

REGINA CÉLIA MONTEIRO DA SILVA

DESENVOLVIMENTO DE UM NOVO EQUIPAMENTO GRAVÍTICO

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

São Paulo

1998

REGINA CÉLIA MONTEIRO DA SILVA

DESENVOLVIMENTO DE UM NOVO EQUIPAMENTO GRAVÍTICO

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

Área de Concentração:

Engenharia Mineral

Orientador:

Prof. Dr. Arthur Pinto Chaves

São Paulo

1998

Ao meu querido Jesus
pela sua Luz sempre presente

AGRADECIMENTOS

Aos meus pais, por terem me feito crescer com amor, honestidade e dedicação ao trabalho.

Ao meu esposo pela compreensão, paciência, amor e desprendimento mostrados durante a elaboração deste trabalho.

Ao orientador prof. Dr. Arthur Pinto Chaves, pelo apoio, contribuições e sugestões durante o desenvolvimento da pesquisa.

Ao Diretor do CETEM, prof. Dr. Roberto Villas Bôas e aos professores doutores da EPUSP, Eduardo Camilher e Arthur Pinto Chaves, pelo grande empenho para realização do curso em Engenharia Mineral (CETEM - EPUSP), que proporcionou excelente aperfeiçoamento aos pesquisadores do CETEM.

À química Nilza e a equipe do DQI, pelas análises químicas, amizade e convívio diário.

Ao técnico João Félix, pela ajuda na execução da parte experimental.

Ao pessoal da oficina mecânica, pela construção, calibração e manutenção do equipamento.

Ao arquiteto Jacinto Frangella, pelo projeto e desenho do equipamento, apoio e ajuda às minhas reivindicações.

À querida amiga Dra. Themis Carageorgos, pela amizade, incentivo e ajuda durante a redação do trabalho.

Ao amigo, M.Sc. Júlio Guedes pela confecção dos gráficos.

À amiga, M.Sc. Dionísia dos Santos pela amizade e apoio em muitos momentos.

Ao amigo, M.Sc. Ivan Falcão pelo auxílio na editoração do texto.

Enfim, a todos que direta ou indiretamente contribuíram para o sucesso deste empreendimento.

RESUMO

O presente estudo visa a construção e o desenvolvimento de um novo equipamento gravítico.

O funcionamento do equipamento foi avaliado através de ensaios de concentração de finos de carvão de Candiota - RS. Nestes ensaios foi verificada a influência das variáveis do processo, como: vazão e porcentagem de sólidos da alimentação, vazões da água da alimentação e de lavagem e a oscilação do equipamento.

Os resultados deste estudo constataam a possibilidade de se concentrar os finos de carvão com descarte das cinzas e do enxofre pirítico, utilizando o concentrador MONTEIRO.

ABSTRACT

This work deals with the erection and development of an inedit gravity equipment.

Concentration tests were carried out using coal fines from Candiota-RS-Brazil in order to evaluate the equipment performance. In these experiments, the influence of the main process variables as flow rate, per cent solids, wash water flow rate and water flow rate in feed and equipment oscilation were verified.

The results from this indicate the possibility of concentrating coal fines by rejecting the ashes and pyrite sulphur using the MONTEIRO concentrator.



ERRATA para ser anexada à tese
"Desenvolvimento de um novo equipamento gravítico"
Regina Célia Monteiro da Silva

- p. 1, linha 13: onde se lê *dentário* leia-se *densitário*.
- p. 27, linha 10: onde se lê (79% +180 μ m até 33,6% - 90 μ m) leia-se (79% +180 μ m até 33,6% - 0,090 μ m).
- p. 27, item 4.2: o concentrador não possui partes móveis.
- p. 33 linha 3: onde se lê *semi-circular* leia-se *circular*.
- p. 48, linha 1: onde se lê *composição dos minérios na alimentação* leia-se *concentradores espirais, levando em conta as características da granulometria e composição dos minérios na alimentação*).
- p. 55, linha 22: onde se lê *retardada* leia-se *perturbada*.
- p. 82: incluir:

Comparação entre o concentrador Monteiro e a mesa Wilfley

equipamento	capacidade dimensões (mm)			motor (CV)	peso (Kg)	preço (R\$)
	(kg/h)	C	L			
concentrador Monteiro	70-140	1230	600	0,5	185	1.000,00
mesa Wilfley	40-110	1627	610	0,5	250	11.000,00

p. 83: Deve ser substituída por:

8. CONCLUSÕES

A autora desenvolveu um equipamento inédito de projeto simples e fácil construção. Ele é mais barato que os equipamentos disponíveis no mercado, considerando-se produção e custo de fabricação, para desempenhos comparáveis.

O trabalho experimental restringiu-se ao carvão de Candiota, que é um carvão de beneficiamento reconhecidamente difícil. Os resultados obtidos foram superiores aos encontrados na literatura.



ESCOLA POLITÉCNICA DA UNIVERSIDADE DE SÃO PAULO
DEPARTAMENTO DE ENGENHARIA DE MINAS
Laboratório de Tratamento de Minerais e Resíduos Industriais

As variáveis operacionais do concentrador Monteiro são:

- diluição da polpa de alimentação,
- frequência da oscilação,
- vazão e posição da água de lavagem,
- inclinação do equipamento.

Os mecanismos de separação são os mesmos que são utilizados na separação por lâmina d'água. A' estratificação do leito junto à superfície do equipamento seleciona os minerais pesados. As forças de Bagnold se encarregam de segregar as partículas grosseiras de carvão para a superfície do leito, garantindo assim a seletividade da separação.

SUMÁRIO

Agradecimentos	
<i>Resumo</i>	
<i>"Abstract"</i>	
1 INTRODUÇÃO	1
2 FUNDAMENTOS TEÓRICOS	3
2.1 Escoamento de líquidos em camadas	3
2.2 Separação em leito móvel	8
2.3 Forças de Bagnold	12
3 EQUIPAMENTOS UTILIZADOS E APLICAÇÕES	14
3.1 Calhas	16
3.2 Espirais	16
3.3 Cones Reichert	18
3.4 Mesas	19
4 PRINCÍPIOS DE FUNCIONAMENTO, CONSTRUÇÃO E OPERAÇÃO DOS EQUIPAMENTOS	21
4.1 Calhas	21
4.2 Espirais	27
4.3 Cones Reichert	48
4.4 Mesas	54
5 PROJETO E CONSTRUÇÃO DO EQUIPAMENTO CONTÍNUO	69
5.1 Descrição do equipamento	69
5.2 Procedimento de ajuste do equipamento para realização dos ensaios de concentração	70
6 ENSAIOS DE CONCENTRAÇÃO	71
6.1 Descrição e caracterização da amostra	71
6.2 Preparação da amostra	71
6.3 Concentração em escala contínua	71
6.4 Análises químicas	71
7 RESULTADOS E DISCUSSÃO	74
7.1 Descrição e caracterização da amostra	74
7.2 Concentração em escala contínua	75
8 CONCLUSÕES	83
ANEXO	84
REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS	85
Lista de tabelas	95
Lista de figuras	96

1 INTRODUÇÃO

A grande quantidade de finos de carvão gerada na exploração de carvão, as restrições ambientais mais severas com respeito à descarga dos efluentes das usinas de concentração (usualmente chamadas de "lavadores") impostas pela Secretaria do Meio Ambiente (Portaria Interministerial n. 917/82, de junho de 1982, Ministério do Interior, Brasil), a necessidade de beneficiamento para a obtenção de um rendimento maior e qualidade melhor do carvão vendável e o surgimento de novos mercados para utilização de finos⁽¹⁾, são fatores que têm contribuído para causar o grande interesse a nível nacional no tratamento das frações finas de carvão. Este mesmo interesse se verifica a nível mundial.

O carvão brasileiro caracteriza-se pelo seu difícil beneficiamento provocado pelo alto teor e fina disseminação de matéria mineral na matriz orgânica^(2,3).

Os processos dentários convencionais (jigagem, mesagem, espiralagem e separação em meio denso) utilizados no beneficiamento de carvão perdem eficiência com a presença de partículas menores que 0,074 mm⁽⁴⁾ e mesmo a flotação, que é a técnica usada para tratar a fração fina (- 0,59 + 0,074 mm) mostra baixa eficiência na presença de partículas ultrafinas⁽⁶⁾. Na prática industrial do beneficiamento de carvão isto acarreta perdas consideráveis de matéria carbonosa e descarte de grande quantidade de efluentes dos lavadores, gerando, respectivamente problemas econômicos e ambientais no caso do não tratamento desses rejeitos⁽⁶⁾.

No Brasil, os processos de beneficiamento de carvão caracterizam-se pelo descarte de uma fração fina, cuja granulometria varia em função do tipo de carvão

processado e do fluxograma de tratamento. Geralmente, em Santa Catarina, a fração rejeitada situa-se abaixo de 0,149 mm, no Paraná a fração fina é descartada a 0,21 mm, enquanto que, no Rio Grande do Sul, o descarte se dá na fração abaixo de 0,59 mm, exceto nos casos dos lavadores de Leão I e Recreio^(6,7).

A dificuldade em tratar as partículas finas de carvão por métodos gravíticos motivou o presente estudo - desenvolver um equipamento inédito para concentrar a matéria carbonosa, eliminar as cinzas e o enxofre e ainda para a concentração de outros minerais.

A relevância do assunto se evidencia da possibilidade de aumentar a recuperação de carvão e diminuir o volume de rejeitos a serem descartados. Isto implica em diminuição do impacto ambiental e na melhor conservação dos recursos naturais.

2 FUNDAMENTOS TEÓRICOS

2.1 Escoamento de Líquidos em Camadas

O fundamento teórico do processo de concentração em lâmina d'água aqui apresentado é baseado na discussão clássica feita por GAUDIN⁽⁸⁾.

O mecanismo básico de separação decorre do gradiente de velocidades que se estabelece em um escoamento não forçado (escoamento laminar). As diferentes lâminas se movem com velocidades individuais cuja distribuição é aproximadamente parabólica, como indicado na Figura 2.1.

A velocidade é zero na base, máxima próxima á superfície da lâmina e cai na superfície, devido ao atrito com atmosfera. Os valores da velocidade, em regime de escoamento para condições constantes, são afetadas pela viscosidade do fluido, ou seja, pela existência do atrito interno de uma camada de líquido sobre a outra.

Em tais condições, o número de Reynolds (Re) é inferior a 500. Nesse caso o Re é definido como,

$$Re = \rho vx / \eta. \quad (1)$$

Onde,

ρ = densidade do fluido (kg/m^3),

v = velocidade do fluido (ms^{-1}),

x = espessura da lâmina d'água (mm),

η = viscosidade dinâmica do fluido (kg/m.s).

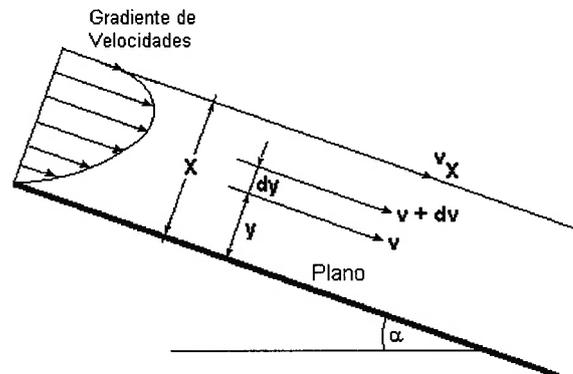


Figura 2.1 Velocidade do fluxo em lâmina d'água

A velocidade do líquido em uma profundidade y , é dada pela equação:

$$v_y = \frac{(\rho g \operatorname{sen} \alpha)(2x - y)y}{2\eta} \quad (2)$$

onde, de acordo com a Figura 2.1,

ρ = densidade do fluido (kg/m^3),

v = velocidade do fluido (m/s),

η = viscosidade do fluido ($\text{kg}/\text{m}\cdot\text{s}$),

α = ângulo de inclinação da superfície.

As partículas sólidas em suspensão têm duas componentes de velocidade, ver Figura 2.2:

- v_f na direção do escoamento, dada pela equação acima, e função apenas da posição da partícula no escoamento (cota y), uma vez que a massa do líquido é infinita em relação à da partícula e esta adquire a sua velocidade.
- v_v na direção vertical, devido ao peso da partícula e proporcional à sua massa (volume e densidade).

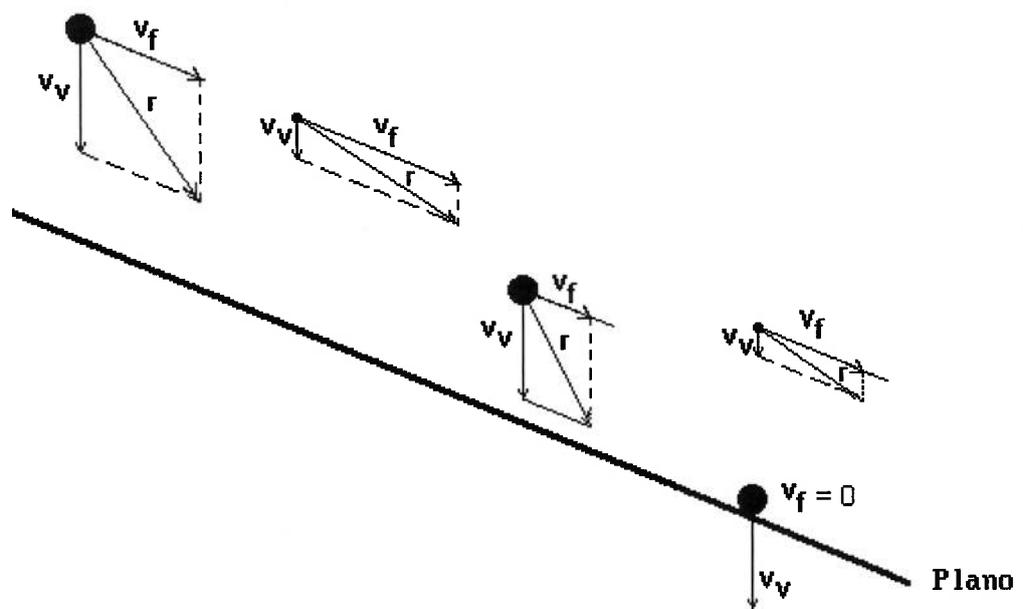


Figura 2.2 Componentes da velocidade das partículas em suspensão

As duas partículas mostradas no lado esquerdo da Figura 2.2 têm portanto velocidades diferentes e a mais pesada afundará mais rapidamente.

Decorrido um lapso de tempo, a situação é a mostrada no lado direito da mesma figura. Ambas as partículas mudaram de posição e estão em lâminas com velocidades menores no sentido vertical. Isto faz com que a velocidade resultante aumente. O efeito é muito mais acentuado para partícula pesada e, considerando o formato do gradiente de velocidades, é fácil de entender que a partícula pesada afunda cada vez mais depressa.

Ao tocar o fundo da calha, a partícula pesada atinge a camada limite, cuja velocidade é zero e então ela fica em repouso sobre o fundo.

Os escoamentos de caráter não turbulento, o que significa um número de Reynolds menor que 500, podem ser facilmente adaptados para separar minerais de acordo com suas densidades⁽⁹⁾.

Outros mecanismos, dependendo do equipamento em particular ajudam a separação, quais sejam⁽¹⁰⁾:

- (i) a estratificação vertical das partículas dentro de um leito particulado;
- (ii) separação das camadas estratificadas na direção do fluxo.

A estratificação ocorre quando as partículas suspensas no fluido, se sedimentam diferencialmente, por exemplo, as partículas leves, pequenas e achatadas sedimentam mais vagorosamente do que as partículas pesadas, esféricas e grandes⁽¹¹⁾.

Como resultado conjunto da sedimentação retardada e da consolidação intersticial, as partículas finas leves são recuperadas juntamente com as grossas e pesadas⁽¹²⁾. Segundo TEIXEIRA⁽¹³⁾, a separação através do escoamento laminar é crítica em relação à uniformidade do tamanho da partícula. O efeito do empuxo numa camada laminar é desproporcionalmente elevado para os tamanhos maiores que para os menores, podendo anular qualquer outro fator diferenciador, como o atrito ou a aderência. Donde se conclui que o método de lâmina d'água deve ser aplicado preferencialmente em faixas granulométricas com amplitude menor.

O carpete e os rifles agem como acessórios importantes de separação quando a camada de partículas próxima a superfície do concentrador não sofre influência do mecanismo de separação no escoamento laminar⁽¹²⁾. Os equipamentos que utilizam a concentração através de lâmina d'água, geralmente têm tablado riflado, os quais possuem maior capacidade do que os de superfície lisa⁽¹⁴⁾. Os rifles sobre a superfície do concentrador proporcionam um abrigo para as partículas pesadas que sedimentam da polpa e são elutriadas, de modo que as partículas leves seguem a trajetória da polpa⁽¹²⁾.

GAUDIN⁽⁸⁾ entende que as espirais concentradoras operam de acordo com três fenômenos interdependentes e coexistentes na separação mineral:

- (i) a sedimentação livre, que separa as partículas minerais, em função das suas velocidades de sedimentação;
- (ii) o escoamento laminar, onde as partículas se separaram conforme o mecanismo já descrito; e

- (iii) a corrente rotacional na seção transversal do fluxo da polpa que separa os componentes classificados da corrente, devido às diferentes forças centrífugas que agem neles, conforme explicação de GLEESON⁽¹⁵⁾.

Apesar de GAUDIN⁽⁸⁾ ter desenvolvido uma equação para descrever os concentradores em lâmina d'água, utilizando a de Navier e Stokes, não foi encontrado na literatura um trabalho experimental que mostre a sua validade. Não é possível estabelecer uma relação teórica para a separação de minerais através de concentradores em lâmina d'água, devido à interação complexa entre o projeto do equipamento e as variáveis de operação.

2.2 Separação em Leito Móvel

Para aumentar a capacidade do concentrador gravítico, que tem como princípio básico a concentração em lâmina d'água, a mesa concentradora utiliza dois mecanismos auxiliares⁽¹²⁾.

- (i) um movimento recíproco assimétrico, perpendicular ao fluxo da lâmina d'água; e
- (ii) rifles colocados em uma posição paralela ao movimento do tablado e perpendicular ao fluxo. Estes rifles guardam entre si uma distância pequena para provocar agitação do fluxo entre os mesmos, mantendo razoavelmente um regime laminar no topo da lâmina d'água e no fundo, entre os rifles, um regime turbulento.

O movimento assimétrico da mesa parte suavemente no início do curso e termina rapidamente e por esta razão o movimento das partículas de tamanhos e

densidades diferentes apoiadas sobre o tablado serão afetadas conforme explicação a seguir.

Quando o movimento é iniciado, as partículas pequenas são transportadas através de uma lâmina d'água com o movimento do tablado. A intensidade do deslizamento ocorrerá sucessivamente em ordem crescente para partículas leves e grandes, dependendo do decréscimo do valor da força de atrito. Uma vez que, o regime do fluido seja constante, o deslizamento das partículas muito grossas e leves poderá ser muito alto, então a força de atrito será desprezível⁽¹²⁾.

No movimento de retorno da mesa após o golpe, todas as partículas deslizarão para frente (no sentido dos rifles), na mesma intensidade do golpe efetuado. Por esta razão, através da combinação dos dois efeitos, tem-se como resultado o espalhamento das partículas em bandas, com descarga sequencial. Em geral, as partículas pesadas e pequenas são conduzidas no sentido longitudinal até extremo final da mesa. A separação sobre a parte lisa do tablado, quer ocorra através de lâmina d'água ou devido às forças de Bagnold, dependerá da espessura da lâmina d'água e do tamanho da partícula. Visto que ambos provocam o mesmo efeito de separação, é sempre difícil, se não impossível, distinguí-los. As forças de Bagnold surgem devido ao cisalhamento produzido pelo movimento do tablado em adição com o fluxo da polpa sobre o mesmo⁽¹²⁾.

A combinação da concentração em lâmina d'água com o movimento recíproco assimétrico, proporciona o espalhamento dos minerais em bandas.

A dilatação do leito entre os rifles é obtida através dos efeitos combinados do movimento assimétrico do tablado e da turbulência do fluido junto aos rifles. Cada

calha entre os rifles pode ser considerada como uma miniatura do jigge, na qual a estratificação é proporcionada por:

(i) sedimentação perturbada. Neste caso, como as partículas encontram-se muito próximas uma das outras no concentrador, existe uma interferência mútua entre elas, baseada na aceleração diferencial das partículas. Entretanto, a velocidade de sedimentação de algumas partículas será diminuída pela interferência de outras partículas. Esta sedimentação retardada proporciona uma separação mais rápida.

(ii) diminuição da energia potencial que ocorre no sistema com a queda do centro da gravidade da camada de sólidos que constitui o leito. Nesse caso a relação da variação da energia potencial em relação ao estado inicial é definida como,

$$\frac{\Delta E}{E_1} = \frac{H_1 H_2 (\rho_s' - \rho_s)}{H_2 (\rho_s' - \rho_f) + H_1 (\rho_s - \rho_f)} \quad (3)$$

Onde,

ΔE = variação da energia potencial,

E_1 = a energia potencial do estado inicial,

ρ_s' = densidade das partículas pesadas,

ρ_s = densidade das partículas leves,

H_1 = altura do leito dos leves,

H_2 = altura do leito dos pesados,

ρ_f = densidade do fluido.

(iii) consolidação intersticial. Este mecanismo ocorre após o fim do golpe, onde as partículas encontram-se tão juntas que seus movimentos cessam e o leito começa a compactar. As partículas maiores compactam primeiro, deixando interstícios entre elas, que permitem o movimento descendente das partículas finas através dos mesmos⁽¹²⁾.

Os rifles paralelos e a entrada da alimentação são responsáveis pelo movimento das partículas pesadas na direção do riflado⁽¹²⁾.

Os mecanismos descritos trazem as partículas grossas e leves para cima, sendo portanto as primeiras a sofrerem o efeito da lâmina d'água na parte superior dos rifles. Como consequência, elas são retiradas primeiro e descarregadas, próximo à alimentação da mesa. Elas são seguidas sucessivamente por partículas pequenas e leves para o lado mais distante. Por fim, as partículas pequenas e pesadas serão descarregadas no extremo final da mesa, seguidas, sucessivamente, das grandes e pesadas para o lado mais afastado da descarga dos leves. Isto acontece com as pesadas porque⁽¹²⁾.

(i) avançam mais rapidamente na direção longitudinal;

(ii) são as últimas a serem afetadas pela lâmina d'água;

(iii) movem-se durante um período mínimo, quando são expostas ao plano liso sem rifles e submetidas à lâmina d'água;

Como resultado têm-se partículas espalhadas em bandas, de acordo com o tamanho e a densidade, com os concentrados grosseiros juntando-se à ganga fina.

