

UNIVERSIDADE FEDERAL DE MINAS GERAIS

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

Dissertação de Mestrado

Avaliação de Moagem em Circuito Aberto e com Peneira de Alta Frequência para
Minério de Magnesita

Autor: Matheus Naves Moraes

Orientador: Paulo Roberto Gomes Brandão

Dezembro/2017

UNIVERSIDADE FEDERAL DE MINAS GERAIS

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

Matheus Naves Moraes

Avaliação de Moagem em Circuito Aberto e com Peneira de Alta Frequência para
Minério de Magnesita

Dissertação apresentada ao Programa de Pós-Graduação em Engenharia Metalúrgica, Materiais e de Minas da Escola de Engenharia da Universidade Federal de Minas Gerais, como requisito para obtenção do Grau de Mestre em Engenharia Metalúrgica, Materiais e de Minas.

Área de concentração: Tecnologia Mineral

Orientador: Prof. Paulo Roberto Gomes Brandão

Belo Horizonte

Escola de Engenharia da UFMG

2017

À Ana Rachel, pelo amor, amizade e alegria e a minha família pelo afeto, dedicação e apoio, que me motivaram atingir mais esta conquista.

AGRADECIMENTOS

O autor agradece a todos aqueles que, direta ou indiretamente, colaboraram na preparação deste trabalho e, em particular:

Ao professor Paulo Brandão, pela orientação, ensinamentos e amizade na condução do trabalho.

A Paschoal Bonadia, pelo exemplo, apoio e amizade, além das contribuições técnicas, fundamentais para o sucesso do estudo.

Ao professor Roberto Galery, pelo direcionamento e auxílio desde a graduação e também no mestrado.

A equipe do centro de pesquisas da Magnesita pelo suporte na parte experimental do trabalho e também a equipe de Brumado pelo auxílio no levantamento de informações e coleta de amostras.

Por fim, a equipe da gerência de mineração sudeste da Magnesita, que apesar de não terem participado diretamente neste projeto, proporcionaram oportunidades e contribuições técnicas aqui também aproveitadas.

SUMÁRIO

1.	INTRODUÇÃO	16
2.	OBJETIVOS	19
2.1	Objetivos Específicos	19
3.	REVISÃO BIBLIOGRÁFICA	20
3.1	Moagem	20
3.1.1	Classificação Interna	21
3.1.2	Transporte de Massa	26
3.1.3	Zona de Moagem	29
3.1.4	Classificação	32
3.1.5	Situações especiais de moagem	33
3.2	Modelamento do Circuito de Moagem	34
3.2.1	Balanço Populacional	34
3.2.2	Função Seleção Específica e Função Quebra	39
3.2.3	Estimativa de Potência Consumida e Função Seleção	40
3.2.4	Estimativa de Parâmetros por Regressão Não Linear	42
3.2.5	Modelamento da Ciclonagem	43
3.3	Flotação de Minérios Magnesíticos	47
3.4	Dimensionamento de Espessadores	48
4.	MATERIAIS E MÉTODOS	51
4.1	Levantamento de Dados Industriais	51
4.2	Análise em Planta Piloto	52
4.3	Determinação do <i>Work Index</i> de Bond	57
4.3.1	Procedimento do Teste	57
4.3.2	Ensaio de <i>Work Index</i> para Amostras Finas	59
4.4	Análise da Eficiência de Moagem	60
5.	RESULTADOS	61
5.1	Caracterização do Minério	61
5.2	Análise do Processo Industrial	63
5.2.1	Modelamento do Moinho 1	64
5.2.2	Modelamento do Moinho 2	66
5.2.3	Modelamento do Moinho 3	68
5.2.4	Modelamento do Moinho 4	70
5.2.5	Comparação entre os Circuitos de Moagem Atuais	72
5.3	Avaliação do circuito proposto	73
5.3.1	Modelamento da Moagem Primária	73

5.3.2	Simulação da Moagem Primária Industrial	76
5.3.3	Caracterização da Alimentação da Moagem Secundária	79
5.3.4	Modelamento da Moagem Secundária.....	82
5.3.5	Simulação da Moagem Secundária Industrial	84
5.4	Testes de Flotação.....	87
5.5	Avaliação de Novos Gargalos	92
5.5.1	Avaliação da Deslamagem.....	92
5.5.2	Avaliação da Flotação.....	93
5.5.3	Avaliação do Espessamento	95
5.5.4	Avaliação da Filtragem.....	99
5.6	Resumo dos Resultados Obtidos	99
6.	CONCLUSÕES	101
7.	SUGESTÕES PARA TRABALHOS FUTUROS.....	102
8.	REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS	103
9.	ANEXOS	109

LISTA DE FIGURAS

Figura 1.1 – Fluxograma da usina de beneficiamento de magnesita em Brumado.....	17
Figura 3.1 – Classificação interna das partículas no moinho.....	21
Figura 3.2 – Regimes reológicos de polpas (He et al., 2014).	22
Figura 3.3 – Moagem com 20% (esq.), 40% (meio) e 60% (dir.) de sólidos em volume (Tangsathikulchai e Austin, 1989).	23
Figura 3.4 – Eficiência de moagem em relação ao percentual de sólidos da polpa (Rule et a., 1985).....	24
Figura 3.5 – Percentual preservado da alimentação de acordo com o tempo de moagem e percentual de sólidos em volume (Tangsathikulchai, 2013).....	25
Figura 3.6 – Transporte de massa no processo de moagem.....	26
Figura 3.7 – Relação entre hold up, tempo de moagem e taxa de alimentação (Songfack e Rajamani, 1999).	27
Figura 3.8 – Ilustração da zona de moagem (Tangsathikulchai, 2012).....	29
Figura 3.9 – Influência do enchimento de bolas na taxa de quebra.	31
Figura 3.10 – Peneira de alta frequência no circuito de moagem da Votorantim em Vazante.....	32
Figura 3.11 – Evolução da distribuição das partículas após os eventos de quebra (Sepúlveda, 1991).	36
Figura 3.12 – Determinação dos parâmetros da função seleção (Alves 2006, adaptado de Sepúlveda, 2001).	39
Figura 3.13 – Representação gráfica dos parâmetros da função quebra (Alves 2006, adaptado de Sepúlveda, 2001).....	40
Figura 3.14 – Algoritmo de minimização da função objetivo.	43
Figura 4.1 – Fluxos amostrados nos circuitos de moagem.	51
Figura 4.2 – Fluxograma da planta piloto da Magnesita Refratários.	52
Figura 4.3 – Fluxogramas dos testes de moagem em planta piloto.	53
Figura 4.4 – Metodologia de avaliação do circuito de moagem.	56
Figura 5.1 – Determinação do W_i de Bond para a alimentação da usina.....	62
Figura 5.2 – Difratoograma da alimentação da moagem.	63
Figura 5.3 – Estimativa de parâmetros do moinho 1.....	65
Figura 5.4 – Fluxograma e indicadores do moinho 1.....	65

Figura 5.5 – Moinhos 1 (superior) e 2 (inferior) em operação.	66
Figura 5.6 – Parâmetros do modelamento do moinho 2.	67
Figura 5.7 – Balanço de massa e Wi_o do moinho 2.	67
Figura 5.8 – Moinho 3 em operação.	68
Figura 5.9 – Determinação dos parâmetros do moinho 3.	69
Figura 5.10 – Balanço de massa e Wi_o do moinho 3.	69
Figura 5.11 - Determinação dos parâmetros do moinho 4.	70
Figura 5.12 - Balanço de massa e Wi_o do moinho 4.	71
Figura 5.13 – Moinho 4 da usina de concentração de magnesita.	72
Figura 5.14 – Resultados do modelamento do teste cinético.	74
Figura 5.15 – Circuito de moagem da planta piloto da Magnesita Refratários.	75
Figura 5.16 – Estimativa de parâmetros para moagem primária em planta piloto.	76
Figura 5.17 – Simulação dos moinhos 1 e 2 com moagem aberta.	77
Figura 5.18 – Simulação dos moinhos 3 e 4 com moagem aberta.	77
Figura 5.19 – Difractogramas da alimentação da moagem primária (em vermelho) e secundária (em azul).	80
Figura 5.20 – Determinação do Wi de Bond para a alimentação da usina.	82
Figura 5.21 – Resultados do modelamento do teste cinético.	83
Figura 5.22 – Modelamento da moagem secundária em planta piloto.	84
Figura 5.23 – Simulação da moagem secundária no processo industrial.	85
Figura 5.24 – Bateria de hidrociclones do processo industrial.	93
Figura 5.25 – Bancos de flotação na usina de beneficiamento de magnesita.	95
Figura 5.26 – Espessadores de rejeito da unidade industrial.	98
Figura 5.27 – Filtragem de concentrado de magnesita.	99

LISTA DE TABELAS

Tabela 4.1 – Características dos circuitos de moagem avaliados.....	51
Tabela 4.2 – Parâmetros operacionais avaliados no circuito.....	52
Tabela 4.3 – Lista de equipamentos da planta piloto da Magnesita Refratários.	53
Tabela 4.4 – Variáveis utilizadas na moagem da planta piloto.	54
Tabela 4.5 – Distribuição de tamanhos dos corpos moedores.	54
Tabela 5.1 – Parâmetros operacionais e resultados do modelamento dos circuitos atuais.	72
Tabela 5.2 – Parâmetros do teste cinético da moagem primária.	74
Tabela 5.3 – Parâmetros da moagem primária em planta piloto.....	75
Tabela 5.4 – Comparação da moagem atual com a moagem aberta.	78
Tabela 5.5 – Parâmetros do teste cinético da moagem secundária.....	83
Tabela 5.6 – Comparativo entre a operação atual e as simulações feitas para o moinho 4.....	86
Tabela 5.7 – Condições do teste padrão de flotação.....	87
Tabela 5.8 – Melhores condições de flotação e recuperações previstas para os circuitos das moagens primária e secundária.....	91
Tabela 5.9 – Fluxos na deslamagem atual e previsto em projeto.	92
Tabela 5.10 – Tempo de residência da flotação calculado para a operação atual e prevista em projeto.....	94
Tabela 5.11 – Tempo de residência da flotação calculado após operacionalização de novos bancos.....	94
Tabela 5.12 – Análise da curva de sedimentação e dimensionamento do espessador para o rejeito da deslamagem.	97
Tabela 5.13 – Análise da curva de sedimentação e dimensionamento do espessador para o rejeito da flotação.	98
Tabela 5.14 – Sumário dos resultados e estimativas para o processo em comparação com a operação atual.....	100

LISTA DE GRÁFICOS

Gráfico 5.1 – Granuloquímica da alimentação da moagem.	61
Gráfico 5.2 – Distribuição granulométrica dos fluxos do moinho 1.....	64
Gráfico 5.3 – Comparativo entre granuloquímicas no processo de moagem.	79
Gráfico 5.4 – Análises granuloquímicas comparativas entre a alimentação da moagem primária e secundária.....	81
Gráfico 5.5 – Curva de dosagem de coletor sem deslamagem.....	88
Gráfico 5.6 – Testes de flotação com deslamagem prévia em 38 e 20 μ m.....	89
Gráfico 5.7 – Avaliação da flotação sem deslamagem em pH neutro.	90
Gráfico 5.8 – Curva de sedimentação para o rejeito da deslamagem com floculante. .	96
Gráfico 5.9 – Curva de sedimentação para o rejeito da flotação com floculante.....	97

LISTA DE NOTAÇÕES

$\alpha_0, \alpha_1, \alpha_2$ e d_{crit} = parâmetros da função seleção

α = ângulo de levantamento da carga do moinho

$\beta_0, \beta_1,$ e β_2 = parâmetros da função quebra

η = eficiência elétrica e mecânica na transmissão

ρ_{ap} = densidade aparente da carga (t/m^3)

ρ_b = massa específica da carga (t/m^3)

ρ_p = densidade da polpa (t/m^3)

ρ_s = massa específica do minério (t/m^3)

ϕ = percentual de sólidos em volume na alimentação da hidrociclonação

ϕ_1 = função dos parâmetros da moagem N^*, M_B^*, M_P^* e Q^*

ϕ_2 = função dos parâmetros da moagem M_B^* e M_P^*

τ = tempo médio de residência da polpa no interior do moinho

a_1, a_2, a_3, a_4 e λ = parâmetros da classificação em hidrociclonação

A_m = Peneira de teste (μm)

B = matriz triangular inferior da função quebra

B_{ij} = fração acumulada de fragmentos das partículas que estavam retidas na malha j e que por causa do evento de quebra passaram para a malha i

b_{ij} = fração de material da fração superior de tamanho j que sofreu quebra e foi transferida para o tamanho i

B_{pf} = curto-circuito de finos do hidrociclone

B_{pw} = curto-circuito de água do hidrociclone

CC = carga circulante no moinho

D = diâmetro efetivo do moinho

DC = diâmetro interno do hidrociclone

DI = diâmetro interno do *inlet*

DO = diâmetro do vortex

DU = diâmetro do apex

E_i^C = eficiência de classificação corrigida

\hat{F}_i = distribuição granulométrica da descarga do moinho segundo o modelo

F_i = distribuição granulométrica da descarga do moinho obtida experimentalmente

f^{batch} = vetor granulometria do produto de um processo de moagem em batelada em tempo t

f^{IN} = vetor granulometria da alimentação do moinho.

f^{out} = vetor granulometria da descarga do moinho

f_v = fração de vazios volumétricos entre as bolas

H = massa total de sólidos dentro do moinho

h = altura livre do hidrociclone

J = fração volumétrica do enchimento de carga somada ao minério

J_b = fração volumétrica do enchimento da carga

J_p = fração intersticial ocupada pela polpa

L = comprimento efetivo do moinho

m = parâmetro de nitidez de classificação de Plitt

M_U = massa total no *underflow*

M_o = massa total no *overflow*

M_B^* = fração ocupada pela carga de bolas

M_P^* = fração ocupada pela carga de partículas

$m_i(t)$ = fração de massa de partículas no intervalo de tamanho i , após o tempo t de moagem

m_i^F = massa por fração granulométrica na alimentação da hidrociclonagem

m_i^O = massa por fração granulométrica no *overflow*

m_i^U = massa por fração granulométrica no *underflow*

m_{mL} = massa de minério que ocupa 700mL.

Mob = Moabilidade

m_{pt} = massa passante na peneira após a estabilização da C.C.

m_{pa} = massa passante na peneira na alimentação

N = parâmetro da distribuição

N^* e N_c = fração da velocidade crítica

P = potência líquida demandada pelo moinho

P_{total} = potência total aplicada no moinho

Q^* = relação da geometria dos levantadores e a bola de reposição

Q = vazão volumétrica da polpa na alimentação do hidrociclone

R_{sc} = fração de sólidos a ser recuperado no *underflow*

R_v = fração volumétrica de polpa recuperada no *underflow*

Rot = número de rotações para estabilização da C.C.

S = matriz diagonal da função seleção

S_i = velocidade específica de quebra das partículas no intervalo de tamanho i

t = tempo de residência

w_i = fator de ponderação referente a distintas medidas nos testes de moagem

WI = índice de trabalho de Bond para moinhos de bolas (kWh/t)

RESUMO

A usina de beneficiamento de magnesita em Brumado necessita ter sua produção aumentada em 20% e a etapa de moagem foi identificada com o principal gargalo do processo.

O processo atual conta com quatro moinhos em circuito fechado com hidrociclones, preparando o minério para a flotação reversa de magnesita. Inicialmente, esse processo foi modelado para verificar a eficiência de moagem e definir parâmetros iniciais para os testes.

Para minimizar o investimento requerido para o acréscimo de produtividade, a combinação de moagem em circuito aberto e peneira de alta frequência foi explorada. Com esta abordagem é esperada uma redução na energia específica de moagem, redução da sobremoagem e também maior homogeneidade granulométrica no minério enviado para a flotação, aumentando a produtividade e recuperação.

Observando esse princípio, o fluxograma proposto dividiu o circuito em uma moagem primária com circuito aberto com, sendo o produto enviado para classificação, que foi realizada em peneira de alta frequência. O material passante foi enviado para deslamagem e flotação. Já o material retido foi direcionado para uma moagem secundária. A moagem secundária trabalhou para preparar o material para a flotação. Com o objetivo de verificar os parâmetros e modelar o processo, foram realizados testes em planta piloto, tanto da moagem primária com a classificação, quanto da moagem secundária. Além disso, foram avaliadas as etapas de deslamagem e flotação, estudando o impacto desta modificação também nestes processos.

Partindo dos resultados da planta piloto, modelamento matemático do processo e escalonamento para os equipamentos industriais, foi possível identificar a possibilidade de 11% de ganho na taxa de alimentação do circuito, saindo de 85 para 100t/h. Além disso, por causa da melhoria da eficiência do processo de moagem e classificação, e das modificações feitas no circuito, houve redução de sobremoagem do minério.

Este fato, aliado aos fluxos com mineralogia e distribuição granulométrica mais homogêneos, proporcionou também redução de perdas na deslamagem e flotação, projetando um aumento de recuperação mássica de 81,2 para 87,6%.

Com isso, é indicado um aumento na taxa de produção de 27%, superior aos 20% necessários, atingindo o objetivo do projeto.

Por fim, foram avaliados os processos de deslamagem, flotação, espessamento e filtragem em busca de novos gargalos devido ao aumento de produção. Os dois pontos que merecem atenção são flotação, que necessita de um banco adicional em cada linha, e filtragem, que necessita de avaliação de equipe especializada.

ABSTRACT

The magnesite ore's processing operation in Brumado needs to increase its production tonnage by 20% and the comminution stage was identified as the process' main bottleneck.

Currently, the process has four ball mills in closed circuit with hydrocyclones, preparing the ore to magnesite's reverse flotation. Initially, this process was modeled in order to verify the grinding efficiency and define the initial parameters for the tests.

To reduce the investment necessary to increase productivity, an innovative grinding concept was studied, combining open circuit and high frequency screener. Considering this configuration, it could be expected reductions of overgrinding and comminution specific energy. In addition, more homogeneous particle size distribution could be fed to flotation, which may increase selectivity and, hence, recovery.

According to this concept, the proposed flowsheet divides the comminution in a primary grinding, open circuit with selective parameters, followed by classification on a high frequency screener. The screener undersize proceeds to desliming and flotation. The oversize, in turn, has to be directed to the secondary milling, preparing the ore to feed the flotation.

In order to verify the parameters and model the process, pilot plant tests were carried out, evaluating the primary milling, classification and secondary milling. Furthermore, it was necessary to check the desliming and flotation, verifying the impact of the grinding modification in these processes.

With the obtained results in the pilot plant trials, the milling was modeled and scaled up for the industrial process. As a consequence, the milling capacity could be increased by 11%. Moreover, as a result of the milling and classification efficiency improvement, the overmilling could be reduced, increasing the recovery.

