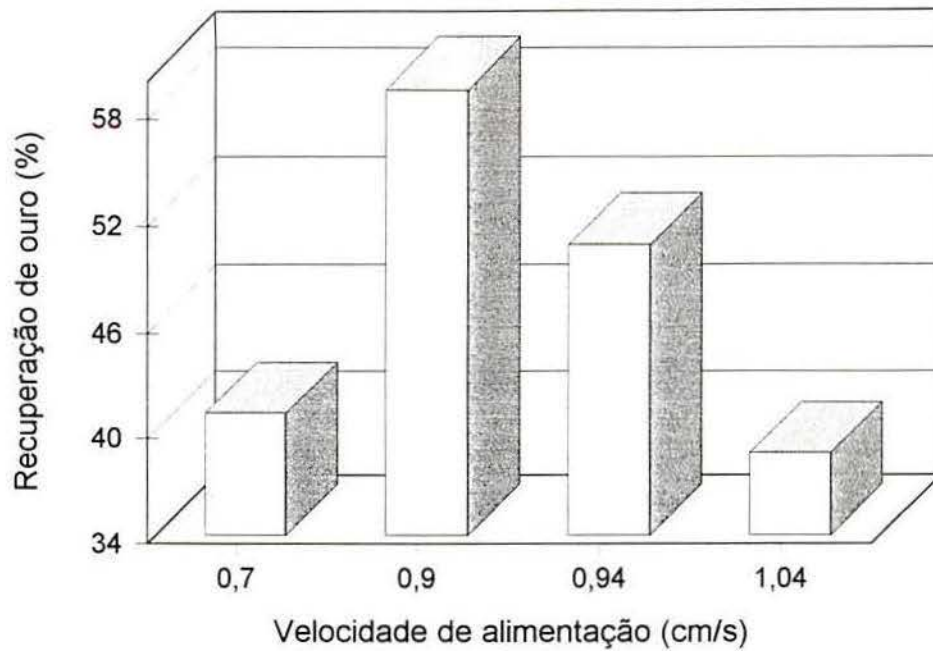


Figura 4.13. Flotação de partículas de ouro em C3P. Efeito da velocidade da alimentação na recuperação de ouro.

A C3P comporta-se como uma coluna de classificação cujo desempenho depende basicamente das características das partículas (hidrofobicidade e tamanho). Assim sendo, as partículas hidrofóbicas e de tamanho médio que têm uma alta velocidade de flotação são transferidas rapidamente ao concentrado resistindo à drenagem. Os “middlings” ou partículas menos hidrofóbicas, dependendo das forças de adesão e tamanho, podem ser drenadas pela água de lavagem I sendo coletadas como material drenado junto com a ganga fina aprisionada ou arrastadas (Rubio e Rodriguez, 1992; Santander et al., 1994; Rubio, 1996).

4.1.3.2. Flotação de partículas de ouro em C3P com amostras de rejeito.

As Figuras 4.14 e 4.15 mostram teor e recuperação de ouro na flotação, em função da velocidade do ar, na C3P piloto com rejeitos de ouro da planta M. A. Matta. As demais variáveis operacionais foram fixadas em valores de velocidades superficiais de: 0,94 cm/s de alimentação; 0,29 cm/s de água de lavagem I; 0,20 cm/s de água de lavagem II e 0,29 cm/s de drenado.

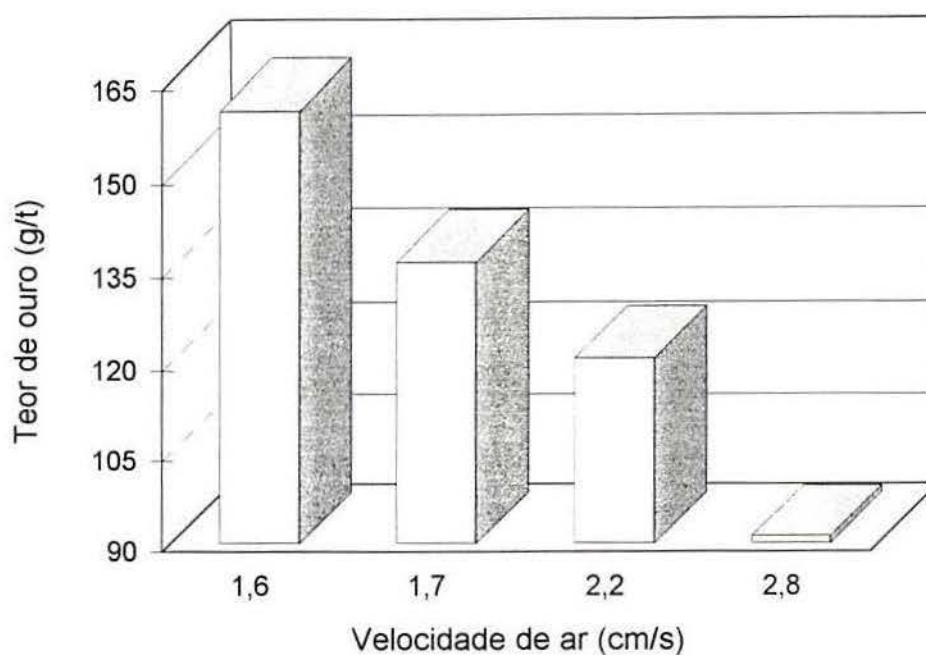


Figura 4.14. Flotação de partículas de ouro em C3P. Efeito da velocidade de ar no teor do concentrado.

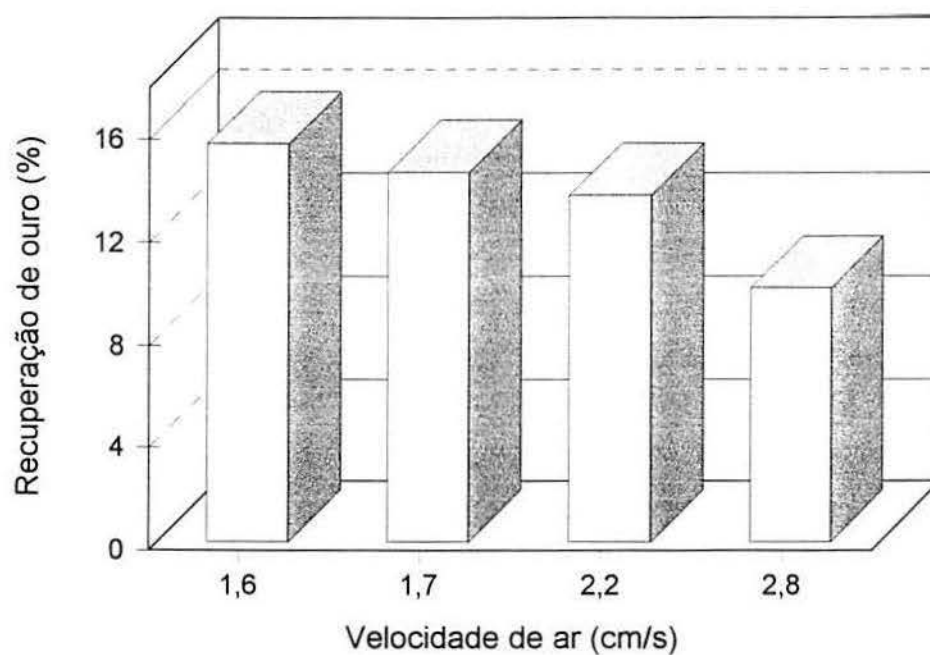


Figura 4.15. Flotação de partículas de ouro em C3P. Efeito da velocidade de ar na recuperação de ouro.

Essas Figuras mostram que com a C3P é possível a recuperação de mais de 15% das perdas de ouro no circuito, inclusive com teores 80% superiores aos obtidos industrialmente. Ao se aumentar a velocidade de ar na coluna de 1,6 para 1,7; 2,2; e 2,8 cm/s, tanto a recuperação como o teor de ouro no concentrado diminuem. Isto pode ser explicado pelo maior grau de turbulência na coluna em decorrência da maior velocidade de ar, o que produz colapso das bolhas e a dispersão das partículas de ouro. Para fluxos maiores que 1,6 cm/s, um alto grau de turbulência foi observado na zona de coleção, produzindo a ruptura do agregado bolha-partícula (Rubio, 1996).

Na coluna convencional não podem ser obtidas altas razões de enriquecimento pela contaminação do concentrado por "middlings" de baixo teor e/ou ganga fina aprisionada ou arrastada (material rejeitado da espuma).

Nas Figuras 4.16 e 4.17 pode-se observar que um incremento na velocidade de alimentação na coluna (de 0,9 para 1,14 e 1,24 cm/s) diminui o teor e a recuperação de ouro no concentrado. Isto ratifica a afirmação de que a C3P tem uma capacidade limitada de velocidade de alimentação, da ordem de 0,9 cm/s. Acima e abaixo deste valor a recuperação e o teor de ouro no concentrado diminuem (Finch e Dobby, 1991). Este valor foi comprovado com os ensaios realizados com polpa da alimentação da etapa "rougher". A velocidade de alimentação de sólidos deve ser controlada para manter-se uma taxa de mineral flotável constante, para que a capacidade de carregamento máximo da coluna não seja excedida.

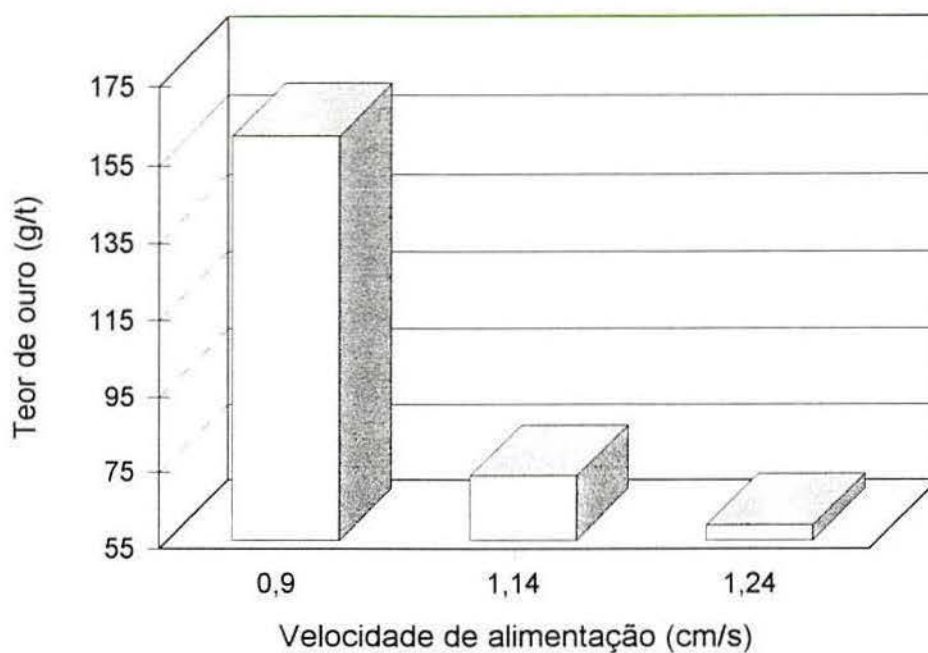


Figura 4.16. Flotação de partículas de ouro em C3P. Efeito da velocidade de alimentação no teor do concentrado.

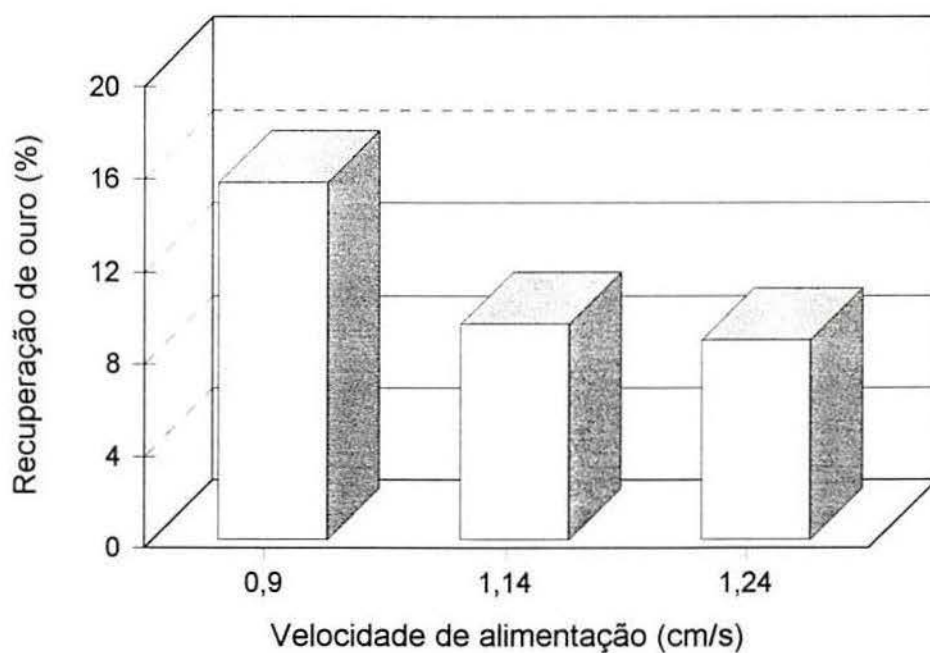


Figura 4.17. Flotação de partículas de ouro em C3P. Efeito da velocidade de alimentação na recuperação de ouro.