De fato, a forma das partículas e a presença de partículas mistas modificarão o espalhamento⁽¹²⁾.

2.3 Forças de Bagnold

Quando uma polpa densa é sujeita a uma ação de cisalhamento, uma força dispersiva pode aparecer entre as partículas. Esta situação foi estudada por BAGNOLD^(16,17), que identificou duas situações limitantes: na primeira, a inércia das partículas é dominante e na segunda a viscosidade do fluido prevalece. No caso da situação de inércia, quando a camada superior alcança a inferior, mais lenta, provoca uma sucessão de colisões que resulta em oscilações nas partículas. Pode ser demonstrado que nesta condição, uma pressão repulsiva entre as duas camadas se estabelece⁽¹⁸⁾.

Obviamente, a interpretação do comportamento da partícula sob condições de cisalhamento é complexa, e não apenas as variáveis envolvidas nestas condições, mas também as condições de transição igualmente podem ser reproduzidas em vários equipamentos gravíticos⁽¹⁸⁾. Entretanto, há duas considerações básicas: quando as condições de inércia predominam em uma concentração em lâmina d'água, a segregação se estabelece por tamanho da partícula (com partículas maiores no topo), ao passo que sob condições viscosas, a segregação se realiza através da densidade (com material denso próximo a interface sólido-líquido⁽¹⁸⁾).

A ação das forças de cisalhamento sobre as partículas é diretamente proporcional ao quadrado do diâmetro da partícula e diminui com acréscimo da densidade. Consequentemente, as forças de Bagnold conduzem a uma

estratificação vertical, com as partículas grosseiras e leves na parte superior, em seguida as finas leves e grossas pesadas, ficando as finas pesadas próxima à base plana. Observa-se neste mecanismo de separação que a estratificação produzida é oposta à da sedimentação retardada ou da classificação hidráulica⁽¹²⁾.

Para o cisalhamento ser produzido pelo escoamento da polpa, a vazão deve ser significativa para gerar forças de cisalhamento capazes de ocasionar uma separação. Entretanto, quando o cisalhamento é causado pelo movimento da superfície, baixas vazões e menores ângulos de inclinação podem ser usados⁽¹²⁾.

3 EQUIPAMENTOS UTILIZADOS E APLICAÇÕES

Este capítulo consta de uma revisão bibliográfica abordando os equipamentos gravíticos para concentração em lâmina d'água (calhas, espirais cones Reichert e mesas) utilizados na concentração de partículas finas.

Existe no mercado uma variedade de equipamentos gravíticos, todos porém com uma faixa granulométrica de atuação bastante restrita, conforme a Figura 3.1⁽¹⁹⁾.

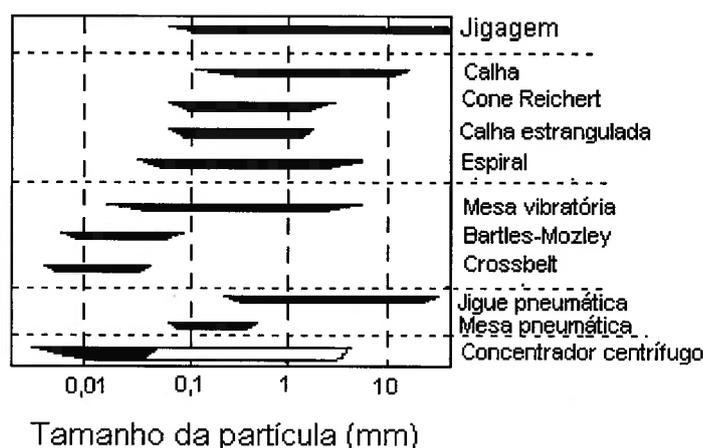


Figura 3.1 Faixa operacional dos equipamentos de concentração gravítica⁽¹⁹⁾

Geralmente, a escolha de um equipamento gravítico baseia-se no critério de concentração sugerido por TAGGART ⁽²⁰⁾, o qual fornece uma idéia da facilidade de conseguir uma separação entre minerais. Este critério é definido de acordo com a equação:

$$CC = (\rho_x - \rho_p) / (\rho_y - \rho_p) \quad (4)$$

onde

ρ_x = densidade do pesado

ρ_y = densidade do leve,

ρ_p = densidade da polpa.

A relação entre o critério de concentração e a facilidade de se fazer uma separação gravítica é dada na Tabela 3.1⁽²⁰⁾.

TABELA 3.1 - SIGNIFICADO DO CRITÉRIO DE CONCENTRAÇÃO (CC)

CC	SIGNIFICADO
+2,50	Separação eficiente até 0,074 mm
2,50 - 1,75	Separação eficiente até 0,15 mm
1,75 - 1,50	Separação possível até 0,68 mm, porém difícil
1,50 - 1,20	Separação possível até 6,35 mm, porém difícil

Fica evidente que, ao tempo de TAGGART, 0,074 mm era considerado o limite de tamanho para a separação gravítica. Mesmo com os desenvolvimentos desde então, ainda é marcante a dificuldade para se tratar as frações abaixo de 0,074 mm.

Além dos fatores citados como importantes na seleção de um equipamento gravítico, vale também ressaltar as vantagens dos custos de operação e manutenção mais baixos, espaço necessário para sua montagem, eficiência

esperada, bem como a não utilização de reagentes no processo, evitando danos potenciais ao meio ambiente⁽¹⁹⁾.

3.1 Calhas

Ainda são usadas em diversos garimpos e pequenas instalações industriais em várias partes do mundo alguns dos primeiros modelos de calha⁽²¹⁾.

A calha do tipo palong, por possuir maior comprimento (de 50 a 300 m), é bastante utilizada na Indonésia, Tailândia e Malásia no tratamento de cassiterita aluvionar⁽²¹⁾.

Desde o lançamento das calhas estranguladas e cones Reichert no mercado, a principal aplicação de ambos equipamentos foi na separação de minérios pesados de areia de praia. Embora a primeira utilização tenha sido nos Estados Unidos⁽²²⁾, encontraram maior divulgação na Austrália em 1966⁽²³⁾.

No Brasil os equipamentos denominados “cobra fumando” e outros tipos de calha são amplamente usados em garimpos de ouro e minerais pesados.

3.2 Espirais

A espiral concentradora tem sido aplicada amplamente nas indústrias minerais desde seu lançamento na América do Norte^(12,24,25). Ela rapidamente encontrou aceitação, devido à sua simplicidade de operação e baixo custo⁽¹³⁾.

Com o desenvolvimento de novos modelos adequados ao tratamento de minerais de baixo teor e grande quantidade de finos, este equipamento passou a ser utilizado não só na operação de desbaste, como também na de limpeza⁽²⁵⁾.

Atualmente, existem diversas usinas utilizando uma variedade de espirais, notadamente na Austrália, África do Sul e Canadá^(12,25).

As maiores áreas de aplicação de espirais encontram-se nos minérios de ferro, minerais de areia de praia, óxidos metálicos e usinas de beneficiamento de carvão⁽²⁶⁾. Aplica-se também, no tratamento de baritas, nos minérios de cromita, tântalo e nióbio, sulfetados, estanho, tungstênio, ouro, finos de minério de ferro, cianita, óxidos de chumbo e zinco⁽²⁷⁾. As aplicações das espirais mais modernas no tratamento de minerais pesados e areias podem ser encontradas na literatura através da pesquisa realizada por vários autores^(12,25,28,29,30). A versatilidade de uso da espiral pode ser vista através da possibilidade de beneficiar uma considerável gama de minerais⁽²⁷⁾.

No Brasil, algumas experiências bem sucedidas foram realizadas por empresas que concentram minérios de ferro (Cia. Vale do Rio Doce), cromita (Comisa), minerais pesados de areia de praia (RIB - Rutilo e Ilmenita do Brasil)^(7,28).

A Mineral Deposits Ltd. introduziu espirais para finos de carvão na Austrália, em 1982, e nos Estados Unidos, no ano seguinte⁽³¹⁾. Os novos modelos, Mark 9 utilizado no tratamento de finos de carvão com alta percentagem de cinzas na faixa de 45-60% e o Mark 10 usado para teores em cinzas mais reduzidos foram destaques na década de 80. O seu êxito explica o renovado interesse que se

observa hoje no uso destas espirais, devido à alta eficiência de remoção de cinzas e enxofre pirítico, como também alta capacidade^(32,33).

3.3 Cones Reichert

Desde o lançamento dos cones Reichert no mercado, a principal aplicação deste equipamento foi na separação de minérios pesados de areia de praia. Embora a primeira utilização tenha sido nos Estados Unidos⁽²²⁾, encontraram maior divulgação na Austrália, em 1966⁽²³⁾.

O sucesso dos circuitos de cones na Austrália, na indústria de minerais de areia, tem levado a sua aplicação a outros campos, podendo-se destacar a pré-concentração de estanho, cobre e ouro, a recuperação de tungstênio e a concentração de magnetita, as quais são as mais recentes e bem sucedidas aplicações. Em várias dessas aplicações, os cones, devido à sua alta capacidade e baixos custos de operação, têm substituído as espirais e mesas vibratórias na etapa rougher^(34,35). Uma das maiores instalações de cones encontra-se na Palabora Mining Co., na África do Sul. Nesta indústria, 68 cones tratam 1.417 t/h de rejeito de flotação⁽¹²⁾.

Com a utilização do cone Reichert foi possível obter resultados excelentes no beneficiamento de ouro na África do Sul, que permitiu a recuperação total de 80% de ouro, com enriquecimento na faixa de 2 a 4 vezes. Foi mencionado que o cone Reichert é mais eficiente na recuperação do ouro -150 # (0,105 mm) que as espirais e mesas, provavelmente devido à menor turbulência; porém com menor seletividade que estas. O cone Reichert apresentou vantagem sobre as espirais quando o objetivo é a recuperação, devido à menor recirculação dos mistos ⁽³⁶⁾.

Deve-se ressaltar que a grande vantagem do cone Reichert sobre os outros equipamentos gravíticos é a maior capacidade por área utilizada, o que implica em custos menores ⁽³⁷⁾.

Os cones podem ser usados como um pré-concentrador, como um scavenger ou como um circuito completo contendo os estágios rougher, scavenger e cleaner (CHONG⁽³⁸⁾, 1978; FERREE e ROBISON⁽³⁹⁾, 1983). A RIB - Rutilo e Imenita- do Brasil possui a instalação mais moderna do país, que utiliza 12 cones Reichert para tratar 600 t/h nas etapas rougher, scavenger, cleaner e recleaner (limpeza do produto cleaner), na separação de minerais pesados da areia de praia⁽⁷⁾.

Atualmente, o cone Reichert tem sido utilizado em várias usinas de beneficiamento de minério de ferro no Canadá, Austrália e Brasil. Essa aceitação deve-se principalmente ao fato do cone Reichert possuir capacidade para tratar alimentações com alto teor ou teores diferentes, devido à grande facilidade de diferentes combinações entre os reguladores de corte⁽⁴⁰⁾.

3.4 Mesas Vibratórias

A mesa vibratória é um dos equipamentos de beneficiamento mais eficientes. Apesar de sua baixa capacidade, encontrou uma aplicação significativa nos setores industriais dos Estados Unidos, Canadá, Austrália, Rússia e Alemanha^(12,41).

Elas são empregadas tanto como concentradores primários, como secundários no tratamento de pré - concentrados de jigues e cones, e no beneficiamento de minérios de baixo valor⁽¹²⁾

A maior aplicação das mesas vibratórias tem sido no tratamento de finos de carvão. Os Estados Unidos beneficiaram mais de 80 milhões de toneladas de carvão metalúrgico no ano 1972⁽⁴²⁾. Atualmente, a mesa CONCENCO com duplo tablado é a mais utilizada em substituição à com único tablado, por razões de economia de espaço⁽¹²⁾.

ZIMMERMAN⁽⁴³⁾ e COPELAND et al.⁽⁴⁴⁾ apresentaram uma boa revisão sobre o uso de mesas no beneficiamento de finos de carvão nas décadas de 40 e 50.

Atualmente, as mesas vibratórias são usadas no tratamento de óxidos metálicos tais como cassiterita, de tungstênio, de tântalo e de nióbio e no beneficiamento de minerais industriais e minerais de areia⁽¹²⁾. No Brasil, as mesas são utilizadas pelas empresas que tratam cromita, tungstênio, ouro e carvão mineral⁽⁷⁾. Segundo SIVAMOHAN e FORSSBERG⁽⁴¹⁾, a mesa vibratória não só mostrou eficiência entre minerais de alta diferença densitária, mas também para sistemas com baixa diferença de densidade tais como barita, sulfeto de ferro, zircônio ou ilmenita e quartzo, quando a alimentação foi classificada anteriormente.

4 PRINCÍPIOS DE FUNCIONAMENTO, CONSTRUÇÃO E OPERAÇÃO DOS EQUIPAMENTOS

Este capítulo apresenta uma uma revisão sobre histórico, princípios de funcionamento, fatores que influenciam no processamento, construção e operação dos equipamentos citados

4.1 Calhas

A calha surgiu no século XVI para substituir a bateia, “um dispositivo popular, porém de operação árdua e lenta no tratamento de minério de ouro aluvionar”⁽⁴⁵⁾.

AGRÍCOLA⁽⁴⁶⁾ descreveu uma vasta variedade de calhas no tratado “De Re Metálica”, publicado em 1556 e principal fonte de consulta sobre mineração e processamento mineral durante 200 anos.

As calhas de diferentes formas têm sido usadas durante séculos e talvez esta seja a técnica mais antiga de concentração gravítica empregada no beneficiamento mineral⁽⁴⁷⁾. Os primeiros modelos de calha foram canais abertos ao longo do terreno ou feitos de madeira com textura áspera na sua base, ou com rifles firmemente fixados. O tipo palong, calha com 300 m de comprimento e 0,33 m de largura, é a mais usada nos países do Oriente⁽⁴⁷⁾.

O Manual de TAGGART⁽²⁰⁾ apresenta uma excelente revisão sobre os diversos tipos de calhas e suas operações, talvez a mais lúcida e completa feita até agora.

O declínio gradual do teor e do tamanho de liberação dos minerais de minério e também a necessidade de tratar minerais mais pobres (de densidade mais baixa) através de processos gravíticos, impulsionaram o desenvolvimento de arte de calhas por mais de trinta anos⁽⁴⁷⁾.

A calha estrangulada foi introduzida para o tratamento de areia de praia e tem sido usada no tratamento de minério de ferro desde a década de 50⁽²⁶⁾. Este dispositivo difere da calha com rifles por ter uma base lisa e remover continuamente os minerais pesados⁽¹²⁾. Nessa mesma década, vários tipos foram desenvolvidos como o “circular Canon,” que possui 48 calhas estranguladas arranjadas em um círculo, primeira aceita comercialmente, e o concentrador Carpco, com uma ou duas calhas estranguladas^(12,48).

4.1.1 Princípios de Funcionamento

A calha estrangulada, conforme a Figura 4.1, consiste de um canal inclinado o qual decresce em largura na direção do fluxo⁽¹²⁾. A polpa é alimentada na parte superior com alta porcentagem de sólidos. A concentração ocorre através de uma lâmina d'água que flui em corrente descendente, segundo o mecanismo já descrito em 2.1. As partículas finas e pesadas, no nível mais baixo da corrente, são concentradas através de uma combinação de sedimentação retardada e consolidação intersticial. Na calha estrangulada, o fluxo da polpa aumenta de espessura, devido ao decréscimo da largura da mesma, proporcionando a separação dos materiais leves dos pesados.

No final do canal, a camada em movimento lento sobre o fundo da calha, enriquecida em mineral pesado, é separada das camadas superiores contendo partículas leves por um cortador ajustado adequadamente conforme a Figura 4.1.

4.1.2 Fatores que Afetam o Processamento das Calhas

Existe um considerável número de variáveis capazes de afetar o desempenho das calhas. Pode-se listar, como as mais importantes, as seguintes^(26,47):

- a) comprimento da calha;
- b) largura da calha;
- c) grau de estrangulamento;
- d) ângulo de inclinação e mecanismo de variação;
- e) arranjo das calhas;
- f) vazão de alimentação;
- g) densidade da polpa;
- h) tolerância a variações na alimentação;
- i) posição dos cortadores;
- j) proporção do material com mistos a ser recirculado.

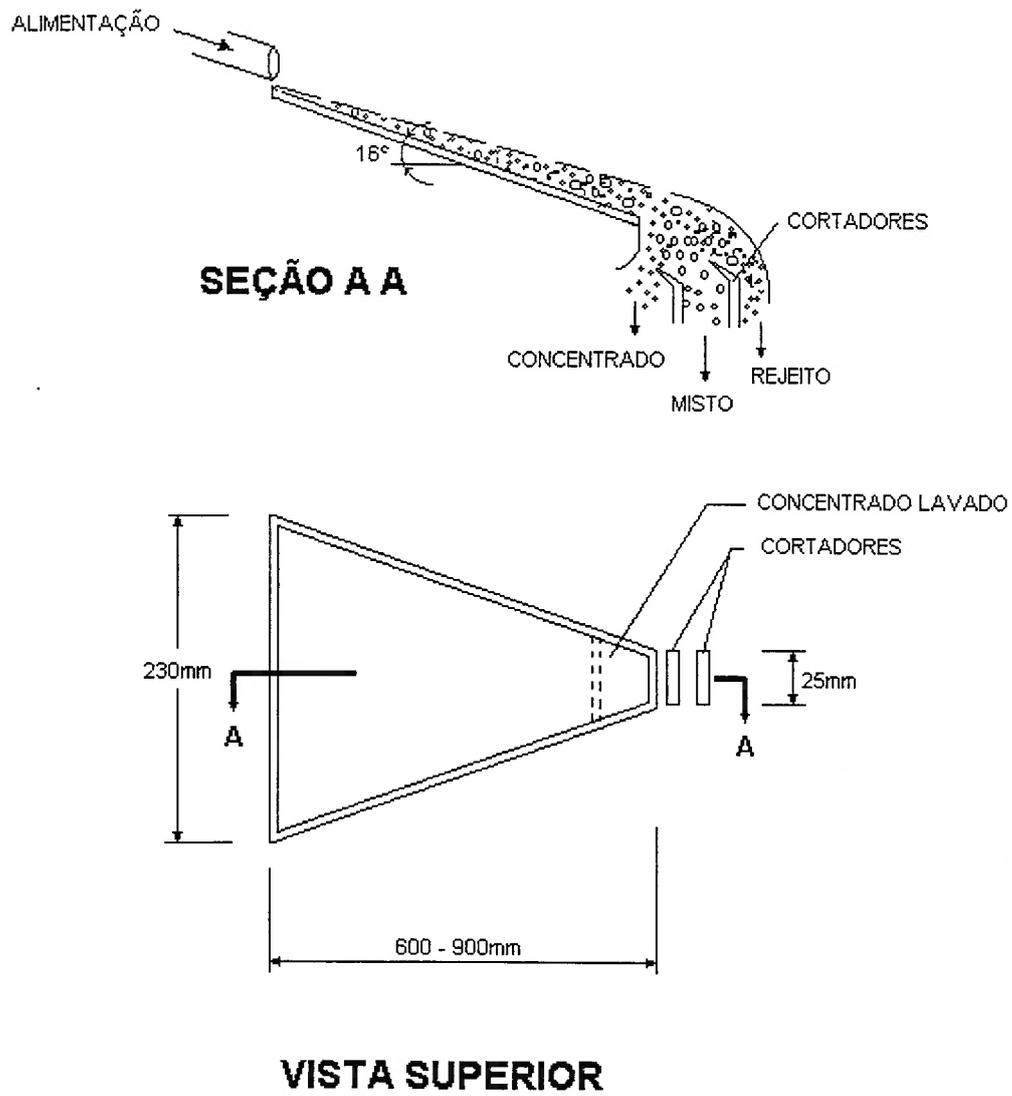


Figura 4.1 Esquema da calha estrangulada⁽⁴⁸⁾

4.1.3 Efeito da construção e dos parâmetros geométricos do equipamento

Como variáveis da construção da calha estrangulada, consideram-se a geometria da calha e inclinação⁽¹²⁾.

O comprimento de calha depende da vazão de alimentação. Existe um mínimo de comprimento para uma partícula sedimentar do topo à base da corrente. Acima desse comprimento, a eficiência da calha não é melhorada⁽¹²⁾.

O ângulo de estrangulamento usado na maioria das calhas deve ser de 7 a 20°. Um ângulo de estrangulamento insuficiente implica num comprimento excessivo da calha para alcançar sua capacidade⁽¹²⁾.

O ângulo crítico de inclinação só pode ser excedido de 2°. Um acréscimo dentro deste limite, poderá aumentar a eficiência de separação. Todavia, uma elevação maior causará um aumento da vazão de alimentação, que proporcionará um acréscimo de turbulência, devido à convergência das paredes da calha e conseqüentemente um decréscimo do seu desempenho⁽¹²⁾.

A espessura da lâmina d'água é proporcional à largura da calha. Para que haja uma efetiva separação, a lâmina deve ter uma espessura maior do que a camada de partículas sólidas⁽¹²⁾.

Uma separação efetiva depende principalmente do cortador na descarga. Esse divisor tanto pode causar uma turbulência menor de corrente no ponto do corte como misturar as camadas de fluxo, reduzindo portanto a eficiência da separação⁽¹²⁾.

A quantidade de concentrado obtido em calhas é diretamente dependente da posição dos cortadores. Esta variável é a mais importante no controle metalúrgico, e pode ser determinada experimentalmente⁽¹²⁾.

A literatura técnica⁽⁴⁷⁾ cita um valor médio de 0,3 para a relação profundidade / largura normalmente utilizada na calha na indústria.

4.1.4 Efeito das variáveis de operação

Segundo BURT⁽¹²⁾ o tamanho máximo da partícula de 0,5 mm e 5% de lamas (no máximo) na polpa a ser tratada são as condições ótimas recomendadas para se obter uma eficiente separação em calhas do tipo "Wright Impact Trays". Essa afirmação foi confirmada através de estudos experimentais feitos por CHUAN e ITHNIN⁽⁴⁹⁾, utilizando minerais pesados na faixa de - 0,5 + 0,05 mm, onde obtiveram maior recuperação.

A porcentagem de sólidos na alimentação é um dos fatores mais críticos na eficiência de uma calha, principalmente quando se trata de recuperação de minerais pesados. A variação da porcentagem de sólidos permitida é de $\pm 2\%$ dentro das condições ótimas⁽¹²⁾.

Geralmente, as calhas operam com concentrações na alimentação entre 55 a 65% de sólidos, embora a concentração possa ser maior ou menor, dependendo das características de minério. Entretanto, se a concentração for muito baixa, a velocidade do fluxo e a turbulência aumentam, reduzindo a oportunidade dos minerais estratificarem na superfície do cone Reichert. Se a concentração for muito alta, a viscosidade da polpa aumenta, provocando uma diminuição na separação das partículas muito finas ⁽¹²⁾.