This fact, added to the better defined flow characteristics, as mineralogy and particle size, led to reduction in the losses from desliming and flotation, raising the mass recovery from 81.2 to 87.6%. These results project a 27% increase in the circuit production, thus surpassing the project objectives (20%).

To conclude, the desliming, flotation, thickening and filtration processes were evaluated to identify new process' bottlenecks. After the analyses, only flotation and filtration require interventions. For flotation, one additional bench will be necessary in both circuits. On the other hand, the filtration needs to be analyzed by a specialized company, since the current equipment already has restrictions.

1. INTRODUÇÃO

O sinter de magnésia é uma das mais importantes matérias-primas para fabricação de refratários. Sua produção tem origem na queima da magnesita, $MgCO_3$, ou da brucita, $Mg(OH)_2$.

Este trabalho será focado no processamento de magnesita, mais especificamente na magnesita produzida na mina de “Pomba”, localizada em Brumado-BA.

A mina de Pomba possui um dos minérios de magnesita mais ricos no mundo e é a origem para produção da matéria-prima mais importante para sua operadora, Magnesita Refratários, terceira maior produtora de refratários no mercado global.

O processo de concentração por flotação é muito importante para a companhia e a busca por melhorias deste processo é uma prioridade.

Nos últimos anos, foram realizadas diversas melhorias no processo dos fornos, que permitiram um relevante crescimento na produção de sinter de magnésia. Entretanto, as melhorias realizadas na usina de flotação de magnesita não foram suficientes para acompanhar este acréscimo na demanda, sendo necessário ampliar a sua produção em 20%.

Por este motivo, foram avaliadas alternativas para aumentar a produção da usina, com o menor investimento possível e também sem aumentar consideravelmente a demanda energética, que é um limitante da operação.

O processo atual começa com a extração do minério através de desmonte por explosivos. Então, as rochas extraídas são transportadas para a instalação de britagem primária. Nesta instalação é realizada a quebra primária e secundária e em seguida uma seleção das rochas com alto nível de impurezas, como talco, clorita e minerais ferrosos.

Em seguida, o minério segue para a usina de beneficiamento que possui um britador de impacto para realizar a britagem terciária e preparar o minério para moagem.

A moagem é realizada em circuito tradicional, com moinhos de bolas em circuito fechado com hidrociclones. Este processo foi avaliado como o limitante da operação e, por isto, este trabalho é focado nesta etapa.

O circuito de moagem atual possui elevada carga circulante, provocada pela conhecida ineficiência dos hidrociclones e isto faz com que o material já na granulometria desejada retorne para o moinho e seja sobremoído.

Este fato tem dois efeitos deletérios: o primeiro é o desperdício de energia disponível para quebra das partículas grossas, reduzindo a eficiência energética e a

produtividade deste processo, e o segundo é eliminar minério pela deslamagem, reduzindo a recuperação da usina.

Após a classificação nos hidrociclones, o *overflow* é direcionado para a deslamagem, preparando o minério para a flotação. O produto da deslamagem é alimentado em células mecânicas que, através de flotação reversa, removem quartzo, talco e clorita, atingindo um concentrado com elevada pureza (menos de 0,3% de SiO_2 em base calcinada).

A figura 1 ilustra o processo atualmente adotado em Brumado.

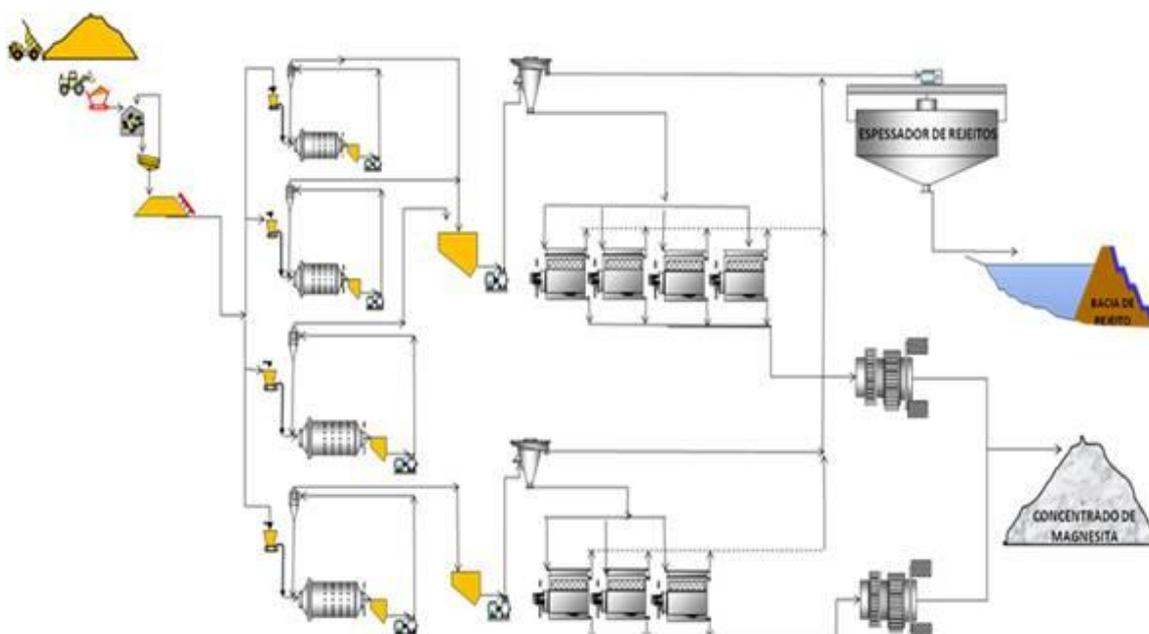


Figura 1.1 – Fluxograma da usina de beneficiamento de magnesita em Brumado.

Para o aumento de produção desta unidade, o conceito escolhido foi a combinação de circuito aberto com peneira de alta frequência, que é um processo com maior eficiência energética e que seria capaz de gerar o aumento de produção desejado sem adicionar novos moinhos, também aumentando a seletividade dos processos seguintes.

Esse aumento de produção faz-se necessário especialmente devido ao momento do mercado internacional.

A China, principal produtora de magnesita e magnésia sinterizada, está limitando o fornecimento de explosivos para as minas e aplicando rígido controle de emissões para os fornos. Isso fez com que diversas operações fossem interrompidas, provocando um desabastecimento desta material prima no mercado mundial.

Por consequência deste desabastecimento, o preço dos produtos com base em magnésia teve grande elevação e há dificuldade em encontrar fornecedores.

Portanto, há uma grande pressão para aumentar a produção na unidade de Brumado, pois é uma das poucas fontes de matéria prima que tem qualidade e volume suficiente para abastecer o mercado, tanto para a sua própria produção de refratários, quanto para vender para outros produtores com excelente margem.

2. OBJETIVOS

O trabalho foi desenvolvido para avaliar o aumento da capacidade de produção da usina de concentração de magnesita em 20% para atender à demanda dos fornos com o menor investimento possível, sem acrescentar novos moinhos.

Para tal, foi avaliado o efeito da moagem em circuito aberto e utilizado peneira de alta frequência para classificação no processo de concentração por flotação do minério de magnesita da mina de Pomba em Brumado, BA, via testes em planta piloto.

2.1 Objetivos Específicos

- Revisar a bibliografia disponível sobre moagem e determinar parâmetros adotados para atingir esta condição.
- Calcular as variáveis de processo para realização do teste em escala piloto.
- Realizar testes na planta piloto do Centro de Pesquisa da Magnesita Refratários.
- Realizar o *scale up* do processo e verificar os ganhos possíveis na operação.
- Revisar os equipamentos atuais para verificar novos gargalos após o aumento da produtividade.

3. REVISÃO BIBLIOGRÁFICA

A revisão deste projeto visou buscar elementos para embasar a aplicação de um processo de moagem com maior eficiência, trabalhos para auxiliar na avaliação de eficácia da operação atual e os cálculos necessários para o modelamento do processo.

3.1 Moagem

A moagem com boa eficiência energética é o principal objetivo de um circuito, e vários trabalhos reportam características que podem ser aproveitadas.

Moraes et al. (2016), cita vários trabalhos que demonstram características e benefícios de utilizar circuito aberto, combinado com parâmetros de moagem que valorizam processos internos, e peneira de alta frequência na classificação.

Yovanovic (2004) descreve o termo moagem seletiva como um processo que é capaz de cominuir o minério liberando-o da ganga com a utilização de menos energia, evitando sobremoagem e também com geração de uma distribuição granulométrica mais homogênea. Apesar de ser apenas uma interpretação da moagem tradicional, esta definição pode ser aproveitada.

A redução da energia no processo é um ganho diretamente observado, pois pode ser convertida em menor custo na operação ou então aumentando a produtividade do processo, uma vez que a carga energética total disponível será a mesma para um gasto específico menor.

Já a redução de sobremoagem tem dois aspectos que são benéficos. O primeiro é a melhoria da eficiência energética, uma vez que a energia disponível será utilizada para cominuir o minério ainda não liberado. Já o segundo ponto é redução da perda de minério na deslamagem, aumentando a recuperação mássica e metalúrgica do sistema.

Por fim, uma distribuição granulométrica mais homogênea favorece os processos de concentração conseguintes, com acréscimo na recuperação da usina.

O aumento de recuperação também pode ser considerado aumento na eficiência energética, se observado o indicador operacional de energia gasta por quantidade produzida, apesar de não ser tão significativa para o modelamento do processo de moagem é importante para o custo de produção.

A explicação para estes aspectos presentes na moagem energeticamente eficiente vem da dinâmica dentro do moinho.

Nos trabalhos de Yovanovic (2004) e Yovanovic e Moura (1993) o processo de moagem é dividido em alimentação, classificação interna, aplicação de energia, transporte e descarga do moinho.

Essa divisão ajuda a entender os mecanismos atuantes no processo de moagem.

3.1.1 Classificação Interna

O primeiro ponto a ser considerado é a etapa de sedimentação ou a classificação interna do moinho.

Durante a cominuição as partículas em suspensão na polpa podem sedimentar e sofrer impacto e abrasão na zona de moagem ou continuar no fluxo superior e serem transportadas para a descarga do moinho.

A velocidade de sedimentação destas partículas está condicionada ao seu peso, granulometria e densidade, e também ao meio que ela se encontra, viscosidade e turbulência. A figura 3.1 ilustra este processo.

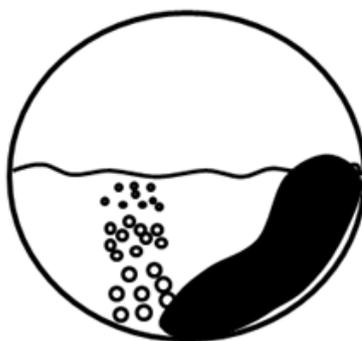


Figura 3.1 – Classificação interna das partículas no moinho.

Portanto, a reologia da polpa é um dos fatores importantes para a eficiência energética na moagem.

He et al. (2004) fizeram uma revisão nos tipos reológicos de polpa, classificando-as em regime newtoniano, dilatante, pseudoplástico, pseudoplástico com tensão de escoamento e plástico de Bingham, como mostra a figura 3.2.

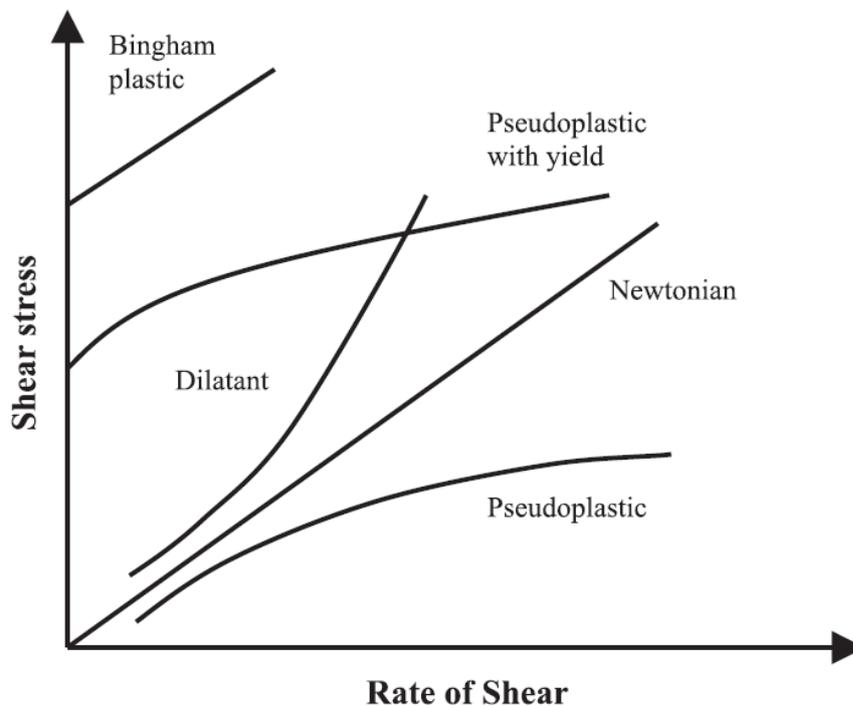


Figura 3.2 – Regimes reológicos de polpas (He et al., 2014).

A reologia da polpa é dependente tanto de sua densidade quanto da distribuição granulométrica (Shi e Napier-Munn, 1996).

Em trabalho publicado em 2002, Shi e Napier-Munn, estudaram o impacto de polpas com diferentes comportamentos reológicos na moagem. Neste estudo, eles verificaram em 45 dados de 16 moinhos industriais que a polpa na moagem tem comportamento pseudoplástico ou dilatante.

As polpas nas moagens primária e secundária que possuem alto percentual de sólidos e pouca quantidade de finos se comportam como fluidos pseudoplásticos e a taxa de moagem aumenta com viscosidade mais elevada.

Já em moagem com baixa quantidade de sólidos e muitas partículas finas, como encontrado em moagens terciárias ou de concentrados, a polpa tem comportamento dilatante e a taxa de moagem aumenta com a elevação da quantidade de sólidos.

Entretanto, o trabalho foi conduzido em moinhos que trabalham em circuito fechado e com alto percentual de sólidos, já distantes de um processo eficiente.

Para avaliar a moagem em circuito aberto Tangsathitkulchai (2002 e 2003) conduziu estudos em moinhos laboratoriais e observou que o excesso de percentual de sólidos na operação do moinho reduz a taxa de moagem.

Neste trabalho, foi notado que com até 45% de sólidos em volume praticamente não há alteração na taxa de moagem, mas acima deste valor há expressiva redução.

Este autor dividiu a moagem em três regimes de acordo com o percentual de sólidos e explanou sobre os possíveis mecanismos que reduzem a taxa de moagem em cada um deles.

O primeiro é aplicado em polpas diluídas, menores que 20% de sólidos em volume. O prejuízo na taxa de moagem é devido ao deslocamento de partículas do ponto de contato com bolas, causado pela movimentação do fluido pouco viscoso com a aproximação da carga.

No segundo regime, com polpas entre 30 e 45% de sólidos em volume, há recobrimento de partículas na carga, que aumenta com o passar do tempo e reduz, em parte, a energia aplicada na quebra. Este regime é o que apresenta a menor redução na taxa de quebra.

O terceiro regime é correspondente a polpas muito densas, com mais de 60% de sólidos em volume. A polpa muito concentrada adere no revestimento do moinho e na carga, dificultando ou impedindo o deslocamento da carga e também reduzindo o diâmetro útil. Estes dois fatos reduzem a energia disponível para a quebra e, por consequência, a eficiência da moagem.

Tangsathitkulchai e Austin, em trabalho publicado em 1989, mostram imagens da moagem em diferentes percentuais de sólidos e ilustram os regimes expostos. A figura 3.3 ilustra estes três regimes.

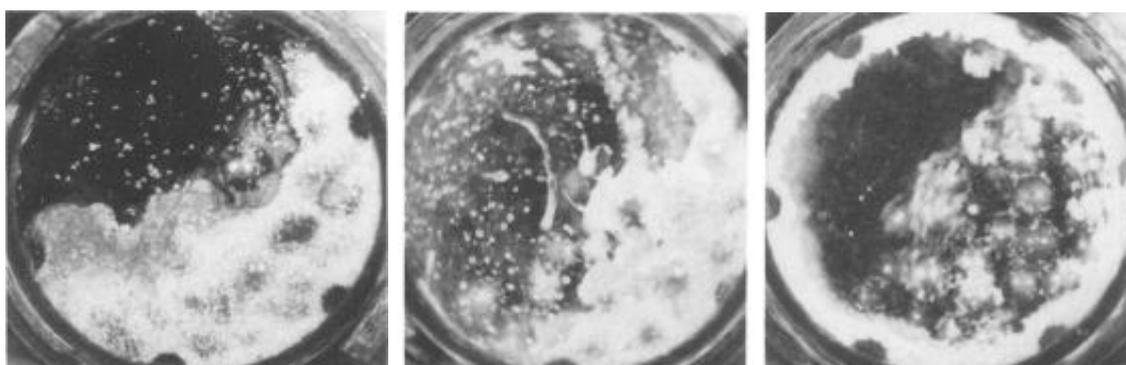


Figura 3.3 – Moagem com 20% (esq.), 40% (meio) e 60% (dir.) de sólidos em volume (Tangsathitkulchai e Austin, 1989).

Outro fator que impacta na taxa de moagem é a viscosidade, que segundo Moys (1989) não é influenciado somente do percentual de sólidos e sim da combinação deste fator com a granulometria das partículas.

Em pesquisas publicadas em 1985 e 1990, Fuerstenau et al. mostram o efeito de aditivos que alteram a viscosidade da polpa, e conseqüentemente, o torque do moinho.

Em suas observações é evidenciado que a redução da viscosidade tem benefícios para a moagem, mas o uso de aditivos somente se mostrou eficiente em processos com percentual de sólidos muito elevados, acima de 75% em peso.

Mesmo comportamento foi observado por Rule et al. (1985) na moagem de quartzo, dolomita e minério de cobre com a adição de polímero orgânico. A figura 3.4, mostra a quantidade de quartzo cominuído, após 45 minutos, partindo de uma alimentação entre 2,36 e 2,00mm.