4.2. Estudos realizados na Planta San José.

4.2.1. Diagnóstico operacional da planta.

Como na planta M. A. Matta, foi realizada a caracterização dos produtos de cada banco do circuito de flotação com o objetivo de fazer um diagnóstico quantitativo das causas que contribuem para a obtenção de baixos teores e recuperações nos concentrados da usina San José .

Os dados obtidos a partir da caracterização foram: alimentação de 1,35 g/t de ouro; 1,3 % de cobre e 29 g/t de prata; o concentrado "rougher" contém 15,4 g/t de ouro 15,5 % de cobre e 331 g/t de prata. Estes concentrados são limpos em duas etapas "cleaner", obtendo-se um concentrado de 17,2 g/t, 21,2 % de cobre e 389 g/t de prata com uma recuperação para ouro de 60% e para cobre de 86 %.

As análises químicas por faixa granulométrica da alimentação e rejeito final do circuito de flotação são apresentadas na Tabela 4.4.

Tabela 4.4. Análise química por faixa granulométrica da alimentação e rejeito da planta San José.

Abertura da Peneira (μm)	Alimentação		Rejeito	
	Cu (%)	Ouro (g/t)	Cu (%)	Ouro (g/t)
+ 74	0,80	0,80	0,30	0,50
- 74 + 54	1,40	1,10	0,20	0,50
- 54 + 44	1,55	1,50	0,30	0,40
- 44 + 37	1,60	1,80	0,20	0,60
-37	1,55	1,60	0,20	0,35

Na Tabela 4.5. são mostrados os resultados obtidos da distribuição granulométrica da alimentação e rejeito da planta San José.

Os dados das análises químicas dos diferentes pontos do circuito de flotação foram processados no programa MATBAL 5. Os resultados fornecidos pelo programa são apresentados na Tabela 4.6.

Tabela 4.5. Distribuição granulométrica da alimentação e rejeito da planta San José.

Abertura da Peneira (μm)	Alimentação		Rejeito	
	Cu (%)	Ouro (g/t)	Cu (%)	Ouro (g/t)
+ 74	84,3	41,1	84,1	41,8
- 74 + 54	19,9	9,7	19,2	9,5
- 54 + 44	12,0	5,8	8,0	4,0
- 44 + 37	5,1	2,5	5,9	2,9
-37	84,0	40,9	84,2	41,8

Tabela 4.6. Balanço de materiais da planta San José.

Descrição	Fluxo (t/d)	Recuperação		Teor	
		Cobre (%)	Ouro (%)	Cobre (%)	Ouro (g/t)
Alimentação	100,00	100,0	100,0	1,4	1,5
Rejeito "rougher"	102,55	48,8	57,8	0,7	0,8
Concentrado "rougher" II	8,26	34,6	23,9	5,9	4,2
Concentrado "rougher" I	8,72	95,9	90,4	15,5	15,4
Rejeito "cleaner"	11,27	44,7	48,2	5,6	0,4
Rejeito "rougher" II	100,22	30,7	41,0	0,4	0,6
Concentrado "scavenger" I	5,40	16,5	6,9	4,3	1,9
Rejeito "scavenger" II	103,22	23,4	39,3	0,3	0,6
Concentrado "scavenger" II	8,60	9,2	5,3	1,5	0,9
Rejeito final	94,62	14,2	34,1	0,2	0,5
Concentrado Final	5,71	85,8	66,1	21,2	17,2

O análise granulométrica mostrou que 41% do minério alimentado ao circuito de flotação tem um tamanho acima de 74 μm e que também 41% do encontrava-se abaixo de 37 μm , evidenciando uma distribuição da alimentação muito grossa e muito fina.

Também foi observado que nas duas primeiras células do banco "rougher" as partículas de ouro de forma aproximadamente esférica tinham um tamanho entre 30 e 60 μm e que o ouro estava liberado. O concentrado misturado destas células possui teores de 20,3 g/t de ouro 21% de cobre e 437 g/t de prata. Estes concentrados podem ser retirados do circuito como um concentrado final já que apresentam o mesmo teor do concentrado obtido pela planta, aumentando sua capacidade.

As partículas finas de ouro e na forma laminada foram recuperadas nas últimas células do circuito "rougher", obtendo-se concentrados com teores de 5,2 g/t de ouro. As perdas de ouro por faixa granulométrica no rejeito mostram que a maior porcentagem estava acima de 74 μm (44,8 % do ouro contido) e abaixo de 37 μm encontrava-se 31,3 % do material.

4.2.2. Estudos em escala de bancada.

4.2.2.1. CAI e flotação de partículas de ouro com amostras de rejeito.

A seguir são apresentados e discutidos os resultados obtidos nos ensaios de CAI e flotação com amostra de rejeitos da planta San José em nível de bancada.

Os ensaios sem CAI apresentam recuperações da ordem de 8,3 % e teores de 0,79 g/t para 10 minutos de flotação. Os ensaios de flotação com CAI apresentam aumentos na recuperação, teor e razão de enriquecimento de ouro para os intervalos de energia estudados. Esses resultados mostram o mesmo comportamento apresentados nos estudos com o minério da planta M. A. Matta.

Uma análise mais detalhada da Figura 4.18 mostra que os melhores resultados foram obtidos com 2,0 kWh/m³ de polpa, com recuperação de 10,4 % e teor de ouro no concentrado de 1,1 g/t.

O aumento observado na recuperação, teor e razão de enriquecimento é devido à recuperação de partículas finas de ouro, no sistema com CAI. Como o sistema foi aplicado a um rejeito de ouro de baixo teor, ele apresenta uma distribuição granulométrica, na qual as partículas de ouro nas frações grossa (>74 μm) e fina (< 37 μm) é predominante.

Assim é possível afirmar, como foi dito anteriormente, que neste sistema de condicionamento em alta intensidade ocorre a composição de dois processos. Por um lado a agregação de partículas de ouro finas entre si, resultando um aumento de tamanho dentro do intervalo ótimo de flotação; por outro, o transporte de partículas finas de ouro aderidas à superfície das partículas intermediárias. Isto caracteriza o processo de flotação auto-transportadora, onde as partículas transportadas seriam as próprias partículas de ouro intermediárias. As partículas de ouro grossas não flotam devido ao seu tamanho e à sua alta densidade.

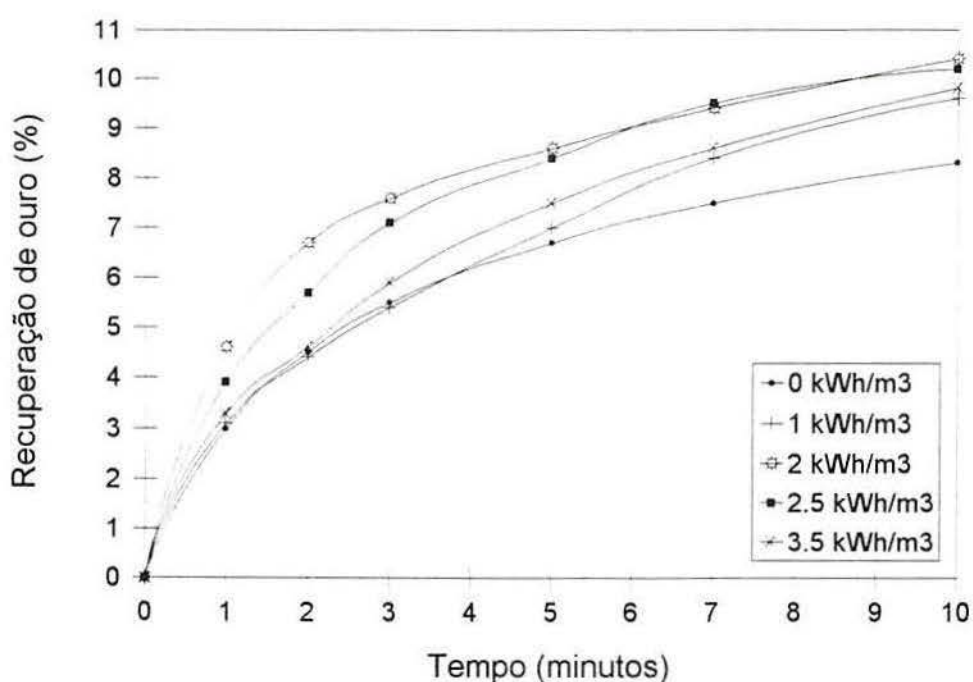


Figura 4.18. Cinética de flotação do rejeito de ouro. Efeito da energia transferida no CAI.

A Figura 4.19 mostra os resultados obtidos para os diferentes valores de energia transferida à polpa na etapa de condicionamento em alta intensidade para diferentes tempos.

A recuperação de ouro aumenta com o aumento da energia, apresentando um máximo de 10,4 % de recuperação e um teor de ouro de 1,1 g/t, para uma energia transferida à polpa de 2 kWh/m³ de polpa. Deve-se destacar que o sistema estudado corresponde a um rejeito de ouro com um teor baixo (0,13 g/t).

A Figura 4.19 ilustra um só máximo de recuperação logo o modelo proposto é função da distribuição granulométrica das partículas da espécie de valor. Neste caso a quantidade de partículas intermediárias é pequena logo o primeiro máximo de agregação de partículas intermediárias com finas não é percebido. O máximo de recuperação que ocorre a 2 kWh/m³ de polpa é devido à recuperação dos agregados entre as próprias partículas finas(vide modelo proposto anteriormente).

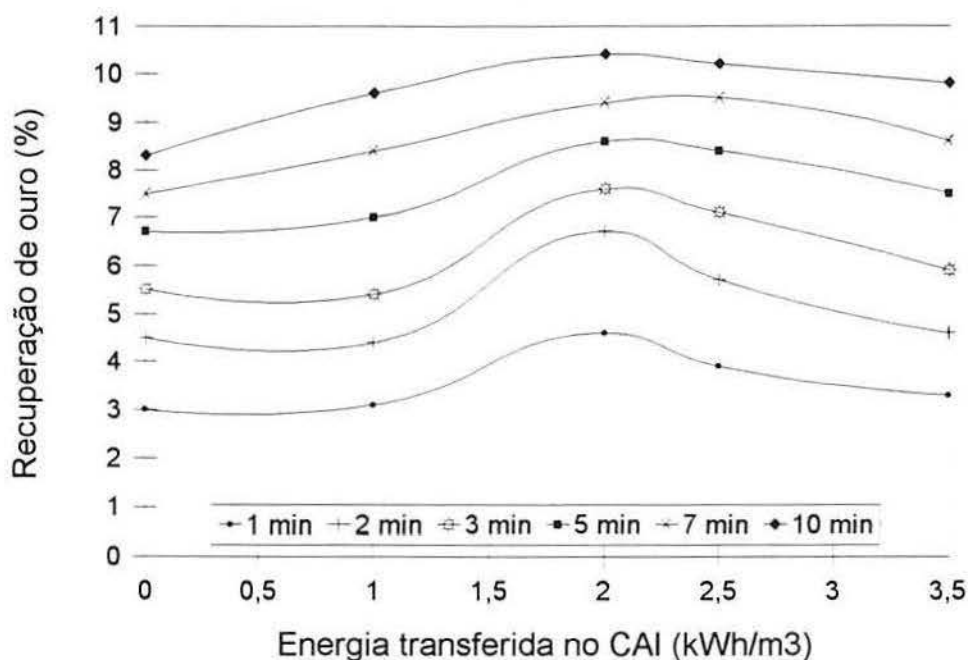


Figura 4.19. Recuperação por flotação de partículas de ouro para vários tempos em função da energia transferida no CAI.

A Figura 4.20 mostra as curvas de recuperação versus teor acumulado de ouro nos concentrados obtidos nas cinéticas de flotação. Fazendo-se uma análise destas curvas, é possível determinar a melhor relação entre teor e recuperação em função do CAI. Observa-se, por exemplo, que para uma recuperação de 8% o teor de ouro no concentrado varia de 0,7 para 1 e 1,5 g/t, quando a energia proporcionada na polpa é variada de 0 para 1 e 2 kWh/m³ de polpa, respectivamente.

O objetivo é obter-se um concentrado com o maior teor de ouro possível (1,8 g/t), e este é alcançado para uma recuperação de 6,8 % quando a energia transferida à polpa é de 2 kWh/m³.