ABDINEGORO e PATRIDGE⁽⁵⁰⁾ apresentaram um trabalho, em 1979, variando a composição, a vazão de alimentação e a porcentagem de sólidos, com a finalidade de avaliar a eficiência das calhas estranguladas. Eles verificaram que o efeito de qualquer tamanho na estratificação vertical, pode ser quase suprimido sob condições de sedimentação pertubada. Observaram também que o efeito prejudicial do fluxo em contra-corrente nas vizinhanças da descarga poderia ser superado com polpa mais concentrada. Mostraram outro efeito significativo que se trata de capacidade de manusear uma alimentação com faixas de tamanho amplas, quando se utiliza polpa mais concentrada. Foram usadas em suas experiências, partículas compreendidas na faixa de 79% +180 μm até 33,6% – 90 μm . Para uma separação melhor, a porcentagem de mineral leve deve ser a menor possível, contrapondo-se à alta porcentagem de minerais pesados.

4.2 Espirais

Historicamente, uma grande contribuição para indústria mineral foi o desenvolvimento do concentrador espiral Humphreys, em 1943. Poucos equipamentos, na história de beneficiamento mineral, mostraram-se tão simples. O concentrador possui partes móveis, como também não necessita de energia, exceto para conduzir a polpa à caixa de alimentação, uma necessidade comum a todos os equipamentos de concentração⁽²⁴⁾.

A espiral de Humphreys teve significativa influência do concentrador PARDEE para antracito⁽⁵¹⁾ e da calha riflada, de forma circular de HAWLEY⁽⁵²⁾, devido à semelhança já constatada, conforme as figuras 4.2 e 4.3.

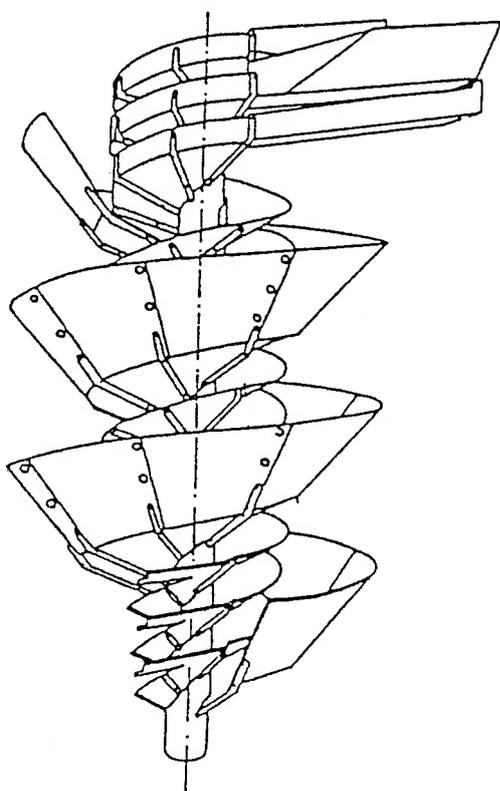


Figura 4.2 Esquema da espiral de PARDEE para antracito⁽⁵¹⁾.

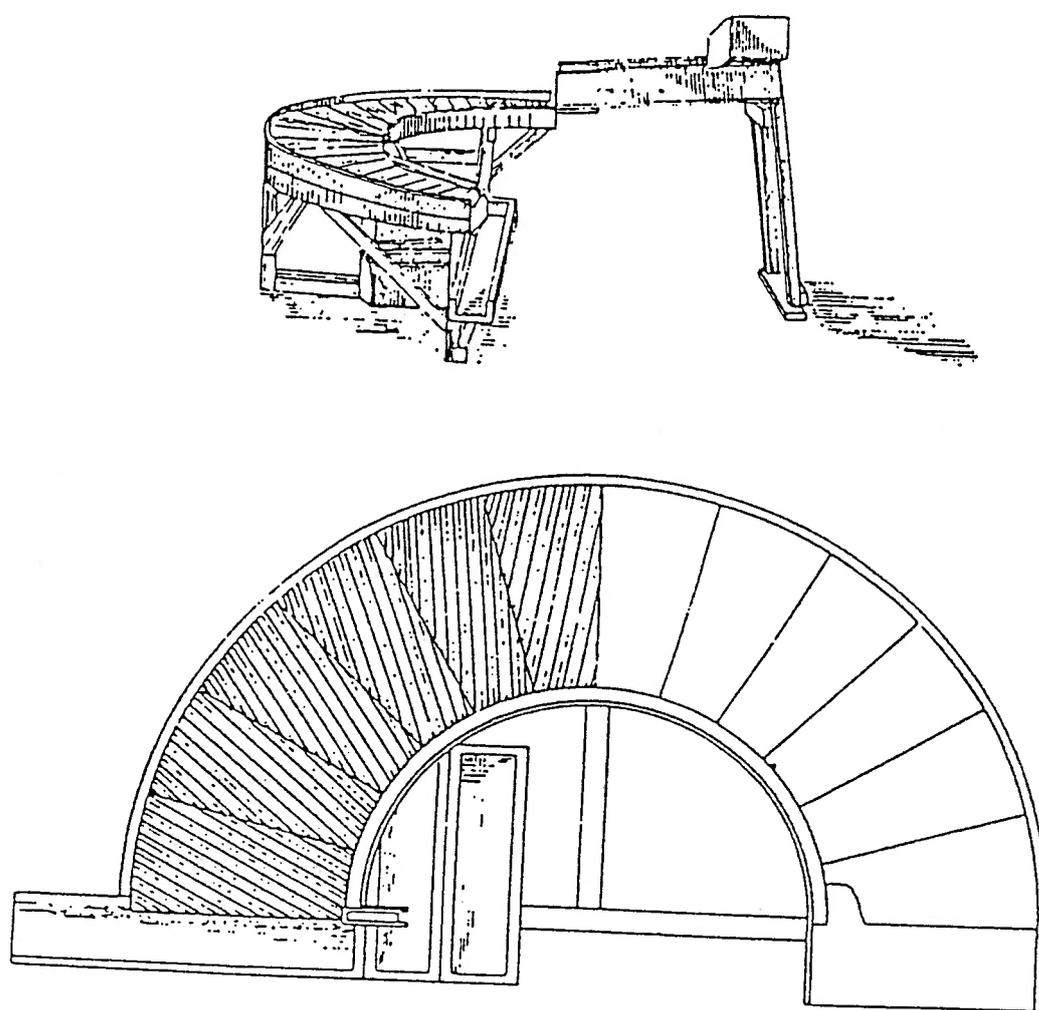


Figura 4.3 Esquema do concentrador Hawley, 1912⁽⁵²⁾

Tinha entretanto problemas de fabricação. As espirais eram de ferro fundido. Este material não permite usinagem e por isso, grande número dos setores de espiral eram rejeitados por não se ajustarem uns aos outros e não ser possível serem usinados até encaixarem-se.

Outrossim, é um equipamento pesado. Os edifícios industriais, em decorrência precisam ter estruturas pesadas.

A capacidade é baixa (2 a 3 t/h).

Em consequência, tratava-se de uma instalação cara e de pequena flexibilidade, razão pela qual a sua aplicação foi declinando.

Em 1964, Reichert substituiu o ferro fundido por fibra de vidro . Resultou uma espiral barata e leve, portanto mais fácil de montar e exigindo estruturas mais baratas.

Tão leve era ela, que foi possível colocar duas e até três espirais no mesmo eixo, duplicando e triplicando a sua capacidade.

O processo de conformação de fibra de vidro dispensa os caríssimos modelos necessários para a fundição do ferro fundido. Ficou então muito fácil e barato desenvolver perfis alternativos, cada um adequado a uma utilização particular.

Como consequência, a utilização de espirais concentradoras foi retomada e este equipamento voltou a ter o lugar de destaque que merecia.

O concentrador espiral separa os minerais de acordo com suas propriedades físicas, principalmente a densidade, o tamanho e a forma dos grãos⁽²⁴⁾.

A primeira aplicação comercial da espiral de Humphreys, ocorreu nos Estados Unidos para tratar areia cromítica, em 1943^(28,53-55). Em 1944, surgiu uma nova utilização em grande escala, na indústria mineral americana de titânio e zircônio⁽⁵⁶⁾. Logo depois, grandes instalações com este equipamento, foram implantadas na Flórida para pré-concentrar grandes quantidades de ilmenita, rutilo e zirconita^(22,29,57-60).

O beneficiamento de carvão através de espirais foi iniciado em 1945^(24,61). Devido ao declínio no rendimento dos finos de alta qualidade após a II Guerra Mundial, sua aplicação foi reduzida. A Hudson Coal Co, na Pensilvânia, utilizou espirais para recuperar finos de antracito acumulados em bacias de rejeito ao longo de várias décadas^(24,55,60,62-64). Atualmente, existe um interesse no uso de espirais no beneficiamento de carvão⁽¹²⁾.

O grande avanço da indústria de ferro foi conseguido com a introdução de espirais em circuitos de tratamento, na década de 50 e início da década de 60, nos U.S.A.^(62,65-68) e na África^(62,69). Em 1972, foi implantada a usina de Piçarrão^(7,70,71), em Nova Era, MG, com 960 espirais, para o tratamento de itabirito.

Apesar dos princípios básicos da espiral de Humphreys não serem alterados, ocorreram modificações extensas no projeto e na técnica de fabricação a partir da espiral de Reichert, tendo como consequência uma grande variedade de equipamentos disponíveis no mercado⁽⁷²⁾. As principais áreas de desenvolvimento foram a introdução de espirais com obtenção de um só produto de concentração

através da substituição de aberturas coletoras no seu trajeto por lâminas divisoras na parte inferior do equipamento, aumento contínuo de seção transversal de calha concentradora espiral de BUDIN⁽⁷³⁾, e espirais sem uso de água de lavagem. Este tipo de espiral, sem água de lavagem, oferece menor custo, fácil operação, simples manutenção e tem sido instalada em várias usinas de beneficiamento de ouro e estanho⁽¹⁴⁾.

A espiral concentradora, já com grande aplicação na indústria mineral, teve sua utilização ampliada quando novos modelos permitiram o tratamento de minérios com baixos teores e grande quantidade de finos. Ela passou a ser usada na etapa de limpeza das usinas gravíticas⁽²⁵⁾. Estas espirais também favoreceram a aceitação do cone Reichert, que é um equipamento de grande capacidade, e substituiu um grande número de espirais rougher.

Atualmente, as espirais são fabricadas pelas firmas HUMPHREYS Engineering Company, GEC-ELLIOT, SALA, TRELLEBORG, VICKERS XATAL, WRIGHT e MINERAL DEPOSITS da Austrália e algumas licenciadas, na África do Sul e no Brasil.

EISENLOHR⁽³⁰⁾, RYBALOWSKY e RAJAGOPAL⁽⁷⁴⁾ e BURT e YASIN⁽⁷⁵⁾ descreveram vários tipos de espirais, seus princípios e suas aplicações no tratamento de uma variedade de minerais. Os princípios, as aplicações e os efeitos dos parâmetros de separação são também discutidos por RYBALOWSKY⁽²⁵⁾, SIVAMOHAN e FORSSBERG⁽²⁷⁾ e GOODMAN et al.⁽⁷⁶⁾.

4.2.1 Princípios de Funcionamento

O concentrador em espiral é composto de um conduto helicoidal com seção semi circular modificada conforme mostrado na Figura 4.4⁽⁷⁷⁾.

As primeiras investigações sobre movimentos secundários foram realizados, por, EUSTICE⁽⁷⁸⁾, 1910; DEAN^(79,80), em 1927; HAWTHORNE⁽⁸¹⁾; HORLOCK⁽⁸²⁾; RUTHVEN⁽⁸³⁾, 1970; TRIVEDI e VESUDEVA⁽⁸⁴⁾, 1974 e NAUMAN⁽⁸⁵⁾.

GLEESON⁽¹⁵⁾ utilizou o efeito do movimento secundário que age como uma centrífuga, para explicar o funcionamento da espiral concentradora. As partículas existentes no fluxo são elutriadas e concentradas através de uma injeção de água no sentido transversal. O funcionamento da espiral concentradora foi descrito por GLEESON⁽¹⁶⁾ do seguinte modo: “a partir do momento em que uma polpa mineral desce o canal, de seção semicircular modificada da espiral, cada partícula estará submetida a uma força centrífuga tangencial ao canal, diretamente proporcional ao quadrado da velocidade do fluxo e inversamente proporcional ao raio no qual a partícula está localizada. Esta força centrífuga empurra a água para a curvatura externa de espiral, até que a superfície livre da polpa atinja uma posição estacionária, pelo equilíbrio entre a força centrífuga que age para fora e a força gravitacional que age para dentro. Uma vez estabilizado, o perfil da velocidade é razoavelmente constante em relação à declividade e ao raio.

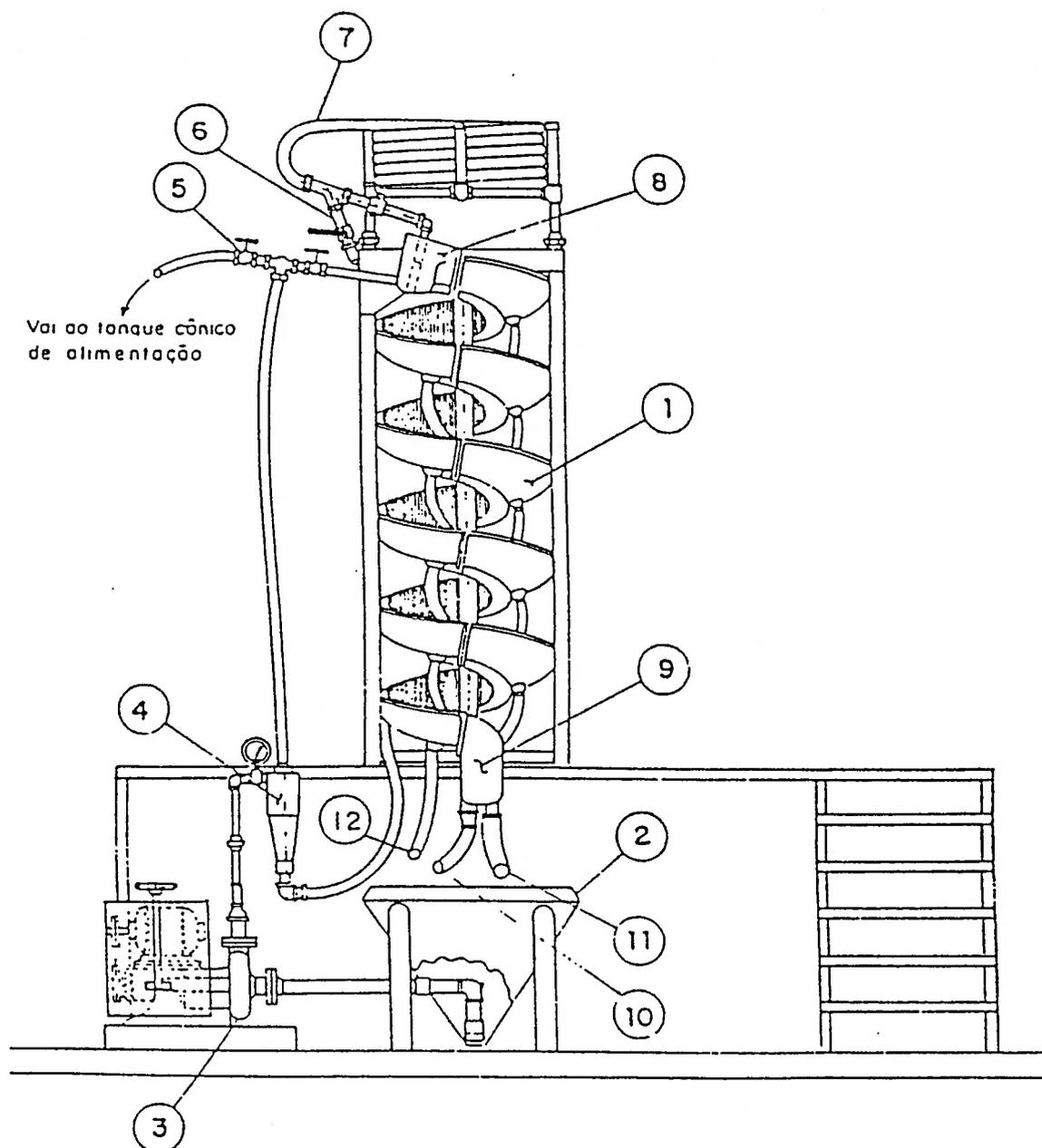


Figura 4.4 Esquema da espiral de Humphreys⁽²⁵⁾

- 1-CALHA CONCENTRADORA
- 2-TANQUE CÔNICO DE ALIMENTAÇÃO
- 3-BOMBA CENTRÍFUGA DE VELOCIDADE VARIÁVEL
- 4-CICLONE
- 5-MECANISMO DE CONTROLE DA VAZÃO DA ÁGUA DE LAVAGEM
- 6-MECANISMO DE AMOSTRAGEM E MEDIÇÃO DA VAZÃO DA POLPA
- 7-MANGUEIRA DE ALIMENTAÇÃO
- 8-CAIXA DE ALIMENTAÇÃO
- 9-CAIXA DE DESCARGA
- 10-MANGUEIRA AMOSTRADORA DO CONCENTRADO
- 11-MANGUEIRA AMOSTRADORA DO REJEITO
- 12-MANGUEIRA AMOSTRADORA DO MISTO

A velocidade do fluxo da espiral decresce com a profundidade, de um máximo logo abaixo da superfície da polpa até quase zero, no contato com o canal. A maior percentagem de decréscimo na velocidade ocorrerá o mais próximo possível do contato com o canal, dando origem a uma camada distinta. Em qualquer canal curvo, seja um tubo ou uma calha, a camada de água no fundo, retardada pelo atrito, tem componente de força centrífuga muito menor, e, conseqüentemente escoará ao longo do fundo na direção da borda interna do canal, carregando as partículas mais pesadas. Simultaneamente a este escoamento no fundo, a massa de água superior deverá se mover na direção de borda externa da calha, ocupando o espaço aberto. Conseqüentemente, existe, além do fluxo da água descendo ao longo da espiral, um fluxo de velocidade decrescente para baixo (na seção transversal do fluxo que desce ao longo de espiral), que atravessa o canal para dentro, subindo logo após e tornando a atravessar o canal para fora, aumentando progressivamente de velocidade, até que o atrito comece novamente a agir. Este movimento complexo do fluxo foi confirmado, existindo em qualquer curvatura, e a espiral é um caso específico. Os vários fluxos e forças se combinam para classificar e concentrar somente as partículas que possam ser suspensas no fluxo. Uma classificação limitada por tamanho também ocorre”.

Segundo VIANA et al. ⁽⁷⁰⁾ a espiral concentradora é um equipamento que, no seu funcionamento combina o escoamento laminar e a ação centrífuga. Eles concluíram que os minerais começaram a sedimentar nas espirais de acordo com seus tamanhos, formas e densidades.

BONSU⁽⁸⁶⁾, sugeriu que a separação das partículas em espiral acontece, não somente devido ao efeito da variação das velocidades de sedimentação e das forças centrífugas das partículas, causado pelas suas diferentes densidades, mas também devido ao escoamento intersticial, através de uma camada que se desloca próximo ao fundo da calha. Este último efeito seria causado pela compactação das partículas nessa camada que resulta em forças cisalhantes (forças de BAGNOLD)⁽¹⁷⁾ que agem perpendicularmente na citada camada, causando uma migração das partículas leves nela contidas para a sua superfície. Esses grânulos de baixa densidade retornam ao fluxo, ocasionando mais uma etapa no mecanismo de concentração do equipamento.

RYBALOWSKY⁽²⁵⁾ confirmou a hipótese de BONSU de que a separação entre as partículas não pode ser somente explicada pela ação das correntes secundárias existentes no fluxo descendente da polpa na espiral concentradora. Esta afirmação foi verificada quando RYBALOWSKY⁽²⁵⁾ determinou os tempos de residência das partículas leves e da fração líquida da polpa. Estas apresentaram tempos de residência diferentes.

4.2.2 Fatores que Afetam o Processamento da Espiral

Desde a implantação da espiral têm-se buscado técnicas que melhorem a sua aplicação e o aproveitamento no tratamento de minérios. O aperfeiçoamento relativo à operação e à construção é obtido de informações fornecidas através de ensaios realizados em escala de laboratório, em usinas piloto e em instalações já em funcionamento⁽⁸⁷⁾.

O desempenho metalúrgico do concentrador espiral é dependente de vários fatores, os quais são divididos em duas categorias: os itens relativos ao equipamento (dispositivos de coleta dos produtos e mecanismos de água de lavagem), e os referentes às características da alimentação (granulometria, peso específico, forma das partículas minerais, reologia de polpa e sua vazão)^(88,92). Outros fatores que podem ser considerados como variáveis: são a massa seca alimentada⁽⁹¹⁾ e a adição de reagentes químicos que tornam mais fácil a operação de concentração^(93,94). Quanto ao projeto do concentrador espiral, podem interferir na operação de tratamento as variáveis do projeto: perfis, larguras, passo e número de voltas da calha concentradora⁽²⁵⁾.

O tipo de revestimento interno das espirais influencia de um modo mais brando a separação das partículas no equipamento, devido à rugosidade⁽⁹⁵⁾ e a pequenos efeitos eletroquímicos^(96,97) na superfície de calha.

Atualmente, os processos de concentração são simulados através da criação de algoritmos⁽⁹⁸⁾ e da utilização de dispositivos de controle contínuo de alimentação e do fornecimento de água de lavagem às espirais. Assim, os procedimentos operacionais podem ser monitorados por controladores analógico - digitais que controlam o circuito de beneficiamento, onde esses separadores gravíticos são utilizados⁽⁹⁹⁾.

4.2.3 Efeito da Construção e dos Parâmetros Geométricos do Equipamento

Os novos desenhos de perfil da calha e passo das espirais permitem a estes dispositivos um melhor desempenho do que os modelos tradicionais⁽⁷²⁾. Provavelmente, o elemento da geometria do equipamento que tem maior efeito sobre a concentração é o perfil da calha da espiral⁽²⁵⁾. Através de investigações realizadas por KELLY et al.⁽¹⁰⁰⁾, constatou-se que o melhor rendimento no tratamento de finos de carvão foi conseguido com seção de calha mais larga e aplainada em relação às espirais convencionais, que possuíam perfil de calha estreita e arredondada.

Segundo TERRIL e VILLAR⁽¹⁰¹⁾, a água de lavagem precisa ser fornecida ao equipamento para manter a percentagem de sólidos na polpa, devido à perda da água nas aberturas dos coletores e à retirada das partículas finas e leves arrastadas durante a sedimentação das partículas grossas, finas e densas, que se formam na superfície de calha e se dirigem para as aberturas coletoras do concentrado.