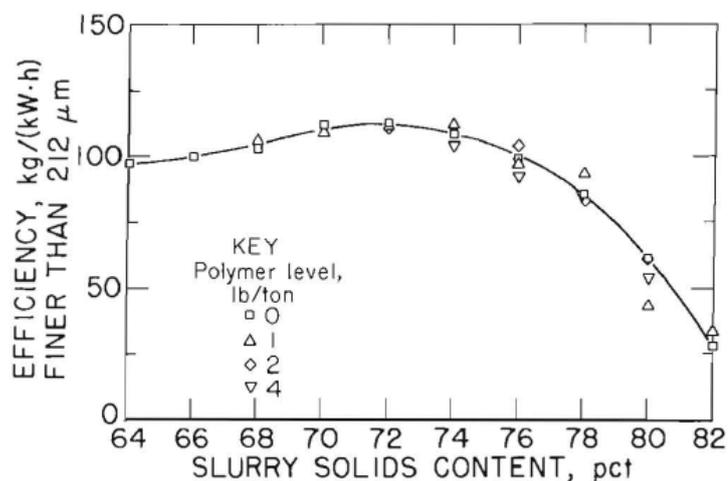


Figura 3.4 – Eficiência de moagem em relação ao percentual de sólidos da polpa (Rule et al., 1985).

Entretanto, a maioria destes estudos levou em consideração minérios reais com percentual de sólidos elevado, acima de 65%, como Shi, Fuerstenau e Rule.

Por outro lado, Tangsathitkulchai (2002 e 2003) utilizou amostras monominerais com granulometria preparada, que são excelentes para avaliar características isoladas, mas não representam a complexidade dos fatores que impactam na moagem, como a diferença de densidade dos minerais. A figura 3.5, mostra a relação entre percentual de sólidos e quantidade de material não cominuído após um determinado tempo de moagem.

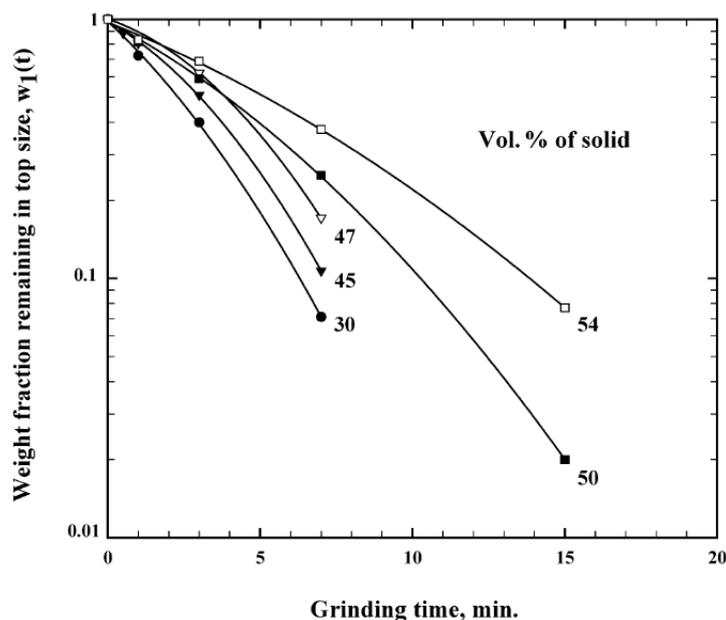


Figura 3.5 – Percentual preservado da alimentação de acordo com o tempo de moagem e percentual de sólidos em volume (Tangsathitkulchai, 2013).

Outros trabalhos, apesar de não tratarem diretamente da reologia da polpa, mostram aspectos importantes que ocorrem durante a moagem.

Em minérios com elevada diferença de densidade entre o mineral-minério e a ganga, fica evidente o efeito da classificação interna, em que as partículas de maior densidade tendem a sofrer maior cominuição devido ao seu peso.

Esta situação foi relatada por McIvor e Finch em 1991, para minério sulfetado de cobre, em que as partículas de calcocita no produto da moagem são menores que a ganga não sulfetada.

Outro estudo que mostra fato semelhante foi conduzido por Von Reeken et al. (1989) para um minério Pb/Zn, em que a galena está mais concentrada que a esfalerita nas partículas menores que $63\mu\text{m}$.

Por este motivo, é importante observar estudos conduzidos com minérios industriais em condições que favoreçam a classificação interna.

Forsund et al. (1988) estudaram durante cinco anos uma operação industrial que trabalhou com circuito aberto e baixa carga de bolas.

A retirada da carga circulante auxilia na redução da viscosidade da polpa, já que tem alto percentual de sólidos e, devido à elevada ineficiência de classificação dos hidrociclones, considerável retorno de finos.

Durante os cinco anos, este circuito foi comparado com outro com a mesma alimentação. Todavia, este outro moinho trabalhou em circuito fechado com alto enchimento de bolas.

A conclusão foi a redução na energia específica de cominuição e também no consumo de carga moedora trabalhando em circuito aberto.

Trabalhar com baixo percentual de sólidos, por exemplo, 50% em peso, não necessariamente contradiz o que foi observado por Tangsathikulchai em seus trabalhos.

Myers e Bond em 1957 verificaram que, utilizando menor enchimento (29%), o percentual de sólidos na zona de moagem permaneceu entre 70 e 80% em peso, mesmo variando o percentual de sólidos na alimentação entre 35 e 72%.

Portanto, devem ser exploradas as condições de moagem que favoreçam a classificação interna, aproveitando os aspectos do minério que tornam os eventos de quebra seletivos para partículas grosseiras e mais densas.

Cada minério tem suas características e devem ser feitos testes para identificar quais são as condições da polpa para que a energia específica de moagem seja a menor possível, com a capacidade desejada.

3.1.2 Transporte de Massa

Assim como acontece na classificação interna, a granulometria e a reologia da polpa interferem no transporte de massa e a figura 3.6 ilustra este processo.

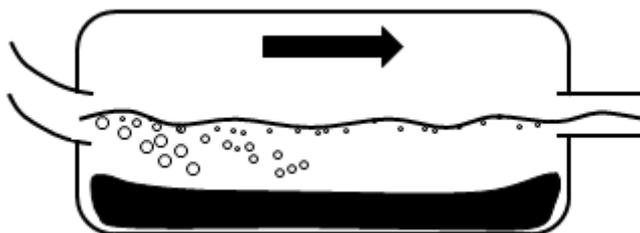


Figura 3.6 – Transporte de massa no processo de moagem.

As partículas mais pesadas tendem a ter transporte limitado, sedimentando e sofrendo impacto dos corpos moedores mais vezes, enquanto as partículas finas são mais facilmente transportadas para a descarga. Para garantir um processo com boa eficiência energética, as variáveis de moagem deve proporcionar o transporte das partículas liberadas, prevenindo-as de serem sobremoídas.

Como dito anteriormente é muito difícil isolar variáveis na operação de moagem, mas nesta seção será mencionado o *hold-up* como principal fator. A reologia da polpa também é relevante, mas já teve seus aspectos mencionados anteriormente.

Oliveira e Tavares (2011) exploraram o *hold-up*, ou a massa de material retida dentro do moinho, e observam alguns fatores que impactam nesta variável como a taxa de alimentação e carga moedora.

Em pesquisa mais aprofundada Songfack e Rajamani (1999) avaliaram os parâmetros que afetam o *hold-up* em um moinho piloto. Para avaliação deste item é necessária uma instalação particular, para a pesagem de todo o sistema de moagem e evitar a influência da vibração.

O primeiro ponto observado foi o tempo para estabilização do sistema. Foi constatado que, independente da taxa de alimentação, o tempo para atingir o regime (com *hold-up* estabilizado) foi o mesmo, no caso estudado, trinta minutos.

O segundo parâmetro foi a taxa de alimentação. O *hold-up* aumenta drasticamente em taxa baixa e a partir de certo valor passa a aumentar linearmente com a taxa de alimentação. A figura 3.7 mostra este comportamento.

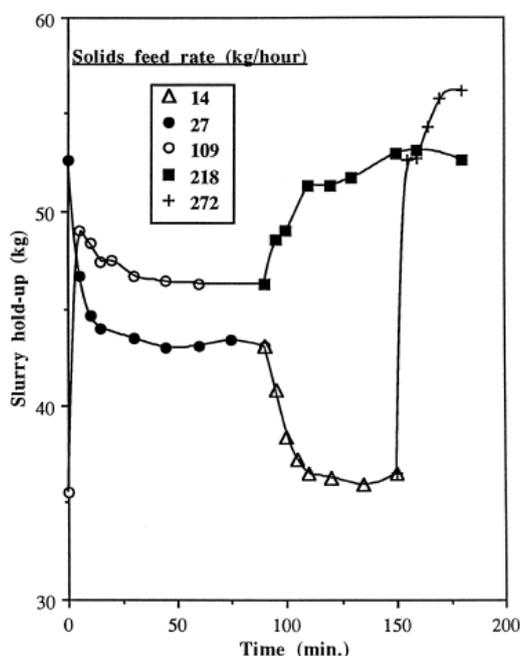


Figura 3.7 – Relação entre hold up, tempo de moagem e taxa de alimentação (Songfack e Rajamani, 1999).

A explicação para este comportamento é que em taxas baixas não há formação de zona de moagem, com maior concentração de sólidos, e o minério é transportado somente pelo movimento dos levantadores.

Com o aumento da taxa de alimentação o minério passa a sedimentar na zona de moagem e preencher os vazios entre as bolas, aumentando consideravelmente a massa retida no moinho.

Outro ponto observado é que este aumento de massa retida significa que a zona de moagem tem maior percentual de sólidos que a alimentação e a descarga, corroborando a observação de Myers et al. (1957).

Vários autores como Weller (1980), Marchand et al. (1980), Rogers e Austin (1984) e Klimpel et al. (1989) mostraram que o tempo de residência médio da fase líquida dentro do moinho é menor que o dos sólidos, demonstrando que esta diferença entre o percentual de sólidos em diferentes pontos é plausível.

O percentual de sólidos na alimentação também tem impacto na retenção do moinho. Entre 60 e 70% em peso o aumento do *hold-up* é sutil, já acima de 75% a retenção aumenta drasticamente.

A explanação apresentada é que entre 60 e 70% o volume de polpa aumenta para compensar o leve incremento de resistência ao fluxo, provocado pelo acréscimo de viscosidade.

Já após 75%, a viscosidade aumenta tanto que a polpa e a carga moedora se comportam como um só elemento, a descarga é dificultada e a carga é expelida junto com material. Este comportamento também foi descrito por Tangsathikulchai (2002 e 2003) e Horst e Freeh (1972).

Outro ponto abordado por Songfack e Rajamani (1999) é o percentual da velocidade crítica do moinho. Entre 60 e 70% não há variação expressiva, a partir de 70% há um ligeiro incremento da massa retida até um máximo em 80%, acima deste valor o *hold-up* cai rapidamente. Este mesmo estudo explica este comportamento. Até 80%, com o aumento da velocidade a área de moagem aumenta, aumentando os espaços entre a carga que é preenchida com material. Acima deste valor a área continua a aumentar, mas há mais bolas em queda livre, reduzindo o espaço para preenchimento com material.

Em outro estudo Makokha et al. (2014) avaliaram o tempo de residência em um moinho em diferentes percentuais de sólidos e carga moedora.

Nesse estudo eles observaram em um moinho industrial em circuito aberto que a redução do percentual de sólidos de 75% para 65% reduziu o tempo de residência das partículas.

Neste caso foi possível aumentar a taxa de alimentação do moinho, demonstrando que percentuais de sólidos muito elevados, assim como tempo de residência em excesso, podem prejudicar a produtividade.

Já para o enchimento de carga moedora foi observado o mesmo comportamento na redução de 33 para 30%, mas na redução de 30 para 25% houve prejuízo na produtividade, mostrando um ponto ótimo em 30%.

Como demonstrado, vários fatores impactam no transporte de massa dentro do moinho. Existe um ponto ótimo que deve ser buscado para obtenção da menor energia específica de moagem.

3.1.3 Zona de Moagem

Nesta região ocorre a cominuição e os tipos de quebra de partícula devem ser mencionados.

Austin e Klimpel (1964) fizeram uma revisão dos principais elementos que levam à cominuição das partículas na moagem.

O principal mecanismo atuante é o de propagação de trincas, que já existem no minério, originadas pelo desmonte e britagem, ou serão criadas no processo de cominuição.

A fratura na moagem pode ocorrer por impacto, compressão ou abrasão, sendo os esforços provocados pelo impacto os principais responsáveis pela quebra das partículas. A figura 3.8 foi retirada do trabalho de Tangsathitkulchai (2012) e ilustra a zona de moagem.

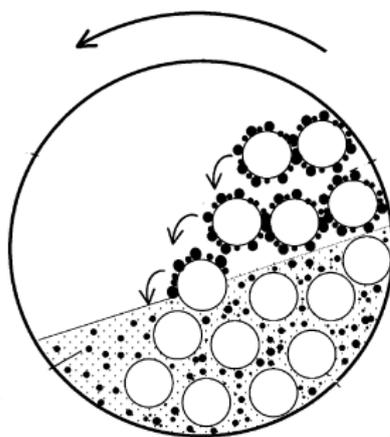


Figura 3.8 – Ilustração da zona de moagem (Tangsathitkulchai, 2012).

Durante o impacto as partículas minerais são comprimidas, auxiliando na criação de novas trincas e na propagação de outras existentes. Entretanto, outro mecanismo tem grande importância.

O impacto da bola com a partícula provoca a propagação de uma onda de choque que em seu retorno provoca tração nas falhas das partículas, e por consequência seu fraturamento.

Vale lembrar que a resistência à tração de rochas é muito inferior à compressão, como demonstrado, por exemplo, em Alvarez (2004).

Vários estudos corroboram esta tese de propagação de trincas e mostram que a quebra ocorre preferencialmente entre grãos.

Tromans e Meech (2002) calcularam a energia de quebra de diversos minerais, comparando partículas e o grão original, demonstrando que é necessária uma quantidade de energia maior para fraturar o grão. Como a energia para fraturar a partícula é menor, este será o local preferencial de propagação da fratura.

Portanto, deve ser entendido que a energia específica de cominuição pode ser muito diferente dependendo da granulometria desejada e do grão fundamental do mineral minério. Este é um dos motivos pelo qual é esperada maior energia específica na moagem de concentrados liberados do que do minério bruto.

Outro ponto importante foi observado por Yan e Eaton (1994). Em seu trabalho é demonstrado que a energia necessária para quebra de dois minerais diferentes em uma mesma composição é maior que a média de suas energias específicas, ponderada pela quantidade presente de cada um deles.

Mais uma vez, os parâmetros na moagem interagem entre si e é difícil isolar os efeitos de cada variável.

A reologia é importante para adesão das partículas na carga e manter as partículas na rota de impacto da bola, como descrito nas três regiões por Tangsathikulchai (2002 e 2003).

O *hold-up* interfere no tempo de residência, sendo que pouco tempo significa menor probabilidade das partículas sofrerem impacto e tempo em excesso pode provocar sobremagem.

Essa probabilidade de impacto está relacionada também com o enchimento de bolas.

Shoji et al. (1982) conduziram um estudo mostrando a influência do enchimento de bolas e o preenchimento intersticial na taxa de quebra. Este estudo demonstra um ponto ótimo de carga de bolas em 40% com 83% de preenchimento intersticial.

Mais uma vez o estudo foi conduzido com uma amostra de quartzo, sendo importante observar a tendência ao invés do valor absoluto.

A mesma tendência foi observada por Deniz (2012) em trabalho sobre a moagem de barita, em que foi observado um ponto ótimo de enchimento de 35%, como demonstrado na figura 3.9.

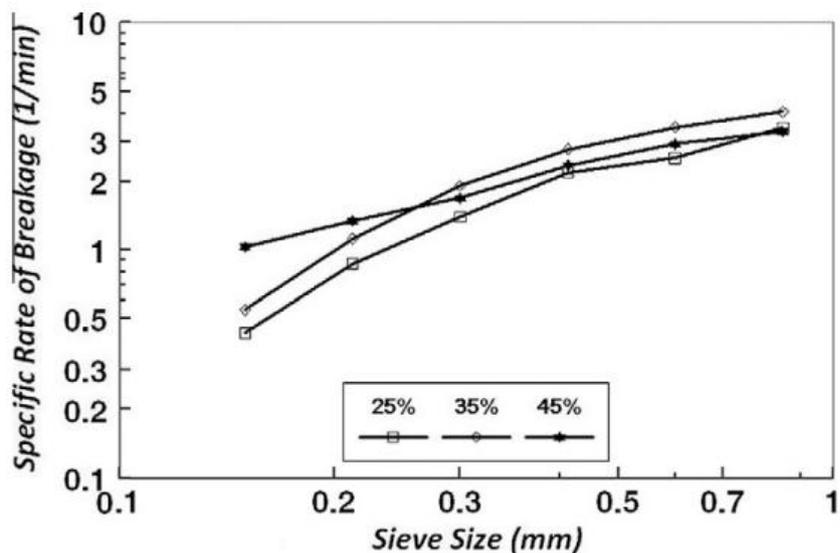


Figura 3.9 – Influência do enchimento de bolas na taxa de quebra.

A explicação para este ponto ótimo de quebra vem da dinâmica interna de levantamento das bolas no moinho. Com pouca carga, é reduzida tanto a quantidade de bolas disponíveis para promover o impacto quanto o *hold-up*, ou seja, a probabilidade de partículas serem atingidas é reduzida.

Com excesso de carga, o *hold-up* e a quantidade de bolas são aumentados, mas há redução na altura da queda, diminuindo a energia do impacto, e também reduzindo a área do regime de catarata (bolas em queda livre) e aumento da área de cascata (bolas rolando entre si).

Assim como o enchimento de carga, o diâmetro das bolas também é importante.

Kotake et al. (2002) demonstraram que, para atingir a energia específica mínima, o diâmetro máximo da carga é relativo ao tamanho das partículas alimentadas, confirmando o postulado nas fórmulas de Ettore Azzaroni (Azzaroni, 1977) e Allis Chalmers (Rowland e Kjos, 1978).

Portanto, a caracterização inicial do minério será definidora deste parâmetro na moagem.

Como demonstrado neste histórico, os parâmetros de moagem são fortemente impactados pelas características do minério trabalhado e não pode ser desconsiderado o fato de que a composição mineralógica e sua distribuição por tamanho de partícula tem grande impacto na eficiência energética da moagem.

3.1.4 Classificação

Os circuitos industriais utilizam normalmente como equipamento de classificação o hidrociclone, devido ao baixo investimento necessário e também devido a reduzida área de instalação para processar grandes vazões.

Entretanto, estes equipamentos são pouco eficientes na classificação por tamanho de partículas, especialmente em situações de diferença de densidade elevada entre os minerais presentes na polpa.

Já a peneira apresenta excelente eficiência de classificação, pois a classificação das partículas é feita por uma barreira física onde o tamanho da partícula é o principal fator atuante. Porém, havia limitação de capacidade dos equipamentos, principalmente para cortes finos.

Nos últimos anos as peneiras de alta frequência vêm sendo adotadas no mercado para classificação de partículas finas, como as do produto da moagem, e já estão sendo utilizadas em algumas plantas de beneficiamento de minérios. A figura 3.10 mostra este equipamento em operação.