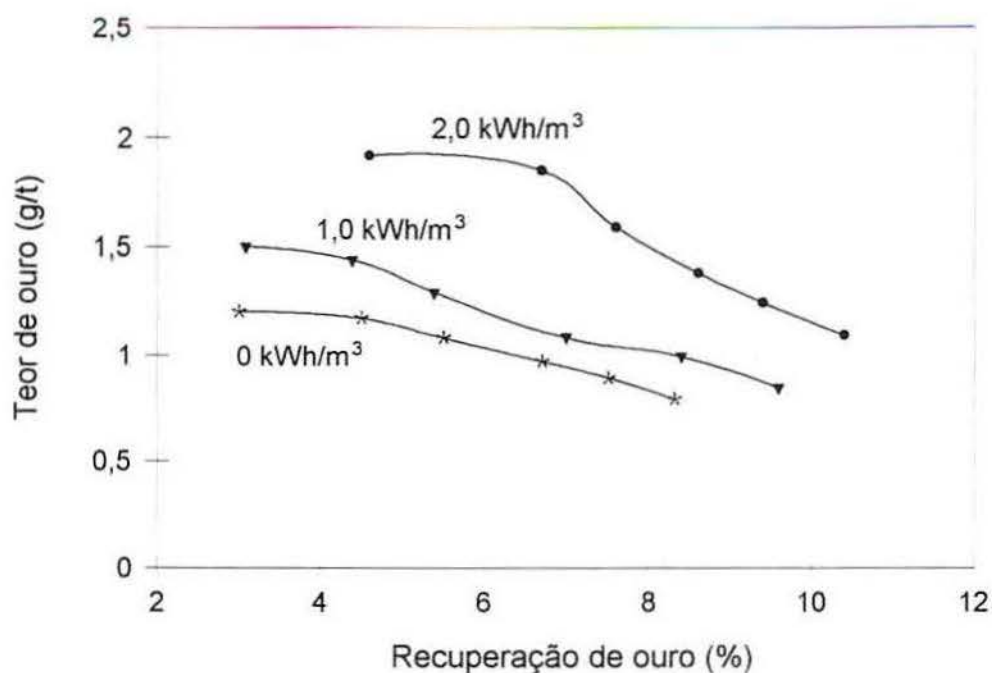


Figura 4.20. Teor de ouro versus a recuperação acumulada em função da energia transferida no CAI.

A Tabela 4.7 mostra que em todos os ensaios realizados com CAI ocorre um aumento na recuperação, teor e razão de enriquecimento. Quando a energia transferida à polpa foi de 2 kWh/m³ a recuperação aumentou em 25 % e o teor em 40 % com relação ao ensaio sem CAI.

Tabela 4.7. Valores de recuperação, teor e razão de enriquecimento no concentrado de flotação com e sem CAI.

Energia transferida no CAI (kWh/m ³)	Recuperação (%)	Teor de Au (g/t)	R(e)
0	8,3	0,79	5,6
1,0	9,6	0,84	6,0
2,0	10,4	1,1	7,3
2,5	10,2	0,99	6,9
3,5	9,8	0,82	5,3

4.2.3. Estudos de flotação em nível piloto.

4.2.3.1. Flotação de partículas de ouro em CC e C3P com amostras de rejeito.

Os resultados obtidos no estudo do efeito da velocidade de ar na flotação, em colunas reta e C3P, em escala piloto, de rejeitos da planta San José são apresentados na Figura 4.21. Esta Figura mostra que a C3P produz concentrados com teores mais altos que a coluna reta em toda a faixa de velocidades de ar estudada. As demais variáveis de operação foram mantidas constantes (velocidade de alimentação 0,95 cm/s; água de lavagem I 0,29 cm/s; água de lavagem II 0,20 cm/s e velocidade de drenado 0,29 cm/s).

O maior teor de ouro no concentrado (13,0 g/t de ouro) foi obtido usando-se uma velocidade de ar de 1,56 cm/s. Esta velocidade de ar, maior que no caso dos melhores resultados da planta M. A. Matta, é função tipo e concentração de espumantes (DF-250 e MIBC).

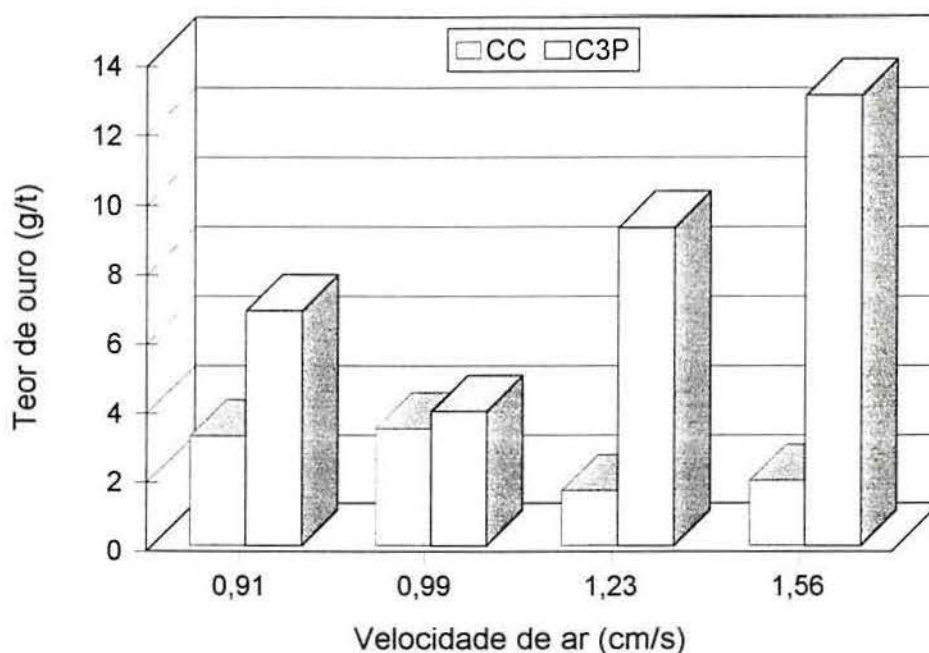


Figura 4.21. Flotação de partículas de ouro em CC e C3P. Efeito da velocidade de ar no teor do concentrado.

Os resultados obtidos, apresentados na Figura 4.22 e no anexo A, permitem a análise do efeito da velocidade de água de lavagem I na C3P e na CC em nível

piloto. As demais variáveis foram mantidas constantes: velocidade de alimentação 0,95 cm/s; de ar 0,91 cm/s e de água de lavagem II 0,20 cm/s.

O efeito desta variável mostra que o teor de ouro nos concentrados em toda a faixa de velocidades estudada é maior na C3P em relação à coluna reta.

Um aumento da velocidade de água de lavagem I (0,29 a 0,33 cm/s) produz um acréscimo no teor de ouro no concentrado e um decréscimo na recuperação. Com velocidades maiores são obtidos concentrados que apresentam um decréscimo no teor de ouro.

A Figura mostra ainda que na C3P são obtidos concentrados quase com o mesmo teor de ouro que o concentrado final produzido pela planta. Isto ocorre porque na C3P a zona de coleta fica isenta do material drenado da fase espuma (mistos e ultrafinos de ganga), caracterizando-a como uma coluna enriquecedora (concentrados de alto teor) (Rubio e Rodriguez, 1992; Santander et al., 1994).

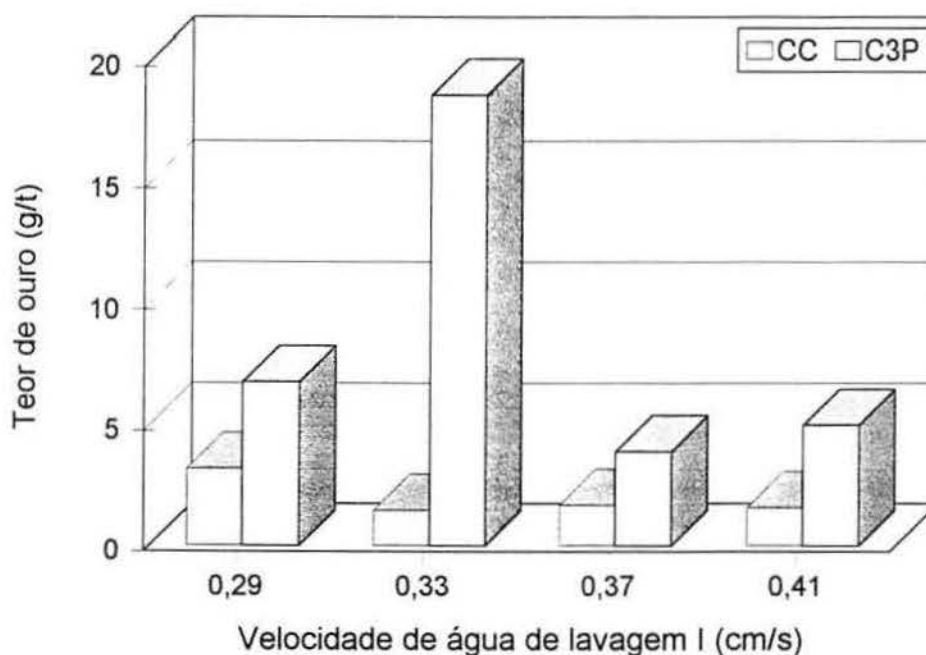


Figura 4.22. Flotação de partículas de ouro em CC e C3P. Efeito da velocidade de água I no teor do concentrado.

Na Figura 4.23 são apresentados os resultados do efeito da velocidades de alimentação na coluna reta e na C3P na flotação de ouro de rejeitos da planta San

José. Os demais parâmetros operacionais foram: velocidade de ar 0,91 cm/s; velocidade de água de lavagem I 0,29 cm/s; velocidade de água II 0,20 cm/s e velocidade de drenado 0,29 cm/s.

A figura mostra que a velocidade de alimentação da polpa na coluna não tem um efeito muito significativo tanto no teor dos concentrados de ouro obtidos na C3P, como na recuperação de ouro (anexo A).

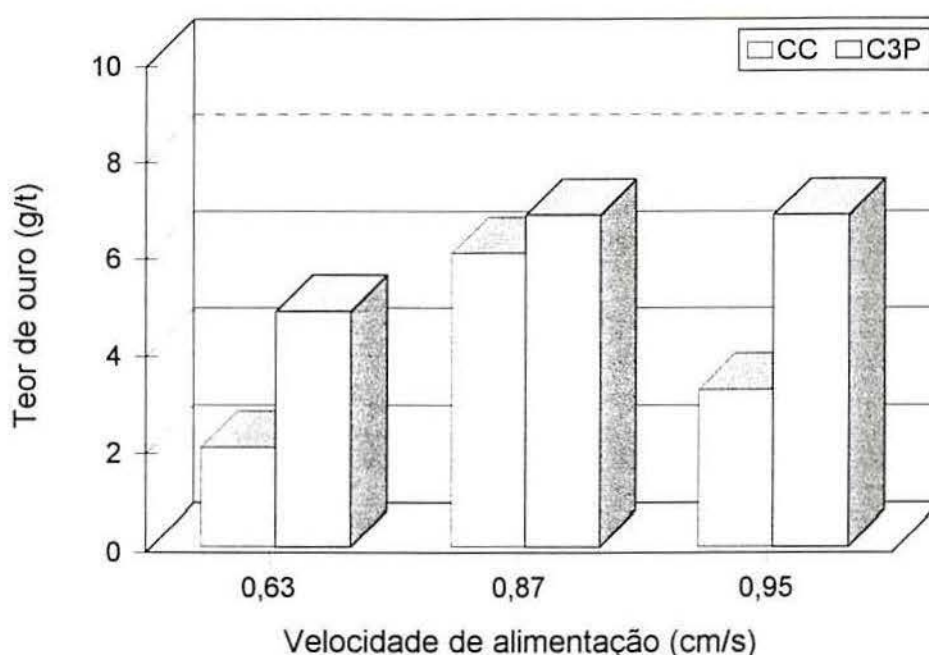


Figura 4.23. Flotação de partículas de ouro em CC e C3P. Efeito da velocidade de alimentação no teor do concentrado.

4.2.3.2. CAI e flotação de partículas de ouro em C3P com amostras de rejeitos.

Os resultados obtidos nos ensaios em escala piloto com o processo integrado de CAI e flotação em coluna de três produtos confirmam os melhores resultados obtidos em escala de bancada.

A Figura 4.24 apresenta os resultados dos ensaios realizados com amostra de rejeito da planta San José. Nesta figura e no anexo A observa-se um efeito significativo da velocidade superficial da água de lavagem I em relação ao teor, recuperação e razão de enriquecimento de ouro e cobre.

A redução no teor, recuperação e razão de enriquecimento de ouro no concentrado se deve ao aumento da velocidade superficial da água de lavagem I, o que drena forçadamente desde a fase espuma os agregados de partículas de ouro formados no CAI. Assim, as partículas se desagregam e não flutam novamente por serem de granulometria fina.