Existem outros sistemas de fornecimento de água de lavagem através de torneiras e colheres desviadoras^(73,80). As espirais que não usam água de lavagem são citadas por FERREE⁽⁸⁸⁾. É possível esta ausência, devido à inexistência de aberturas coletoras e à maior inclinação na calha concentradora. MICHEEL e OSBORNE⁽¹⁰²⁾ afirmaram que a inclinação na calha das espirais depende da diferença da densidade entre dois minerais. Usam-se espirais com inclinação pouco acentuada para separar partículas que tenham pequena diferença nos seus pesos específicos, e trabalhem com vazões baixas de alimentação. Enquanto, utilizam-se dispositivos que têm calhas com elevadas inclinações e pouca

quantidade de água de lavagem para separar partículas de grande diferença densitária. Os diâmetros das espirais e os passos são variáveis que indicam a inclinação da calha concentradora. A influência do passo nas espirais foi investigada por CHONG⁽³⁸⁾, quando observava a separação de minerais de ferro com rejeito silicoso. Nesta análise concluiu que a espiral G.E.C. com passo de 445 mm obteve melhor desempenho que a espiral de Humphreys com passo de 343 mm. Essa conclusão foi confirmada por PEIXOTO e ROSA⁽¹⁰³⁾ quando trabalharam com itabirito. Esse fato ocorreu, devido à necessidade de menor consumo de água de lavagem exigida pela espiral G.E.C e por ter uma calha com inclinação maior, perdendo portanto uma menor quantidade de partículas finas de ferro que geralmente são transportadas pelo líquido de lavagem. Uma análise dessa pesquisa, feita por GUEST⁽³⁶⁾, confirmou que as espirais com maior inclinação mostraram melhor desempenho.

SUKAHANOVA et al.⁽¹⁰⁴⁾, em estudo realizado para investigar a influência do diâmetro de calha sobre a concentração em espirais, concluíram que aglomerados minerais que continham partículas grosseiras foram mais eficientemente recuperadas através de calhas com diâmetro largo (+975 mm). Enquanto que calhas com diâmetro médio (410 - 975 mm) apresentaram melhor desempenho para polpas com grãos menores e as calhas dotadas de menor diâmetro (-410 mm) mostram-se mais adequada para partículas minerais finas.

A maior evolução das espirais concentradoras foi a substituição de divisores ("splitters") por lâminas desviadoras próximas à descarga na calha concentradora⁽⁷⁴⁾ conforme a Figura 4.5, que possibilitou aos modelos mais modernos um ajuste mais simples e rápido.

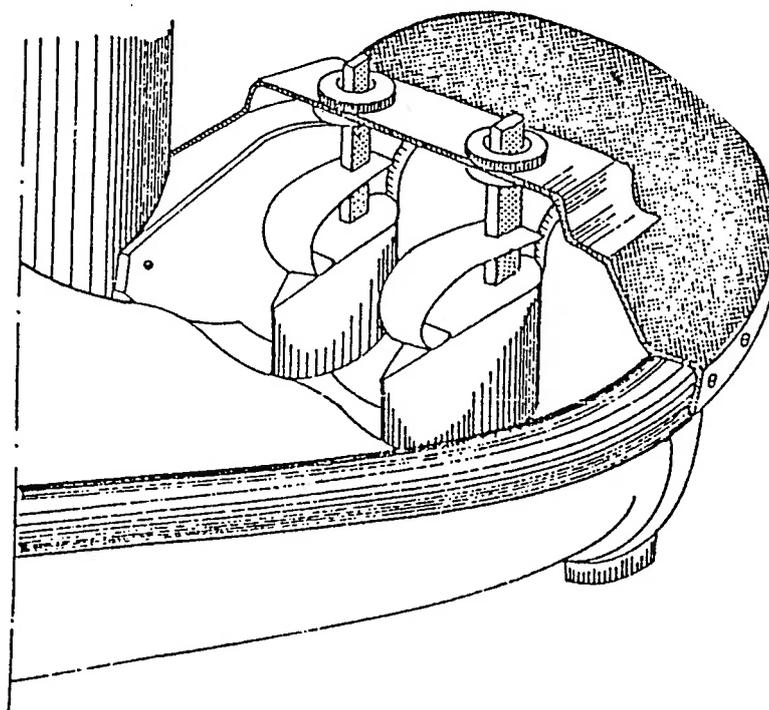


Figura 4.5 Detalhe das lâminas desviadoras da descarga na calha concentradora⁽⁷⁴⁾

4.2.4 Efeito das Variáveis

Segundo DALLAIRE et al.⁽¹⁰⁵⁾, a concentração em espiral é bastante afetada pela variação de tamanho das partículas na alimentação, sendo a mudança do tamanho das partículas pesadas de efeito mais significativo.

Embora, as primeiras espirais fossem ineficientes quando operavam com partículas menores que 0,074 mm, atualmente, com a introdução da espiral Reichert adaptada para tratar finos, vários autores GUEST⁽³⁷⁾, 1975; CHONG⁽³⁸⁾, 1978; WESTON⁽¹⁰⁶⁾, 1978; BURT⁽¹⁰⁷⁾, 1979 e BALDERSON⁽¹⁰⁸⁾, utilizando minerais pesados, alcançaram alta eficiência de separação com finos de 0,050 mm.

BROWN⁽¹⁰⁹⁾, em 1948, efetuou um estudo utilizando minério de ferro, no qual verificou que altas recuperações, de até 91,44%, foram obtidas quando as espirais operavam com 40% sólidos e vazões de 90 l/min. O efeito da densidade de polpa foi também experimentalmente determinado no trabalho de THOMPSON⁽⁶²⁾ em 1958. Nesta pesquisa confirmou que, nos metais pesados como os de ferro, as partículas grosseiras na faixa de 0,8 - 2,8 mm que foram descarregadas no rejeito poderiam ser recuperadas com o aumento da percentagem de sólidos na polpa da alimentação. SNEEDEN⁽⁹²⁾ verificou que vazões altas provocariam uma diminuição na recuperação global, um acréscimo no seu teor, e um decréscimo na percentagem em peso do concentrado obtido.

DALLAIRE et al.⁽¹⁰⁵⁾, investigaram a influência da vazão de alimentação e da percentagem de sólidos no concentrador espiral, utilizando minério de ferro abaixo de 0,42 mm e sílica como ganga. Os autores verificaram que obtiveram máxima recuperação com baixa vazão (0,45 m³/h) e alta percentagem de sólidos (28-32%). Essa observação foi confirmada por RYBALOWSKY⁽²⁵⁾, SIVAMOHAN e FORSSBERG⁽²⁷⁾ e SNEEDEN⁽⁹²⁾.

ALEXIS⁽²⁴⁾ estudou a concentração de finos de carvão de Illinois, através de ensaios em espirais, partindo de uma alimentação com a granulometria abaixo de 3,5 mm, com 37,8 a 41,3% de cinzas, com 4,7 a 6,1% de enxofre e variando as vazões de alimentação de 1,2 a 1,4 t/h. Nos resultados que obteve, verificou baixas recuperações em peso, na faixa de 36 a 42%, embora com altos descartes de 58,5 a 78,6% de cinzas e 65,5 a 75,3% de enxofre.

ZEILINGER e DEURBROUCK, em 1976⁽³²⁾, mostraram a capacidade do concentrador espiral de remover mais de 90% do enxofre pirítico na faixa de - 1,19 +0,074 mm.

Estudos desenvolvidos por vários centros de pesquisa nos Estados Unidos, em 1980, sobre o desempenho de espirais, utilizando carvões de Kansas (-3,36 + 0,21 mm), Virgínia (-3,18 + 0,06 mm) e de Ohio (-2,38 + 0,074 mm) verificaram altas recuperações no processamento, de 74,64 até 89,8%, baixos teores de cinzas no produto de 9,04 - 9,28, partindo de uma alimentação com 14,81 - 21,44% de cinzas⁽³¹⁾.

TAVARES e SAMPAIO⁽¹¹⁰⁾, em 1989, fizeram um estudo da avaliação do desempenho do circuito de beneficiamento de finos de carvão de Cambuí-PR, em espirais Reichert 9, utilizando uma vazão de alimentação de 1,3 t/h, variando a faixa de tamanho das partículas na alimentação de (-2,4 + 0,3 mm) a (-0,3 + 0,074 mm). Verificaram que a recuperação, bem como a redução do teor de enxofre, são maiores nas faixas mais grosseiras (-2,4 + 0,3 mm). No entanto, partindo de uma alimentação com 34,1% de cinzas, 4,2% de enxofre pirítico, na fração (-0,3 + 0,074 mm), foi obtido um produto com 19,1% de cinzas, 1,8% de enxofre pirítico e com 50% de recuperação em peso. Também foi constatado que a circulação dos mistos provocou um aumento de recuperação em peso de 50 para 60,5%, mantendo praticamente os mesmos teores de cinzas e enxofre. A Tabela 4.1 mostra os principais critérios utilizados para avaliar o desempenho da espiral. Uma análise dessa tabela revela que as maiores perdas foram causadas pela diminuição da granulometria. A separação primária apresentou maior eficiência do que a secundária.

Ocorreu maior perda de carvão para o rejeito do que a retenção de rejeito no carvão lavado.

TABELA 4.1 - DADOS DO DESEMPENHO DA ESPIRAL LD9 DOS PRODUTOS

OBTIDOS DOS FINOS DE CARVÃO DE CAMBUÍ-PR ⁽¹¹⁰⁾

fração - 0,31 + 0,074 mm

Critérios dependentes	SEPARAÇÃO		
	Primária	Secundária	Total
Eficiência orgânica (%)	91,0	87,5	71,0
Flutuado no rejeito (%)	14,2	53,2	24,7
Afundado no lavado (%)	9,5	7,6	7,9
Material deslocado (%)	10,8	21,4	71,0
Critérios Independentes			
Densidade de separação (g/ml)	2,19	1,70	1,68
EPM	0,263	0,283	0,221
Imperfeição	0,222	0,403	0,322
NGM (%)	4,7	11,2	9,7

KLUJSZO et al., em 1993⁽¹¹¹⁾, estudaram o efeito da granulometria do carvão da Copelmi, sobre o desempenho das espirais de Reichert LD9, com vazões de 1,0 t/h, 33% de sólidos na polpa, nas faixas granulométricas - 1 + 0,15 mm e - 0,15 mm. Eles observaram que a mudança da faixa de tamanho de - 1 + 0,15 mm para - 0,15 mm resultou numa queda brusca da recuperação de 46% para 28,89%, um aumento da percentagem de cinzas de 20,86 para 60,55%, como também com acréscimo de enxofre pirítico de 0,64 para 1,44%. Foi evidenciada, nesse trabalho, a influência da granulometria de alimentação sobre o desempenho da espiral, confirmando portanto, as conclusões de DELLAIRE et al. em 1978⁽¹⁰⁵⁾, BURT em 1984⁽¹²⁾, SIVAMOHAN e FORSSBERG em 1985⁽²⁷⁾, CHAVES e POSSA em 1985⁽¹¹²⁾, e TAVARES e SAMPAIO em 1989⁽¹¹⁰⁾.

ATESOK et al. ⁽¹¹³⁾ estudaram o efeito do tamanho da partícula, quantidade de finos abaixo de 0,1 mm e densidade de polpa sobre a densidade de separação. Nessa experiência, foram utilizadas amostras sintéticas de carvão betuminoso com minerais argilosos, quartzo, calcita e pirita, contendo 38% de cinzas. O efeito do tamanho de partícula sobre a densidade de separação foi investigado nas seguintes faixas granulométricas: - 3 + 1, - 1 + 0,5, - 0,5 + 0,3, - 0,3 + 1 e - 0,1 mm, com uma vazão de alimentação de 1,2 t/h e uma densidade de polpa de 20% de sólidos. A Figura 4.6 mostra o efeito de curva de partição para cada fração estudada em relação à densidade de separação para o carvão citado.

O “coeficiente de partição” é definido por eles como a porcentagem do material de alimentação de uma densidade particular que reporta ao produto flutuado. Os autores observaram na referida figura 4.6 que, quando a partícula diminui de 3 para abaixo de 0,1 mm, a densidade de separação aumenta. Dentro

desta faixa, foram obtidos o valor mínimo de $1,6 \text{ g/cm}^3$ (erro provável, $E_p = 0,045$) e o máximo de $2,19 \text{ g/cm}^3$ ($E_p = 0,4$) respectivamente. Entretanto, para faixa de $-3 + 0,1 \text{ mm}$, a Figura 4.7 mostra as médias de densidade de separação de $1,6 - 1,9 \text{ g/cm}^3$ ($E_p = 0,075 - 0,38$). A densidade de separação efetiva é definida como a densidade na qual a probabilidade das partículas da alimentação reportarem ao rejeito ou ao carvão lavado é a mesma ⁽¹¹⁴⁾. Estes resultados indicam que a diminuição no tamanho de partícula exerce uma influência pronunciada na densidade de separação de carvão. O acréscimo da densidade de separação resulta na mistura do material do rejeito com o carvão. Na pesquisa do efeito da quantidade de finos, os autores utilizaram uma vazão de alimentação de $1,2 \text{ t/h}$, 20% de sólidos na polpa, faixa de tamanho de $-1 + 0,5 \text{ mm}$. Os finos foram adicionados à mistura em diferentes proporções de (0, 5, 10, 20, 30 e 50%) compondo as amostras a serem testadas. O efeito dos finos sobre a densidade de separação pode ser observado na Figura 4.7. Neste estudo foi verificado através da Figura 4.8, um acréscimo de densidade de separação de $1,5 - 1,9 \text{ g/cm}^3$ com o aumento de densidade de polpa de 10 - 60% de sólidos. A viscosidade de polpa medida aumentou de 4,5 cp para 13,4 cp para as densidades de polpa citadas. Um acréscimo da densidade de polpa com uma elevação na viscosidade foi a maior contribuição para o aumento observado na densidade de separação do carvão estudado.

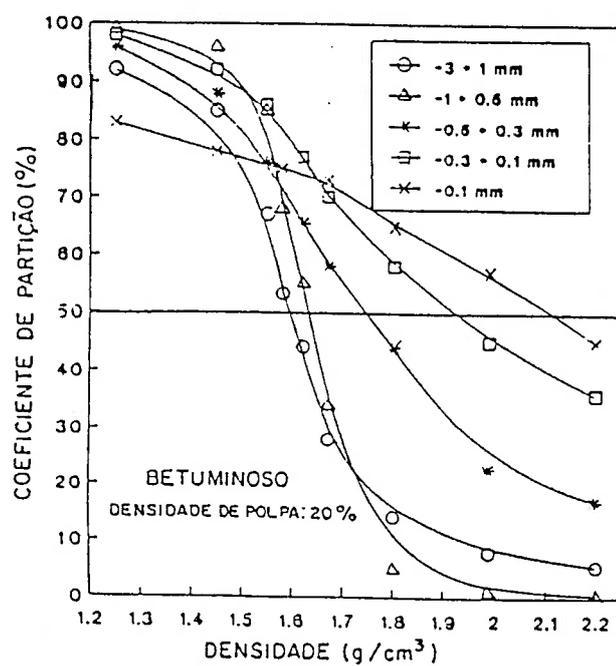


Figura 4.6 Efeito do tamanho sobre a eficiência da espiral para o carvão betuminoso⁽¹¹³⁾

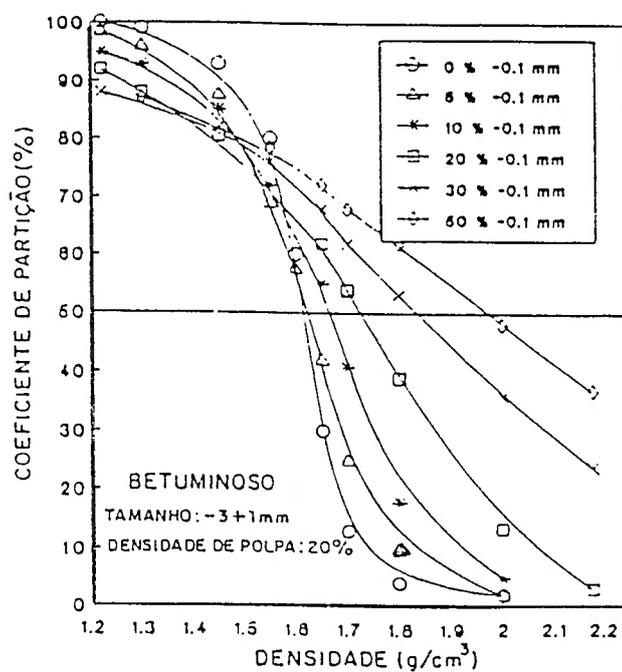


Figura 4.7 Efeito da adição de lamas, -0,1 mm finos de carvão, sobre a eficiência de separação da espiral para o carvão betuminoso

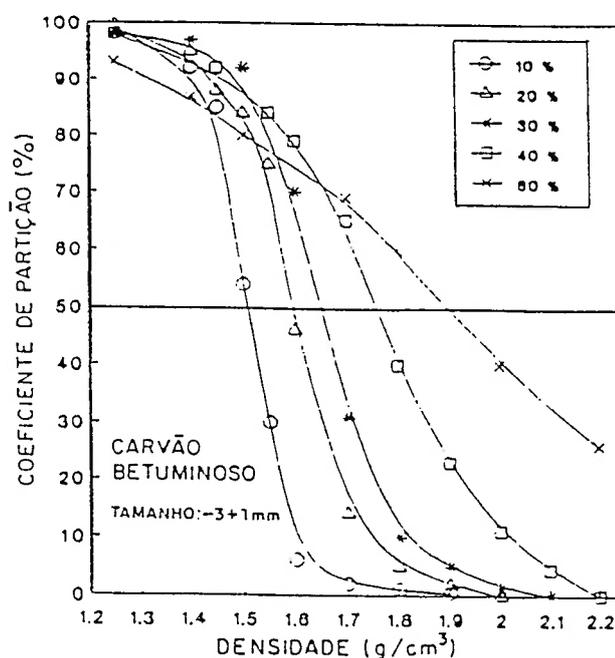


Figura 4.8 Efeito da densidade de polpa sobre a eficiência de separação da espiral para o carvão betuminoso

HUNTON e DALE⁽⁹¹⁾ mostraram que a forma das partículas apresenta uma grande influência na concentração em espirais, ocorrendo um maior desempenho do concentrador com o aumento da esfericidade dos grãos minerais presentes na polpa de alimentação. Às vezes a forma da partícula é uma variável mais significativa na concentração em espiral que as diferenças de densidade dos materiais tratados. Esta observação foi constatada por ADAIR et al.⁽¹¹⁵⁾, quando trabalharam com mica.

SNEEDEN⁽⁹²⁾, ALEXIS⁽²⁴⁾, e CHAVES e POSSA⁽¹¹²⁾ concluíram nos seus trabalhos a importância das variáveis operacionais como fornecimento de água de lavagem, uso adequado de aberturas coletoras e um ajuste apropriado dos divisores, considerando a influência delas no melhor desempenho de

composição dos minérios na alimentação. Esta observação foi confirmada através do estudo realizado por RYBALOWSKY⁽²⁵⁾, quando trabalhou com vazões de polpa fixas e variou a vazão de alimentação de água de lavagem de 30-38 l/min, onde foi constatado um decréscimo no teor do concentrado de ferro de 20,8 a 18,8% e um aumento do teor de rejeito adicionado ao misto, de 9,0 a 10,7%. ALEXIS⁽²⁴⁾, afirmou que no caso do concentrador espiral, qualquer flutuação das variáveis, dentro dos limites, não é tão significativa, desde que o circuito de espiral encontrasse sempre operando em multi-estágios com circulação de mistos. A influência da mudança da posição das características dos produtos de finos de carvão obtidos, mediante a concentração em espirais, no estudo de ALEXIS⁽²⁶⁾, foi constatado quando a abertura do divisor foi modificada de total para metade, resultando um produto com maior recuperação 60,1 para 80,3%, acréscimo da recuperação de matéria carbonosa de 71,9 para 94,3%, conseqüentemente menor perda de finos de carvão para o rejeito.

Segundo BONSU⁽⁸⁶⁾, existe uma grande correlação da concentração em espiral com a densidade de polpa e a granulometria do material tratado. Este autor verificou que para uma certa separação em espirais, a proporção de partículas minerais no concentrado é relativamente baixa em pequenas densidades de polpa e aumenta com o incremento da percentagem de sólidos, exceto para partículas menores que 0,300mm, cuja quantidade no concentrado eleva-se ao máximo com 30% de sólidos, diminuindo bruscamente ao ultrapassar essa percentagem.

4.3 Cones Reichert

O concentrador de cone Reichert foi desenvolvido na Austrália em 1960, para tratar ilmenita proveniente de areia de praia⁽³⁴⁾. Entretanto, no princípio de 1970, foi

incorporado a outras áreas, em virtude do seu sucesso. O seu princípio de funcionamento é similar ao da calha estrangulada, porém o fluxo da polpa não é diminuído ou influenciado pelo efeito das paredes⁽³⁴⁾. Trata-se de um equipamento com alta capacidade, capaz de produzir um concentrado com teor adequado e com baixa carga circulante⁽⁴⁷⁾.

4.3.1 Princípio de funcionamento

Uma unidade de cone simples compreende um círculo contínuo de calhas sem paredes, conforme a Figura 4.9^(36,116). O cone superior recebe a alimentação de uma caixa distribuidora localizada no seu topo para distribuí-la na sua periferia, alimentando em seguida os cones inferiores. Não ocorre concentração no cone superior⁽¹²⁾.

Existem no mercado cones simples ou duplos. No caso dos cones duplos, (Figura 4.10), o cone superior possui na sua periferia um divisor de fluxo com a finalidade de distribuir igualmente a polpa para os dois cones inferiores⁽¹²⁾. A separação ocorre quando a polpa flui para o centro dos cones inferiores. Conseqüentemente, as partículas mais densas sedimentam-se mais rapidamente e se dirigem à base do filme, em direção ao centro, onde são removidas através de uma abertura anular. As partículas mais leves são arrastadas pela corrente, passam sobre a abertura anular e são transportadas a uma tubulação central que alimenta outro estágio de cones. Para se obter uma boa separação, é necessário repetir a operação várias vezes através de outros cones^(12,117).