Figura 3.10 – Peneira de alta frequência no circuito de moagem da Votorantim em Vazante.

Esta adoção está sendo possível pelo desenvolvimento de telas de poliuretano especiais, com alta área de peneiramento, baixo índice de entupimento e rápida troca.

Também, o layout de construção do equipamento permitiu utilizar até cinco peneiras sobrepostas. Este fato somado às telas especiais permitiu a operação com taxas de

alimentações de escala industrial, utilizando poucos equipamentos e menor área ocupada.

Barkhuysen (2009) fez uma revisão da evolução destas peneiras até a adoção industrial e compara processos em que ela foi adotada em substituição ao hidrociclone.

Ele descreve que na mina de Colquijirca, no Peru, a substituição dos hidrociclones que fechavam circuito com moinhos de bola pelas peneiras de alta frequência provocou redução na carga circulante de 350 para 60%.

Com isso foi possível desligar dois dos três moinhos da unidade e ainda assim aumentar a produção em 11%, com aumento na recuperação metalúrgica de 9%.

Outro exemplo é a mineração Cerro Lindo, também no Peru, em que a instalação da peneira de alta frequência no lugar de hidrociclones na moagem de sulfetos reduziu a carga circulante de 260 para 108%, aumentando a produção em 14%.

No Brasil há o exemplo da mina de Vazante (Siqueira, 2015) em que a instalação da peneira de alta frequência levou à redução da carga circulante de 550 para 190%, elevando a taxa de alimentação em 12% e a de produção em 33%.

Neste último caso é possível perceber que em minérios com significativa diferença de densidade entre ganga e mineral-minério os ganhos de uma moagem mais eficiente podem ser potencializados.

Apesar do ganho de 12% na alimentação da moagem, o ganho de produção é de 33%. Isso pode ser explicado pelo aumento de recuperação da usina, parte explicada pela redução da sobremoagem e, em parte, é devido à flotação receber uma polpa com partículas com distribuição de tamanho mais homogênea e adequada, melhorando a seletividade.

Nestes circuitos, a melhoria da produção é baseada na melhoria da classificação, mas os parâmetros de moagem não foram explorados para atingir a mínima energia específica de quebra, com avaliação de parâmetros seletivos.

Portanto, este trabalho visa utilizar tanto os benefícios de uma classificação mais eficiente, quanto adotar parâmetros que melhorem o desempenho da moagem e maximizarem a produtividade da planta.

3.1.5 Situações especiais de moagem

A moagem secundária de minérios e a remoagem de concentrados e rejeitos de uma etapa de concentração podem ser considerados casos especiais.

Nestes casos, as propriedades do minério são muito semelhantes e a faixa granulométrica é muito estreita, fazendo com que os mecanismos de seleção interna não atuem de forma eficiente.

Nestes casos, o modelo convencional de moagem, com carga circulante, seria o mais adequado, pois promoverá uma maior produtividade no processo, sem prejudicar as propriedades do produto.

Entretanto, mesmo nestes casos, a adoção de um mecanismo de classificação mais eficiente, como a peneira de alta frequência, traria benefícios, já que reduziria a quantidade de material já na granulometria desejada retornando para o moinho, melhorando assim a eficiência energética do processo.

3.2 Modelamento do Circuito de Moagem

Para analisar os resultados, modelar o circuito analisado e realizar o escalonamento é necessário realizar o modelamento matemático do teste piloto.

Mazzinghy em 2009 e Alves, 2006, fizeram uma excelente revisão da evolução das teorias da cominuição e também do modelamento matemático do circuito de moagem e serve como referência nesta parte do estudo.

Este trabalho visa avaliar os parâmetros de moagem e não se aprofundar nos aspectos da modelagem. Portanto serão apresentados os trabalhos já direcionados para o estudo.

3.2.1 Balanço Populacional

O modelamento e dimensionamento de moinhos teve grande embasamento nos estudos de Bond et al. (1949, 1952 e 1954). Entretanto, os modelos propostos por este pesquisador tinham limitações que prejudicavam a assertividade dos cálculos.

Entre as limitações destes modelos podem ser citados a geração de finos no processo e os efeitos da carga circulante e dos equipamentos de classificação.

Para eliminar estas limitações e aprimorar a exatidão dos resultados do modelamento, vários grupos de pesquisadores desenvolveram metodologias para estimação dos parâmetros característicos do processo de moagem.

O modelo adotado foi proposto inicialmente por Epstein (1947), mas Herbst e Fuerstenau (1968 a 1973) aprimoraram os conceitos de função seleção (S) e função quebra (B) que aproximaram o modelo do balanço populacional para a estimativa de parâmetros da moagem e escalonamento do processo.

No modelo do balanço populacional a moagem é dividida em subprocessos que ocorrem com recorrência: quebra das partículas, redistribuição dos fragmentos, transporte e classificação interna.

A equação 3.1, desenvolvida por Reid (1965), resume este modelo para a moagem.

$$\frac{dm_i(t)}{dt} = -S_i m_i(t) + \sum_{j=1}^{i-1} b_{ij} S_j m_j(t), \quad i = 1, 2, \dots, n \quad (3.1)$$

Sendo que:

$m_i(t)$ = fração de massa de partículas no intervalo de tamanho i , após o tempo t de moagem.

S_i = velocidade de quebra das partículas no intervalo de tamanho i .

b_{ij} = fração de material da fração superior de tamanho j que sofreu quebra e foi transferida para o tamanho i .

A malha $i=1$ é a peneira de maior abertura da série analisada e a malha n pertence a peneira de menor abertura da série.

Assim, a equação 3.2 define B_{ij} , que representa a fração acumulada de fragmentos das partículas que estavam retidas na malha j e que por causa do evento de quebra passaram para a malha i .

$$B_{ij} = \sum_{k=n}^{i+1} b_{kj} \quad (3.2)$$

A figura 3.11 explica os eventos ocorridos na fragmentação e a distribuição das partículas após cada revolução.

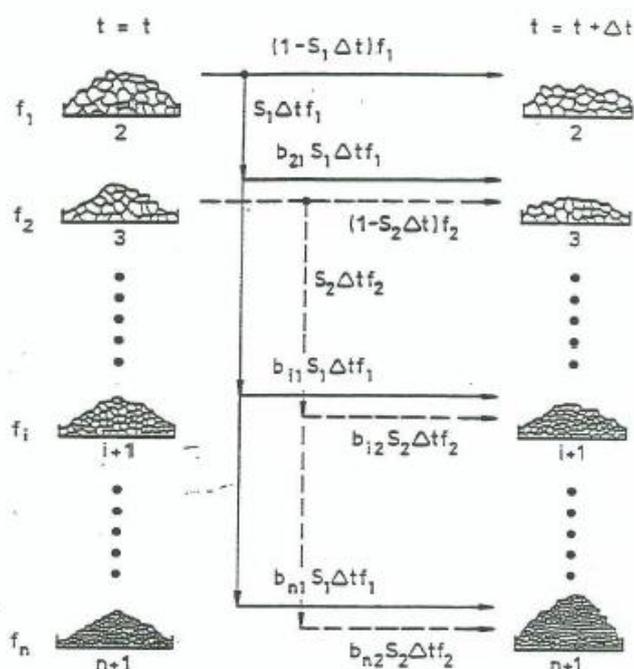


Figura 3.11 – Evolução da distribuição das partículas após os eventos de quebra (Sepulveda, 1991).

Assumindo como H a massa total de sólidos dentro do moinho, o balanço populacional das partículas para cada malha “ i ” do sistema é a descrita na equação 3.3:

$$f_i(t + \Delta t)H = f_i(t)H - S_i\Delta t f_i(t)H + b_{i1}S_1\Delta t f_1(t)H + b_{i2}S_2\Delta t f_2(t)H + \dots + b_{i,i-1}S_{i-1}\Delta t f_{i-1}(t)H \quad i = 1, 2, \dots, n \quad (3.3)$$

Essa formulação é equivalente à equação 3.4, similar à apresentada por Herbst et. al. (1970) e Austin (1971):

$$\frac{f_i(t + \Delta t) - f_i(t)}{\Delta t} = -S_i f_i(t) + \sum_{j=1}^{j=i-1} b_{ij} S_j f_j(t) \quad i = 1, 2, \dots, n \quad (3.4)$$

No limite, quando $\Delta t \rightarrow 0$, é obtido:

$$\frac{df_i}{dt} = -S_i f_i + \sum_{j=1}^{j=i-1} b_{ij} S_j f_j \quad i = 1, 2, \dots, n \quad (3.5)$$

Conforme desenvolveu Alves (2006), a equação 3.5 define um sistema de n equações diferenciais, sendo representadas por uma equação matricial, onde:

$$f = \begin{bmatrix} f_1 \\ f_2 \\ \dots \\ f_{n-1} \\ f_n \end{bmatrix} \quad S = \begin{bmatrix} S_1 & 0 & & & \\ 0 & S_2 & & & \\ & 0 & \dots & & \\ & & & S_{n-1} & 0 \\ & & & 0 & S_n \end{bmatrix} \quad B = \begin{bmatrix} 0 & & & & \\ b_{21} & 0 & & & \\ b_{31} & b_{32} & 0 & & \\ \dots & \dots & \dots & 0 & \\ b_{n1} & b_{n2} & b_{n3} & \dots & 0 \end{bmatrix}$$

Utilizando as matrizes, a equação 3.5 pode ser reescrita como:

$$\frac{df}{dt} = -(I - B)Sm \quad (3.6)$$

Onde I representa a matriz identidade, B a matriz triangular inferior da função quebra e S a matriz diagonal da função seleção.

Assumindo que os parâmetros S e B são invariáveis com o tempo, existe uma solução geral do sistema, que está descrita na forma matricial da equação 3.7 (Herbst et. al., 1970):

$$f(t) = T_{ij}J_{ij}T_{ij}^{-1}f^0 \quad (3.7)$$

Sendo que:

$$T_{ij} = \begin{cases} 0; & \text{se } i < j \\ 1; & \text{se } i = j \\ \sum_{k=j}^{i-1} \frac{b_{ik}S_k}{S_i - S_j} T_{kj}; & \text{se } i > j \end{cases}$$

$$J_{ij} = \begin{cases} 0; & \text{se } i \neq j \\ \exp(-S_i t); & \text{se } i = j \end{cases}$$

Todavia, este primeiro modelo foi baseado em um moinho de bateladas e Herbst et al. (1980 e 1983) apresentaram a equação 3.8 e modificaram o parâmetro J_{ij} , para prever o sistema contínuo:

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

Onde:

τ = tempo médio de residência da polpa no interior do moinho

t = tempo de residência

N = parâmetro da distribuição

$\Gamma(N)$ = função gama

$$J_{ij} = \begin{cases} 0; & \text{se } i \neq j \\ \exp(-S_i t); & \text{se } i = j(\text{batelada}) \\ \left(1 + \frac{S_i \tau}{N}\right)^{-N}; & \text{se } i = j(\text{contínuo}) \end{cases}$$

A equação 3.8 define o modelo dos N misturadores em série, sendo E(t) a distribuição do tempo de residência das partículas em função de N, sendo N=1 para mistura perfeita e variando até o regime de fluxo pistão (N→∞).

Partindo destas formulações, quando todas as partículas, independente do tamanho, podem ser descritas por um único tempo de residência na moagem contínua, a distribuição de tamanhos do produto pode ser obtida pela média dos produtos de batelada ponderada pela distribuição do tempo de residência:

$$f^{out} = \int_0^{\infty} f^{batch}(t) \cdot E(t) dt \quad (3.9)$$

Sendo:

f^{out} = vetor granulometria da descarga do moinho

f^{batch} = vetor granulometria do produto de um processo de moagem em batelada em tempo t.

Levando esta representação para o sistema de batelada, tem-se:

$$f^{out} = \int_0^{\infty} T J T^{-1} f^{IN} E(t) dt \quad (3.10)$$

Onde:

f^{IN} = vetor granulometria da alimentação do moinho.

Partindo do princípio que T e f^{IN} são independentes do tempo, tem-se:

$$f^{out} = T J^C T^{-1} f^{IN} \quad (3.11)$$

Sendo que J^C é a matriz J_{ij} para o sistema contínuo.

Desta forma é possível prever a granulometria dos sólidos da descarga de um moinho conhecendo os parâmetros S, b, N e τ.

3.2.2 Função Seleção Específica e Função Quebra

A função seleção parametriza a probabilidade de quebra de uma partícula no processo de cominuição.

Austin et al. e Rajamani e Herbst, ambos em 1984, descreveram a relação empírica para determinação da função seleção em função da granulometria.

$$S_i = \alpha_0 d_i^{\alpha_1}; \quad i = 1, \dots, n \quad (3.12)$$

Entretanto, esta relação somente é válida quando o tamanho das bolas é muito superior ao das partículas a serem cominuídas, caso contrário, a relação da equação 3.13 deve ser adotada (Austin et al., 1984 e Menacho, 1985).

$$S_i = \frac{\alpha_0 d_i^{\alpha_1}}{1 + \left(\frac{d_i}{d_{crit}}\right)^{\alpha_2}}; \quad i = 1, \dots, n \quad (3.13)$$

Os parâmetros desta equação são definidos conforme a análise da figura 3.12.

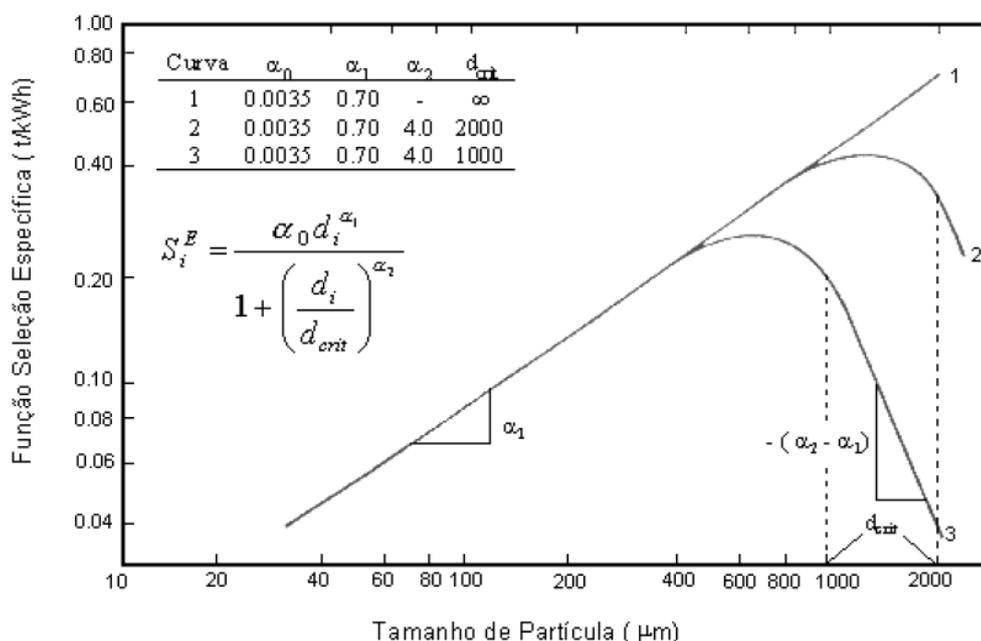


Figura 3.12 – Determinação dos parâmetros da função seleção (Alves 2006, adaptado de Sepúlveda, 2001).

A função quebra também pode ser parametrizada em função do tamanho das partículas, conforme a equação 3.14 (Austin et al., 1976):

$$B_{ij} = \beta_0 \left(\frac{d_i}{d_j}\right)^{\beta_1} + (1 - \beta_0) \left(\frac{d_i}{d_j}\right)^{\beta_2} ; \quad i = 1, \dots, n ; j \leq i \quad (3.14)$$

Como pode ser observado na equação 3.14, a razão entre d_i e d_j é que determina o valor de B_{ij} , e não cada valor isolado. Desta forma, basta conhecer o valor para $j=1$ para determinar os valores experimentais.

A figura 3.13 demonstra graficamente os parâmetros para a função quebra.

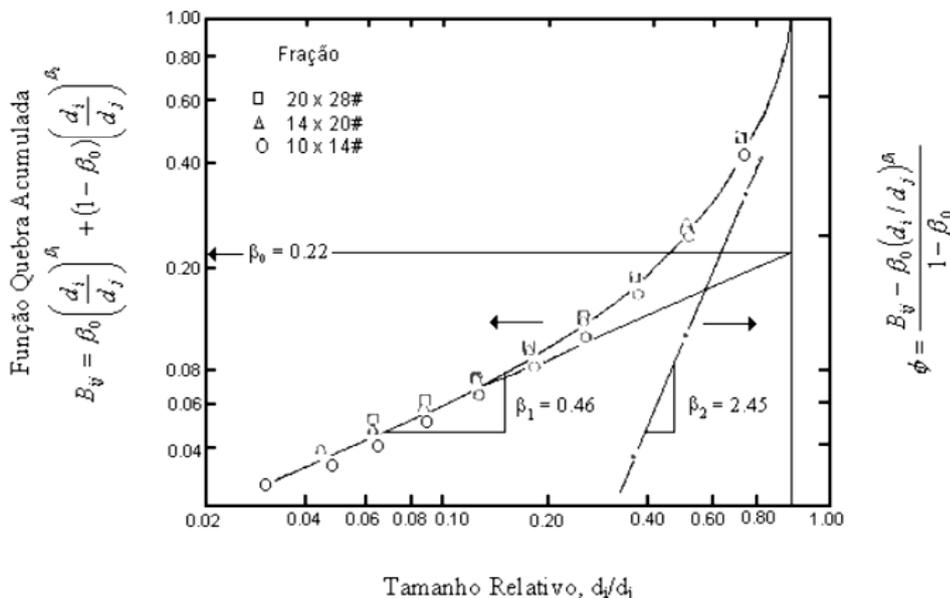


Figura 3.13 – Representação gráfica dos parâmetros da função quebra (Alves 2006, adaptado de Sepúlveda, 2001).