A Figura mostra que os resultados com e sem CAI tem o mesmo comportamento ao se aumentar a velocidade da água de lavagem I. Segundo Yianatos et al., (1986) um forte incremento na velocidade superficial de água de lavagem pode mudar drasticamente o regime de fluxo pistão da camada de bolhas para uma conduta mais heterogênea, inclusive com formação de vários canais de recirculação, produzindo a drenagem das partículas de valor.

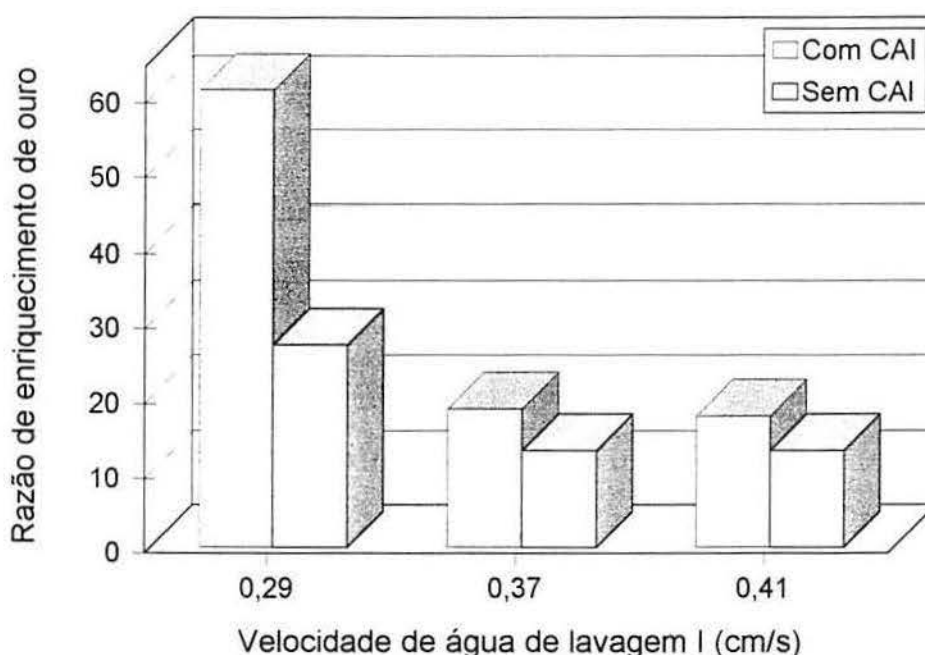


Figura 4.24. Flotação de partículas de ouro em C3P. Efeito da velocidade de água de lavagem I na razão de enriquecimento dos concentrados obtidos com CAI.

A Figura 4.25 apresenta os resultados experimentais dos ensaios com amostra de rejeito. Nesta Figura e no anexo A observa-se o efeito da velocidade superficial de alimentação à coluna sobre os teores de ouro e cobre.

Comparando estes resultados com os ensaios realizados na coluna de três produtos sem condicionamento turbulento (na qual utilizou-se a mesma velocidade de alimentação), o sistema de processo integrado forneceu uma maior razão de enriquecimento e uma maior recuperação de ouro. Esses resultados confirmam em nível piloto, o efeito benéfico de se agregar as partículas ultrafinas até um intervalo ótimo de tamanho para que elas flodem (Bulatovic e Salter, 1989; Small et al., 1997)

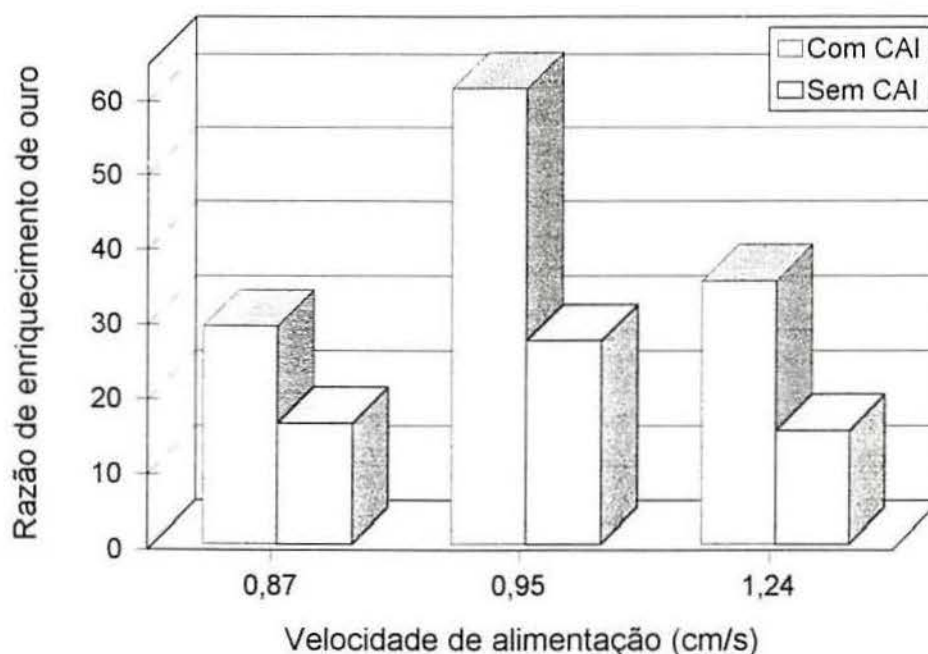


Figura 4.25. Flotação de partículas de ouro em C3P. Efeito da velocidade de alimentação na razão de enriquecimento dos concentrados obtidos com CAI.

Os resultados dos ensaios de CAI e flotação em C3P, usando rejeito da planta San José para estudar o efeito da velocidade superficial do ar, são apresentados na Figura 4.26. Os concentrados mostram teores de ouro de 12,2 g/t e recuperações de 12,5 %.

Comparando estes resultados com os ensaios da Figura 4.21, realizados na C3P (na qual foram utilizadas as mesmas condições operacionais), a coluna com CAI prévio forneceu uma maior recuperação e razão de enriquecimento. A explicação para estes resultados foi que na etapa de condicionamento turbulento prévio as partículas de ouro finas são agregadas entre elas e atingem um tamanho apropriado à flotação.

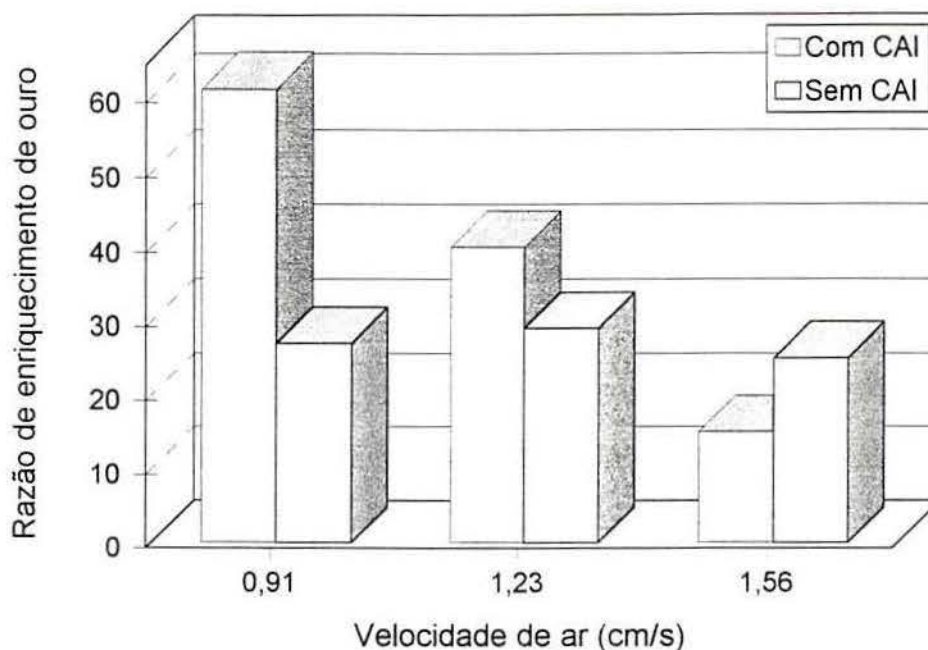


Figura 4.26. Flotação de partículas de ouro em C3P. Efeito da velocidade de ar na razão de enriquecimento dos concentrados obtidos com CAI.

A Figura 4.27 e a Tabela do anexo A mostram os resultados do efeito da velocidade superficial da água de lavagem II, sobre os teores, recuperações e razões de enriquecimento de ouro e cobre.

Observa-se que um incremento na velocidade da água de lavagem II aumenta o teor e a razão de enriquecimento de ouro. As razões de enriquecimento neste sistema são maiores que nos ensaios com as mesmas condições na C3P sem CAI.

A água de lavagem II reduz o grau de arraste e o aprisionamento da ganga fina no concentrado. O material drenado pode ser descartado quando o teor for muito baixo ou classificado, dependendo do teor e grau de liberação, para retratar os “middlings” através de remoagem, e recirculado à coluna.

Devido às altas razões de enriquecimento da C3P, esta pode ser usada como um equipamento para a recuperação de partículas de ouro do circuito de flotação. Na C3P a razão de enriquecimento depende apenas da quantidade de partículas hidrofóbicas liberadas no sistema, independente da qualidade da alimentação.

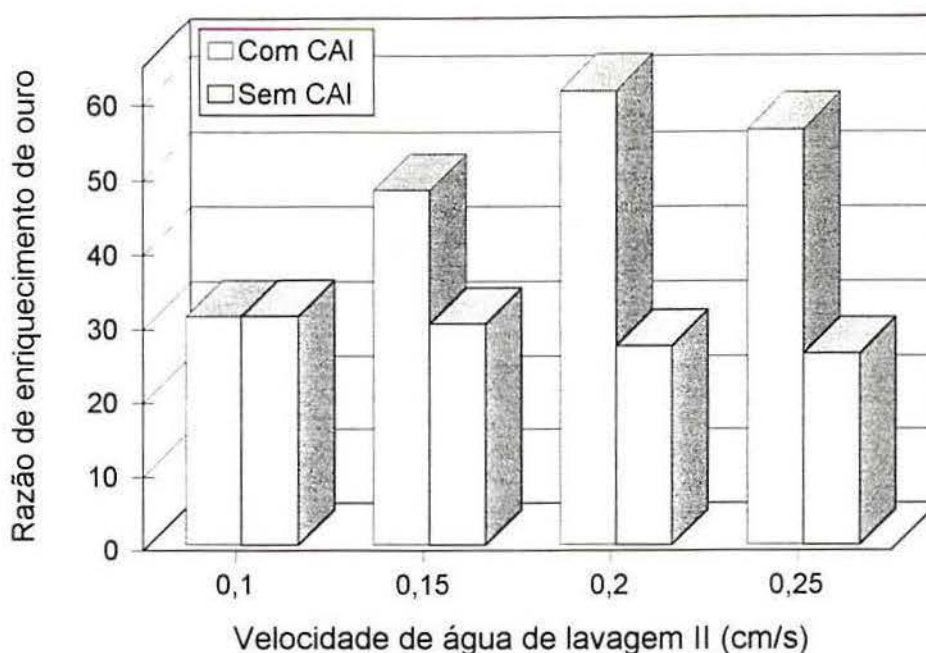


Figura 4.27. Flotação de partículas de ouro em C3P. Efeito da velocidade de água de lavagem II na razão de enriquecimento dos concentrados obtidos com CAI.

4.3. Estudo econômico do dimensionamento da unidade de CAI e flotação em C3P para a usina San José.

Com os resultados obtidos nos estudos do CAI e na C3P em escala de bancada, como também estudos em escala piloto com o processo integrado, é possível realizar uma avaliação econômica preliminar para o rejeito produzido atualmente na usina San José.

Para esta avaliação foi considerada a capacidade da planta em 30.000 t/mês, com um teor do rejeito de 0,2 g/t de ouro e 0,3% de cobre. O resultado obtidos a nível piloto, quando se trabalhou com o rejeito desta planta como alimentação ao processo integrado de CAI e C3P, mostram a produção de 185 toneladas de concentrado com um teor de 18 g/t de ouro e 8% de cobre. Este concentrado, que representa 13,5% do concentrado da planta, seria misturado com o concentrado e vendido à fundição da ENAMI.

Nesta avaliação se consideram os seguintes investimentos e instalações: tanque de CAI; coluna de três produtos; bombas para polpa e água; compressor;

consumo de energia elétrica; custo de operação; infra-estrutura para a instalação dos equipamentos.

Com esta avaliação é necessário um investimento de US\$ 158.150, com um custo de energia elétrica mensal de US\$ 1.837 e de manutenção, reparos e mão de obra de US\$ 3.439 mensais. Os detalhes da avaliação econômica são apresentados no anexo B.

O ganho de US\$ 51.259, devido à diferença do concentrado produzido com o tratamento de rejeito da planta mediante CAI e flotação em C3P, torna a instalação do sistema integrado muito viável.