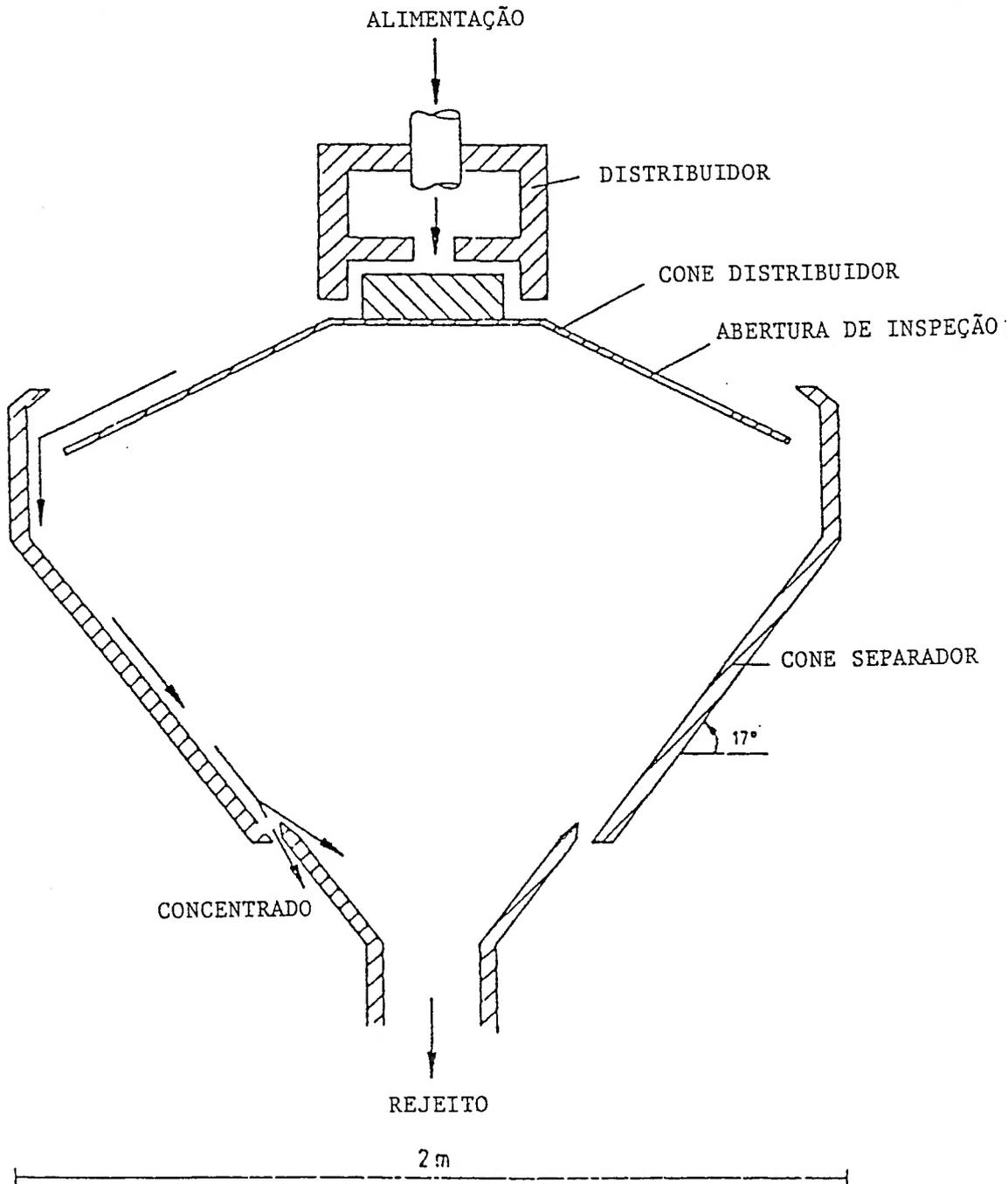


Figura 4.9 Esquema do cone Reichert simples⁽⁴⁸⁾

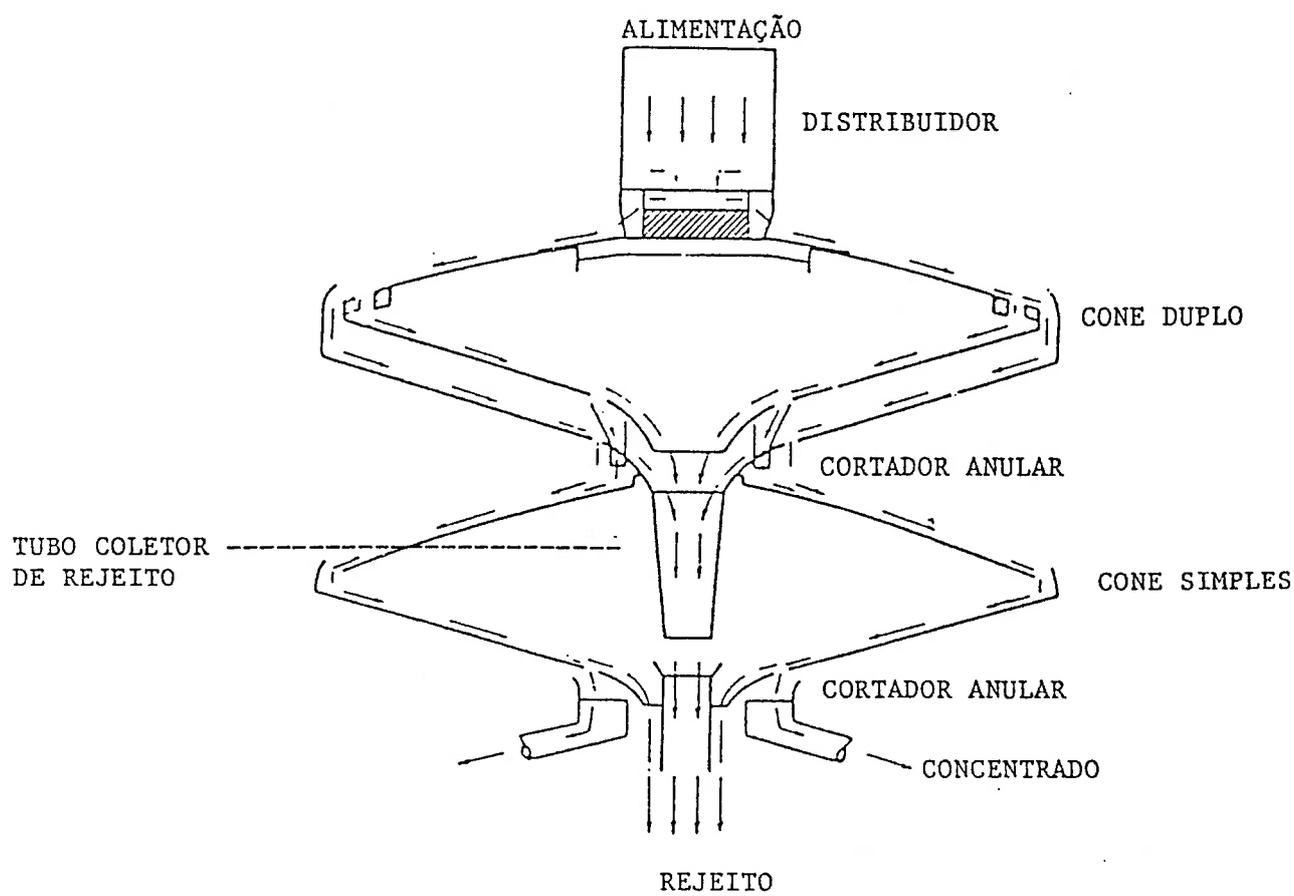


Figura 4.10 Esquema do cone Reichert duplo⁽¹²⁾

4.3.2 Fatores que afetam o processamento dos cones

Os cones têm uma única variável operacional, que é a posição dos cortadores⁽¹²⁾.

4.3.3 Efeito da construção e dos parâmetros geométricos do equipamento

A geometria do cone e o ângulo de 17° são fixos. Encontram - se em desenvolvimento cones com 3 e 3,5 m de diâmetro, tendo este último capacidade três vezes maior que o cone de 2 m.

Os cones duplos são geralmente utilizados na etapa da separação de desbaste, ou na recuperadora ("scavenger") e o cone simples na separação de limpeza ("cleaner")⁽¹²⁾. O concentrado obtido no cone simples, na etapa de limpeza pode ser purificado em calhas estranguladas⁽¹¹⁷⁾.

Existem no mercado vários modelos de cone Reichert. Um é denominado 3DS ou seja um conjunto de três estágios de cones duplos, seguido pelo cone simples em cada estágio seguinte. Este sistema é geralmente utilizado nas etapas "rougher" e "scavenger".

4.3.4 Efeito das variáveis

O tamanho máximo da partícula de 0,5 mm e 5% de lamas no máximo na polpa a ser tratada são condições recomendadas para se obter uma separação eficiente em cones. Esta afirmação foi confirmada através de estudos experimentais feitos por CHONG⁽³⁸⁾ em 1978, FORSSBERG e SANDSTROM⁽¹¹⁸⁾, utilizando minerais pesados na faixa de - 0,5 + 0,05 mm, onde conseguiram maior recuperação.

Os cones operam com densidades de alimentação entre 55 a 65% de sólidos, embora a densidade possa ser maior ou menor, dependendo das características do minério. Entretanto, se a densidade for muito baixa, a velocidade do fluxo e os fatores de turbulência aumentam, reduzindo a oportunidade dos minerais estratificarem na superfície do concentrador de cone Reichert. Se a densidade for muito alta, a viscosidade da polpa aumenta, provocando uma diminuição nas características de separação das partículas muito finas de minerais pesados⁽¹²⁾.

BURT⁽¹²⁾ apresentou um trabalho mostrando o efeito da percentagem de sólidos na alimentação de um concentrador de cone Reichert, sobre a recuperação e o teor do concentrado. Foi verificada uma drástica queda de recuperação quando a percentagem de sólidos diminui de 60 a 40%. Entretanto, o teor do concentrado sofreu menor impacto.

Pesquisas desenvolvidas por FORSSBERG e SANDSTROM⁽¹¹⁸⁾, utilizando o concentrador Reichert, confirmaram alguns princípios inerentes às calhas. O melhor desempenho só foi visto a alta densidade de polpa. Tanto a recuperação como teor foram altos. A elevada porcentagem de sólidos intensificou as condições de sedimentação perturbada, a qual é o principal mecanismo de separação na área próxima do fim da alimentação, onde as partículas sedimentam com velocidade alta. É evidente que o efeito da sedimentação perturbada é mais fortemente sentido sobre as partículas leves do que sobre as pesadas. Não foi surpresa que a recuperação de fração mais fina foi substancialmente melhor a alta densidade da polpa. A alta porcentagem de sólidos impediu a turbulência na polpa tornando o fluxo quase laminar, o que levou só as partículas grossas leves a

migrarem para parte superior do leito, ao contrário do escoamento turbulento que não leva em consideração o tamanho da partícula. As altas vazões de alimentação provocaram uma queda na recuperação, devido ao aumento na profundidade do leito e também possivelmente em virtude da turbulência causada pelo movimento das partículas sobre os seus próprios eixos (“spins”). Estes dois efeitos dominantes, poderiam depender da densidade da polpa e do tamanho da partícula.

4.4 Mesas vibratórias

A mesa vibratória foi desenvolvida a partir das correias concentradoras contínuas (vanners), que utilizavam uma lâmina d’água para efetuar sua separação⁽¹¹⁹⁾.

A mesa Wilfley surgida como resultado do aperfeiçoamento da mesa Rittinger, foi a primeira unidade instalada em 1895⁽¹²⁰⁾. Esse modelo proporcionou maior capacidade de produção, concentrados com melhor qualidade em todas as novas instalações^(12,121). A melhor eficiência da mesa ocorreu devido a duas modificações importantes: movimento diferencial e a introdução de rifles sobre a superfície lisa⁽⁸⁾.

Depois de comprovada a eficiência do funcionamento de mesa Wilfley, a sua utilização foi difundida e novos modelos foram desenvolvidos para melhorar o desempenho do equipamento⁽¹²⁰⁾. GAUDIN⁽⁸⁾ destaca entre as mais usadas na sua época, as seguintes mesas: Garfield, Butchand, Card, Deister, James, Deister Overstrom e Flat - O. As principais diferenças entre esses equipamento são o

mecanismo de acionamento, a forma do tablado e o feitio e a disposição dos rifles sobre a mesa.

A mesa vibratória vem sendo utilizada há várias décadas, como um equipamento para concentração gravítica de minérios e carvão, por todo mundo. É provavelmente o mais versátil de todos equipamentos gravíticos e o mais eficiente para tratamento de minerais com granulometria fina, apesar da sua baixa capacidade⁽⁸⁾.

4.4.1 Princípios de Funcionamento

A mesa vibratória, Figura 4.11, consiste de uma superfície plana forma próxima da retangular ou romboédrica, ligeiramente inclinada em relação à horizontal, como também pode ter inclinação na direção transversal, parcialmente ou totalmente coberta de rifles, dotada de um movimento diferencial na direção dos rifles, por meio de um mecanismo que provoca um aumento da velocidade no sentido da descarga do concentrado (pesados) e uma reversão súbita no sentido contrário, diminuindo suavemente a velocidade no final do curso. A água de lavagem é fornecida em ângulo reto com a direção do movimento^(12,41).

Apesar da existência de uma considerável literatura sobre mesas vibratórias, a maioria se detém na descrição e desempenho de equipamentos. Poucos trabalhos realmente se preocuparam com os princípios de funcionamento deste equipamento⁽⁴¹⁾.

O funcionamento das mesas vibratórias é baseado em três princípios⁽¹¹⁾.

- (i) sedimentação retardada;

(ii) aceleração assimétrica;

(iii) concentração em lâmina d'água.

Na superfície da mesa há uma série de canais em forma de calha, formados pelos rifles, onde a polpa escoar com menor velocidade facilitando a sedimentação das partículas. A corrente de água acima da polpa, com maior velocidade, além de arrastar as partículas mais leves, provoca turbilhão entre os rifles, elevando as partículas finas e leves que tenham sedimentado, para serem arrastadas^(12,121).

As partículas sólidas dentro da calha, sob ação da força de gravidade e do movimento assimétrico e transversal à alimentação, estratificam, de acordo com a densidade, tamanho e forma. Esta estratificação é acentuada, devido à sedimentação perturbada entre os rifles⁽¹²¹⁾.

O movimento das partículas acima dos rifles ocorre em virtude de nova alimentação, da inclinação da mesa e do decréscimo da profundidade⁽¹⁰⁾.

Entre os rifles, as partículas depositadas são transportadas pela ação do movimento oscilatório diferencial e da inclinação longitudinal, classificando por ordem de densidade, mas como a altura do rifle decresce progressivamente até anular-se, a lâmina d'água de lavagem alcança camadas cada vez mais profundas do canal e arrasta partículas cada vez mais densas, à medida que se afasta do ponto de alimentação da polpa, onde a superfície é lisa e a ação da lâmina d'água e da aceleração assimétrica são as forças mais atuantes, distribuindo sobre a mesa uma separação de produtos por zonas^(11,121). As partículas mais densas são descarregadas à esquerda do ponto de maior inclinação, as mistas abaixo desse ponto e as leves na direção do fluxo da d'água à frente da mesa.

A concentração por lâmina d'água foi bastante investigada por GAUDIN⁽⁶⁾, 1939 e TAGGART⁽²⁰⁾. Em 1978, MILLS⁽¹²³⁾ fez uma revisão desses trabalhos. Nesta análise, GAUDIN e TAGGART, não levaram em conta a presença das partículas no fluido, a rugosidade da superfície do tablado causada pelas imperfeições do material que o reveste e nem os efeitos sobre a partículas circunvizinhas sobre a partícula considerada. Apesar dessas imperfeições, esse modelo é de fundamental importância, visto dar um tratamento matemático ao processo. Posteriormente, SIVAMOHAN e FORSSBERG⁽⁴¹⁾, dando continuidade ao trabalho de seus predecessores sugeriram que, incluindo as teorias de BAGNOLD^(16,17) e a cinética de segregação das partículas ao modelo citado, é um modelo adequado para descrever e quantificar a segregação das partículas sobre a mesa.

Segundo SIVAMOHAN e FORSSBERG⁽¹²⁴⁾, a dilatação pulsante do leito entre os rifles é o resultado dos efeitos combinados do movimento assimétrico do tablado, das forças dispersivas de BAGNOLD e da turbulência das camadas inferiores causada pela obstrução dos rifles. Os autores constataram que o movimento do tablado e as forças dispersivas de BAGNOLD são os fatores responsáveis pelo escoamento lento das partículas finas através dos interstícios, e fazem com que o sistema alcance energia potencial mínima. A turbulência causa um certo efeito sobre a sedimentação perturbada no espaço superior entre os rifles, o efeito acumulado é de relevância no processo. KIRCHEBERG e BERGEN⁽¹²⁵⁾ investigaram o efeito da forma dos rifles que poderia proporcionar uma estratificação para elevar as partículas mais finas, sem criar turbulência excessiva.

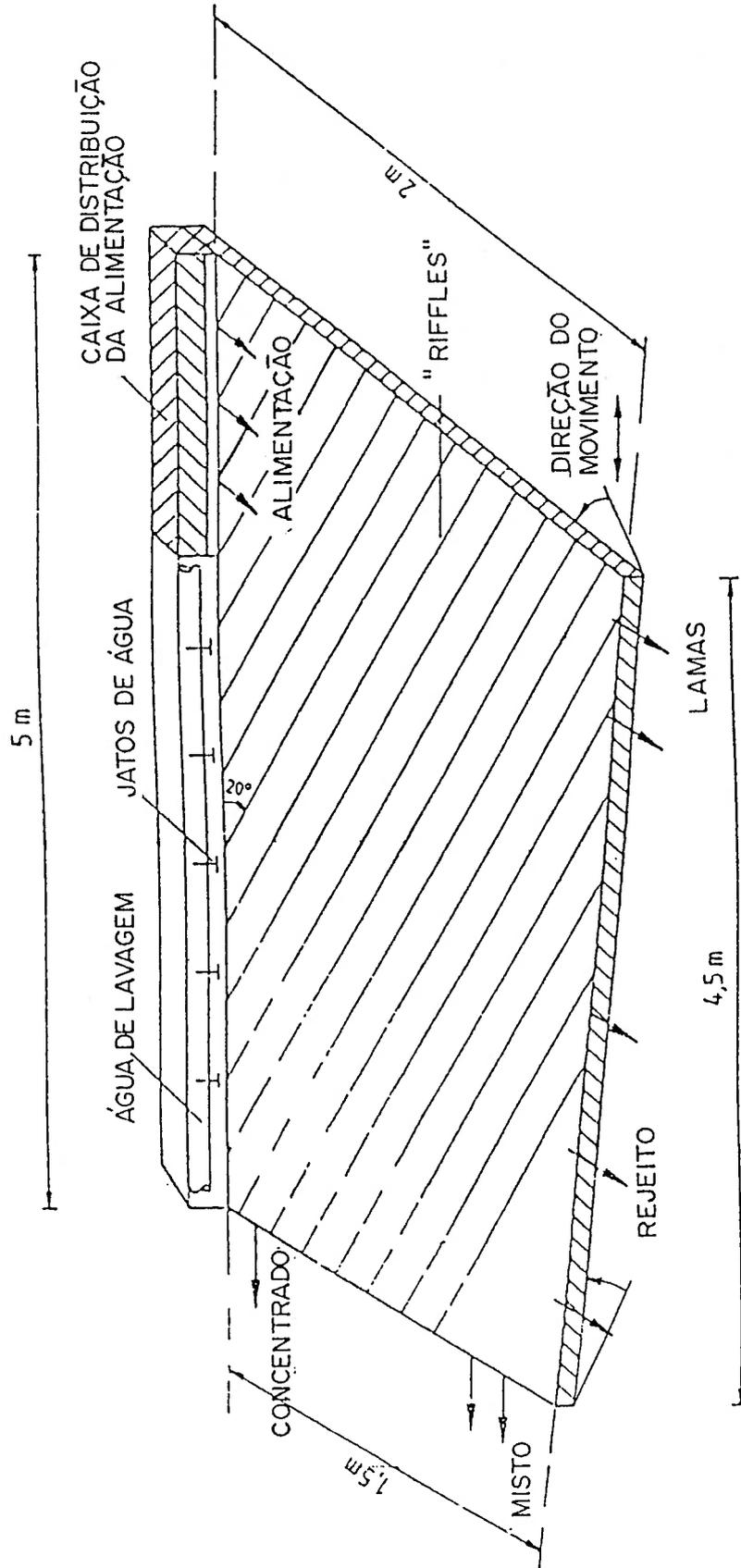


Figura 4.11 Esquema de mesa vibratória do tipo "DEISTER OVERSTROM" com tablado diagonal⁽⁴⁸⁾

4.4.2 Fatores que Influenciam no Processo das Mesas Vibratórias

BIRD e DAVIS⁽¹²⁶⁾, 1919; YANCEY e BLACK⁽¹²⁷⁾, 1926; YANCEY⁽¹²⁸⁾, 1931 e GANDRUD⁽¹²⁹⁾, 1943, deram uma valiosa contribuição ao estudo dos vários fatores que afetam a concentração de carvão em mesa. SIVAMOHAN e FORSSBERG⁽⁴¹⁾ fizeram uma revisão sobre a importância de vários equipamentos, as variáveis de operação e suas interações. MANSER et al.⁽¹³⁰⁾ descreveram o desenvolvimento de um modelo matemático da mesa vibratória. Neste trabalho eles discutiram a significância das variáveis tais como a água de lavagem, a densidade da polpa da alimentação, a inclinação do tablado, a amplitude de oscilação e a vazão de alimentação que controlam a separação na mesa vibratória.

Os fatores que afetam a operação da mesa podem ser divididos em duas categorias: os relacionados ao equipamento como: tamanho e forma do tablado, movimento diferencial (aceleração e retardamento), forma do rifle, material da superfície e sua rugosidade, e os relativos à operação como: densidade de polpa, vazão de alimentação e uniformidade, água de lavagem, dispositivo de coleta de produtos, oscilação por minuto e amplitude de oscilação^(11,12,41).

Estudos comparativos do desempenho do concentrador modificado de Mozley, em escala de laboratório e da mesa industrial foram efetuados por WILLS⁽¹³¹⁾. Esta pesquisa evidenciou que existe uma boa correlação entre a eficiência do separador de laboratório e a mesa comercial. Este equipamento servirá para avaliar a eficiência do concentrador gravítico, em laboratório.

4.4.3 Efeito da Construção e dos Parâmetros Geométricos do Equipamento

KIRCHBERG e BERGER⁽¹²⁵⁾ estudaram os efeitos do movimento longitudinal sobre a mesa concentradora. Os autores mediram a amplitude e a frequência de oscilação na qual o leito começou a dilatar, a amplitude longitudinal de oscilação das partículas em várias profundidades do leito e as diferentes fases de oscilação. Eles investigaram também os efeitos das formas de rifles sobre a formação de turbulência.

Um aumento da inclinação do lado transversal é efetuado para compensar os efeitos da falta de água de lavagem ou de uma alimentação com um leito espesso⁽⁴¹⁾.