3.2.3 Estimativa de Potência Consumida e Função Seleção

Em trabalho publicado por Herbst e Fuerstenau (1980), foi mostrado que a potência líquida necessária na moagem segue uma equação do tipo:

$$P = \Phi_1(N^*, M_B^*, M_P^*, Q^*) \times LD^{(2,5+\delta)} \quad (3.15)$$

Sendo:

P= potência líquida demandada pelo moinho

L= comprimento do moinho

D= diâmetro do moinho

Φ_1 = função dos parâmetros da moagem N^* , M_B^* , M_P^* e Q^*

N^* = fração da velocidade crítica

M_B^* = fração volumétrica ocupada pela carga de bolas

M_P^* = fração volumétrica ocupada pela carga de partículas

Q^* = relação da geometria dos levantadores e a bola de reposição

δ = pode ser utilizado entre -0,1 e +0,1 para correções empíricas da formulação

A partir desta formulação, foi desenvolvido o modelo em que a função seleção específica (S_i^E), modelada nas equações 3.12 e 3.13, é combinada com as condições operacionais do moinho, para chegar na função seleção:

$$S_i = S_i^E \left(\frac{P}{H} \right) \quad (3.16)$$

Sendo P definida pela equação 3.15 e H definida pela equação 3.17:

$$H = \Phi_2(M_B^*, M_P^*) \times LD^2 \quad (3.17)$$

Onde:

Φ_2 = função dos parâmetros da moagem M_B^* e M_P^*

Um modelo mais detalhado foi proposto baseado em Hogg e Fuerstenau (1972), descrito pela equação 3.18:

$$P_{líquida} = \eta P_{total} = 0,238 D^{3,5} \left(\frac{L}{D} \right) N_c \rho_{ap} (J - 1,065 J^2) \sin \alpha \quad (3.18)$$

Sendo:

P_{total} = potência total aplicada no moinho (kW)

η = eficiência elétrica e mecânica na transmissão

D = diâmetro efetivo do moinho (pés)

L = comprimento efetivo do moinho (pés)

N_c = fração da velocidade crítica

J = fração volumétrica do enchimento de carga somada ao minério

α = ângulo de levantamento da carga

ρ_{ap} = densidade aparente da carga (t/m^3)

A densidade aparente da carga é calculada pela equação 3.19:

$$\rho_{ap} = \frac{[(1 - f_v)\rho_b J_b + \rho_p J_p f_v J_b + (J - J_b)\rho_p]}{J} \quad (3.19)$$

Sendo que:

f_v = fração de vazios volumétricos entre as bolas

J_b = fração volumétrica do enchimento da carga

J_p = fração intersticial ocupada pela polpa

ρ_b = densidade da carga (t/m³)

ρ_p = densidade da polpa (t/m³)

Com estas determinações, é possível realizar o cálculo de potência disponível pelo moinho para cominuição e, a partir das funções seleção e quebra, é possível realizar o escalonamento da operação prevendo a produtividade e a granulometria da descarga do moinho.

3.2.4 Estimativa de Parâmetros por Regressão Não Linear

Os parâmetros necessários para o cálculo das funções quebra (β_0 , β_1 , e β_2) e seleção (α_0 , α_1 , α_2 e d_{crit}) podem ser obtidos através de curvas granulométricas obtidas em moinho de batelada em escala de laboratório.

Entretanto, na falta deste equipamento, estes parâmetros podem ser estimados através da minimização da função objetivo em uma operação industrial ou planta piloto:

$$\Phi = \sum_{i=1}^n w_i (F_i - \hat{F}_i)^2 \quad (3.20)$$

Onde:

F_i = distribuição granulométrica da descarga do moinho obtida experimentalmente

\hat{F}_i = distribuição granulométrica da descarga do moinho segundo o modelo

w_i = fator de ponderação referente a distintas medidas

Para realizar a minimização são necessários algoritmos numéricos, Herbst et al. (1977) indicaram o método de Gauss-Newton como um dos mais adequados. Entretanto, a escolha do método dependerá da disponibilidade de recurso computacional.

Alves (2006) indicou um roteiro para obter resultados mais confiáveis:

- 1) Determinar os parâmetros da função quebra (β_0 , β_1 , e β_2) em escala laboratorial, como em um moinho de torque.
- 2) Com os parâmetros obtidos, minimizar a função objetivo para obter os parâmetros da função seleção (α_0 , α_1 , α_2 e d_{crit}).
- 3) A partir dos dados obtidos, revisar os parâmetros da função quebra (β_0 , β_1 , e β_2).
- 4) Repetir os passos 2 e 3 até a função convergir.

A figura 3.14 ilustra o algoritmo utilizado na minimização da função objetivo e determinação dos parâmetros das funções seleção e quebra.

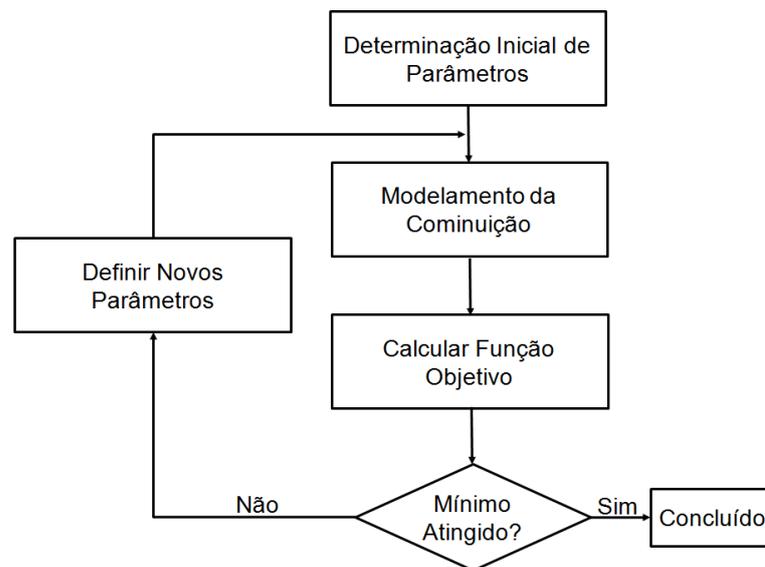


Figura 3.14 – Algoritmo de minimização da função objetivo.

Seguindo este roteiro, os parâmetros podem ser estimados e o modelamento da cominuição pode ser realizado.

3.2.5 Modelamento da Ciclonação

Para os circuitos convencionais de moagem, como os adotados na unidade de Brumado, os moinhos trabalham em circuito fechado com hidrociclones. Portanto, para análise da operação também é necessário o modelamento deste equipamento.

Neste trabalho será utilizado o modelo proposto pela equipe do CIMM (Centro de Investigación Minera y Metalúrgica) descrito por Sepúlveda et al. em 1983. Este modelo empírico foi construído a partir de 77 ensaios de classificação com hidrociclones de diferentes diâmetros.

A equação 3.21 define a pressão de alimentação do hidrociclone:

$$H = a_1 \frac{Q^{1,46} \exp(-7,36\Phi + 10,79\Phi^2)}{(DC)^{0,20} h^{0,15} (DI)^{0,51} (DO)^{1,65} (DU)^{0,53}} \quad (3.21)$$

Onde:

a_1 = constante empírica do material

Φ = percentual de sólidos em volume na alimentação

Q = vazão volumétrica da polpa na alimentação do hidrociclone (m³/h)

DC = diâmetro interno do hidrociclone (pol)

h = altura livre do hidrociclone, medida entre a extremidade inferior do vortex e a extremidade superior do apex (pol)

DI = diâmetro interno do *inlet* (pol)

DO = diâmetro do vortex (pol)

DU = diâmetro do apex (pol)

A equação 3.22 define o tamanho de corte corrigido:

$$d_{50}^c = a_2 \frac{(DC)^{0,40} (DI)^{0,58} (DO)^{1,91} \exp(11,12\Phi)}{(DU)^{0,80} h^{0,37} Q^{0,44} (\rho_s - 1)^{0,5}} \quad (3.22)$$

Em que:

a_2 = constante empírica referente ao material

ρ_s = densidade do minério (g/cm³)

Com o valor obtido para a pressão de alimentação é calculada a partição volumétrica de polpa:

$$S = a_3 \frac{h^{0,19} \left(\frac{DU}{DO}\right)^{2,64} \exp(-4,33\Phi + 8,77\Phi^2)}{H^{0,54} (DC)^{0,38}} \quad (3.23)$$

Sendo:

a_3 = constante empírica do material

Partindo destes cálculos é possível determinar a eficiência de classificação por fração granulométrica, definida por:

$$E_i = B_{pf} + (1 - B_{pf}) E_i^c; \quad i = 1, 2, \dots, n \quad (3.24)$$

Onde:

E_i^C = eficiência de classificação corrigida, definida por:

$$E_i^C = 1 - \exp \left[-0,693 \left(\frac{d_i}{d_{50}^c} \right)^m \right] \quad (3.25)$$

m = parâmetro de Plitt, definido por:

$$m = \exp(a_4 - 1,58R_v) \left[\frac{(DC)^2 h}{Q} \right]^{0,15} \quad (3.26)$$

a_4 = constante do material

R_v = fração volumétrica de polpa recuperada no *underflow*:

$$R_v = \frac{S}{S + 1} \quad (3.27)$$

Já B_{pf} é o curto-circuito de finos do hidrociclone, calculado por:

$$B_{pf} = \lambda B_{pw} \quad (3.28)$$

Sendo que:

λ = constante do material

B_{pw} = curto-circuito de água na ciclonagem, definida por:

$$B_{pw} = \frac{R_v - \Phi R_{sc}}{1 - \Phi [1 - \lambda(1 - R_{sc})]} \quad (3.29)$$

Onde R_{sc} é a fração de sólidos a ser recuperado no *underflow* caso não houvesse curto-circuito, calculado por:

$$R_{sc} = \sum_{i=1}^n f_i E_i^C \quad (3.30)$$

Este modelo é muito similar ao proposto por Plitt (1976), e a rotina de cálculo dos parâmetros deve ser seguida conforme sua sugestão:

- 1) Definir os parâmetros a_1 , a_2 , a_3 , a_4 e λ a partir de ensaios de ciclonagem.
- 2) Calcular a pressão de alimentação do hidrociclone (H) definido pela equação 3.21.
- 3) Calcular a partição de polpa (S) pela equação 3.23 e com este valor definir a fração volumétrica recuperada no *underflow* (R_v) pela equação 3.27.
- 4) Definir o parâmetro de Plitt (m) pela equação 3.26.
- 5) Calcular o d_{50}^c pela equação 3.22.
- 6) Definir a eficiência de classificação corrigida (E_i^C) para cada fração granulométrica (equação 3.25).

- 7) Calcular o valor da fração de sólidos recuperada no underflow (R_{sc}) pela equação 3.30.
- 8) Definir o valor do curto-circuito de água (B_{pw}) pela equação 3.29.
- 9) Calcular o curto-circuito de finos (B_{pf}) pela equação 3.28.
- 10) Por fim, calcular a eficiência real de classificação por fração granulométrica (E_i).

Com a eficiência real definida é possível prever a distribuição granulométrica e de massa para o *underflow* e *overflow* do hidrociclone.

$$m_i^O = (1 - E_i)m_i^F; \quad i = 1, 2, \dots, n \quad (3.31)$$

Onde,

m_i^O = massa por fração granulométrica no *overflow*

m_i^F = massa por fração granulométrica na alimentação

De forma semelhante:

$$m_i^U = (E_i)m_i^F; \quad i = 1, 2, \dots, n \quad (3.32)$$

Sendo:

m_i^U = massa por fração granulométrica no *overflow*

A massa total no *underflow* (M_U) e a massa total no *overflow* (M_O) são definidas pelo somatório das frações granulométricas.

$$M_U = \sum_{i=1}^n m_i^U \quad (3.33)$$

$$M_O = \sum_{i=1}^n m_i^O \quad (3.34)$$

Com isto é possível definir a carga circulante no moinho (CC).

$$CC = \frac{M_U}{M_O} \quad (3.35)$$

Também é possível definir a distribuição granulométrica dos fluxos:

$$f_i^U = \frac{m_i^U}{M_U}; \quad i = 1, \dots, n \quad (3.36)$$

$$f_i^O = \frac{m_i^O}{M_O}; \quad i = 1, \dots, n \quad (3.37)$$

Com isso é possível definir os fluxos em circuito fechado com o moinho e utilizar os valores no modelamento.

3.3 Flotação de Minérios Magnesíticos

A operação estudada, com flotação reversa, foi baseada nos trabalhos de Brandão e Poling (1998) Brandão (1990) e Santana (1998), tendo posteriormente suas condições operacionais apresentadas por Brandão e Camara em 2006.

O minério magnesítico de Brumado apresenta silicatos como seus principais contaminantes. Os principais a serem removidos são talco, clorita e quartzo.

A flotação reversa é a mais indicada para o processo, como apresentado por Brandão e Camara (2006), já que a massa a ser flotada é muito inferior neste caso, sendo que o minério alimentado tem menos de 5% de contaminantes.

Além disso, os reagentes utilizados na flotação direta (especialmente o *tall oil*) são mais danosos ambientalmente que o coletor utilizado na flotação reversa.

O coletor utilizado é da família dos sais de amônio quaternário e as melhores condições da flotação foram estudadas por Santana e Peres em 2001.

Para atingir o teor de concentrado desejado (<0,3% de SiO₂ em base calcinada), Santana e Peres (2001) observaram que as melhores condições eram aplicando amido de milho como depressor e realizando a flotação em pH neutro. Dessa forma foi atingido 92% de recuperação mássica e 0,17% de SiO₂.

O amido de milho auxiliou na depressão de magnesita, aumentando a recuperação mássica, mas também provocou pequeno aumento no teor de Fe₂O₃.

O percentual de sólidos que maximizaria a recuperação mássica seria 25%, mas impactaria na produtividade da planta partindo dos equipamentos já instalados.

O benefício de se trabalhar com o pH neutro pode ser em parte explicado pelo trabalho de Yao et al. (2016), que mostrou que em pH 9,2-9,5 há um efeito depressor das partículas finas de magnesita nos silicatos. No caso estudado, houve queda da recuperação do quartzo de 96,66% para 37,15% em teste de microflotação na presença de finos de magnesita.

A partir deste trabalho é possível notar que, caso a flotação ocorra em pH básico, a deslamagem é fundamental, não só para evitar o efeito de *slime coating*, mas também para reduzir o efeito depressor das partículas finas de magnesita.

O processo atual se assemelha ao relatado por Brandão e Camara em 2006, com a flotação reversa sendo realizada em pH natural da polpa (entre 8,5 e 9,5), porém não é utilizado amido como depressor.

Outra modificação em relação aos estudos de Santana e Peres (2001) é o percentual de sólidos. A flotação opera com 50% de sólidos, garantindo a produtividade necessária e com valores satisfatórios de recuperação e teor do concentrado.

Como o pH natural da polpa se aproxima da faixa em que há o efeito depressor de silicatos por finos de magnesita, cuidados especiais são tomados na deslamagem a fim de evitar queda na qualidade.

Como o minério a ser estudado, após a modificação no circuito de moagem, terá características distintas das atuais, será realizado trabalho semelhante ao de Santana e Peres (2001) para verificar o impacto nas condições da flotação.

3.4 Dimensionamento de Espessadores

Para a avaliação de novos gargalos do processo um dos pontos a serem avaliados é a etapa de espessamento. Por este motivo será realizado o dimensionamento básico deste equipamento com base em testes de sedimentação em proveta.

Para tal, será utilizada a metodologia simplificada de Kynch, sumarizada por França e Casqueira em 2007.

A metodologia é baseada na análise gráfica do teste de sedimentação que relaciona a altura da interface com o tempo decorrido do teste. A figura 3.15 ilustra o gráfico e os parâmetros a serem extraídos.

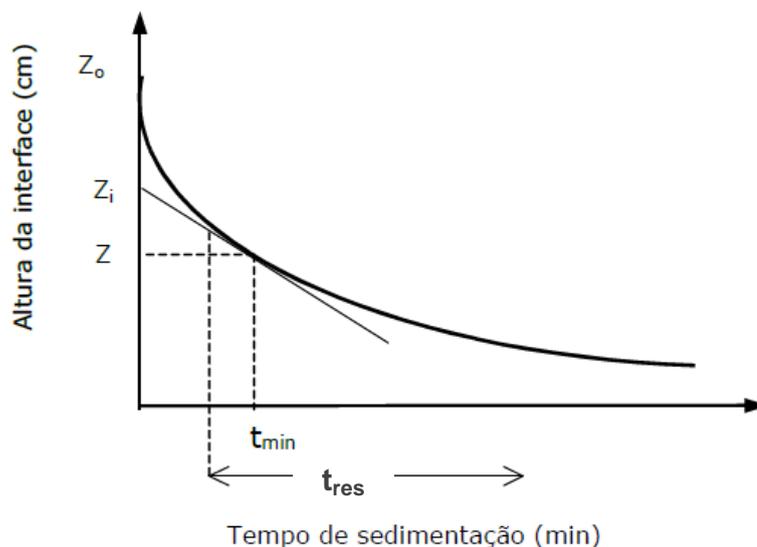


Figura 3.15 – Determinação das variáveis de dimensionamento de espessadores pelo método de Kynch (França e Casqueira, 2007).

A partir do ponto de inflexão da curva de sedimentação é traçada uma tangente em que o ponto desta tangente que toca o eixo y é Z_i , o ponto em que a tangente toca a curva fornece os valores de Z e t_{min} , e t_{res} é o tempo de residência da partícula sólida na região de compactação.

Para o cálculo da área de espessamento é utilizada a equação 3.38:

$$A = \frac{Q_E}{V_s} \quad (3.38)$$

Onde,

Q_E = vazão de polpa a ser direcionada para o espessador.

V_s = velocidade de superficial dos sólidos.

O valor de Q_E é determinado por projeto, já o valor de V_s é calculado através de valores do gráfico de sedimentação, utilizando a equação 3.39.

$$V_s = \frac{Z_i - Z}{t_{min}} \quad (3.39)$$

Com a área do espessador determinada, por relação geométrica é calculado o diâmetro de projeto (D_E).

Uma vez determinado o diâmetro, resta calcular a altura do espessador (H), que é projetada a partir da soma da altura das três regiões de trabalho: i) altura da região de líquido clarificado (H_1); ii) altura da região de compactação (H_2); iii) altura da camada de espessado no ponto de retirada (H_3).

$$H = H_1 + H_2 + H_3 \quad (3.40)$$

O valor de H_1 é convencionado entre 0,45 e 0,75 metros e depende do projeto do equipamento.

Já H_2 é determinado através de valores extraídos da curva de sedimentação em proveta, calculado pela equação 3.41.

$$H_2 = \frac{4}{3} \times \frac{Q_E}{A} \times \frac{C_{s0} \times t_{res}}{\rho_s} \times \left(\frac{\rho_s - \rho_f}{\rho_{esp} - \rho_f} \right) \quad (3.41)$$

Onde,

C_{s0} = concentração inicial de sólidos em volume

ρ_s = massa específica do sólido

ρ_f = densidade do fluido

ρ_{esp} = densidade do espessado (g/cm^3)

A densidade do espessado é calculada pela divisão entre a concentração de sólidos em volume do espessado (C_s) e o percentual de sólidos em massa do espessado (%s), ilustrado na equação 3.42.

$$\rho_{esp} = \frac{C_s}{\%s} \quad (3.42)$$

O valor de C_s é estimado através de valores também extraídos da curva de sedimentação, vide equação 3.43.

$$C_s = \frac{C_{s0} \times Z_0}{Z} \quad (3.43)$$

Por fim, é calculada a altura H_3 , que é função do diâmetro do espessador conforme mostra a equação 3.44.

$$H_3 = 0,073 \times D_E \quad (3.44)$$

Uma vez determinadas as alturas das três regiões é obtida a altura de projeto do espessador.