5. CONCLUSÕES

Com base nos resultados obtidos neste estudo, são possíveis as seguintes conclusões:

1. O CAI, como tratamento da polpa prévio à flotação, aumenta a recuperação de finos de ouro. Para o caso da planta M.A. Matta, a cinética de flotação aumentou em 7 vezes, a recuperação em 24% e o teor em 50%. No caso da planta San José, onde tem-se um rejeito de ouro-cobre, a recuperação aumentou em 25% e o teor do concentrados em 40%.
2. Os resultados obtidos são explicados pelo aumento da concentração de partículas hidrofóbicas finas e ultrafinas, provenientes do processo de agregação por cisalhamento ("shear flocculation"), seguido por flotação transportadora ou autotransportadora, dependendo ainda do tamanho e mineralogia das partículas "carrier". Esses resultados são evidenciados pela presença de dois picos que ocorrem dependendo da intensidade do condicionamento, pelos maiores valores de flotação verdadeira (adesão bolha-partícula), menor grau de arraste hidrodinâmico ("entrainment") e observações microscópicas.
3. A coluna modificada, C3P, apresenta vantagens significativas em relação à coluna reta convencional, produzindo concentrado de maior teor e com menor conteúdo de impurezas. Esta melhor performance é devida à eliminação parcial de finos de ganga arrastados na zona intermediária e ao fato do produto drenado da fase espuma não se acumular na interface polpa-espuma, como ocorre na coluna reta, proporcionando a ausência deste material na zona de coleção (mistos e ultrafinos de ganga).
4. Com as amostras de minério de ouro da alimentação "rougher" da planta M.A. Matta, utilizando-se a C3P, foram produzidos concentrados mais limpos do que com a coluna reta (2 vezes o teor de ouro). Nos rejeitos da flotação de minérios de ouro alcançou-se uma recuperação de 15 % do conteúdo de ouro com teores de 160 g/t. Com o rejeito da flotação do minério de cobre e ouro (planta San José) a recuperação alcançou 3,6 % para cobre e 4,7 % para ouro, com um conteúdo de 6,8 % e 18,6 g/t, respectivamente.

5. Quando o CAI foi integrado com a coluna de três produtos em escala piloto, para tratar os rejeitos da planta San José, alcançou-se uma recuperação de 12,5 % para ouro e 7,8 % para cobre, com um conteúdo de ouro 12,2 g/t e 3,76 % de cobre com razões de enriquecimento de 61 e 37 respectivamente, maiores do que na coluna C3P sem CAI.
6. A análise econômica da implantação do sistema integrado de CAI e C3P para o tratamento do rejeito mostra sua viabilidade porque a projeção, a partir do 4^o mês, é de um ganho líquido de US\$ 45.983, devido à venda dos concentrados obtidos no tratamento do rejeito da planta San José.

6. REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS.

- ALIAGA, W. e SOTO, H. ,1991, Concentración de Silvita (KCl) en Columnas de Flotación. *Minerales*, Vol. 46 N°192 p. 21-29.
- ALIZADEH, A. e SIMONIS, W. ,1988, Free jet flotation of coal, *Aufbereitungs-Technik*, 8, p. 470-477.
- ATTIA, Y. e DRISCOLL, K. ,1991, Dissolved air flotation as a floc separation technique in the cleaning of coal by selective flocculation. *Coal Preparation*, 9 p. 37-50.
- BASSANI, V.D. ,1986, Contribuição ao beneficiamento de finos de fosfatos. *Dissertação de Mestrado*, Universidade Federal do Rio Grande do Sul, 171p.
- BOLETIN MINERO.,1996, El renacer de la minería del oro, N° 1085, Chile, p. 48-49.
- BOUSO, J.L.,1986, Investigación y desarrollo de procesos gravimétricos. *Informes Técnicos de Eral Equipos y procesos S.A. España*.
- BRUM, I., 1993, Efeito da forma de condicionamento na flotação de minérios sulfetados de cobre e molibdênio. *Dissertação de Mestrado*, PPGEM, Universidade Federal do Rio Grande do Sul, UFRGS, 146p.
- BULATOVIC, S.M. e SALTER, R.S. ,1989, High intensity conditioning: a new approach to improve flotation of mineral slimes. *Conference of Metallurgists, Halifax, Canada, Processing of Complex ore*, p. 182-197.
- BULATOVIC, S.M., 1993, High intensity conditioning at Minnova's Winston Lake concentrate results in improved zinc concentrate grade and reduced reagent consumption. *Technical notes, Lakefield Research Publications, Canada, February, v.5, n. 1,*.
- BULATOVIC, S.M., 1998, High-speed, high-power input conditioning: improvement in the flotation of fine minerals., *Technical notes, Lakefield Research Publications, Canada, November, v.2, n. 5.*
- BURGER, A.J. ,1991, The performance of a flotation column in the recovery of gold and pyrite from backfill material. *Column '91, Proc.Int.Conf. on Column Flotation (Eds. G.E. Agar; B.J. Huls and D.B. Hyma) Sudbury, Canada, pp. 595-608.*
- BURGOS, A. ,1994, Estudios metalúrgicos de la planta de tratamiento de relave del concentrador Colon, División El Teniente, CODELCO-Chile, *Tesis de grado, Depto de Metalurgia. Universidad de Atacama.*
- BURT, R.O. ,1984, Gravity concentration technology developments. In *Mineral Processing, Vol.5 (Ed. D.W. Fuerstenau)*, p.224-245.
- BURT, R.O. ,1984, Gravity concentration technology developments. In *Mineral Processing, Vol.5 (Ed. D.W. Fuerstenau)*, p.550-554.
- CABRAL, S. ,1995, Desenvolvimento de um processo de beneficiamento para o minério complexo de chumbo e zinco da Cia. Brasileira do Cobre, CBC, RS. *Dissertação de Mestrado*, PPGEM, Universidade Federal do Rio Grande do Sul, UFRGS, 172p.

- CÁCERES, G., JOLY, P., GOFFAUX, D. e FRENAY, J., 1996, Application of the Knelson Concentrator to Small Scale Mining in the Atacama Region, Chile, Proceedings of the III International Conference on Clean Technologies for the Mining Industry, Santiago, Chile, p. 457-467.
- CHIA, Y.H. e SOMASUNDARAM, P. ,1983, A Theoretical Approach to Flocculation in carrier flotation for beneficiation of clay. *Colloids and Surfaces*, 8; 187-202.
- CIMM, 1986-1988, Retratamiento de relaves Planta Piloto de Recuperación de Cobre. CODELCO-Chile, División Andina. Proyecto P-399.
- CIMM, 1988-1989, Recuperación de especies valiosas desde relaves antiguos y frescos de la División El Teniente. Proyecto P-552.
- CLAITON, J., JAMESON, G.J. e MANLAPING, E.V. ,1991, The development and application of the Jameson cell. *Minerals Engineering*, Vol. 4 (7-11), pp.925-933.
- DAMODARAN R.M., FAHEY, M. e MOUDGIL, B. M. 1996, Bench-scale optimization of mixing variables during anionic conditioning of Florida phosphates. *Minerals and Metallurgical Processing*. Vol. 13, 1, p. 27-30.
- DAVIS B.E. e HOOD G.D. 1994, Conditioning parameter effects on the recovery of coarse phosphate. *Minerals and Metallurgical Processing*. Vol. 11, 1, p. 50-54
- DAVIS, E.G., SULLIVAN, G.V. e LAMONT, W.E. ,1988, Potential for recovery of rutile and other by-products from western copper tailing. U.S. Bureau of Mines Rep. Invest. N° 9158
- DIANZUO, W., GUANZHOU, Q. e WEIBAI, H. ,1988, The effect of carrier-promoting aggregation of coarse particles in fine particles flotation. In: A.J. Plumpton (Ed.), *Proc. Int. Symp. Production and Processing of Fine Particles*, 17: 309-316.
- DNPM ,1993, Ouro e gemas no Brasil. Ministério de Minas e Energia. Secretaria de Minas e Metalurgia. Departamento Nacional da Produção Mineral.
- ENGEL, M.D., MIDDLEBROOK, P.D. e JAMESON, G.J., 1997, Advances in the study of high intensity conditioning as a means of improving mineral flotation performance. *Minerals Engineering*, Pergamon, v. 10, p. 55-68.
- FALUTSU, M. e DOBBY, G.S. ,1989, Direct measurement of froth drop back and collection zone recovery in a laboratory flotation column. *Minerals Engineering*, Vol.2 (3), pp.377-386.
- FERREE, T.J. ,1984, Recovery of very fine gold. *International Symposium on Precious Metals Recovery*, Reno, Nevada, pp.1-10.
- FINCH, J. A. e DOBBY, G.S. 1990, *Column flotation*, Pergamon Press, Great Britain, first edition, 179p.
- FINCH, J. A. e DOBBY, G.S. 1991, *Column flotation: A selected review. Part I*, *Int. J. Miner. Process.* 33, p. 343-354.
- FUERSTENAU, D.W., LI, C. e HANSON, J.S. ,1988, Shear flocculation and carrier flotation of fine hematite. In: A.J. Plumpton (ed.) *Proc. Int. Symp. Production and Processing of Fine Particles*. pp. 329-335.
- FUERSTENAU, D.W., LI, C. e HANSON, J.S. ,1991, Enhancement of fine hematite flotation by shear flocculation and carrier flotation. In *XVII Int. Min. Process. Congress.*, Dresden, Vol. 2, 169-180.

- FUERSTENAU, D.W., LI, C. e HANSON, J.S. ,1988, Shear flocculation and carrier flotation of fine hematite. In A.J. Plumpton (editor), Proc.Int.Symp. Production and processing of fine particles, p.329-335.
- GELDENHUYS, J., 1994, Gold, Engineering and Mining Journal, March, p. 59-61.
- GREENE, E.W. e DUKE, J.B. ,1962, Selective froth flotation of ultrafine minerals or slimes. Miner. Engng. 14: p. 51-55.
- HU, W.B., WANG, D.Z. e Qu, G.Z. ,1988, Autogeneous carrier flotation. In K.S. Forssberg (Ed.), Proc. XVI Int. Min. Process. Cong., Elsevier, Amsterdam, Part A: 445-452.
- JAMESON, G.I. e MANLAPIG, E.V. ,1991, Applications of the Jameson flotation cell. Column 91 Proceedings of an International Conference on Column Flotation pp. 673-687.
- JAMESON, G.J. ,1988, A New Concept in Flotation Column Design, Column Flotation '88, Proc. of an International Symposium on Column Flotation. S.M.E. Annual Meeting, Phoenix, Arizona, January, p. 281-285.
- JAMESON, G.J. ,1991, Flotation Technology and New Developments. Curso apresentado na Universidad Técnica Federico Santa Maria, Valparaíso-Chile.
- JARRET, R.G. e WARREN, L.J. ,1977, Shear flocculation in mixtures of scheelite and garnet. Proc. Aust. Inst. Min. Metall., 262:57-65.
- JUNGMANN, A. e REILARD, U.A. ,1988, Investigations into pneumatic flotation of various raw and waste materials using the Allflot system. Aufbereitungs-Technik,8, pp.459-462.
- KENNEDY, A. ,1990, The Jameson flotation cell. Mining Magazine, October 281-285.
- KNELSON, B.V. ,1988, Centrifugal concentration and separation of precious metals. Gold Mining '88 (Ed. C.O. Brawner) pp. 303-317.
- KOH, P.T.L. e WARREN, L.J. ,1979, Flotation of an ultrafine scheelite ore and the effect of shear-flocculation. 13th Proc. Int. Min. Process, Warsaw, 263-293.
- KOH, P.T.L., UHLHER, P.H.T. e ANDREWS, J.,1985, The effect of capillary condensation and liquid bridging on bonding of hydrophobic particles in shear flocculation, Journal Colloid Interface Science., New York, v. 108, p. 95-103.
- KOT, P.T.L. ,1984, Comportamental modeling of stirred tank for flocculation requiring a minimum critical shear rate. Chem. Eng. Sci.,39:1759-1764.
- LA BROOY, S.R., LINGE, H.G. e WALKER, G.S. ,1994, Review of gold extraction from ores. Minerals Engineering, Vol.7, pp.1213-1241.
- LANGE, L.H. ,1986, Effect of sand-slime separation on recovery of copper from low-grade high tonnage operations. Fall Meeting of American Mining Congress, Salt Lake City.
- LINS, F.A. e SILVA, L.A.,1985, Aspectos do beneficiamento de ouro aluvionar. Anais do XI Encontro Nacional de Tratamento de Minérios e Hidrometalurgia, Natal, Vol.1, pp.207-219.
- LITTLEFAIR, J.J.,1986, On the selective flocculation of coal using polystyrene latex. Int. J. Miner. Process 17, 107-203.