Um decréscimo da inclinação longitudinal onde se descarregam os minerais pesados é às vezes, visto como necessário para se obter maior teor, particularmente quando se trata de partículas leves de maior tamanho⁽¹³²⁾.

A frequência e a amplitude de oscilação da mesa podem ser ajustadas conforme a granulometria da alimentação. No tratamento de partículas grosseiras, utiliza-se alta amplitude e baixa frequência para se conseguir uma completa dilatação ao longo do tempo, com menor aceleração. Enquanto no beneficiamento de partículas finas é preferível usar alta frequência e baixa amplitude. As mesas modernas operam com frequência de oscilação de 250 - 350 oscilações por minuto, enquanto que a amplitude da oscilação varia de 12,70 a 31,75 mm⁽¹²⁸⁾. Entretanto, no beneficiamento de finos de carvão usa-se uma amplitude acima de 19,05 mm^(119,133). Quando o carvão e o rejeito apresentam pequena diferença

densitária, a amplitude pode ser diminuída. A oscilação de mesa pode ser aproximadamente de 280 ciclos por minuto⁽¹¹⁹⁾.

A Tabela 4.2 apresenta resultados operacionais obtidos através de dois tipos de mesa com dimensões padronizadas, contendo um tablado diagonal, operando com diferentes materiais e tamanhos. A mesa n. 6 da Deister Concentrator Co (Fort Wayne Ind.) é utilizada para tratar minerais pesados e a n. 7 usada principalmente para beneficiamento de carvão⁽¹³⁴⁾. Uma análise da referida Tabela 4.2 revela que as variáveis operacionais dependem da faixa de tamanho e do tipo de material utilizado.

TABELA 4.2 - DADOS OPERACIONAIS DA MESA CONCENTRADOR

DEISTER COM TABULEIRO DIAGONAL⁽¹³⁴⁾

Mesa n.	Alimentação	Tamanhos da alimentação (mm)	Vazão de alimentação (t/h)	Velocidade rpm	Amplitude (mm)
6	minério	4,23 - 0,42	2,0 - 10,0	275	1,75
6	minério	0,42 - 0,105	1,0 - 2,5	285	19,05
6	minério	- 0,105	0,25 - 1,0	300	12,70
7	carvão	1 ½ in-38,1	15,0 - 25,0	270	31,75
7	carvão	3/4 in-19,05	10,0 - 15,0	280	25,40
7	carvão	1/2 in-12,7	7,5 - 12,0	285	25,40
7	carvão	1/8 in-3,06	5,0 - 7,5	290	19,05
7	carvão	1/16 in-1,59	3,0 - 5,0	290	19,05

O tablado com forma rômica é mais adequado que o retangular por proporcionar um grande aumento do número de rifles e o acréscimo da linha de diagonal, que é a zona onde ocorre a seleção e separação do carvão dos mistos e rejeito. Também tem como efeito, aumentar a probabilidade de proporcionar a separação do carvão do rejeito⁽¹¹⁹⁾.

A forma dos rifles é uma função da granulometria de polpa de alimentação. Existem várias formas de rifles no mercado para atender às diferentes características da distribuição de tamanho das partículas na alimentação^(12,41).

A evolução na década de setenta foi o desenvolvimento de mesas com tablado duplo ou quádruplo. A capacidade de mesa com duplo tablado aumentou de 4,5 a 5,4 t/h para 9 a 10,8 t/h de finos de carvão e o espaço foi reduzido à metade⁽¹³⁵⁾.

Os recentes desenvolvimentos das mesas, incluem dois tipos divisores automáticos dos produtos. Um, constituído por uma célula fotoelétrica com sensores é capaz de diferenciar dois produtos com refletividades diferentes⁽¹³⁶⁾; um outro, com contador Geiger Muller, é utilizado na concentração de minérios radioativos⁽¹³⁷⁾.

4.4.4 Efeito das Variáveis

A granulometria do material a ser tratado em mesa vibratória depende principalmente de sua densidade⁽¹²⁾. As mesas funcionam eficientemente com minerais pesados com uma granulometria na faixa de 2,00 - 0,02 mm⁽¹²⁾. Atualmente, as mesas operam eficientemente com carvão na faixa de tamanho de (- 9,50 + 0,074 mm)⁽¹¹⁹⁾.

YANCEY⁽¹²⁸⁾ investigou o efeito da forma da partícula de carvão sobre o desempenho da mesa vibratória e constatou que se trata de um fator de menor importância. Entretanto, o tamanho do grão e a diferença densitária entre os minerais, são variáveis mais significativas. DEURBROUCK e PALOWITCH⁽¹¹⁸⁾ confirmaram a conclusão do YANCEY⁽¹²⁸⁾ e evidenciaram que o aumento na faixa de tamanho dificulta a separação do carvão da ganga através da estratificação e sedimentação perturbada.

A uniformidade da alimentação é um fator bastante significativo no desempenho da mesa, não só relativo à vazão de alimentação, como também quanto às propriedades físicas⁽¹²⁾.

A vazão de alimentação depende do teor do produto exigido, quantidade de rejeito na alimentação, distribuição de tamanho e outros. Um excesso na vazão de alimentação poderá prejudicar seriamente a eficiência da mesa segundo o trabalho feito por BOGDANOV⁽¹³⁸⁾. SIVAMOHAN e FORSSBERG⁽⁴¹⁾ afirmaram que uma alta vazão de alimentação provocaria a redução de teor do concentrado e a perda de minerais pesados juntos com o rejeito. Foi identificado por DEURBROUCK e PALOWITCH⁽¹¹⁹⁾ o efeito desfavorável da variação da vazão de alimentação sobre as condições de separação do carvão da ganga no leito.

SANTIN e ALMEIDA⁽¹³³⁾ fizeram um estudo de avaliação e melhoria de um circuito existente de beneficiamento de finos de carvão metalúrgico da camada Barro Branco de Santa Catarina. Os autores verificaram que a vazão de alimentação às mesas era muito alta, 410 kg/h/m², provocando ineficiência. A vazão adequada e testada no laboratório foi de 140 kg/h/m² com finos de carvão na faixa de tamanho de (- 0,59 + 0,15 mm).

A capacidade da mesa, sob condições uniforme de fluxo, é uma função da densidade da polpa na alimentação. A densidade da polpa a usar deve dar polpa suficientemente fluida, para permitir uma eficiente estratificação e conceder uma dilatação entre os rifles⁽¹²⁾.

CHASTON⁽¹³⁹⁾, 1962; BURT⁽¹⁴⁰⁾, 1975 e CHONG⁽³⁸⁾, 1978, apresentaram trabalhos mostrando o efeito do tamanho da partícula em mesas, utilizando minerais pesados de wolframita, cassiterita e ferro. Foi verificada uma drástica redução na recuperação dos minerais citados quando o tamanho da partícula foi reduzido de 0,040 mm para 0,005 mm.

BURT⁽¹²⁾ e TAGGART⁽²⁰⁾ relataram que a eficiência de separação em mesa depende da quantidade de ultrafinos presentes na polpa. BIRD e YANCEY⁽¹⁴¹⁾, THUNAES e SPEDDEN⁽¹⁴²⁾ afirmaram a importância da classificação antes da concentração em mesa. Foi constatado um aumento do desempenho de mesa, com o acréscimo de sua capacidade. Geralmente, no tratamento de finos de carvão, usa-se ciclone para remover os ultrafinos e obter no underflow cerca de 40% de sólidos, constituindo a alimentação da mesa⁽¹³⁴⁾.

Normalmente⁽¹¹⁹⁾ se usa uma proporção de 2:1 de água: carvão, no beneficiamento em mesa. Do total da água, 90% é utilizada na zona de limpeza.

A Tabela 4.3 apresenta os resultados que mostram as características dos ensaios de mesagem do carvão americano realizado pelo USBM, apud DEURBROUCK e PALOWITCH⁽¹¹⁹⁾. Os principais critérios adotados para avaliar o desempenho do referido equipamento, além do NGM ("near gravity material" representa a quantidade do material da alimentação com densidade $\pm 0,10 \text{ g/cm}^3$ em relação à densidade de corte) são mostrados na referida tabela 4.3. Observando-se a tabela 4.3 verifica-se que a densidade de separação aumenta

com o decréscimo do tamanho da partícula, como também o desempenho do equipamento diminui no tratamento das frações mais finas de carvão. O produto obtido da fração (- 9,5 mm) apresentou 6,4% de cinzas, consideravelmente maior do que 3,7% de cinzas no produto da faixa de (- 9,5 + 0,074 mm) mostrando a influência da granulometria da alimentação sobre o desempenho da mesa⁽¹¹⁹⁾.

TABELA 4.3 - DADOS DO DESEMPENHO EM MESA DO CARVÃO

AMERICANO DE BAIXA QUALIDADE DE POCAHONTAS⁽¹¹⁹⁾

Fração (mm)	(-0,3+0,15)	(-0,15+0,075)	(-0,075)	(-9,5+0,075)	(-9,5)
Teores de cinzas (%)					
Alimentação	6,9	6,6	16,5	10,8	1,8
Carvão lavado	3,1	3,8	16,0	3,7	6,4
Rejeito	60,8	59,1	54,2	61,8	61,5
Recuperação real, (%)	93,5	95,0	98,7	87,8	90,1
Eficiência, %	98,0	98,0	-	98,2	-
Flutuado no rejeito, (%)	27,7	24,0	-	14,8	-
Afundado no lavado, (%)	1,0	1,6	-	1,1	-
Material deslocado, (%)	2,7	2,7	-	2,8	-
Material NGM (%)	1,2			5,0	-
Densidade de separação	1,71	1,79	-	1,52	-
Ep	0,158	-	-	0,074	-
Imperfeição	0,222	-	-	0,142	-

A Tabela 4.4 mostra os critérios adotados por RUBIO⁽¹⁴³⁾ para avaliar o desempenho em mesas utilizando o carvão brasileiro de Santa Catarina.

**TABELA 4.4 - DESEMPENHO PARA PRODUTOS, REJEITOS, MISTOS
E CARVÃO LAVADO⁽¹⁴³⁾**

Teores de cinzas (%)	
Alimentação	47,46
Carvão lavado	15,31
Mistos	24,43
Rejeito	65,71
Densidade de separação	1,38
Material NGM (%)	13,69
Eficiência (%)	47,49
Ep	0,195
Imperfeição	0,513

A tabela 4.5 apresenta o desempenho da mesa vibratória, através da avaliação dos ensaios de concentração com finos de carvão americano de boa qualidade.

TABELA 4.5 - RESULTADOS DE BENEFICIAMENTO DE CARVÃO

AMERICANO EM MESA, FRAÇÃO (- 9,50 + 0,074 mm)⁽¹¹⁹⁾

Teores de cinzas (%)	
Alimentação	20,1
Carvão lavado	4,6
Rejeito	75,6
Recuperação real, (%)	78,2
Eficiência, %	97,3
Flutuado no rejeito, (%)	7,8
Afundado no lavado, (%)	2,0
Material deslocado, (%)	3,3
Material NGM, (%)	2,4
Densidade de separação	1,64
Ep	0,105
Imperfeição	0,164

De uma análise das Tabelas 4.3, 4.4 e 4.5, ficou evidenciado que o desempenho das mesas é extremamente sensível à granulometria de alimentação, conteúdo de impurezas e “rank” do carvão.

5 Projeto e Construção do Equipamento Contínuo

5.1 Descrição do Equipamento

O modelo do novo concentrador gravítico - concentrador MONTEIRO consiste de uma superfície plana de aço inoxidável ASTM A 316 dobrada, fazendo um ângulo de 156° entre suas duas metades e disposta na forma de um telhado invertido. Suas dimensões totais externas são de 1230 x 600 X 3 mm e é dotado de um movimento alternativo transversal oscilatório (basculante) e uma inclinação variável de acordo com o minério a ser tratado. O equipamento é apresentado na Figura 5.1 e no desenho no anexo1.

O movimento oscilatório do novo equipamento gravítico é produzido através de uma biela. A alavanca é graduada com a finalidade de variar a amplitude, em função do material utilizado.

O acionamento é feito por um motor com frequência variável de fabricação Ringconc, modelo RXM-400, motor elétrico Weg, modelo IP54, potência de 0,5 CV e 1.710 rpm.

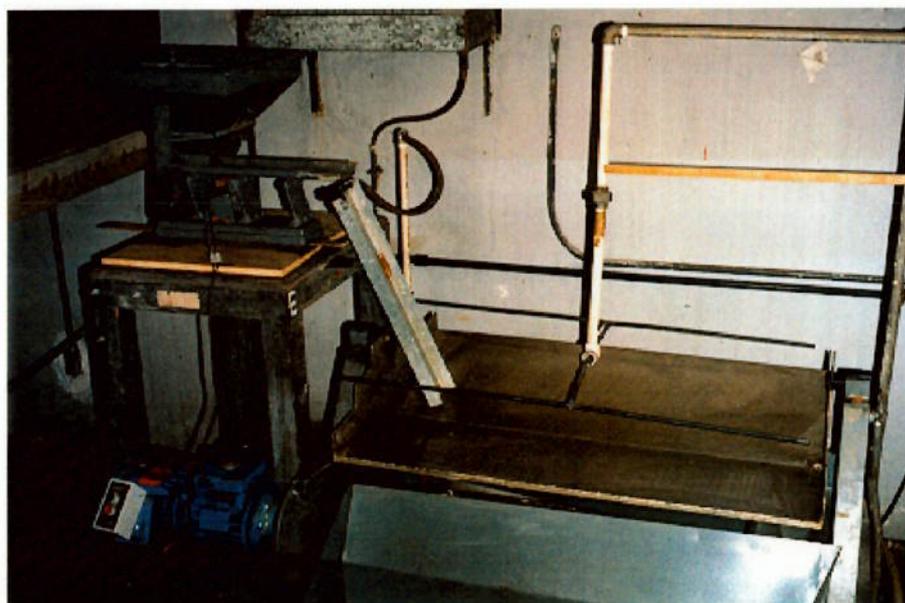


Figura 5.1 - Concentrador MONTEIRO

5.2 Procedimentos de Ajuste do Equipamento para Realização dos Ensaios de Concentração

Como se trata de um equipamento novo, inicialmente fez-se seu nivelamento. Em seguida, conferiu-se o ajuste do equipamento alimentando-o com água e observando se o fluxo de água seria dividido igualmente pelas partes laterais e mais uma parte descarregada pelo final da calha do concentrador.

Ensaios preliminares foram executados com intuito de se ajustar o concentrador MONTEIRO, o que possibilitou identificar as principais variáveis de controle operacional do equipamento e do processo de concentração. Tais variáveis, em ordem de importância são: percentagem de sólidos, frequência / amplitude de oscilação, vazões de sólidos e de água e inclinação do concentrador.

A alimentação é feita por um alimentador vibratório. O controle da vazão é feito através de um variac. Estas vazões sempre são confirmadas pesando o sólido recolhido em um balde, durante um intervalo de tempo medido com cronômetro.

O controle das vazões da água, fez-se através de um rotâmetro. A cada nova vazão utilizada nos ensaios, confere-se o rotâmetro mediante coleta de água em uma proveta graduada, medindo-se o tempo com cronômetro.

O ajuste da percentagem de sólidos na alimentação é feita através da regulagem das vazões de carvão e de água.

A água que flui pela parte superior da calha é a água de lavagem, cuja vazão é controlada através de outro rotâmetro.

6 Ensaios de Concentração em Escala Contínua

6.1 Descrição e Caracterização da Amostra

A amostra de finos de carvão de Candiota-RS utilizada nos ensaios de concentração, foi enviada pela Termoelétrica Presidente Médici, pertencente à Companhia Estadual de Energia Elétrica.

6.2 Preparação da Amostra

A amostra foi peneirada em tela de 325 # (0,044 mm), quarteada em pilha de homogeneização para ser utilizada nas análises granulométrica, mineralógica, química, e nos ensaios de concentração.

6.3 Concentração em Escala Contínua

Para a realização dos ensaios de concentração usou-se o circuito apresentado na Figura 6.1. A amostra retirada de uma pilha longitudinal é colocada num alimentador. Em seguida, a amostra é transportada até uma calha na qual recebe simultaneamente uma quantidade de água ajustada, através de rotâmetro, com a finalidade de atingir a percentagem de sólidos adotada em cada ensaio.

6.4 Análises Químicas

A amostra preparada no item 6.2 e os concentrados e rejeitos do item 6.3 foram enviados para o laboratório do CETEM para análise quantitativa de cinzas, enxofres pirítico e total seguindo as normas da ABNT (NBR 8289, NBR 8297 e o LECO SC 232)

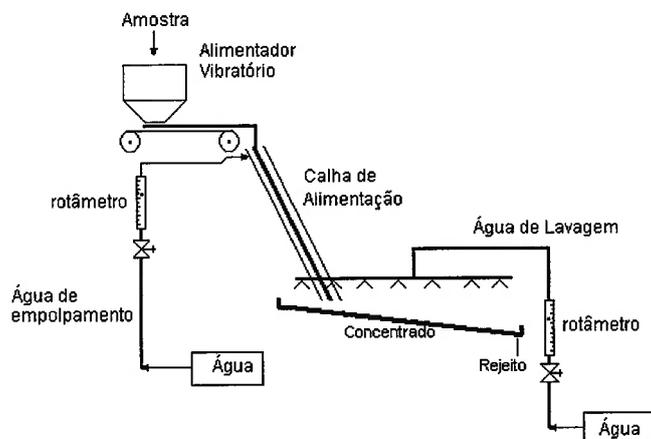


Figura 6.1 Circuito utilizado na realização dos ensaios

A amostra empalpada cai diretamente no concentrador Monteiro, onde ocorre a separação. O material mais denso escoar próximo à superfície da calha em direção ao final da mesma constituindo o rejeito. Conseqüentemente, o material mais leve, o concentrado de carvão, é retirado nas partes laterais do concentrador através do movimento oscilatório do mesmo. A água de lavagem é injetada na parte superior da mesa e previamente ajustada através de um rotâmetro.

Foram selecionados três tipos de ensaios. No primeiro, depois de ajustado o equipamento, fixou-se a percentagem de sólidos em 30%, a vazão de sólidos em 1,72 kg/min, a inclinação em 5°, a vazão de água de lavagem em 1,72l/min e variou-se a frequência de oscilação de 30 para 36 oscilações/min. Em seguida, aumentou-se a frequência de oscilação para 40 oscilações/min, sem água de lavagem e mantendo as demais variáveis constantes. No ensaio seguinte fixou-se a percentagem de sólidos em 38-40%, a frequência de oscilação em 30

oscilações/min, a vazão de água de lavagem entre 0,79 a 1,10 l/min, a inclinação em 5°, e as vazões de sólidos entre 1,14 e 1,64 kg/min. Nos demais ensaios fixou-se a porcentagem de sólidos em 43-45%, variando-se as vazões de sólidos entre 1,70 e 2,13 kg/min.

7 RESULTADOS E DISCUSSÃO

7.1 Descrição e Caracterização da Amostra

A Tabela 7.1 apresenta os resultados da análise granulométrica dos finos de carvão de Candiota-RS, mostrando também a distribuição de cinzas e enxofre por faixa granulométrica.

TABELA 7.1 - DISTRIBUIÇÃO GRANULOMÉTRICA DE CINZAS E DE

ENXOFRES PIRÍTICO E TOTAL DOS FINOS DE CARVÃO DE CANDIOTA

Frações Granulométricas	Peso b.s. (%)	Cinzas b.s. (%)	Enxofre Pirítico b.s. (%)	Enxofre Total b.s. (%)
+28	18,32	39,50	1,70	2,90
-28+48	35,20	40,60	0,81	2,00
-48+65	9,89	43,40	0,58	1,50
-65+100	7,64	46,60	0,56	1,40
-100+150	2,00	51,00	0,46	1,10
-150+200	1,85	53,20	0,45	1,00
-200+270	1,66	54,30	0,42	0,98
-270+325	1,00	55,30	0,44	0,67
+400	1,52	58,80	0,30	0,61
-400	20,92	70,80	0,26	0,42
Alimentação*	100	48,54	0,78	1,65

*Valores calculados.

b.s. : base seca.

A Tabela 7.1 mostra que a maior concentração de enxofre pirítico encontra-se nas granulometrias mais grosseiras, ou seja, acima de 48 # (0,297 mm), enquanto que as cinzas nas frações mais finas, abaixo de 400 # (0,037 mm).

7.2. Concentração em escala contínua

Os resultados obtidos nos ensaios realizados com diversas porcentagens (30, 38, 40, 43 e 45) e frequência de oscilação com 30 oscilações/min, mostraram que com 30% de sólidos, a reologia da polpa foi totalmente mudada, provocando alta turbulência e ocasionando total perda da polpa. O limite inferior adotado foi de 30% de sólidos.

A Tabela 7.2 apresenta os resultados obtidos quando aumentou-se a oscilação de 30 para 36 oscilações/min. Pode ser observado que este aumento não ocasionou estratificação, uma vez que as porcentagens de cinzas do concentrado e rejeito foram idênticas (43%).

Pode ser visto ainda na Tabela 7.2, que quando usou-se 40 oscilações/min e na ausência de água de lavagem não houve concentração, ou seja, cerca de 87,34% do material alimentado foi recuperado no rejeito.

Ensaio realizado na faixa 38 - 40% de sólidos na alimentação, com 30 oscilações/min. e vazões entre 1,14 e 1,64 kg/min, forneceram resultados que mostram um aumento da recuperação em massa de 45,55% para 56,25% (Fig.7.1 e Tabela 7.2). Na faixa 43-45% sólidos, usou-se vazões maiores do que na faixa 38-40%, visto que nessa faixa, não houve aumento significativo na recuperação quando aumentou-se a vazão de sólidos de 1,58 para 1,64 kg/min, como pode ser visto na Fig.7.1.

A Figura 7.2 e a Tabela 7.2 apresentam a influência da vazão de sólidos na alimentação no teor de cinzas do concentrado e rejeito nas faixas 38-40% sólidos e 43-45% sólidos. Pode-se observar que o aumento da vazão de alimentação não alterou o teor de cinzas no concentrado e rejeito tanto na faixa de 38-40% sólidos como na faixa 43-45% sólidos. O teor de cinzas no concentrado ficou em torno de 36 a 37% na faixa 38-40% sólidos e 35 a 39% na faixa 43-45% sólidos.