4. MATERIAIS E MÉTODOS

Para avaliação do circuito foram realizadas análises da moagem do circuito industrial e feitas simulações de processo na planta piloto do Centro de Pesquisas e Desenvolvimento da Magnesita Refratários.

4.1 Levantamento de Dados Industriais

A operação em Brumado possui quatro moinhos em circuito fechado com hidrociclones. A tabela 4.1 mostra as características dos circuitos de moagem avaliados.

Tabela 4.1 – Características dos circuitos de moagem avaliados.

	Moinho 1	Moinho 2	Moinho 3	Moinho 4
Diâmetro- m (pés)	1,8 (6)	1,8 (6)	2,1 (7)	2,1 (7)
Comprimento - m (pés)	3,0 (10)	3,0 (10)	3,0 (10)	3,0 (10)
Descarga	Grelha	Grelha	Overflow	Overflow
Circuito	Fechado	Fechado	Fechado	Fechado
Nº de Hidrociclones	1	1	2	3
Diâmetro do Hidrociclone - mm	254	254	254	254

Para cada um destes circuitos foi feito o balanço de massas e caracterização dos fluxos analisados. A figura 4.1 ilustra os fluxos avaliados.

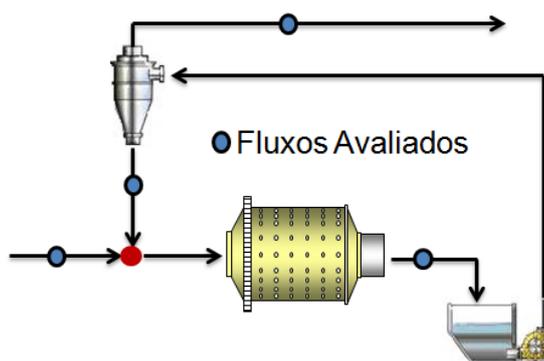


Figura 4.1 – Fluxos amostrados nos circuitos de moagem.

Nos fluxos amostrados, foi medido o percentual de sólidos e realizada a análise granulométrica. Na alimentação, foi medida a vazão mássica para o fechamento do balanço do circuito.

Além disso, foram determinadas as condições de operação do moinho e do hidrociclone no momento da amostragem. A tabela 4.2 exibe os parâmetros avaliados.

Tabela 4.2 – Parâmetros operacionais avaliados no circuito.

Parâmetros Avaliados	Moinhos	Hidrociclone
		Carga de Bolas
	% da velocidade crítica	Diâmetro do <i>Inlet</i>
	Características das Bolas	Diâmetro do Apex
	Taxa de Alimentação Nova	Altura Livre
	Densidade do Minério	-

Com os dados medidos e levantados, foi realizado o modelamento do circuito de moagem para determinação dos parâmetros, tanto do moinho quanto dos hidrociclones, seguindo os métodos abordados na revisão bibliográfica.

Com o modelamento, foi calculada a energia específica de cominuição e avaliada a eficiência de moagem de Bond para cada um dos quatro circuitos de moagem.

4.2 Análise em Planta Piloto

Para o teste em planta piloto foi utilizada a estrutura do Centro de Pesquisas da Magnesita Refratários, que tem o fluxograma exibido na figura 4.2.

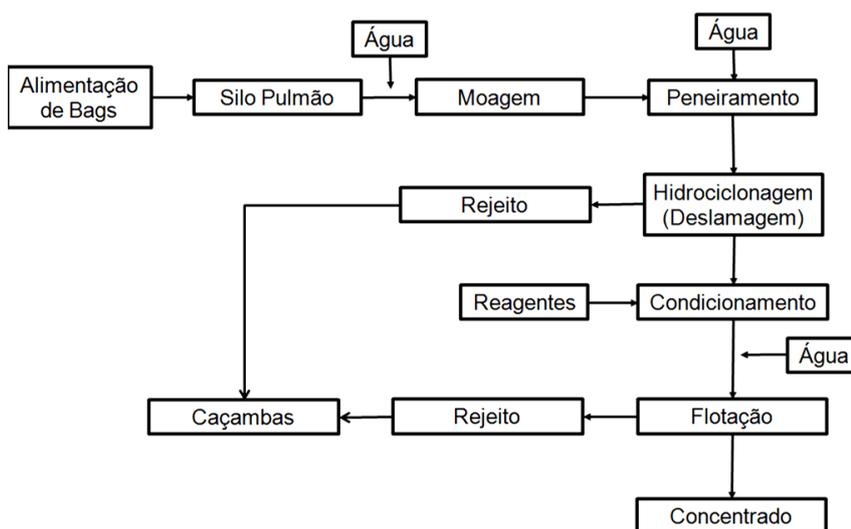


Figura 4.2 – Fluxograma da planta piloto da Magnesita Refratários.

A tabela 4.3 lista os equipamentos desta planta piloto e suas características operacionais.

Tabela 4.3 – Lista de equipamentos da planta piloto da Magnesita Refratários.

Equipamento	Característica	Fabricante
Transportador de Correia Multiuso	Alimentação do silo do moinho Largura da correia – 50 cm	Brastorno
Silo de alimentação do moinho	Capacidade do silo – 1m ³ Largura da correia – 40 cm	Brastorno
Moinho de Bolas e Barras	Diâmetro – 58,5 cm Comprimento – 88 cm	Brastorno
Peneira de Alta Frequência	Área de peneiramento – 1,05 m ²	Inbrás
Loop de hidrociclonação	Hidrociclones de 40 e 20 mm de diâmetro	Brastorno
Tanque de Condicionamento	Capacidade – 0,2 m ³	Top Size
Tanque de Dosagem de Reagentes	4 tanques de 30 L	Top Size
Banco de Células de Flotação	4 células mecânicas de 28 L	MacDarma

Para o teste em planta piloto, foi utilizado o minério da alimentação nova dos moinhos atuais, uma vez que não será realizada alteração no sistema de britagem.

Utilizando as características do minério e do moinho piloto, foi realizado o cálculo de taxa de alimentação da planta piloto para primeira estimativa de parâmetros de moagem.

Neste caso, foram adotadas características de processo que melhoram a eficiência energética da moagem, sendo a cominuição dividida em duas etapas. A figura 4.3 mostra o circuito idealizado.

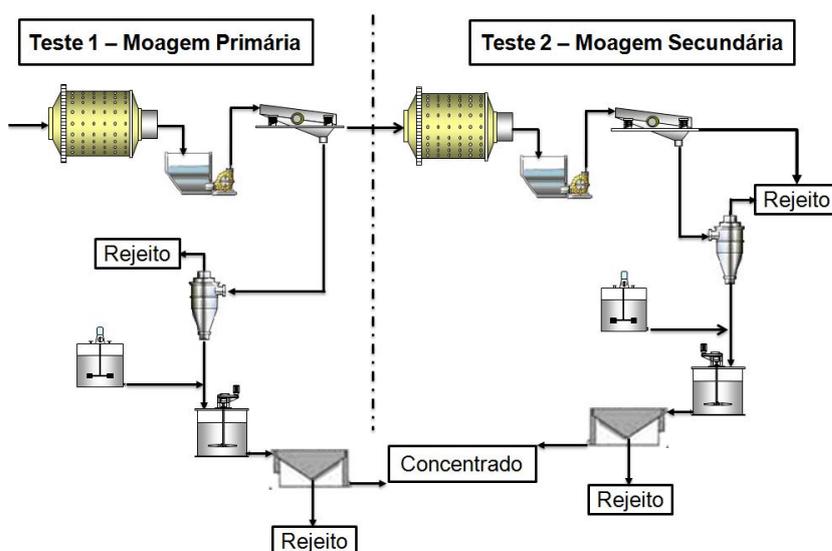


Figura 4.3 – Fluxogramas dos testes de moagem em planta piloto.

A moagem primária foi realizada em circuito aberto, minimizando a energia específica de moagem. Já a moagem secundária recebeu o produto retido na peneira de alta frequência para determinação dos parâmetros da moagem.

A tabela 4.4 mostra as variáveis utilizadas na moagem dos testes em planta piloto.

Tabela 4.4 – Variáveis utilizadas na moagem da planta piloto.

Variável de Processo	Moagem Primária	Moagem Secundária
Percentual de Sólidos (em peso)	55%	55%
Enchimento	30%	30%

Estes valores iniciais foram escolhidos baseados nos trabalhos de Makokha et al. (2014) e Forsund et al. (1988) objetivando um melhor aproveitamento da energia aplicada ao moinho.

Além disso, foi utilizada a distribuição de tamanhos demonstrada na tabela 4.5 para a carga de corpos moedores.

Tabela 4.5 – Distribuição de tamanhos dos corpos moedores.

Tamanho da bola (mm)	Distribuição na Moagem Primária	Distribuição na Moagem Secundária
50	50,0%	50,0%
40	28,6%	28,6%
35	8,5%	8,5%
30	5,7%	5,7%
25	3,6%	3,6%
20	2,1%	2,1%
15	1,5%	1,5%

Como o material alimentado na moagem secundária tem características muito distintas do processo atual, optou-se por manter as mesmas condições da moagem primária para avaliar os parâmetros do modelamento e então decidir por alterações no processo.

A taxa de alimentação, assim como a distribuição de bolas e a fração da velocidade crítica, foram definidas a partir da caracterização da alimentação e do modelamento do circuito industrial.

Por limitação de capacidade da flotação da planta piloto, não foi possível realizar os testes de moagem junto com a deslamagem e flotação. Assim, o produto das moagens foi deslamado em peneira de 38 e 20 μ m, preparando o material para flotação. Essa deslamagem tem função de prevenir o *slime coating*, que tem forte influência na flotação reversa de magnesita.

O undersize da peneira foi condicionado com o coletor da flotação, com tempo de mistura de cinco minutos em dosagem inicial de 100g/t. A dosagem de reagente foi reajustada de acordo com os resultados obtidos no concentrado.

A flotação foi realizada em células mecânicas, com aeração natural e tempo de coleta de 5 minutos, tempo estabelecido na padronização deste ensaio. Além disso, foram avaliadas condições de pH que permitam a flotação seletiva sem a realização de deslamagem.

Apesar do foco do estudo não ser a flotação, é interessante observar o impacto da moagem neste processo, pois um dos ganhos esperados com a modificação é a melhoria da seletividade.

Com as amostras obtidas nos testes de moagem, também foram realizados ensaios granulométricos para determinação dos parâmetros das moagens primária e secundária.

Obtidos os dados da planta piloto, foram utilizadas as equações do modelamento para cálculo da eficiência energética da moagem e, então, foi feita comparação com os resultados obtidos da planta industrial.

Comprovada a melhoria de eficiência energética, o escalonamento foi realizado partindo dos parâmetros de moagem calculados nos testes de planta piloto e adotando as dimensões dos equipamentos industriais.

Com isto foi avaliada a nova capacidade da usina de processamento de minérios e também feita avaliação inicial de capacidade dos equipamentos após a moagem, verificando novos gargalos.

A figura 4.4 resume a lógica da avaliação realizada.

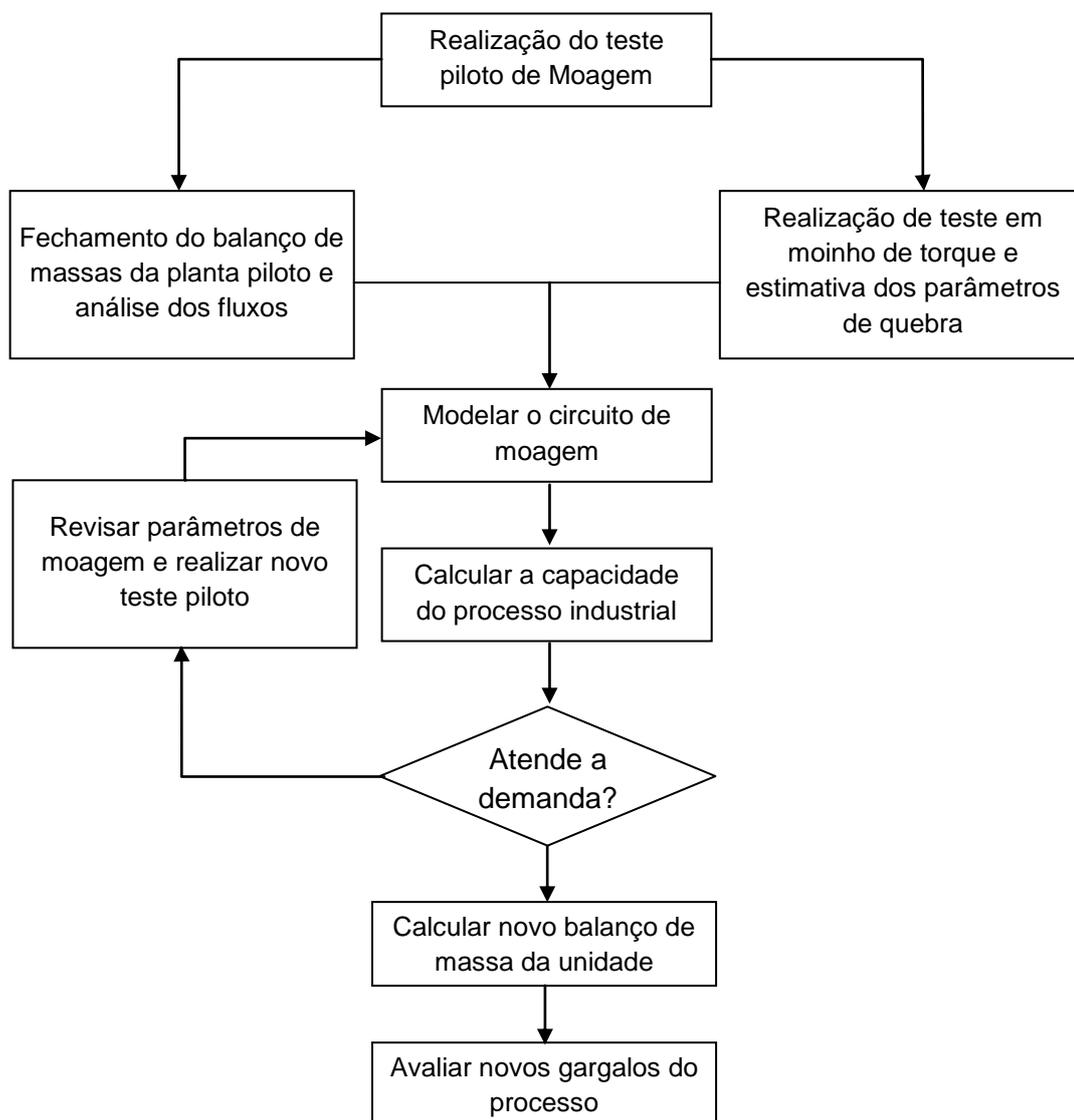


Figura 4.4 – Metodologia de avaliação do circuito de moagem.

Com a metodologia definida tanto para a análise do circuito industrial quanto para a planta piloto, os testes foram então conduzidos.

Para o tratamento dos dados, foi utilizado o conjunto de planilhas elaboradas pela equipe da Moly-Cop, denominado Moly-Cop Tools™ em sua versão 3.0. A empresa Moly-Cop é uma fabricante de carga moedora e desenvolveu este conjunto de planilhas para auxiliar o processo de seus clientes.

Esse conjunto de planilhas utiliza as equações descritas na revisão bibliográfica e é uma ferramenta para simplificar o processo de interpretação e análise dos resultados.

4.3 Determinação do *Work Index* de Bond

Um fator muito importante como referência para dimensionamento de equipamentos industriais e avaliação do desempenho do processo é o *Work Index* de Bond, que determina a energia específica de moagem para o minério em estudo em condições padronizadas.

4.3.1 Procedimento do Teste

O procedimento deste ensaio é baseado nos trabalhos de Bond (1952 e 1960) e normatizado na ABNT MB-3253, registrada no INMETRO como NBR 11376.

O teste foi padronizado para simular a operação de um moinho de 2,44m (8 pés) de diâmetro interno, em circuito fechado com 250% de carga circulante, em moagem a seco.

Apesar de ser uma condição muito específica de moagem, é um teste amplamente utilizado pela reprodutibilidade dos resultados e vários trabalhos foram desenvolvidos estudando a correlação do resultado deste teste com os resultados obtidos em operações com diferentes parâmetros.

Assim, esta metodologia foi escolhida como um dos itens de caracterização do minério e avaliação do processo.

A metodologia consiste em primeiramente promover a secagem e britagem do minério até que 100% da massa esteja abaixo de 3,35mm. Em seguida o minério deve ser homogeneizado.

Após a homogeneização, deve-se medir a massa de minério britado que ocupa o volume de 700mL em uma proveta. Deve ser realizada uma leve compactação da massa na proveta e realizar o ensaio em triplicata para maior precisão, uma vez que essa massa será utilizada como referência para alimentação do moinho.

Ainda na amostra britada, deve ser retirada uma alíquota para análise granulométrica e da tela em que 80% da massa será passante, que, por ser a alimentação do moinho, será chamada de F_{80} .

Com a amostra inicial pronta, o moinho deve então ser preparado.

Como dito anteriormente, o teste tem alto nível de padronização, portanto o moinho e sua carga de bolas são os mesmos para os ensaios.

O moinho tem diâmetro e comprimento interno iguais a 305mm. Já a carga de bolas consiste em: 43 bolas de 36,5mm, 67 bolas de 30,2mm, 10 bolas de 25,4mm, 71 bolas de 19,1 e 94 bolas de 15,9mm. Essa carga totaliza 20,125kg, em bolas de 7,83g/cm³.

A rotação do moinho também é padronizada em 70RPM.

A última etapa antes do início do teste é a escolha da tela de classificação, que é determinada pela granulometria desejada após a moagem e pode variar dependendo do produto objetivado.

Um vez que o conjunto está preparado, o teste pode ser conduzido com o objetivo de determinar o número de rotações necessárias para atingir uma carga circulante de 250%. O procedimento adotado é:

- 1) Alimentar minério novo no moinho para que a massa a ser cominuída seja igual a quantidade de material que ocupa o volume de 700mL.
- 2) Realizar a moagem em um número contabilizado de rotações.
- 3) Peneirar o produto na tela definida.
- 4) Peser o retido na tela e retornar para dentro do moinho, descartar o passante.
- 5) Calcular a carga circulante.
- 6) Modificar a rotação de acordo com a carga circulante obtida.
- 7) Repetir os itens de 1 a 6 até a estabilização da carga circulante em 250%.