- MARCHESE, M., e FINCH, J.A., 1992, Introducción a la hidrodinámica de la celda Jameson., *Minería Chilena* N° 121, Pag. 83-89.
- McCULLOCH, W.E., 1990, Flash flotation for improved gold recovery at Freeport Indonesia. *Minerals and Metallurgical Processing*, 7:3, 144-148.
- MERELLO, R. BARRERA, R. e GAJARDO, J., 1993, Tratamiento de materiales de baja ley Division El Teniente, CIMM, Chile.
- MOZLEY MULTI-GRAVITY SEPARATOR, Operating Manual (Reg. N° 1364270, España.
- MURRAY, S., 1996, Gold, *Engineering and Mining Journal*, March, p. 57-61.
- O'CONNOR, C.T. e DUNNE, R.C., 1994, The flotation of gold bearing ores-A review. *Minerals Engineering*, Vol.7(7) pp. 839-849.
- O'CONNOR, C.T., RANDALL, E.W. e GOODALL, C.M., 1990 Measurement of the effects of physical and chemical variables on bubbles size. *Int. Miner. Process.*, 28, 139-149, 1990.
- O'CONNOR, C.T., DUNNE, R.C., SCHOMMARZ, K.H. e GOOLDALL, C.M., 1993, Column flotation of gold bearing iron sulphides. XVIII International Mineral Processing Congress, Sydney, Australia, pp.829-835.
- OLDSHUE, J.Y., 1978, The role of mixing in beneficiation of minerals fines., *Beneficiation of Minerals Fines: Problems e Research Needs. Nat. Sci. Found. Workshop Rep.*, P. Somasundaran e N. Albitser (Ed.), Chapter 16, p. 201-223.
- OLDSHUE, J.Y. e HERBST, N.R., 1990, A guide to fluid mixing, *Mixing Equipment Company*, Rochester, N. Y., U.S.A., 161p.
- PASHLEY, R.M. e ISRAELACHVI, J.N. 1981, A comparison of surface forces and interfacial properties of mica in purified surfactant solutions. *Colloids and Surfaces*, New York, v. 2, p. 155-168.
- RAJU, G.B., SUBRAHMANYAN, T.V., SUN, Z. e FORSLING, W., 1991, Shear flocculation of quartz. *Int. J. Min. Process.*, 32:283-294.
- RAMIREZ, N.A. e ESPINOZA, M.N., 1996, Mejoramiento en la recuperación global de oro mediante concentradores gravitacionales Knelson en una mena de sulfuros polimetálicos, *Anales del III Seminario Internacional Sobre Tecnologías Limpias para la Industria Minera*, Santiago, Chile, p. 85-97.
- ROSA, J., 1997, O condicionamento à alta intensidade e a recuperação de finos de minérios por flotação. *Dissertação de Mestrado*, PPGEM, Universidade Federal do Rio Grande do Sul, UFRGS, 83p.
- RAYO, J., 1994, Soluciones técnicas para la remoción de relaves. *Minería Chilena*, Junio, pp.57-61.
- REYES, J., SEPULVEDA, J.E. e MILLER, J.D., 1985, Columnas Centrifugas: Nuevas tecnología de flotación ultrarrápida, 36a Convención, Instituto de Ingenieros de Minas de Chile, Viña del Mar.
- RODRIGUEZ, D., 1991, Caracterização do sistema de flotação em coluna de finos de fluorita de SC., *Dissertação de Mestrado*, PPGEM, Universidade Federal do Rio Grande do Sul, 177p.

- RODRIGUES FILHO, S., RAMOS, A.J. e PAIVA, E., 1995, Estudos da distribuição de mercúrio em sedimentos da região de rio Preto - M. G. Anais do Encontro Nacional de Tratamentos de Minérios e Hidrometalurgia, Rio de Janeiro, p. 607-621.
- RUBIO, J., 1977, Flocculation by poly (ethylene oxide), mechanism and applications. Ph. D. Thesis, Imperial College, Department of Mineral Resources Engineering, University of London.
- RUBIO, J. e HOBERG, H., 1993, The process of separation fine mineral particles by flotation of with hydrophobic polymeric carrier. *Int. J. Min. Process.*, 37: 109-122.
- RUBIO, J. e KITCHENER, J. A. , 1977, New basic for selective flocculation of mineral slimes. *Transactions of the Institute of Mining and Metallurgy. Sect. C. C 86-C 97.*
- RUBIO, J., 1996, Modified column flotation of mineral particles, *Int. J. Miner. Process.*, 48, p. 183-196.
- RUBIO, J. e RODRIGUEZ, D., 1992, Processo de flotação de finos de fluorita em coluna modificada. *Proceedings of the III Meeting of the Southern Hemisphere on Mineral Technology, Flotação: Fundamentos, Prática e Meio Ambiente, Belo Horizonte, Brasil, p. 369-388.*
- RUBIO, J., 1988, *Carvão Mineral - Caracterização e beneficiamento.* Ed. Nova Linha, Artes Gráficas. Porto Alegre, v. 1, 240p.
- RUBIO, J. e Brum, I., 1994, The conditioning effect on the flotation de copper/molly mineral particles. *Anais do IV Southern Hemisphere Meeting on Mineral Technology, Concepción-Chile, S. Castro e J. Alvarez, (Eds), V. 2, p.295-308.*
- SANTANDER, M., BEAS, E. e RUBIO, J., 1994, Flotación en columna modificada de sulfuros de cobre. *Anais do IV Southern Hemisphere Meeting on Mineral Technology, Concepción-Chile, S. Castro e J. Alvarez, (Eds), V. 4, p.165-178.*
- SOMASUNDARAM, P. e NAGARAJ, D.R., 1984, Chemistry and applications of chelating agents in flotation and flocculation. In. *Proceedings, Reagents in the Minerals Industry, Jones, M.J. e Oblatt, R. (Eds.), IMM, Rome, 209-220.*
- SOTO, H. e BARBERY, G., 1987, Method and apparatus for separation of coarse particles. U.S. Patent Application Nº 125-709.
- SOTO, H., e BARBERY, G., 1991, Flotation of coarse particles in a counter-current column cell. *Minerals & Metallurgical Processing.*, Feb., p. 16-21.
- SMALL, G. L., GRANO, S. R., RALSTON, J. e JOHNSON, N. W., 1997, Methods to increase fine mineral recovery in the Mount Isa mines Lead/Zinc concentrator, *Minerals Engineering, Pergamon, v. 10, p. 1-15.*
- SMITH, P.G. e WARREN, L.J., 1989, Entrainment of particles into froths. *Frothing in Flotation, J.S. Laskowski, (Ed.), Gordon and Breach Sci. Pub., p. 123-146.*
- SPEARS, D.R. e JORDAN, C.E., 1991, A novel rapid flotation system based on the air-injected hydrocyclone. *Soc. of Mining Engineering. AIME. Preprint 91-142, 8pp.*
- STANLEY, D.A. e JORDAN, C.E., 1990, Bubble injected hydrocyclone flotation cell. U.S. Patent 4.971.685.

- STASSEN, F.J.N., 1991, Conditioning in the flotation of gold uranium oxide and pyrite. *J. S. Afr. Inst. Min. Metall.*, 91(5):169-174.
- SUBRAHMANYAN, T.V. e FORSSBERG, K.S.E., 1989, Carrier flotation of galena. In *Proceedings of Konferens i Mineralteknik, Hogskolan i Lulea, Lulea (Sweden)*, 61-73.
- SUBRAHMANYAN, T.V., SUN, Z., FORSSBERG, K.S.E. e FORSLING, W., 1989, Shear flocculation and flotation of galena and synthetic PbS. *Int. Symp. Advances in Fine Particles Processing. Fine Particles Society, Boston, Mass.* In J. HANNA and Y.A. ATTIA (Eds) *Advances in Fine Particles Processing. Elsevier, Amsterdam*, 269-279.
- SUBRAMANIAN, K.N., CONNELLY, D.E.G. e WONG, K.Y., 1988, Commercialization of a column flotation circuit for gold sulphide ore. *Column Flotation '88 (Ed. K.V. Sastry)*, pp.13-18.
- SUTTILL, K., 1988, Tailings retreatment in Northern Ontario, *Engineering and Mining Journal*, p. 58-62.
- URIZAR, D. Y ARAUJO, G., 1996, Nuevas Tecnologías de Flotación ultra delgada (FUD) mejora eficiencia de concentración, *Anales del III Seminario Internacional Sobre Tecnologías Limpias para la Industria Minera, Santiago, Chile*, p. 99-107
- WARREN, L.J., 1975, Shear-flocculation of ultrafine scheelite in sodium oleate solutions. *J. Colloid Interface Sci.*, 50: 307-318.
- WARREN, L.J., 1975, Slime coating and shear-flocculation in the scheelite-sodium oleate system. *Trans. IMM. 85, Sect. C. C99-C104.*
- WARREN, L.J., 1991, Shear-flocculation. In *Colloid Chemistry in Mineral Processing*, Ralston, J. and J.S. Laskowski (Eds) Ch 10, Elsevier, Amsterdam..
- WARREN, L.J., 1982, Flocculation of stirred suspensions of cassiterite and tourmaline. *Colloids and Surfaces*, 5: 301-319.
- WARREN, L.J., 1985, Determination of the contributions of true flotation and entrainment in batch flotation tests. *Int. J. Miner. Process. Amsterdam*, v. 14, p. 34-44.
- WEI, D., WEI, K. e QIU, J., 1987, The activation mechanisms of wolframite by Ca^{+2} and Fe^{+3} ions in hydrophobic agglomeration, using sodium oleate as collector. *Int. J. Miner. Process*, 20, (1-2) pp.35-44.
- WENQIAN, W. e POLING, G.W., 1983, Methods for recovering fine placer gold. *CIM Bulletin*, 76, 43-56.
- YANG, D.C., 1988, A new packed column flotation system. In *Column Flotation '88, Annual SME Meeting, K.V. Sastry Ed., Phoenix-Arizona*, pp.257-265.
- YANG, D.C., 1991, Technical advantages of packed flotation. *Column '91 Proceedings of an International Conference on Column Flotation*, pp. 632-643.
- YIANATOS, J.B., FINCH, J. A. e LAPLANTE, A.R., 1986, Holdup profile and bubble size distribution of flotation column froths, *Can. Metall. Quar.*, v. 25 (1), p. 23-29.
- YIANATOS, J. B. e FINCH, J. A., 1987, Condiciones típicas de diseño y aplicación de columnas de flotación industrial. *Minería Chilena*, Mayo, p. 39-45.

- YANNOPOULUS, J.C., 1991, The extractive metallurgy of gold, Van Nostrand Reinhold, New York. P. 253-254.
- YE, Y., GOPALAKRISHNAN, S., PACQUET, E. e MILLER, J.D., 1988, Development of the air-sparged hydrocyclone A Swirl-Flow Flotation Column., Column Flotation 88, Phoenix, Arizona, p. 305-313.

ANEXO A

Tabela A.1. Estudos de flotação em CC e C3P. Amostra de alimentação à flotação "rougher".

Velocidade de alimentação (cm/s)	CC		C3P	
	Teor de Au (g/t)	Recuperação (%)	Teor de Au (g/t)	Recuperação (%)
1,1	72,8	50,8	117,0	44,7
1,9	88,0	63,8	168,0	52,5

Tabela A.2. Efeito da velocidade de alimentação na recuperação e teor de ouro nos concentrados.

Velocidade de alimentação (cm/s)	Teor de ouro (g/t)	Recuperação (%)
0,70	59,3	41,0
0,90	69,4	59,1
0,94	75,3	50,5
1,04	39,6	38,7

Tabela A.3. Efeito do fluxo de ar na recuperação e teor de ouro nos concentrados.

Velocidade do ar (cm/s)	Teor de ouro (g/t)	Recuperação (%)
1,6	160,4	15,5
1,7	136,2	14,4
2,2	120,7	13,5
2,8	91,2	9,9

Tabela A.4. Efeito da velocidade de alimentação na recuperação e teor de ouro nos concentrados em coluna piloto.

Velocidade de alimentação (cm/s)	Teor de ouro (g/t)	Recuperação (%)
0,9	160,4	15,5
1,14	71,8	9,4
1,24	58,9	8,7

Tabela A.5. Efeito da velocidade de água I na recuperação, teor e razão de enriquecimento dos concentrados na C3P com CAI prévio.

Velocidade água I (cm/s)	Teor		Recuperação		R(e)	
	Au (g/t)	Cu (%)	Au (%)	Cu (%)	Au	Cu
0,29	12,2	3,76	12,5	7,8	61,0	37,2
0,33	6,96	4,96	6,2	8,5	23,2	32,2
0,37	5,58	5,06	4,0	7,4	18,6	39,2
0,41	5,11	5,80	2,5	5,2	17,6	41,3

Tabela A.6. Efeito da velocidade de alimentação na e razão de enriquecimento dos concentrados obtidos na C3P com CAI.