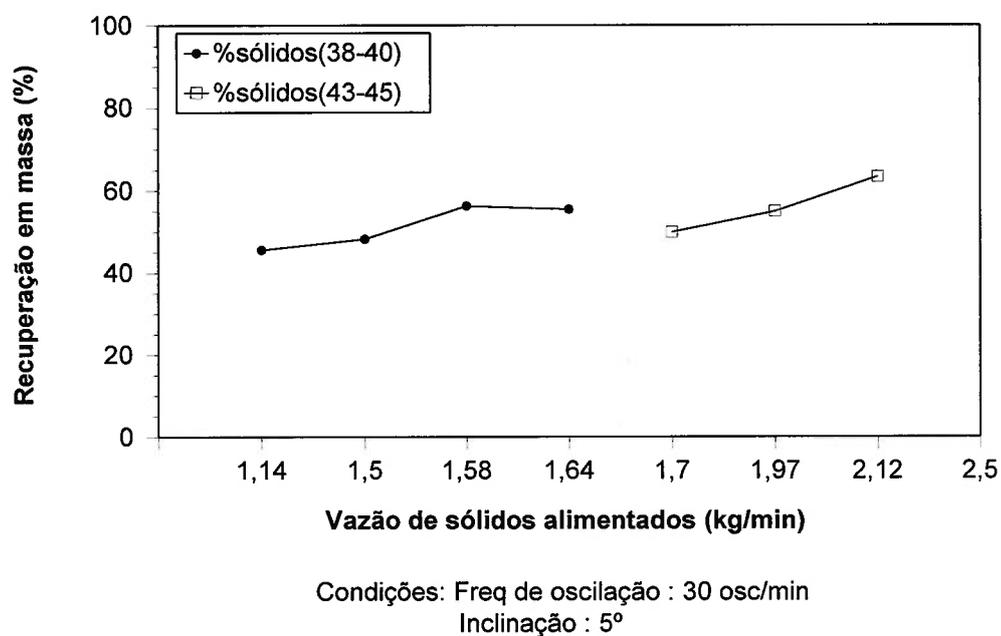


Figura 7.1 Influência da vazão de sólidos na alimentação nas recuperações em massa no concentrado, das faixas 38-40% e 43-45% sólidos na polpa

TABELA 7.2 - RESULTADOS DOS ENSAIOS DE CONCENTRAÇÃO DOS FINOS DE CARVÃO DE CANDIOTA - RS EM DIFERENTES CONDIÇÕES NO CONCENTRADOR MONTEIRO

Ensaio	CONDIÇÕES DOS ENSAIOS*					PRODUTOS DA CONCENTRAÇÃO					RECUPERAÇÃO		
	Vazão de sólidos (kg/min)	Sólidos na alimentação (%)	Vazão de líquidos (l/min)	Vazão da água de lavagem (l/min)	Frequência de Oscilação (Osc./min)	Produtos	Peso (%)	Cz (%)	S _p (%)	S _T (%)	Cz (%)	S _p (%)	S _T (%)
1	1,79	30	4,08	1,72	36	Conc.	53,30	43			53,31		
2	1,75	30	4,08	1,72	40	Rejeito	46,70	43			46,69		
3	1,14	38	1,88	0,79	30	Conc.	12,60						
4	1,58	38	2,63	1,10	30	Rejeito	87,40						
5	1,64	38	2,63	1,10	30	Conc.	45,55	35,60	0,16	0,95	37,33	5,11	21,52
6	1,50	40	2,25	0,95	30	Rejeito	54,45	50,00	2,50	3,0	62,67	94,89	78,48
7	1,70	43	2,25	0,95	30	Conc.	56,25	36,40	0,21	1,00	47,08	8,53	28,66
8	1,98	43	2,63	1,10	30	Rejeito	43,75	52,60	2,90	3,20	52,92	91,47	71,34
9	1,88	42	2,63	1,10	30	Conc.	55,44	37,20	0,22	0,96	47,19	8,36	27,17
10	2,13	45	2,63	1,10	30	Rejeito	44,56	51,80	3,00	3,20	52,81	91,64	72,82
						Conc.	48,17	36,90	0,16	0,96	39,65	4,72	21,80
						Rejeito	51,83	52,20	3,00	3,20	60,35	95,28	78,20
						Conc.	49,85	35,88	0,16	0,96	41,34	7,39	22,96
						Rejeito	50,15	50,61	2,00	3,20	58,66	92,61	77,04
						Conc.	54,95	35,00	0,15	0,95	44,79	7,70	24,88
						Rejeito	45,05	52,61	2,20	3,50	55,21	92,30	75,12
						Conc.	57,20	38,10	0,26	0,98	49,45	10,38	27,16
						Rejeito	42,80	52,00	0,30	3,51	50,54	89,62	72,84
						Conc.	63,33	38,20	0,17	0,95	55,49	10,14	30,15
						Rejeito	36,67	52,90	2,6	3,80	44,51	89,86	69,85

* A inclinação da mesa foi de 5°

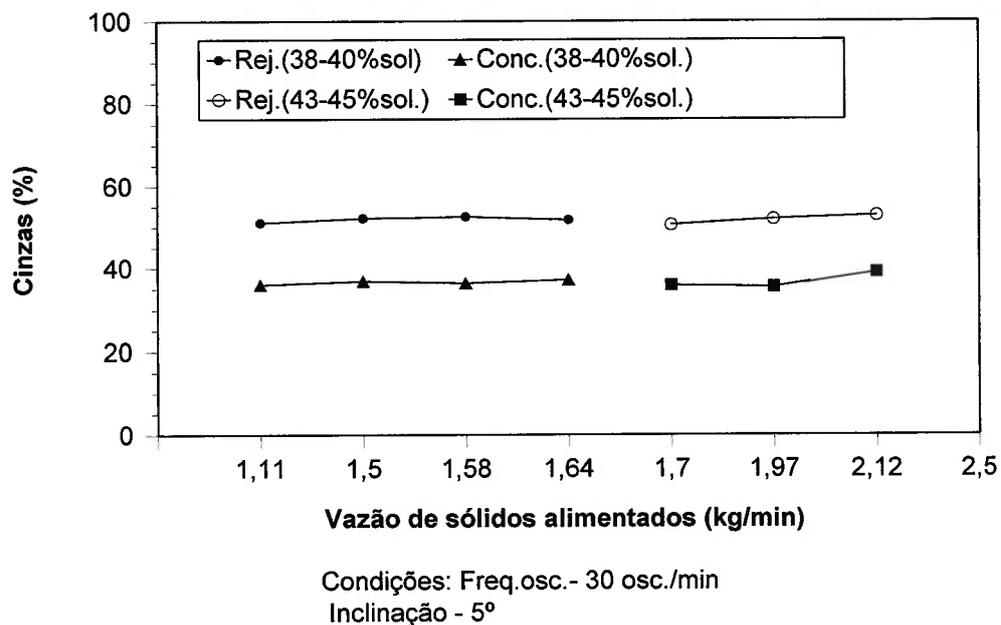


Figura 7.2 Influência da vazão de alimentação no teor de cinzas do concentrado e rejeito nas faixas 38-40 e 43-45% sólidos

A Tabela 7.2 e a Figura 7.3 apresentam a influência da vazão de sólidos na alimentação na recuperação de cinzas nos concentrados e rejeitos com polpas nas faixas 38-40% e 43-45% de sólidos. Observa-se na Figura 7.2 que o descarte de cinzas nos rejeitos não sofre grande variação com o aumento da vazão de sólidos.

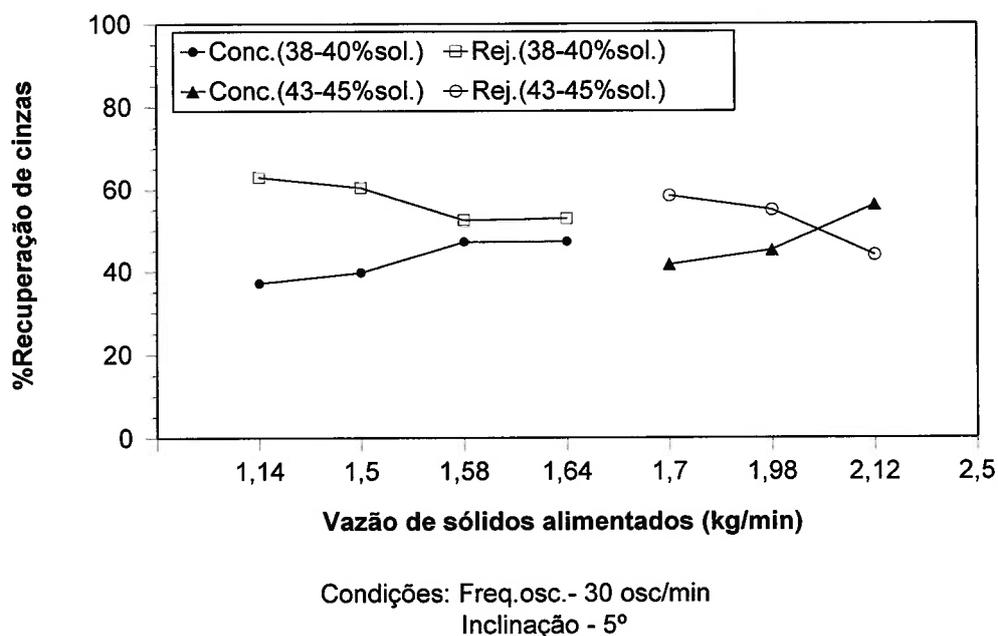


Figura 7.3 Influência da vazão de sólidos na alimentação na recuperação de cinzas nos concentrados e rejeitos com polpas nas faixas 38-40% e 43-45% de sólidos

A Tabela 7.2 e a Figura 7.4 mostram a influência da vazão de sólidos no teor de enxofre pirítico e total nos concentrados e rejeitos. Pode-se notar que um aumento na vazão de sólidos na alimentação não acarretou um aumento significativo no teor de enxofre pirítico e total no rejeito, ou seja, poderá ser utilizada a vazão maior sem ocasionar um aumento significativo de enxofre pirítico e total no concentrado.

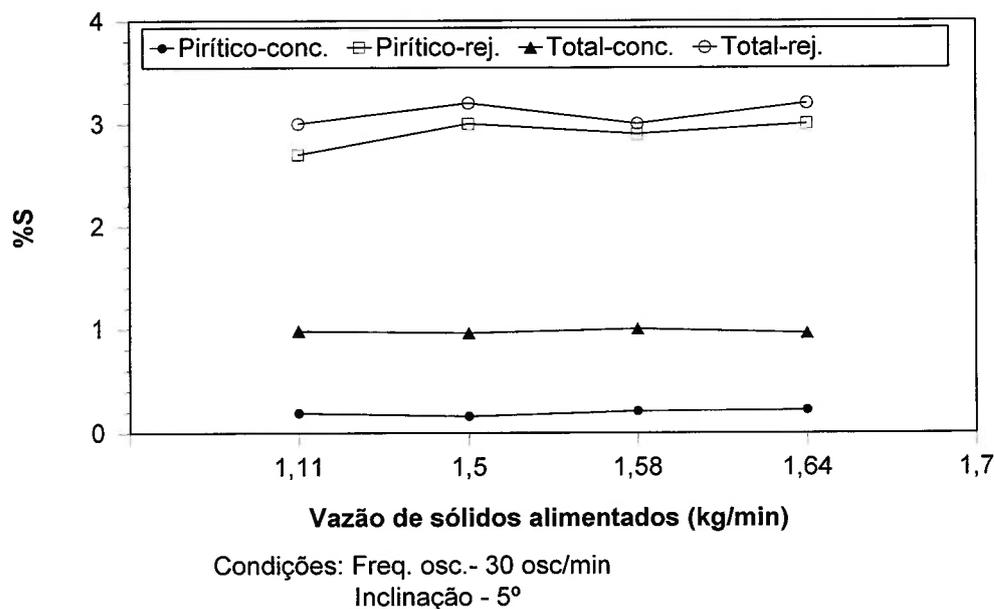


Figura 7.4 Influência da vazão de sólidos no teor de enxofre pirítico e total nos concentrados e rejeitos na faixa de 38 a 40% sólidos na alimentação

A Tabela 7.2 e a Figura 7.5 mostram a influência da vazão de sólidos nas recuperações de enxofre pirítico e total nos concentrados e rejeitos na faixa de 38-40% sólidos na alimentação. Pode ser visto que o aumento na vazão de sólidos de 1,50 para 1,64 kg/min, acarretou um pequeno decréscimo no descarte de enxofre pirítico de 95,28% para 91,64% no rejeito. Observa-se ainda que um descarte máximo de enxofre total de aproximadamente 78% foi conseguido na faixa de 1,14 a 1,50 kg/min.

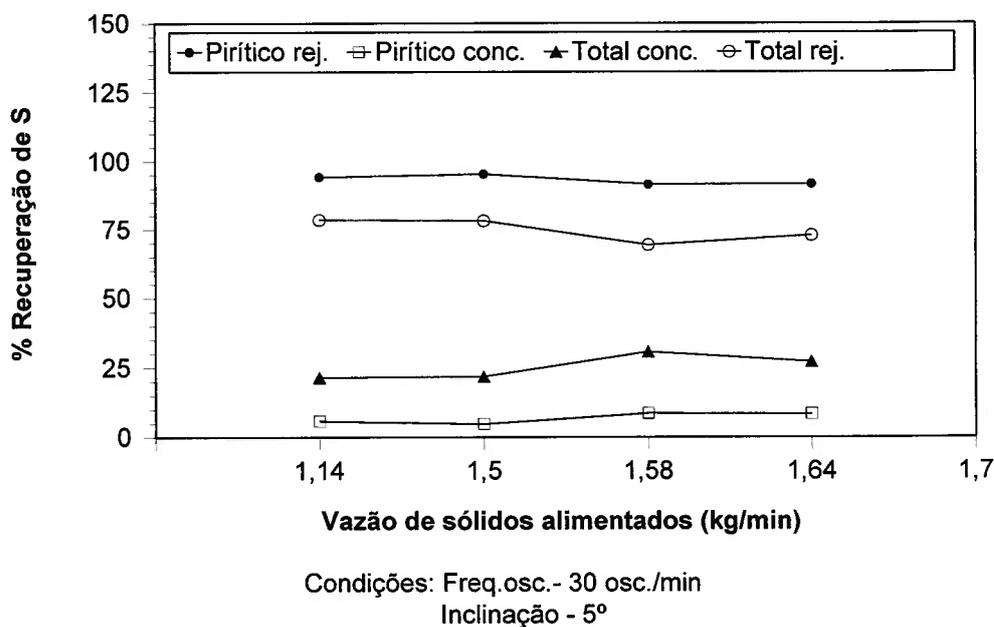


Figura 7.5 Influência da vazão de sólidos na alimentação nas recuperações de enxofre pirítico e total nos concentrados e rejeitos na faixa de 38-40% de sólidos na alimentação.

A Tabela 7.3 mostra a comparação entre os resultados de concentração dos finos de carvão de Candiota - RS na mesa vibratória Deister e no concentrador MONTEIRO. Pode ser observado dos resultados na tabela que o concentrador MONTEIRO tem uma capacidade maior.

TABELA 7.3 - COMPARAÇÃO ENTRE OS RESULTADOS DA CONCENTRAÇÃO DOS FINOS DE CARVÃO DE CANDIOTA NA MESA DEISTER E NO CONCENTRADOR MONTEIRO

Equipamentos	CONDIÇÕES DOS ENSAIOS				PRODUTOS DA CONCENTRAÇÃO						RECUPERAÇÃO		
	Vazão de sólidos (kg/min)	Sólidos na alimentação (%)	Vazão de líquidos (l/min)	Vazão da água de lavagem (l/min)	Produtos	Peso (%)	Cz (%)	S _p (%)	S _T (%)	Cz (%)	S _p (%)	S _T (%)	
Mesa Deister	0,80	49	0,84	0,97	Conc.	71,02	32,40	0,22	0,98	57,46	14,40	33,13	
Concentrador MONTEIRO (Ensaio11)	2,04	44	2,63	1,10	Rejeito	28,97	58,40	3,20	4,85	42,54	85,60	66,87	
(Ensaio12)	2,37	46	2,74	1,15	Conc.	75,69	34,53	0,27	1,10	65,83	19,35	40,55	
					Rejeito	24,31	55,80	3,50	4,74	34,17	80,65	59,45	
					Conc.	64,75	35,30	0,17	0,97	56,52	10,38	30,30	
					Rejeito	35,25	49,90	2,70	4,10	43,48	89,62	69,70	

8 CONCLUSÕES

Os equipamentos gravíticos ainda são de extrema importância na indústria mineral.

A autora desenvolveu um equipamento inédito. Seu projeto é simples e a construção fácil, o que o torna mais barato que os equipamentos disponíveis no mercado.

Os trabalhos experimentais com finos de carvão de Candiota - carvão de beneficiamento reconhecidamente difícil - foram bem sucedidos.

As variáveis operacionais do concentrador MONTEIRO são:

- % sólidos da plpa de alimentação,
- frequência de oscilação,
- vazão da água de lavagem,
- posição da adição da água de lavagem,
- inclinação do equipamento.

A dissertação inclui uma revisão do estado da arte da separação em lâmina d'água, que permite compreender o funcionamento do novo separador.

ANEXO

REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS

01. WRIGHT, A.C. Collecting fines for new marketes. **Coal age**, 90 (1): 57-64, jan.1985.
02. SILVA, Z.C.; FERREIRA, J.A.F. Considerações sobre a pesquisa geológica de carvão no estado do Rio Grande do Sul. In: ENCONTRO DE PESQUISADORES DE CARVÃO DO RIO GRANDE DO SUL, 1., Porto Alegre, 1985. Anais. Porto Alegre, UFRGS/FUNDATEC, 1985. p. 6-21.
03. SOLARI, J. A.; RUBIO, J. Treatment of brazilian coal fines. In: INTERNATIONAL MINERAL PROCESSING CONGRESS, 14., Toronto, Canadá, 1982. Preprints .. Toronto, the Canadian Institute of mining and metallurgy, paper VII - 9, 23 p.
04. LASKOWSKI, J. Surface chemistry aspects of fine coal beneficiation. In: ENCONTRO NACIONAL DE TRATAMENTO DE MINÉRIOS E HIDROMETALURGIA, 9- Rio de Janeiro, 1982. Anais. Rio de Janeiro, CAPES, Fundação Djalma Guimarães, 1982. p. 59-62, 1982.
05. SEITZ, R.A.; KAWATRA, S.K. **Coal flotation: process analysis**. Trabalho apresentado no Annual Meeting of SME - AIME, New York, N.Y., 1985. 23p. Preprint 85 - 119.
06. GUERRA, E.A. **Estudos de beneficiamento de ultrafinos de carvão de Santa Catarina**. Porto Alegre, 1985. .183p. Dissertação (Mestrado) - Universidade Federal do Rio Grande do Sul.
07. LUZ, A.B., ALMEIDA, S.L.M. **Manual de usinas**. Rio de Janeiro: CETEM/CNPQ, 203 p., 1989.
08. GAUDIN, A.M. **Principles of mineral dressing**. McGraw - Hill - New York. Chapter 12 and 13.
09. CURIE, J.M. **Unit operations in mineral processing**. Burnaby: Institute of technology, 12-23 p., 200 p, 1973.
10. MULLER, L.D.; SAYLES, C.P.; MOZLEY, R.H. Investigation and development of some laboratory wet gravity mineral circuits. **Transactions of the Institution Mining and Metallurgy**, v.71, p. 379-380, 1961-62.
11. KIRK - OTMER. Gravity Concentration. **Encyclopedia of chemical technology**, v.12, 3 ed., New York, Wiley, p. 1-29, 1980.
12. BURT, R. O. **Gravity concentration tecnologia**. New York: Elsevier, chapter 6, 7, 11, 13, e 14, 1984.
13. TEIXEIRA, A.S. Tratamento de Minérios. Belo Horizonte, UFMG - Escola de Engenharia, 1973.
14. PRYOR, E.J. **Mineral Processing**. Great Britain, Elsevier, 1965.

15. GLEESON, G.W. Why the humphreys spiral works, **Engineering and Mining Journal**, p. 85-86, mar. 1945.
16. BAGNOLD, R. A. Motion of waves in shallow water interaction between waves and sand bottoms. **Proceedings the royal society.**, Ser. A, 187: p.1-18, 1946.
17. BAGNOLD, R. A. Experiments on a gravity free dispersion of large solid speheres in a Newtonian fluid under shear. **Proceedings the royal society.** Sect. A volume 225, p. 49-63,1954.
18. KELLY, E.G.; SPOTTISWOOD, D.J. Introduction to mineral Processing - Wiley - Interscience, New York, 1982.
19. BURT, R.O. Selection of gravity concentration equipment. In: Design and installation of concentration and dewatering circuits. Colorado: AIME, p. 194-206, 1986.
20. TAGGART, A.F. **Handbook of mineral dressing.** New York, Jonh wiley and sons, Sect.11, pt.1, 1945.
21. TURNER, J.F. Gravity concentration, past, presentand future. **Minerals Engineering**, v. 4, n. 3/4, p.213-223, 1991.
22. GROGAN, R. M. at al. Milling at Du pont's heavy mineral mines Florida, in N. Arbiter (Ed.) **Millings methods of the americs.** New York, chapter 9, p. 205-209, 1964.
23. BLASKETT, K.S. e HUDSON, S.B. Beach sand minerales in (Eds.) Woodcook J.T., Madigan, R.T. **The australian Mining Metallurgycal & Mineral Industry** Aust. Inst. Min. & Metall.Chapter 15, p.313.
24. ALEXIS, J. Cleaning coal and refuse fines with the Humphreys spiral concentrator, **Mining Engineering**, v.32, n.8, p. 1224-1228, Aug. 1980.
25. RYBALOWSKY, E.M. **Estudo experimental de operação em uma espiral concentradora.** Rio de Janeiro,1986. 132p. Dissertação (mestrado) - COPPE, Universidade Federal do Rio de Janeiro.
26. STEWART, A. L. Pinched sluices classifty sand deposits, low grade ores, **Mining Engineering.**, v.163, n 7, p. 89- 91, 1962.
27. SIVAMOHAN, R.; FORSSBERG, E. Principles of spiral concentration. **International Journal of Mineral Processing**, v.15, p.173-181, 1985..
28. HUMPHREYS, I.B.; HUBBARD, J.S. Where spiral replaced tables, Flotation cells, **Engineering and Mining Journal**, p.82-84, Mar. 1945.
29. CARPENTER, J.H. Mining and concentration of ilmenite and associated minerals at Trail Ridge, Fla, **Mining Engineering**, Aug., 1953.