Após a estabilização da carga circulante, é retirada uma alíquota do produto para realização da análise granulométrica e determinação da tela em que 80% da massa é passante, denominada de P₈₀.

A partir dos resultados obtidos no ensaio é calculado o *Work Index* como definido por Bond em 1952:

$$WI \left(\frac{kWh}{t_{métrica}} \right) = \frac{49,06}{A_m^{0,23} \times Mob^{0,82} \times \left[\left(\frac{10}{\sqrt{P_{80}}} \right) - \left(\frac{10}{\sqrt{F_{80}}} \right) \right]} \quad (4.1)$$

Onde,

A_m = Peneira de teste (μm)

Mob = Moabilidade, que por sua vez é definida por:

$$Mob = \frac{mp_t - mp_a}{Rot} \quad (4.2)$$

Em que,

mp_t = massa passante na peneira de teste após a estabilização da CC

mp_a = massa na alimentação passante na peneira de teste.

Rot = número de rotações para estabilização da CC

4.3.2 Ensaio de Work Index para Amostras Finas

Uma consideração muito importante a ser feita para o ensaio de WI é sobre a finura da granulometria da amostra de alimentação do teste.

Ferreira et al. (2015) estudaram o efeito da presença de finos na amostra de alimentação do teste. Foi observado que amostras que possuem valores elevados de fração passante na tela de teste já na alimentação provocam aumento significativo no resultado do WI, em média 35% mais elevados, quando comparados a testes com escalpe prévio da amostra de alimentação na tela de teste.

Outros pesquisadores também estudaram este efeito. Tavares et al. (2012) demonstraram que a realização de um escalpe prévio da amostra na tela de teste faz com que os resultados obtidos no ensaio de WI seja mais próximos do WI operacional calculado através do modelamento do processo.

Portanto, para amostra de alimentação nova com elevada quantidade de material passante na tela de teste é sugerido a realização de escalpe prévio de finos para atingir valores mais próximos dos observados industrialmente.

Outro tipo de amostra que não é prevista no modelo original de Bond são as de moagens secundárias ou de concentrados e rejeitos, em que a amostra original é muito mais fina que o valor de 3,35mm da britagem.

Neste caso, Levin (1989) realizou um estudo para adaptar o teste de Bond e obteve resultados de energia específica muito próximos aos observados nas operações industriais.

Assim como Bond, Levin utilizou de 272 amostras distintas para determinar uma fórmula empírica de energia específica de moagem para finos, utilizando o teste padrão de Bond.

A equação 4.3 foi proposta por Levin:

$$WI \left(\frac{kWh}{t_{métrica}} \right) = \frac{19,8 \times Rot}{m_{mL}} \quad (4.3)$$

Em que,

Rot = Somatório de rotações para atingir o equilíbrio

m_{mL} = massa de minério que ocupa 700mL

Levin estabelece que esta relação é válida tanto para moagem aberta quanto em circuito fechado. No caso de moagem aberta o valor de *Rot* é o necessário para que

seja atingido o percentual desejado passante na tela de teste. Já para circuitos fechados o valor de *Rot* é o necessário para atingir a carga circulante desejada.

Portanto, quando há alimentação de materiais finos no teste de WI, devem ser observadas as modificações necessárias para garantir uma maior proximidade de valores com os que seriam obtidos na operação industrial.

4.4 Análise da Eficiência de Moagem

Para avaliação da eficiência de moagem será utilizado o procedimento publicado pela Global Mining Standards and Guidelines Group em 2015, denominado Eficiência de Bond para circuitos de moagem industrial.

Este procedimento é baseado na comparação do *Work Index* Operacional com o *Work Index* de Bond.

Assim a eficiência de moagem é definida por:

$$\text{Eficiência de Bond (\%)} = \frac{Wi_{Bond}}{Wi_{Operacional}} \times 100 \quad (4.4)$$

Desta forma, circuitos que superem 100% estão trabalhando com maior eficiência energética que o previsto pelo teste padrão de Bond, parâmetro utilizado inicialmente para dimensionamento.

Este índice pode ser utilizado para comparar circuitos em diferentes condições de operação e também para diferentes minérios.

Portanto, esta avaliação tem a vantagem de ser simples, é um número de comparação direta entre diferentes condições de operação e já foi utilizada em trabalhos recentes como McIvor (2016) e Singh et al. (2016).

5. RESULTADOS

A primeira etapa do processo foi a caracterização do minério que alimenta a planta industrial, seguido da análise dos dados do processo industrial atual, a fim de obter os parâmetros de moagem e, por fim, comparar com o modelo proposto.

5.1 Caracterização do Minério

Como dito anteriormente, não foram realizadas alterações no circuito de britagem, por este motivo a caracterização no minério foi focada no produto da britagem terciária, que alimenta os moinhos.

A primeira análise realizada foi a granuloquímica deste fluxo e o óxido analisado é o SiO_2 , pois é o principal contaminante do minério. Os resultados estão expostos no gráfico 5.1.

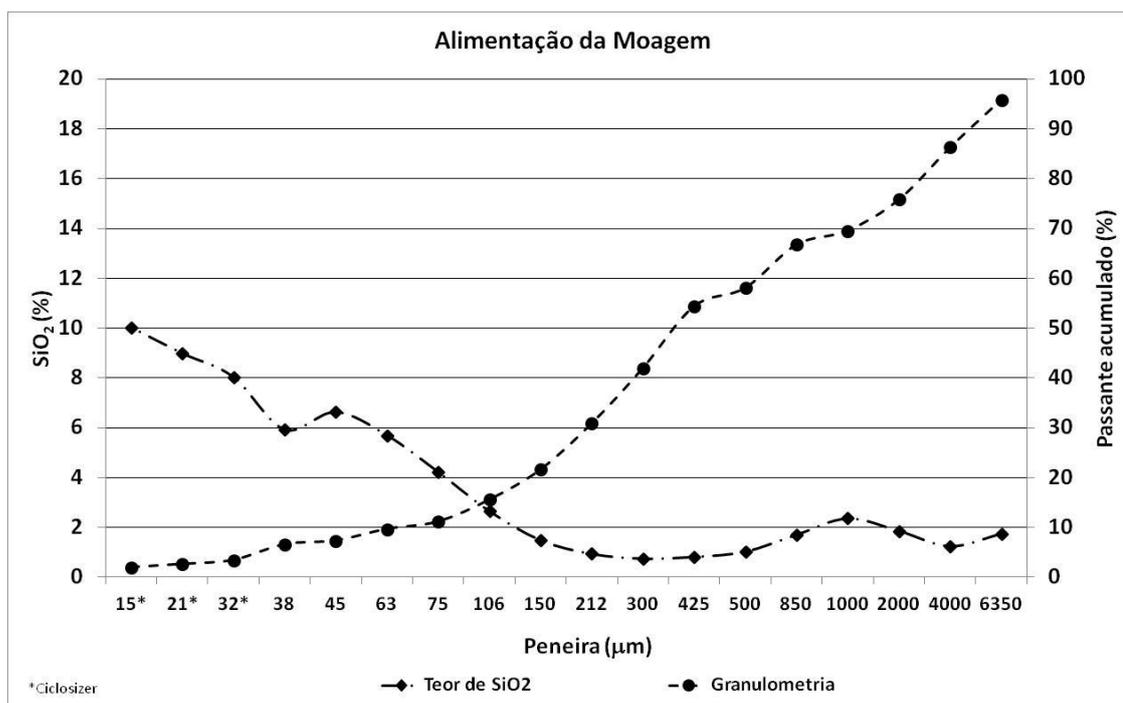


Gráfico 5.1 – Granuloquímica da alimentação da moagem.

O gráfico 5.1 ilustra um dos potenciais ganhos com a moagem em circuito aberto para o minério. Como pode ser observado, as frações mais finas, <106µm, concentram a grande maioria dos contaminantes.

Por este motivo, a moagem deve ter uma boa classificação interna para que as partículas mais ricas e mais grosseiras não sejam excessivamente cominuídas e diluam essa concentração de contaminantes.

Como este estudo avalia uma usina em operação, estudos anteriores deste minério já foram realizados e mostram que a classificação ideal na etapa de moagem para que ocorra a liberação necessária é 212µm. Não será relatado o estudo completo neste trabalho, pois não é o foco desta dissertação, mas esse corte será o objetivo buscado na moagem.

Com este corte estabelecido, foi realizado o teste para medição do WI de Bond para este minério seguindo a metodologia estabelecida por Bond e descrita na NBR 11376, com resultado exposto na figura 5.1.

WORK INDEX - MÉTODO DE BOND								
CONDIÇÕES GERAIS								
AMOSTRA : Magnesita Alimentação da Usina			MALHA TESTE		65 #	ALIMENTAÇÃO INICIAL (700 ml)		
MASSA DE ALIMENTAÇÃO :	=	1261,58	A.A.R (ALIMENTAÇÃO / 3,5) (g)	=	360,45	1ª PESA GEM	1264,67	
PASSANTE NA ALIMENTAÇÃO (%)	=	16,04	VELOCIDADE DO MOINHO	=	70 rpm	2ª PESA GEM	1258,93	
PESO INICIAL DAS BOLAS (g)	=	22840	VOLUME DO MINÉRIO	=	700 ml	3ª PESA GEM	1261,14	
PESO FINAL DAS BOLAS (g)	=		GRANULOMETRIA INICIAL DE BRITA GEM	=	6#	MÉDIA (g)	1261,58	
COLUNA 1	COLUNA 2	COLUNA 3	COLUNA 4	COLUNA 5	COLUNA 6	COLUNA 7	COLUNA 8	
Nº de ciclos	Nº de rotação	Tempo de moagem (seg.)	Ma1 - massa passante inicial do ciclo (g)	Massa retida em Aa (g)	Mp1 - Massa do minério passante em Aa (g)	Passante líquido gerado no ciclo 1 (g)	Desvio (g)	Mob.(g/rot.)
1	50	43	202,07	647,67	613,91	411,840	-253,46	8,24
2	32	27	98,47	900,62	360,96	262,490	-0,51	8,25
3	37	31	57,90	950,70	310,88	252,983	49,57	6,90
4	45	39	49,86	922,86	338,72	288,855	21,73	6,42
5	48	41	54,33	915,54	346,04	291,710	14,41	6,12
6	50	43	55,50	909,25	352,33	296,826	8,12	5,95
7	51	44	56,51	895,41	366,17	309,657	-5,72	6,06
8	50	43	58,73	891,64	369,94	311,207	-9,49	6,26
9	48	41	59,34	898,00	363,58	304,242	-3,13	6,32
10	48	41	58,32	900,85	360,73	302,412	-0,28	6,33
11	48	41	57,86	896,21	365,37	307,509	-4,92	6,43
CÁLCULO DE WI - MÉTODO BOND								
Malha teste : 65# (212µm)								
P1 (*)		GBP (*)		P80 (*)		F80 (*)		
(µm)		(g/rot.)		(µm)		(µm)		
212		6,33		174		721		
$WI = \frac{44,5}{Am^{0,23} Mob^{0,82} 10 [(P)^{-0,5} - (A)^{-0,5}]} \cdot 1,1 = 8,15 \text{ KWH ton / métrica}$				$WI = \frac{44,5}{Am^{0,23} Mob^{0,82} 10 [(P)^{-0,5} - (A)^{-0,5}]} = 7,41 \text{ KWH ton / curta}$				

Figura 5.1 – Determinação do Wi de Bond para a alimentação da usina.

O Wi medido segundo a metodologia de Bond foi 8,15 kWh/t, e este será o valor utilizado na análise da Eficiência de Moagem de Bond.

Também foi realizada a análise de difração de raios-X para determinação das fases mineralógicas presentes na amostra. A figura 5.2 mostra o difratograma da amostra de alimentação do circuito de moagem.

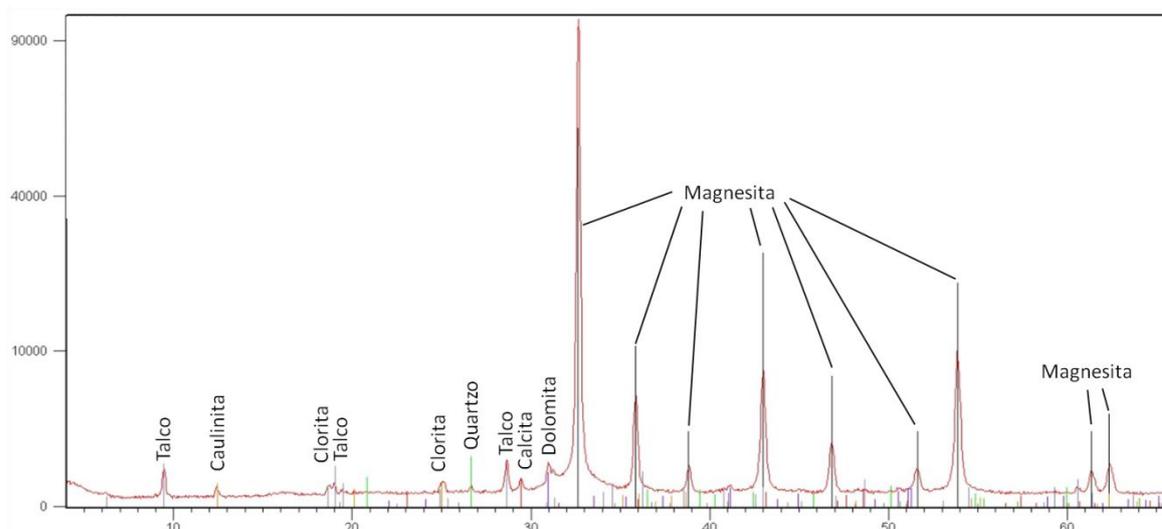


Figura 5.2 – Difratograma da alimentação da moagem.

O mineral-minério é a magnésita, enquanto a ganga silicatada está distribuída entre talco, clorita e quartzo que devem ser liberados para remoção na flotação. Argilominerais também são encontrados, como a caulinita, mas sua presença é mais significativa na lama. Outros minerais presentes são dolomita e calcita, mas que, na quantidade observada, são desejados no produto final e não devem ser removidos.

Como este minério dá origem a matéria-prima para refratários de alto desempenho, ele tem especificações muito rígidas de contaminantes, sendo a principal o teor de SiO_2 máximo de 0,3% em base calcinada.

Por este motivo, deve-se ter um alto grau de liberação na moagem e controle muito rígido na deslamagem.

Por fim, foi realizada a análise do peso específico do minério, através da picnometria de hélio, encontrando o valor de $3,10 \text{ g/cm}^3$.

Para garantir a liberação com a produtividade necessária para atendimento dos fornos de sinterização da unidade, a etapa de moagem foi identificada como gargalo do processo e foi buscada uma alternativa para aumentar a produtividade sem aquisição de novos moinhos.

5.2 Análise do Processo Industrial

O primeiro passo da avaliação foi a revisão e modelamento do circuito de moagem atual, buscando parâmetros para comparação com a proposta e oportunidades de aumento de produtividade.

Como mencionado anteriormente, o processo industrial é separado em quatro moinhos, com fluxogramas demonstrados na figura 4.1, que serão tratados isoladamente a seguir.

5.2.1 Modelamento do Moinho 1

Os primeiros dados a serem adquiridos para o modelo são as análises granulométricas dos fluxos. O gráfico 5.2 exemplifica a coleta destes dados para o moinho 1, e o mesmo procedimento foi adotado para os demais circuitos.

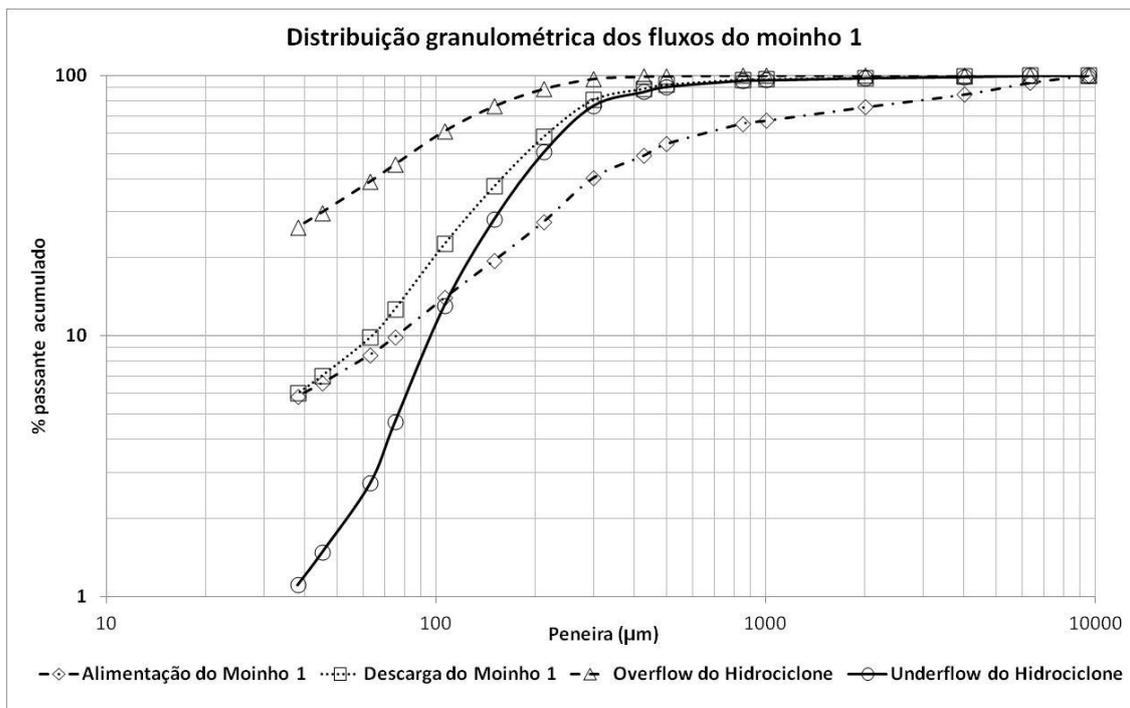


Gráfico 5.2 – Distribuição granulométrica dos fluxos do moinho 1.

Com as granulometrias analisadas, foi realizado um levantamento das condições operacionais detalhadas da operação do moinho e utilizadas para a estimativa dos parâmetros deste circuito de moagem, demonstrado na figura 5.3.