Velocidade de alimentação (cm/s)	Teor		Recuperação		R(e)	
	Au (g/t)	Cu (%)	Au (%)	Cu (%)	Au	Cu
0,63		-	-	-	-	-
0,87	6,70	2,25	12,2	10,1	29,0	25,0
0,95	12,2	3,76	12,5	7,8	61,0	37,2
1,24	7,60	2,20	13,9	10,5	34,6	25,0

Tabela A.7. Efeito da velocidade de ar na recuperação, teor e razão de enriquecimento dos concentrados na C3P com CAI prévio.

Velocidade do ar (cm/s)	Teor		Recuperação		R(e)	
	Au (g/t)	Cu (%)	Au (%)	Cu (%)	Au	Cu
0,91	12,20	3,76	12,5	7,8	61,0	37,2
0,99	-	-	-	-	-	-
1,23	8,40	3,93	7,2	11,8	40,0	60,5
1,56	5,06	4,36	9,8	18,1	14,5	27,8

Tabela A.8. Efeito da velocidade de ar na recuperação e teor dos concentrados da CC e C3P.

Velocidade de ar (cm/s)	CC						C3P					
	Teor		R (%)		R(e)		Teor		R (%)		R(e)	
	Cu (%)	Au (g/t)	Cu	Au	Cu	Au	Cu (%)	Au (g/t)	Cu	Au	Cu	Au
0,91	3,5	3,2	34,0	23,2	13,0	8,2	7,46	6,8	13,4	14,9	21,3	27,2
0,99	3,34	3,4	33,2	25,4	13,9	10,0	4,44	3,9	19,6	19,3	14,8	14,4
1,23	1,74	1,6	7,1	3,5	8,7	4,1	5,82	9,2	12,4	15,4	23,3	28,8
1,56	1,18	1,9	15,9	12,2	5,7	4,2	4,48	13,0	11,6	14,8	17,9	24,5

Tabela A.9. Efeito da velocidade de água I na recuperação e teor dos concentrados da CC e na C3P.

Velocidade de água I (cm/s)	CC						C3P					
	Teor		R (%)		R(e)		Teor		R (%)		R(e)	
	Cu (%)	Au (g/t)	Cu	Au	Cu	Au	Cu (%)	Au (g/t)	Cu	Au	Cu	Au
0,29	3,5	3,2	34,0	23,2	13,0	8,2	7,5	6,8	13,4	14,9	21,3	27,3
0,33	1,8	1,5	21,1	9,5	8,6	3,8	6,8	18,6	3,6	4,7	34,0	46,5
0,37	1,7	1,7	19,8	12,3	7,7	4,9	2,4	3,9	16,9	10,3	19,6	13,0
0,41	1,7	1,6	20,4	12,0	7,4	4,1	3,2	5,0	11,6	12,1	11,4	12,5

Tabela A.10. Efeito da velocidade de alimentação na recuperação e teor dos concentrados da CC e C3P piloto.

Velocidade de alimentação (cm/s)	CC						C3P					
	Teor		R (%)		R(e)		Teor		R (%)		R(e)	
	Cu (%)	Au (g/t)	Cu	Au	Cu	Au	Cu (%)	Au (g/t)	Cu	Au	Cu	Au
0,63	2,0	2,0	22,2	14,2	8,4	5,4	4,9	4,8	6,0	3,5	19,8	10,7
0,87	1,5	6,0	6,3	6,7	6,4	7,3	5,7	6,8	3,1	2,2	22,7	15,8
0,95	3,5	3,2	34,0	23,2	13,0	8,2	7,5	6,8	13,4	14,9	21,3	27,2
1,24	1,7	9,9	4,6	7,5	7,7	12,4	4,0	6,0	6,5	4,9	20,0	15,0

Tabela A.11. Efeito da velocidade de água de lavagem II na recuperação, teor e razão de enriquecimento dos concentrados na C3P com CAI prévio.

Velocidade água II (cm/s)	Teor		Recuperação		R(e)	
	Au (g/t)	Cu (%)	Au (%)	Cu (%)	Au	Cu
0,10	7,10	3,86	4,5	3,9	31,0	25,9
0,15	10,0	5,32	1,8	2,7	47,6	63,3
0,20	12,2	3,76	12,5	7,8	61,0	37,2
0,25	11,1	5,40	2,2	3,0	55,4	75,0

ANEXO B

B. Estudo de viabilidade econômica de implantação do sistema integrado CAI e flotação em C3P.

O estudo econômico foi realizado considerando alternativas de recuperação das partículas portadoras de ouro através do processo integrado CAI-C3P na usina de flotação San José. A capacidade da usina foi estimada em 30.000 t/mês. As condições consideradas no circuito foram:

Tabela 6.1. Condições de operação da usina San José.

Condições de operação	Ouro	Cobre
Recuperação global	70 %	85 %
Teor de alimentação	1,3 g/t	1,3 %
Teor de rejeito	0,2 g/t	0,3 %
Teor de concentrado	14 g/t	22 %

Os concentrados obtidos na planta são vendidos à fundição da Empresa Nacional de Minería (ENAMI) com os seguintes valores por tonelada.

Tabela 6.2. Preços de concentrados pagos pela ENAMI.

Metal	Valor US\$/t
Base 20% de Cu	331,5
Escala 1% de Cu	22,2
Escala 1 g/t de Au	11,8

B.1. Variáveis econômicas do circuito.

Na análise do circuito de flotação da planta San José foi considerada uma produção nominal de 30 dias de operação. As considerações gerais e metas técnicas deste estudo econômico foram as seguintes:

- a) Determinação do circuito adequado para a implementação do tratamento do rejeito;

- b) Avaliação do custo de investimento dos equipamentos utilizados no tratamento integrado de rejeito final da usina;
- c) Determinação da produção nominal de concentrado da planta, incluindo a etapa de tratamento de rejeito;
- d) Cálculo da produção mensal de concentrado atual e a obtida com o novo processo;
- e) Determinação dos custos operacionais de cada equipamento, que se dividem em:
 - custo de energia;
 - custo de mão de obra;
 - custo de manutenção.
- f) Cálculo dos custos de manuseio de concentrado:
 - custo de transporte;
 - custo de secagem e movimentação do concentrado;
- g) avaliação econômica

B.1.1. Diagrama geral do processo de CAI e C3P no rejeito.

A Figura B.1 apresenta o esquema do processo para a recuperação do ouro dos rejeitos da usina San José. A proposta engloba o condicionamento em alta intensidade para agregação das partículas de ouro finas e ultrafinas contidas no rejeito e a recuperação dos agregados formados em na coluna de três produtos para obter um concentrado com teor de ouro similar ao da usina.

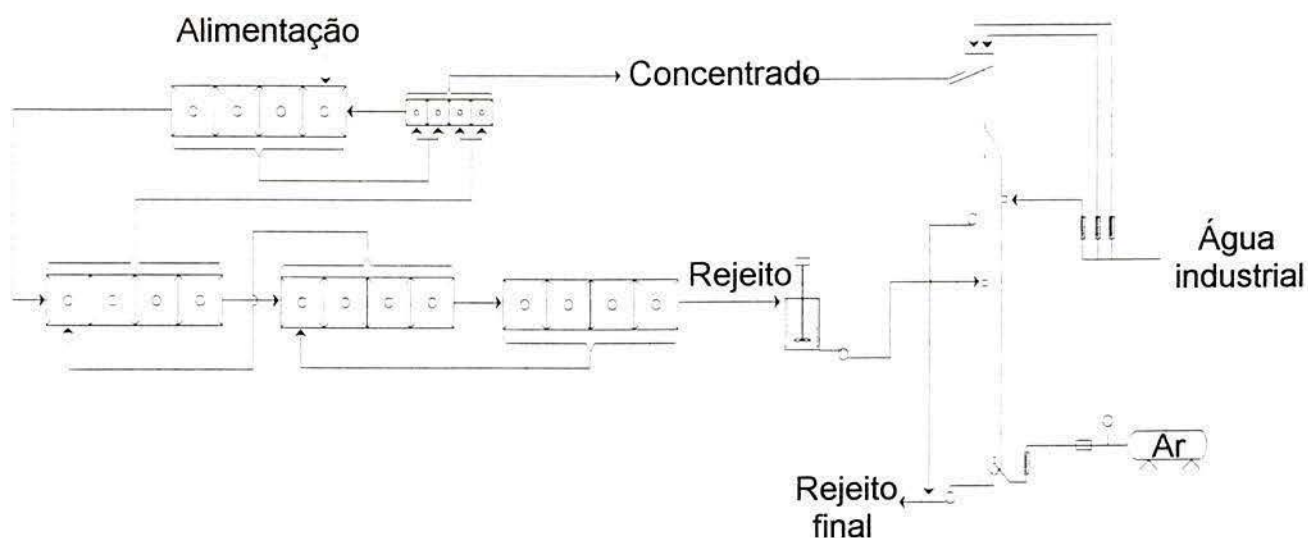


Figura B.1. Diagrama geral do tratamento do rejeito usando CAI e flotação em C3P.

B.1.2. Dimensionamento e custos de investimento dos equipamentos para o tratamento de rejeito.

Nesta seção apresenta-se o método para determinar o consumo de ar, bombas de polpa e água, dimensionamento da coluna de três produtos e condicionamento em alta intensidade e os custos de investimentos.

B.1.2.1. Consumo de ar.

O consumo de ar da coluna foi determinado da seguinte forma:

$$\text{Consumo de ar (m}^3/\text{h)} = \text{Velocidade superficial. gás} \times \text{Área da coluna}$$

A potência necessária foi calculada como sendo o dobro da potência do motor requerida para o trabalho contínuo com o objetivo de permitir que o compressor tenha períodos de detenção intermitentes. Além disso o compressor com o dobro da potência trabalha somente a metade do tempo, o que permitiria realizar manutenções rápidas.

Para o cálculo da potência requerida do compressor foram consideradas condições restritivas tais como a velocidade superficial do gás de 2 cm/s.

A potência (P) requerida foi calculada como:

$$P = \frac{\text{Energia específica} \left[\frac{\text{kWh}}{\text{m}^3} \right] \times \text{Caudal} \left[\frac{\text{m}^3}{\text{h}} \right]}{\text{Fator de Potência} \times 0,76 \left[\frac{\text{kW}}{\text{HP}} \right]}$$

Na Tabela 6.3 são apresentados os dados resumidos do consumo de ar na coluna.

A energia específica foi obtida do gráfico do Atlas Copco (Atlas Copco Air Compressors). As perdas de carga são consideradas no cálculo da potência necessária.

Tabela 6.3. Resumo do consumo de ar na coluna.

Item	1000 t/dia
Diâmetro da coluna, (cm)	150
Área da coluna, (cm ²)	17.663
Velocidade sup. gás, (cm/s)	2,0
Consumo de ar, (cm ³ /s)	35326
Consumo de ar, (m ³ /h)	127,2
Pressão de trabalho, (psi)	40
Energia específica, (kWh/m ³)	0.037
Potência teórica, (kW)	8,85
Fator potência	0,85
Potência motor, (KVA)	16
Potência motor, (HP)	20
Potência desenho, (HP)	40

B.1.2.2. Requerimento de bombeamento de polpa.

As bombas requeridas para a alimentação, rejeito e produto drenado foram determinadas pela vazão de polpa e suas características são apresentada na Tabela 6.4.

Tabela 6.4. Energia para bombeamento da polpa.

Item	1000 t/dia
Altura dinâmica, (m)	6
Densidade do minério, (kg/L)	2,8
Porcentagem de sólido, (%)	28
Densidade de polpa, (kg/L)	1,2
Vazão, (L/min)	2.034
Vazão, (kg/min)	2.441
Potência nominal, (kgm/min)	14.646
Potência, (HP)	3,8
Potência motor, (HP)	7,6
Potência necessária, (HP)	10

A potência do motor da bomba foi calculada da seguinte forma:

$$P = \frac{v \left[\frac{\text{L}}{\text{min}} \right] \times \rho \left[\frac{\text{kg}}{\text{L}} \right] \times h \text{ [m]}}{4560 \left[\frac{\text{kg.m}}{\text{min.HP}} \right] \times \varepsilon},$$

onde v é a vazão; ρ é a densidade; h é a altura dinâmica e ε a eficiência

A altura dinâmica considera as perdas de carga na tubulação. A eficiência para as bombas varia geralmente entre 40 e 60%; neste estudo ela foi de 50%.

B.1.2.3. Requerimentos de bombeamento de água de lavagem.

Para a estimativa da água de lavagem foi empregou-se o gráfico dado por Yianatos e Finch (1987). Utilizou-se para a fração de concentrado no topo da coluna, E_c , um valor de 0,2 e uma velocidade superficial de 2 cm/s, obtendo-se uma velocidade superficial de água de lavagem de 0,65 cm/s.