30. EISENLOHR, W. Desenvolvimento recente e aplicações de espiraisconcentradoras, X ENCONTRO NACIONAL DE TRATAMENTO DE MINÉRIOS E HIDROMETALURGIA, Belo Horizonte, 1984.
31. JACKSON, D. Fine Coal Spirals. **Coal age**, p. 66-70, June, 1984.
32. ZEILINGER, J.E.; DEURBROUCK, A.W. Physical desulfurization of fine size coals on a spiral concentrator. **USBM Rep. of Inv. 8152**. 1976.
33. BROWNING, J.S. Recovering fine size coal from Alabama surface mine washery wastes using the humphreys spiral. **MRI Technical Report series, T.R. n.2**, University Alabama, 11 p. 1977.
34. WILLIS, B.A. Gravity concentration. In: **Mineral Processing Technology**. Oxford. Pergamon Press, 785p. cap. 10, p.377-419, 1988.
35. STOREY, M. J. The Application of Reichert cones in the mineral processing industry. **Chamber of Mines Journal**, p.29-34, May 1982.
36. GUEST, R.A. Survey of the literature on gravity separation. National Inst. for Metallurgy, **Report 2082**, Oct. 1980.
37. GUEST, R.; BRAINE, J. The recovery of pyrite from gold ore by gravity separation. National Institute. For Metallurgy **Report 2092 D**, May 1982.
38. CHONG, S.P. Gravity concentration successfully treats iron ores fines at Carol Lake, **Mining Engineering**, v. 30, n.12, p.1639-1643, 1978.
39. FERREE, T.J.; ROBINSON, C.N. The Reichert cone concentrator a new approach to fine gold recovery in placer gold mining. In: **2nd ANNUAL SEMINAR ON PLACER GOLD MINING**, 11 p., 1982.
40. HOLLAND - BATT, A.B. Design of gravity concentration Circuits by use of empirical Mathematic Models in M.J. Jones (Ed.) In: **XI COMMONWEALTH MINING METALLURGIC CONGRESS**, Hong Kong. Inst. Min. & Metall., p.133-144, London, 1979.
41. SIVAMOCHAN, R.; FORSSBERG, E. Principles of tabling. **International journal of Mineral Processing**, v.15, p. 281-295, Nov. 1985.
42. APLAN, F.F. The state of the art and future of gravity concentration. In: Samasundaran P. and Fuerstenau D.W. (Eds.) **Research Needs in Mineral Processing**. Nat Sci. Found'n New York, 193p.
43. ZIMMERMAN, R.E. The cleaning of fine sizes of bituminous coals by concentrating tables, **Transactions AIME**, v.187, p. 956-966, Sept. 1950.
44. COPELAND, A.E.; HAYNES, G.N.; PORTERFIELD, C.W. Fine coal cleaning with tables, **Mining Congress Journal**, p. 44-47, Oct., 1960.

45. FAULK, T.R. Simple methods of mining Gold. 2.ed. Colorado: Filter Press, 1981. p.1-35.
46. AGRICOLA, G. **De remetalica** Trans Hoouer, H.G. & Hoover, L.H. Dover publications Inc. p.279-283.
47. SIVAMOHAN, R.; FORSSBERG, E. Principles of slucing, **International Journal Mineeral Processing**, 15, p.157-183.
48. POTIGIETER, L. An Appraisal of the literature on gravity concentrators Republic of South Africa: **Chamber of Mines**. Research Organization, oct. 1982. (research Report nr. 52182).
49. CHUAN, L.J.; ITHNIN, Z. Retreatment of tables tailings using gravity concentration trays at berjantai Tin dredging Bhd. Malasya. Paper presented to Seminar on Beneficiation of tin & associated Minerals Seatrad Kuala , LUMPUR, oct, 31 P, 1982.
50. ABDINEGORO, S ; PARTRIDGE, A.C. Flow Characteristics of a pinched sluice. **Proc. Aus. IMM Conf.**, Western, Australia, p. 79-83, 1979.
51. RICHARDS, R.H.; LOCKE, C.E. **Textbook of ore Dressing**, Mc Graw Hill Book Co., New York and London, 1940.
52. U.S. Patente n.1,032,281,jul. 9,1912.
53. ANON. Spiral Gravity Concentration, **Mining World**, p. 1-4, oct., 1943.
54. HUTTL, J.B. New type concentrator cuts chromite dressing costs, **Engineering and Mining Journal**, p. 68-70, Oct. 1943.
55. GILLINGHAM, W.P. Concentrating minerals in cast - iron spirals, Compressed air Magazine, p. 91-93, Apr. 1949.
56. ANON. Humphreys spiral concentrator, the Humphreys Investiment Company, Bulletin 5, Sept., 1946.
57. LENHART, W.B. Spiral concentrator for gravity separation of minerals, rochs products, Dec. 1951, p.92-95,131.
58. DETWEILER, J.C. Jacksonville plant products titanium from beach deposits, **Mining Engineering**, p. 560-562, June 1952.
59. ROBERTS, A.E. How new \$ 3,000,000 highland plant recovers titanifererous minerals, **Mining World**, p. 52-53, 72. oct. 1955.
60. HUBBAR, J.S. et al. Humphreys spiral concentrator in recent ore dressing practice, **Mining World**, may. 1953.
61. BERTHOLF, W.M. Cleaning table middilings from a coal washery with the Humphreys spiral concentrator. **AIME. Technical Publication** n...2016.

62. THOMPSON, J.V. The Humphreys spiral concentrator , its place in ore dressing, **Mining Engineering**, p. 84-87, 1958.
63. OTTO, A.H. et al. Preparation of anthracite silt for boiler fuel in Humphreys spiral teste plant, **Transaction of the Fith Annual Anthracite of Conference of Lehigh University**, p.8-9, may, 1947 Beth Pehem, Pa.
64. DENNEN, W. L..; WILSON,V.H. Cleaning Anthracite for boiler fuel with Humphreys spiral separator, **Transactions AIME**, v.177, p. 357-371, 1948.
65. DOR, A.A. Study of Iron ore plants yields improved design and layout, **Mining Engineers**, p. 55-61, june 1962.
66. HENDERSON, B.R. Carol - iocc's big new from project, **Engineering and Mining Journal**, Nov. 1962.
67. THOMPSON, J.U. Second generation of large Iron ore concentrators, **Mines Magazine**, may. 1963.
68. ANON. Quebec Cartier, **Engineering and Mining Journal**, p. 75-93, sep. 1964.
69. JACOBS, W.; THOMPSON, J.V. Bong range Iron Project, **Engineering and Mining Journal**, p. 100-111, Apr. 1967.
70. VIANA,A.J., et al. Methods físicos de concentração de minérios cap. 2, Tratamento de Minérios e Hidrometalurgia, In Minerium Prof. Paulo Abib Andrerey, Recife, 1980.
71. PÁVOA, F.V. Descrição - fluxograma da usina de Piçarrão, s/ data.
72. WELLINGS, D.E.A. Recent developments in cone and spiral separators. **World Mining Equipment**, p. 20-24, june, 1986.
73. ANON. Spiral economical wet gravity concentrators, Vickers Xatal, **Bulletim VX sp///79**, Wyong, 1979.
74. RYBALOWSKY, E.M.; RAJAGOPAL, K. Espiral Concentradora - Uma Revisão do Estudo da Arte, XI ENCONTRO NACIONAL DE TRATAMENTO DE MINÉRIOS E HIDROMETALURGIA, v.I, p.451-468, 23-24, out 1985, Natal-RN.
75. BURT, R.O.; YASIN, A.V. Spiral concentration: current frends in design and operation, in **Mineral Processing and Extractive Metallurgy**, ed. M.J. jones and p.Gill, p. 117, IMM, London, 1984.
76. GOODMAN, R.A. at al. Advanced gravity concentrators for improved metallurgical performance. **Minerals and Metallurgical Processing**, 2, p.79, may. 1985.

77. TSAY, S.C. Fundamentals of coal beneficiation and utilization. In: Coal Science and Technology 2. New York: Elsevier, p. 310-322, 1982.
78. EUSTICE, J. Experiments on stream - line motion curved pipers, **Proceedings of Royal Society**, v. 85, p. 119-131.
79. DEAN, W. R. Note on the motion of fluid in curved pipe, **Philosophy Magazine**, s.7, vol. 4, n. 20, p. 208--223, july 1927.
80. DEAN, W.R. The stream line of fluid in curved pipe (second paper), **Philosophy Magazine**, S.7, vol.5, nr. 30, p. 673-695, Apr. 1928.
81. HAWTHORNE, W.R. Secondary circulation in fluid flow, **Proceedings of Royal Society**, A v.206, p. 335-346.
82. HORLOCK, J.H. Some experiments on the secondary flow pipe bends, **Proceedings of Royal Society**, p. 335-346, 1956.
83. RUTHVEN, A.M. The residence time distribution for ideal laminar flow in a helical tube, **Chemical Engineering Science**, vol. 26, p. 1113-1121, 1971.
84. TRIVEDI, R.N. e VASUDEVA, K. RTD for diffusion free Laminar flow in helical coils, **Chemical Engineering Science**, vol.29, p. 2291-2295, 1974.
85. NAUMAN, E.B. The residence time distribution for laminar flow in helically coiled tubes, **Chemical Engineering Science**, v.. 32, p. 287-293, 1977.
86. BONSU, A. k. **Influence of pulp density and particle size on spiral concentration efficiency**. M.sc. Thesis - Camborne Schossl of Mines 1983.
87. ALEXIS, J. et al. Spiral concentration, gravity separation Technology Short Course, Mackay School of Mines, University of Nevada, Reno, Oct. 1978.
88. ANON. The Humphreys spiral concentrator closed circuit unit. manual of operating instructions, Humphreys Invest. Co., Bulletin 10 A, 1952.
89. FERREE, T.J. Operation and Maintenance of Reichert Mark-7 Spiral Concentrators, Mineral Deposits Ltd e AKW do Brasil.
90. FERREE, T.J. Recovery of very fine gold, THE FIRST INTERNATIONAL SIMPOSIUM ON PRECIOUS METALS RECOVERY, paper XII, june 10-14, 1984, Nevada, U.S.A.
91. HUNTON, B.W.; DALE, N.W. Sederite removal by spiral concentrators and magnetic separators from Arkansas bauxite, Lights Metals, vol.2, **AIME**, p. 843-860, 1973.
92. SNEEDEN, H.D. Turning a Humphreys spiral concentrator efficient operation, Humphreys Invest. Co., **Bulletim** 22, 1956.

93. McCLINTOCK, W.O. **Milling of Florida pebble phosphate**, milling methods in americas, ed. Nathaniel Arbiter, Gordon Branch, New York, p.333-334, 1964.
94. HOPPE, R. From matrix to fertilizers: Florida's phosphate industry girds to produze over 50 million tpy, **Engineering and Mining Journal**, p.81-93, Sept. 1976.
95. ANON. Special linings successful with abrasive sands at trail ridge plant, **Engineering and Mining Journal**,v.154, n.1, p. 102-104.
96. RAO, S.R.; SIROIS, L.L.. Study of surface chemical characteristics in gravity separation, **CIM Bulletin**, p. 78-83, june, 1974.
97. BURT, R.O. A study of the effect of deck surface and pulp pH on the performance of a fine gravity concentrator, **International Journal of Mineral Processing**, v.5, P. 39-44, 1978.
98. TUCKER, P.; LEWIS, K.A.; HOBBA, W.J.; WELLS, D. A mathematical model of spiral concentration, as part of a generalised gravity process simulation model, and its application at two cornish tin operations, XV CONGRÉS INTERNATIONAL DE MINRALURGIE, tome III, 2-9 june 1985, Cannes, Fance.
99. BOURQUE, G.; RUNNELS, D. Total plant control by a process computer at Quebec Cartier's Mount Wright Property, **CIM Bulletin**, p.87-96, april, 1977.
100. KELLY,E.G. Performance of compound trough profile spiral cleaning fine coal **Transations AIME**, v.276, p. 1943-1949.
101. TERRIL, I.J.; VILLAR, J.B. Elements of high - capacity gravity separation, **CIM Bulletin**, p. 94-101, may 1975.
102. MICHEL. F.; OSBORNE, D.G. Gravity concentration in modern processing chemical industry, p. 58-64, Jan. 1975.
103. PEIXOTO, G.M.; ROSA, M.J. Concentração gravimétrica de Itabiritos por Reichert cone Anais. I ENCONTRO DO HEMISFÉRIO SUL SOBRE TECNOLOGIA MINERAL, IX ENCONTRO NACIONAL DE TRATAMENTO DE MINÉRIOS E HIDROMETALURGIA, v.1, p. 260-268, 1982.
104. SUKHANOVA, V.G.; ANEKIN, M.F.; PEVZNER, M.L. The relationship between recovery and geometrical parameters of spiral launders. **Soviet Journal of Non - Ferrous Metals**,v.13, n.11, p. 73-74,Oct. 1972.
105. DALLAIRE, R.; LAPLANTE, A.; ELBROND, J. Himpfrey's spiral tolerance to feed variations, **CIM**, v.71, n. 796, p. 128-134, 1978.
106. WESTON, T.P.L. Spiral concentrators in the King Island Scheelita gravityty recovery circuit in **mill operations conference**, Aust. Ming. & Metall. N.Queensland, Branch, p. 153-158, 1978.

107. BURT, R.O. Tantalum mining corporation's gravity concentrator - recent developments. *Bull. con. Inst. Min. & Metall.* p. 103-108, sept.1979.
108. BALDERSON, G. F. Recent developments and applications of spiral concentrators. **Aust. Min. & Metall. N. W. Queensland Mill Op. Conf.** Inst. Min. & Metall., 35p., sept. 1982.
109. BROWN, W.E.; ERCK, L.J. Humphreys spiral concentration on mesabi range ores, **Transactions AIME**, v. 184, p. 187-193, 1949.
110. TAVARES, L. M.; SAMPAIO, C. H. Caracterização do desempenho de espirais de Reichert no Beneficiamento dos finos de carvão de Cambuí-PR. III ENCONTRO BRASILEIRO DE CARVÃO . p. 268-280, dez. 1989.
111. KLUJSZO, L.A.C.; CAVALCANTE, G.F.; GRIGORIEFF, A.; SAMPAIO,C.A. Estudos para utilização de espirais concentradores no circuito de finos do lavador do recreio. In: Congresso ITALO BRASILEIRO DE ENGENHARIA DE MINAS, 2, Anais. v. 2, p. 983-998, São Paulo, 1973.
112. CHAVES, A.P.; POSSA, M.,V. - Pré Concentração de magnetita contida em polpa de finos de carvão, por espiral de Humphreys,Anais. I ENCONTRO DO HEMISFÉRIO SOBRE TRATAMENTO DE MINÉRIOS E HIDROMETALURGIA, vol.1, p.9-15, 1982.
113. ATESOK, G.; YILDIRIM, I.; CELIK, M.,S. Aplicability of the Reichert spiral for cleaning bituminous and lignite coal: a pilot scale study. **International Journal of Mineral processing**. v.40, n.1 e 2, p. 33-43, dec. 1983.
114. WILLIS, B.A. Gravity concentration - Part 2: Some of the manufactures, **Mining Magazine**, p. 335-341,Oct. 1984.
115. ADAIR, R.; McDANIEL, W. T. e HUDSPETP, W.R. New method for recevery of flake mica, **Mining Engineering**, p. 252-254, 1951.
116. McLEAN, J. The reichert cone gravity concentration pilot plant. *J.S. Afr. Inst. Min. Metall.* , v. 76, p. 95-97, Oct. 1975.
117. BERALDO, J. L.; MASINI, E. A. Beneficiamento de minério aluvionar. set. 1984.
118. FORSSBERG, K. S. E.; SANDSTROM, E. Operational characteristics of the Reichert cone in ore processing. In: XIII International Mineral Processing Congress, 49, Warsaw, 1959. **Proceedings**. Elsevier,1981, part B, p.1424-52.
119. DEURBROUCK, A.W.; PALOWITCH, E.R. **Hidraulic concentration**. In: LEONARD, Joseph W. (ed.). *Coal preparation*. New York: AIME, pt.2, p. 10-40- 10-67, 1979.
120. ANDRERY, P.A. **Tratamento de minérios e hidrometalurgia**. Recife: ITEP, p. 140- 164, 1980.

121. MIRANDA Y GUTIERREZ, Eustáquio Fernandez. **Preparacion mecanica de minerales y carbonos** - 3. ed. Madrid: Dossat, 1965. 580p. p.168-244
122. TRAJANO, R.B. Princípios de Tratamento de Minérios (operações unitárias e aparelhos). Rio de Janeiro: PUC, 178P., 1966.
123. MILLES, C. Thin film concentratin devices & the B.M. Concentator in particular, gravity separation technology, short course, university of Nevada, Nevada, Preprint.
124. SILVAMOHAN, R.; FORSSBER, K.S.E. **Progress in gravity concentration - Theory and pratice** - In: SOMASUNDARAM (ed.) - SME, p. 97-118, 1986.
125. KIRCHBERG, H.; BERGER, W. Study of the operation of shaking concentrating tables, In: Proc. V INTERNATIONAL. MINERAL PROCESSING CONGRESS. London, IMM, paper, 25, p. 537-551, 1960.
126. BIRD, B.M.; DAVIS, H.S. The Role of stratification in separation of coal and refuse on a coal washing tables. **U.S.Bureau of Mines Report of Investignations** n. 2950, 1929.
127. YANCEY, H.F.; BLACK, C.G. Effect of certain operating variables on the efficiency of coal washing tables. **US Bureau of Mines Report of Investigation** n. 2755, US Bureau of mines, 1926.
128. YANCEY, H.F. Determination of shapes of particles and their Influence on tratment of coal and tables. **Transations AIME**, v. 94, p. 365-368, 1931.
129. GRANDRUD, B.W. Concentrating tables. In: **Coal preparation**, New York: AIME, 1943.
130. MANSER, R.J. at al. Development of mathematical model of shaking table concentrator, proc. 19th APCOM SIMPOSIUM, ed. R.V. Romani. **AIME**, NEW YORK, p. 631, 1986.
131. WILLIS, B.A. Laboratory simulation of shaking table performance. **Mining Magazine**, p. 489, june, 1981.
132. SALA. Bulletin on shaking tables, 330 GB, 1975.
133. SANTINI, A.W. Estudo de beneficiamento de finos de carvão de Santa Catarina. In: ENCONTRO NACIONAL DE TRATAMENT DE MINÉRIOS E HIDROMETALURGIA, 12., Rio de Janeiro, ENCONTRO DO HEMISFÉRIO SUL SOBRE TECNOLOGIA MINERAL, 2. Rio de Janeiro,. Anais. v.1, 1987.
134. PERRY, P.H.; CHILTON, C.H. **Chemical engineers handbook** 5.ed. - Hill Kogakusa, McGraw-Hill, 1973.

135. TIERNON, C.H. Concentrating tables fine coal cleaning. **Mining Engineering**, p. 1228-1230, Aug. 1980.
136. WELSH, R.A.; DEURBROUCK, A.W. Photoelectric concentrator for the wet concentrating table. **US Bureau of Mines Report Investigacion n. 7623**, 1972.
137. NAIR, J.S.; DEGALEESAN, S.N.; MAJUMDAR, K.K. Automatic Splitter for wet tabling of radio actives ores. **Trans. Inst. metall.**, section, p. 121-123, june 1964.
138. BAGDANOV, O. S. **Text of ore dressing - basic process n.ed.** Moscou, Nedra Press, 1983. p. 120 -130.
139. CHASTON, I.R.M. Gravity concentration of fine cassiterite **Transations AIME**, v. 1, p.215-225, 1962.
140. BURT, R.O. Development of the Bartles crossbelt concentrator for the gravity concentration of fines, **International Journal of Mineral processing**, v.2, p. 219-234, 1975.
141. BIRD, B.M.; YANCEY, H.F. Hindered settling classification of feed to coal - washing tables, Technical paper 76, **AIME**,Feb.. 1928.
142. THUNAES, A.; SPEDDEN, H.R. An improved method of gravity concentration in the fine size range, **Transactions. AIME**, V. 187, p. 879-882, aug. 1950.
143. RUBIO, J. Beneficiamento gravimétrico de carvão mineral. In: **Beneficiamento de Carvões**. Porto Alegre: ABM, FUNDATEC, UFRS, v.2, p.44-53, 1987

LISTA DE TABELAS

Tabela 3.1	Significado do critério de concentração(cc).	15
Tabela 4.1	Dados do desempenho da espiral LD9 dos produtos obtidos dos finos de carvão de Cambuí-PR - fração - 0, 31 + 0,074 mm.	43
Tabela 4.2	Dados operacionais da mesa concentrador Deister com tabuleiro diagonal.	61
Tabela 4.3	Dados do desempenho em mesa do carvão americano de baixa qualidade de Pocahontas.	65
Tabela 4.4	Desempenho para produtos, rejeitos, mistos, e carvão lavado.	66
Tabela 4.5	Resultados de beneficiamento de carvão americano em mesa, fração -9,50 + 0,074 mm.	67
Tabela 7.1	Distribuição granulométrica de cinzas e de enxofres pirítico e total dos finos de carvão de Candiota - RS.	74
Tabela 7.2	Resultados dos ensaios de concentração dos finos de carvão de Candiota - em diferentes condições no concentrador Monteiro.	77
Tabela 7.3	Comparação dos resultados de concentração dos finos de carvão de Candiota - RS entre a mesa vibratória Deister e o concentrador MONTEIRO	83

LISTA DE FIGURAS

Figura 2.1	Velocidade do fluxo em lâmina d'água.	3
Figura 2.2	Componentes de velocidade das partículas sólidas em suspensão.	5
Figura 3.1	Faixa operacional dos equipamentos de concentração gravítica.	14
Figura 4.1	Esquema da calha estrangulada.	24
Figura 4.2	Esquema da espiral de Pardee para antracito.	29
Figura 4.3	Esquema do concentrador Hawley, 1912.	30
Figura 4.4	Esquema da espiral de Humphreys.	34
Figura 4.5	Detalhe das lâminas desviadoras da descarga na calha concentradora.	40
Figura 4.6	Efeito do tamanho sobre a eficiência da espiral para o carvão	46
Figura 4.7	Efeito da adição de lamas, -0,1mm finos de carvão, sobre a eficiência de separação da espiral para o carvão betuminoso.	46
Figura 4.8	Efeito da densidade de polpa sobre a eficiência de separação da espiral para o carvão betuminoso.	47
Figura 4.9	Esquema do cone Reichert simples.	50
Figura 4.10	Esquema do cone Reichert duplo.	51
Figura 4.11	Esquema de mesa vibratória do tipo Deister Overstrom com tablado diagonal.	58
Figura 5.1	Concentrador Monteiro.	69
Figura 6.1	Circuito utilizado na realização dos ensaios.	72
Figura 7.1	Influência da vazão de sólidos na alimentação nas recuperações em massa no concentrado, das faixas 38-40% e 43-45% de sólidos na polpa.	76

- Figura 7.3** Influência da vazão de sólidos na alimentação na recuperação de cinzas nos concentrados e rejeitos com polpas nas faixas 38-40 e 43-45%. 79
- Figura 7.4** Influência da vazão de sólidos no teor de enxofre pirítico e total nos concentrados e rejeitos. 80
- Figura 7.5** Influenciada da vazão de sólidas na alimentação nas recuperações de enxofre pirítico e total na faixa de 38-40% de sólidos na alimentação. 81