No cálculo da potência necessária para as bombas de água de lavagem utilizou-se a mesma fórmula dada para a bomba de polpa. Os resultados são apresentados na Tabela 6.5.

Tabela 6.5. Potência requerida para a bomba da água de lavagem.

Item	1000 t/dia
Diâmetro coluna, (cm)	150
Área coluna, (cm ²)	17.672
Velocidade superficial de água, (cm/s)	0,65
Vazão, (L/min)	688,9
Altura dinâmica, (m)	6
Potência requerida, (HP)	0,12
Potência motor, (HP)	1,8
Potência necessária, (HP)	3,0

Para o desenho do condicionador turbulento do rejeito a vazão de polpa foi de 2034 L/min, com um tempo de retenção de 2 minutos. As dimensões do tanque de agitação, os acessórios e a energia para a agitação são apresentados na Tabela 6.6.

Tabela 6.6. Dados empregados no desenho do condicionador turbulento.

Item	1000 t/dia
Vazão, (L/min)	2034
Condicionador, (m)	D = 1,8 ; L = 2,5
Hélice de quatro paletas, (m)	0,60
Altura da hélice, (m)	0,60
Defletores, (m)	0,15
Motor, (HP)	25

B.1.2.4. Circuito de controle.

Com o objetivo de que a C3P tenha uma operação eficiente foi selecionado um sistema para fixar a água de lavagem e a alimentação junto a um sistema de controle de nível para a interface polpa-espuma. Este último conectado ao fluxo de rejeito, a única variável a ser manipulada .

B.1.2.5. Custo de investimento.

- custo total de investimento foi determinado considerando os itens apresentados nas Tabelas 6.7 e 6.8. Para a C3P o valor aproximado da construção da planta é analisado considerando os itens dados a seguir.

Tabela 6.7. Custos de investimento.

Item	Valor (US\$)
Coluna	75.000
Estrutura	14.500
Compressor	33.000
Bombas de polpa (2)	7.500
Bomba de água (2)	4.200
Instrumentação	4.300
Controle	7.000
Total	145.500

O custo do tanque de condicionamento em alta intensidade e seus acessórios são descritos na Tabela 6.8.

Tabela 6.8. Custos de investimento do CAI.

Item	Valor (US\$)
Tanque	6.250
Hélice, Defletores	1.300
Bomba de polpa	3.750
Estrutura	600
Controle	750
Total	12.650

B.1.3. Produção mensal de concentrado no sistema atual.

A produção de concentrado no circuito convencional é calculado a partir da seguinte fórmula:

$$B = A \times \frac{a - c}{b - c}$$

onde,

B = Produção de concentrado (t/mês)

A = Mineral alimentado 30.000 (t/mês)

a = Teor na alimentação.....1,3 % Cu;.....1,2 g/t Au

b = Teor no concentrado.....22 % Cu;.....14 g/t Au

c = Teor no rejeito.....0,3 % Cu;.....0,2 g/t Au

com o que se obtém $B = 1370$ (t/mês)

O valor dos concentrados segundo a tarifa da ENAMI foi de:

Valor unitário = (base 20%) + (b - 20) x escala(1%) + (g/t) de Au

Valor concentrado = US\$/t 541,1 x 1370 (t/mês)

= US\$ 740.584

B.1.4. Produção mensal de concentrado com o tratamento de rejeito.

O cálculo da produção de concentrado contando com a incorporação de uma planta de tratamento do rejeito é descrito a seguir:

A= 28.630 (t/mês)

a = 0,30 % Cu.....0,20 g/t Au

b = 8,00 % Cu.....18 g/t Au

c = 0,25 % Cu.....0,15 g/t Au

ou $B = 185$ (t/mês)

Somando-se este valor ao concentrado obtido na etapa de flotação convencional temos um concentrado:

Massa total da mistura dos concentrados	= 1.555 (t)
Cobre contido no concentrado	= 316,2 (t)
Ouro contido no concentrado	= 22.510 (g)
Teor de cobre concentrado	= 20,3 (%)
Teor de ouro concentrado	= 14,5 (g/t)

o que tem um valor de:

$$\text{Valor unitário} = \text{US\$/t } 512,51 \times 1555 \text{ t}$$

$$\text{Valor unitário} = \text{US\$ } 791.843$$

O custo adicional para a instalação do sistema CAI e flotação em C3P no tratamento do rejeito final é de US\$ 51.259.

B.1.5. Custo de operação

O custo de operação é determinado pelo somatório dos custos de energia, mão de obra, custo de manutenção e reparação, manuseio e secagem do concentrado.

B.1.5.1. Consumo energético

Como o processo é contínuo, considera-se um tempo nominal de operação de 720 horas mensais. O consumo energético foi estimado em termos do compressor, condicionador e bombas de polpa e água. O compressor foi desenhado para trabalhar a metade do tempo total (360 horas).

O custo global de energia elétrica consumida é apresentado na Tabela 6.9.

Tabela 6.9. Custos globais envolvidos no consumo energético.

Equipamento	Potência HP	Potência kW	Tempo h/mês	Consumo KWh/mês	Valor US\$/kW	Custo US\$/mês
Compressor	75,0	56,0	360	20.160	0,04	806,4
Bomba de polpa	10,0	7,5	720	5.400	0,04	216
Bomba de polpa	10,0	7,5	720	5.400	0,04	216
Bomba de polpa	5,0	3,7	720	2.664	0,04	107
Bomba de água	3,0	2,2	720	1.584	0,04	63
Bomba de água	3,0	2,2	720	1.584	0,04	63
Condicionador	17,0	12,7	720	9.144	0,04	366
Total	123,0	91,8		45.936	0,04	1.837,4

B.1.5.2. Custo de mão de obra

O sistema de CAI e a C3P requerem um operador exclusivo por turno.

Custo da mão de obra = 1 operador/turno x 3 turno x 238 US\$/operador mês

Custo da mão de obra = 714 US\$/mês

B.1.5.3. Custos de manutenção e reparação

A estimativa foi feita considerando uma média dos custos de operação das plantas que usam a coluna convencional de mesma capacidade.

Custo de manutenção e reparação = 690 US\$/mês

B.1.6. Custo de manuseio de concentrado

Neste item consideram-se os valores já existentes referentes ao transporte do concentrado desde a usina San José até a fundição da Empresa Nacional de Minería:

Custo de manuseio de concentrado = 185 t/mês x 7 US\$/t

Custo de manuseio de concentrado = 1295 US\$/mês

B.1.6.1. Custos de secagem e transporte interno

Foram considerados os mesmos custos atuais da usina:

Custo de secagem e transporte = 185 t/mês x 4 US\$/mês

Custo de secagem e transporte = 740 US\$/mês

B.1.7. Avaliação econômica.

A partir dos dados anteriores e com a ajuda do programa LOTUS 123, realizou-se a avaliação econômica da alternativa proposta neste estudo. Este programa permite realizar os cálculos com exatidão e rapidez, bem como quantificar a sensibilidade do comportamento dos indicadores econômicos sobre a variação de parâmetros tais como o teor do concentrado obtido e tabela de preço de concentrado.

A metodologia seguida foi a seguinte:

- Foram considerados os valores de investimento e custos determinados anteriormente;
- Estes valores foram processados no programa e os valores totais de produção de concentrado, receitas e custos calculados;
- O investimento foi calculado considerando os valores da coluna e o condicionador turbulento;
- O fluxo de caixa foi calculado como:

$$\text{Fluxo} = (\text{VCCN} - \text{VCCA}) - (\text{CMCN})$$

- VCCN = Valor concentrado circuito novo;
- VCCA = Valor concentrado circuito atual;
- CMCN = Custos mensais circuito novo

O fluxo de caixa foi determinado desta forma comparando-se o circuito proposto com o convencional. Se o resultado do fluxo é positivo, a instalação do novo processo é vantajosa.

Na análise econômica utilizou-se os seguintes critérios

Vida útil do projeto = 5 anos

Taxa de atualização = 12 %

Posteriormente, os resultados obtidos foram sensibilizados variando os parâmetros tabela de preços de concentrado e teor de concentrado. Estas análises foram feitas variando um parâmetro e mantendo os demais constantes.

B.1.7.1. Resultados

Seguindo o procedimento descrito anteriormente os valores calculados para a alternativa proposta foram:

Investimento	=	US\$ 158.150
Fluxo	=	US\$ 45.986
TIR	=	26,3 %
V.A	=	US\$ 90.787

Segundo esses indicadores econômicos a alternativa de implantação do circuito de condicionamento em alta intensidade, CAI e flotação em coluna de três produtos, C3P é altamente atrativa.

B.1.7.2. Análise de sensibilidade.

Conforme mencionado anteriormente, os parâmetros sensibilizados foram o teor de ouro no concentrado misto, incluindo o proveniente da usina de tratamento de rejeitos e a diminuição do preço do concentrado da ENAMI.

A Figura 6.3 apresenta os resultados do Valor Atual (VA) em relação à variação do teor de ouro no concentrado.

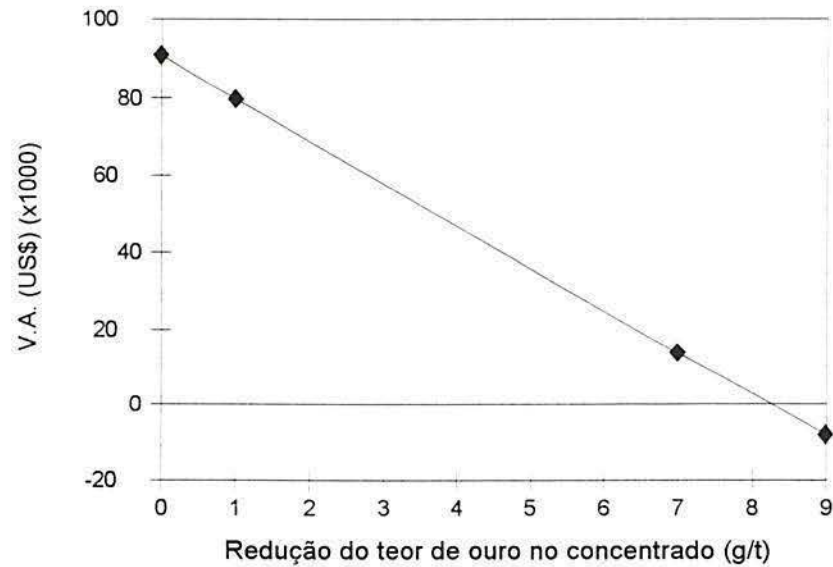


Figura B.2. Variação do valor atual com a incidência do teor de ouro no concentrado

Com a diminuição do teor de ouro nos concentrados, obtidos a partir do rejeito tratado pelo processo de condicionamento em alta intensidade e flotação em coluna de três produtos, a um valor de 8,9 g/t o valor atual chega a zero. Isto indica que o valor atual é altamente sensível a este parâmetro.

Na Figura 6.4 são apresentados os resultados da análise de sensibilidade da redução do preço de ouro no concentrado.

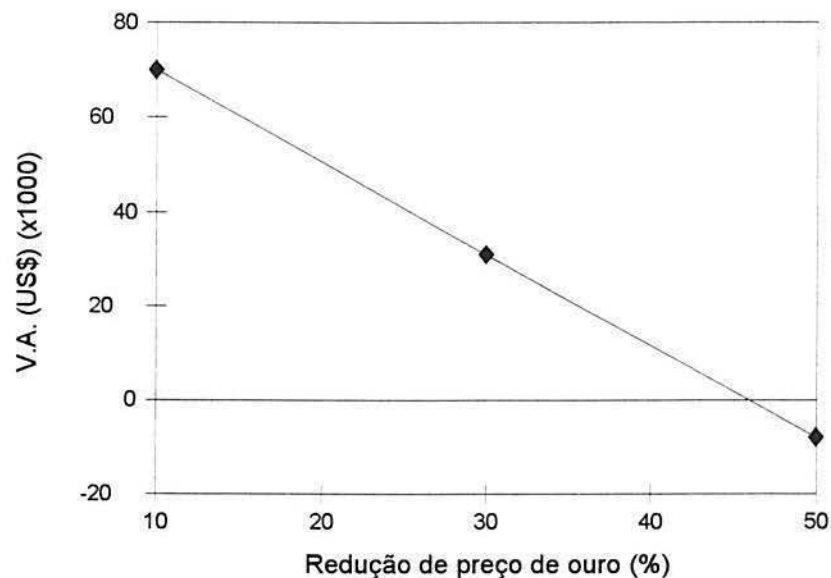


Figura B.3. Variação do valor atual com o preço do ouro no concentrado.

No caso do preço do ouro diminuir, o V.A. pode chegar a zero quando o preço da tabela é reduzido em 46% (ou seja US\$ 6,3 por g/t de ouro), o que indica que o valor atual também é sensível à variação do preço do ouro. Esta variável é muito importante pois é bem conhecido que o preço do ouro não tem um comportamento previsível, já que é afetado por um grande número de fatores.