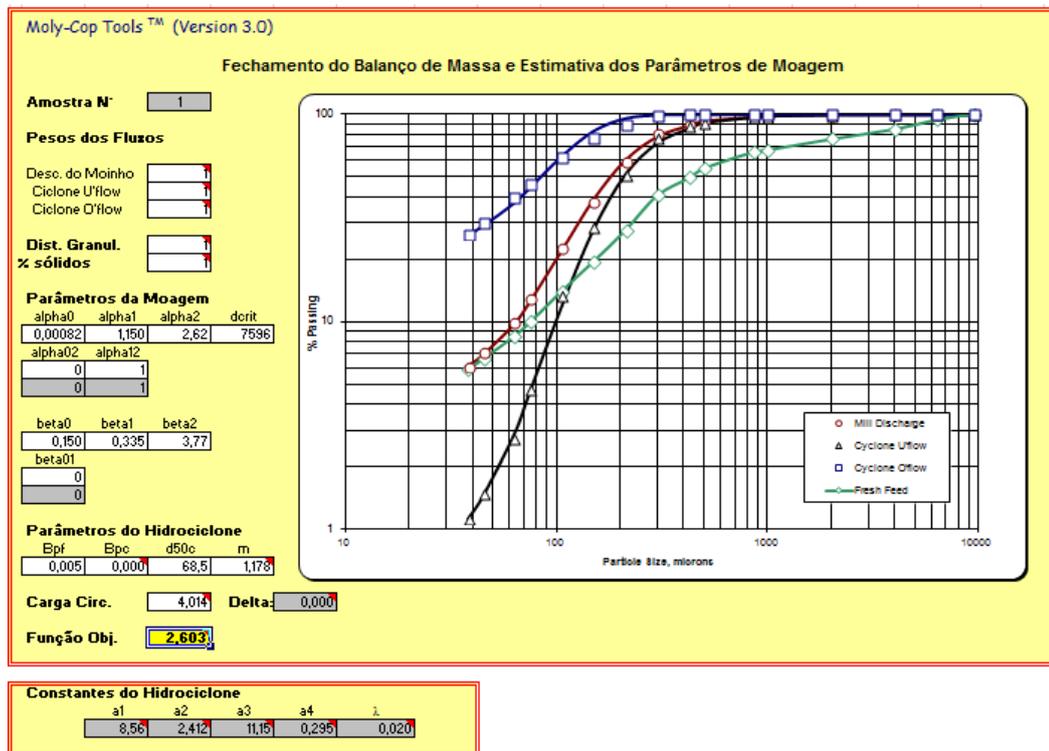


Figura 5.3 – Estimativa de parâmetros do moinho 1.

Como pode ser observado no gráfico da figura 5.3, o modelo (linha do gráfico) teve excelente aderência aos dados obtidos na análise granulometria do processo (pontos no gráfico), indicando que os parâmetros estimados são adequados.

Utilizando destes parâmetros, foi montado o fluxograma do moinho 1, mostrando os principais indicadores desta etapa. A figura 5.4 mostra os dados obtidos.

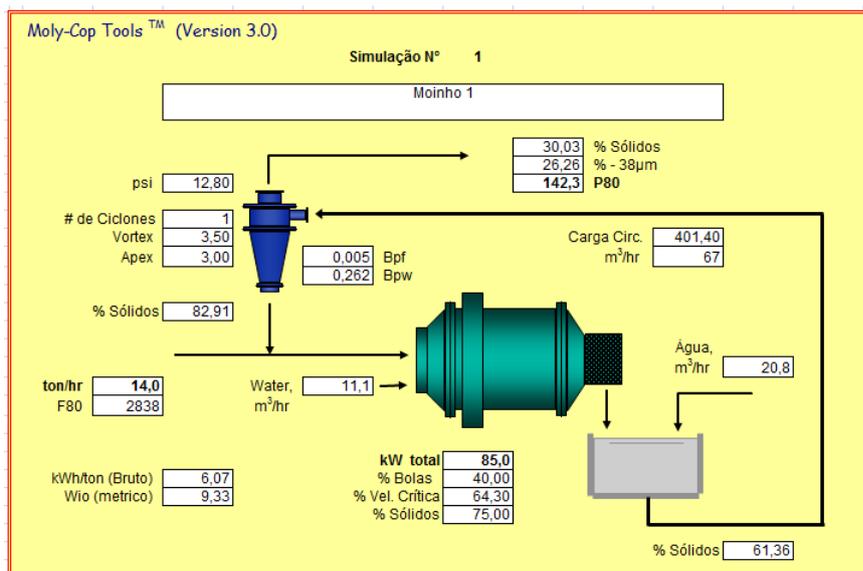


Figura 5.4 – Fluxograma e indicadores do moinho 1.

Dentre os parâmetros estimados para o moinho 1, o W_{i_0} será o utilizado para realizar a análise de eficiência de moagem de Bond. Neste caso o valor obtido foi de 9,33 kWh/t para um P80 de 142 μ m e 396% de carga circulante.

A figura 5.5 mostra os moinhos 1 e 2 em operação.



Figura 5.5 – Moinhos 1 (superior) e 2 (inferior) em operação.

5.2.2 Modelamento do Moinho 2

O mesmo procedimento adotado para o moinho 1 foi replicado para os moinhos seguintes, sendo coletado os dados industriais e analisadas as curvas granulométricas dos fluxos da moagem.

Com os resultados foram estimados os parâmetros do moinho 2, expostos na figura 5.6.

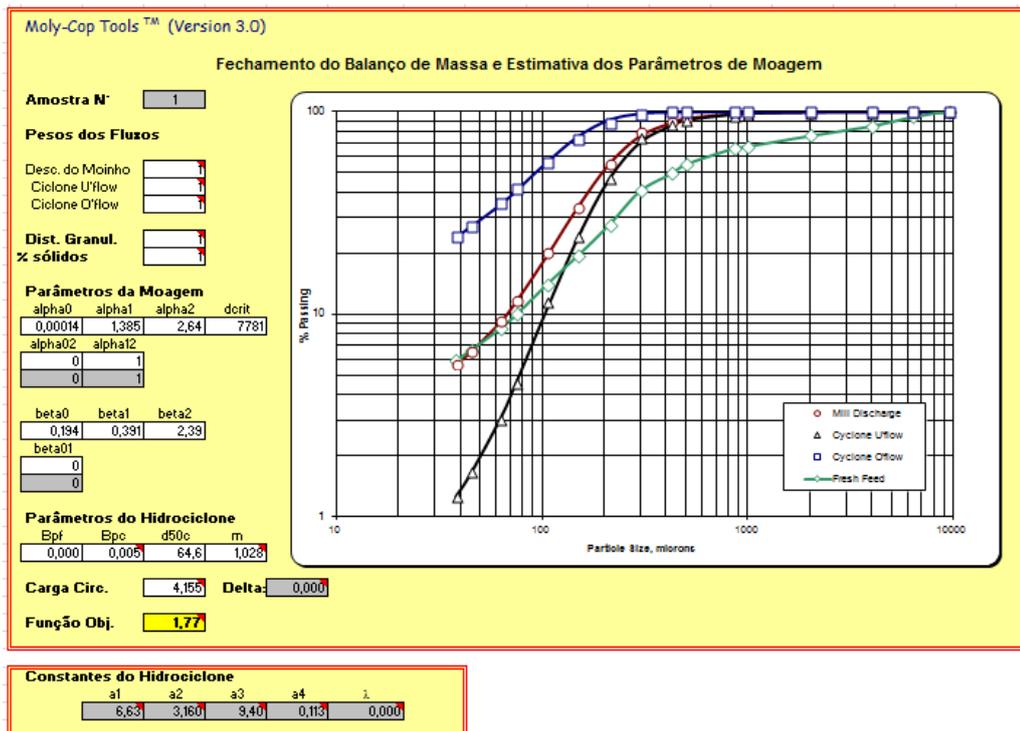


Figura 5.6 – Parâmetros do modelamento do moinho 2.

Assim como observado para o moinho 1 houve excelente aderência do modelo com os dados analisados, indicando uma boa qualidade nos parâmetros obtidos.

Com os resultados foi montado o balanço de massas e estimado o W_{i0} para este processo, indicados na figura 5.7.

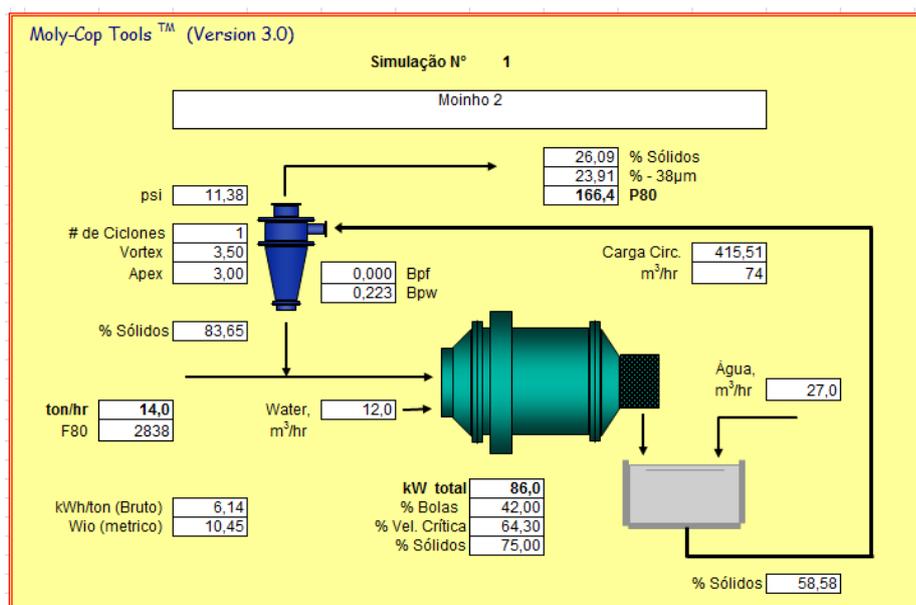


Figura 5.7 – Balanço de massa e W_{i0} do moinho 2.

Para o moinho 2 o W_{i_0} obtido foi de 10,45kWh/t, superior ao encontrado para o moinho 1 (9,33kWh/t).

Este resultado pode ser explicado pelo valor de P80 (166 μ m) e carga circulante (415%) superiores quando comparado ao moinho 1. Como os dois moinhos e hidrociclones têm exatamente as mesmas dimensões e taxa de alimentação, dados operacionais e o desgaste devem justificar essa diferença.

Em termos de condições operacionais, o hidrociclone do moinho 2 estava com pressão mais baixa, que pode ter provocado o aumento do *by pass* (indicado pelo maior valor de *bpw*). Esse fato não só justifica a maior carga circulante como também o maior valor de W_{i_0} .

Após a análise dos dois moinhos menores, partiu-se então para a avaliação dos dois moinhos de 7x10 pés.

5.2.3 Modelamento do Moinho 3

O moinho 3 tem fluxograma semelhante aos outros dois moinhos, porém possui dois hidrociclones (paralelos) realizando a etapa de classificação. A figura 5.8 mostra o moinho 3 em operação.



Figura 5.8 – Moinho 3 em operação.

Após a inserção das variáveis de processo foi realizada a calibração do modelo e estimativa dos parâmetros, exibidas na figura 5.9.

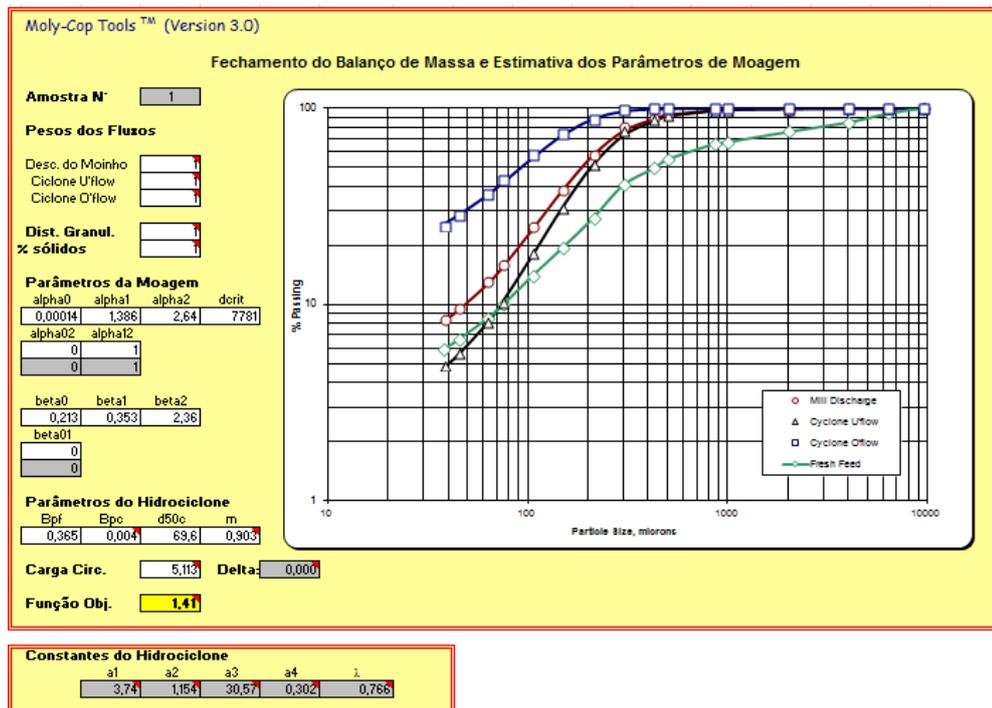


Figura 5.9 – Determinação dos parâmetros do moinho 3.

Mais uma vez, houve boa aderência entre o modelo proposto e os dados operacionais, mesmo em um processo com maior número de equipamentos.

Utilizando-se destes valores encontrados, foi realizado o cálculo do balanço de massas e consumo energético específico desta operação, exibidos na figura 5.10.

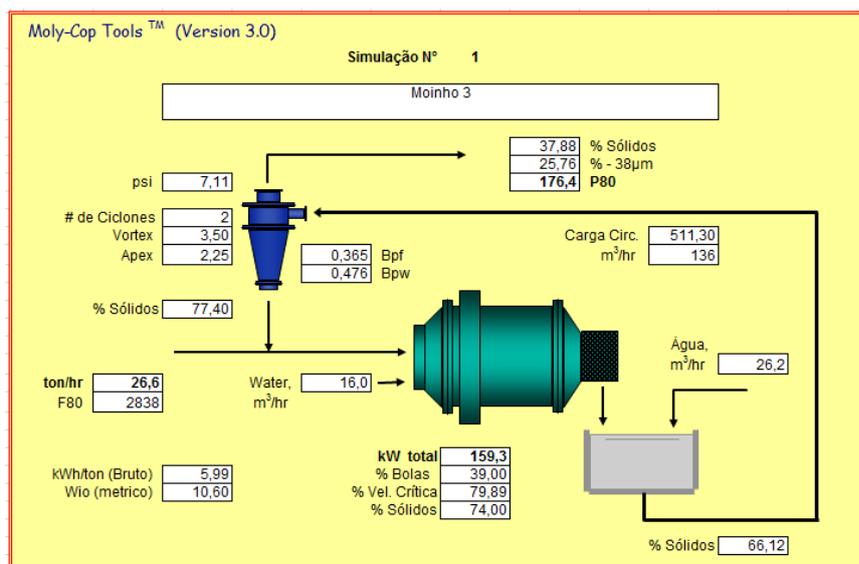


Figura 5.10 – Balanço de massa e W_{i0} do moinho 3.

No caso do moinho 3, o W_{i_0} estimado foi de 10,60 kWh/t e a carga circulante foi de 511%. O valor de W_{i_0} é muito semelhante ao encontrado para o moinho 2, porém a carga circulante foi mais elevada.

Neste caso, são comparados moinhos de dimensões distintas e este fato justifica o mesmo consumo energético específico com carga circulante distinta.

Como os moinhos 3 e 4 tem as mesmas dimensões, esta é uma comparação mais próxima de características operacionais e, portanto, é uma melhor comparação a ser feita.

5.2.4 Modelamento do Moinho 4

Para finalizar a análise da operação atual, o circuito de moagem 4 foi parametrizado conforme está exibido na figura 5.11.

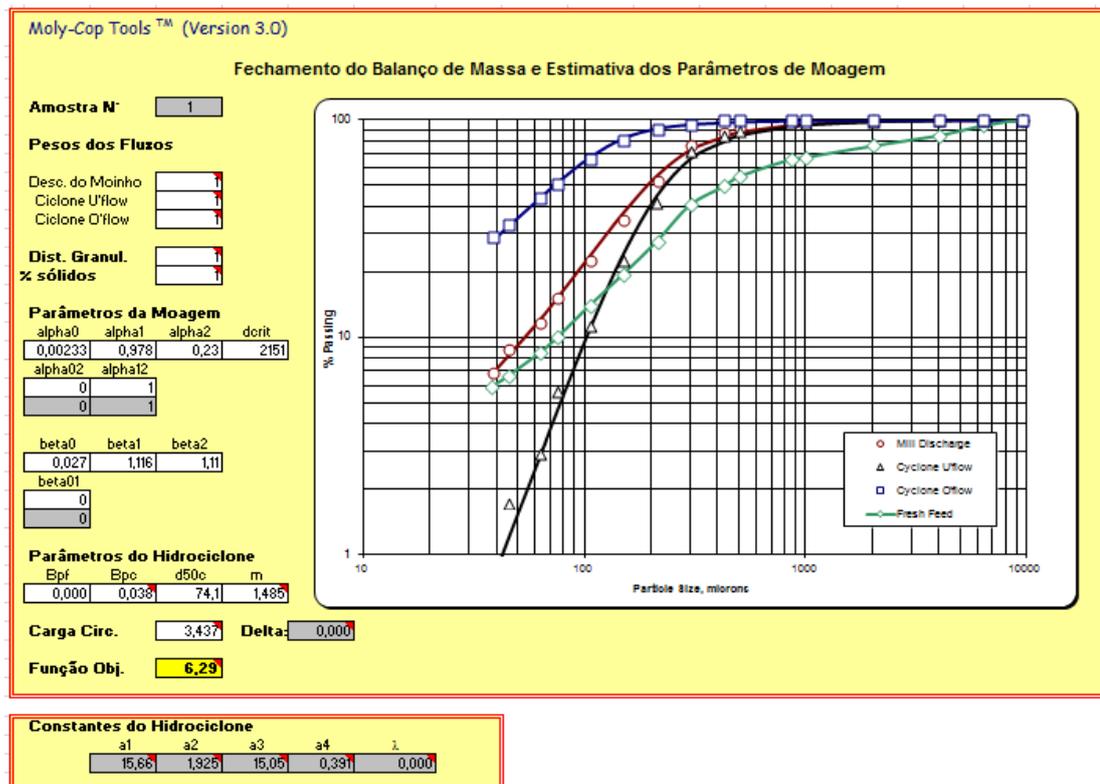


Figura 5.11 - Determinação dos parâmetros do moinho 4.

No caso do moinho 4 o modelo teve aderência aceitável, mas não tão precisa quanto a observada nos modelos anteriores. Este fato pode ser justificado pela dificuldade de coleta de amostras neste circuito, principalmente na coleta nos fluxos da hidrociclonação.

Apesar disso, o modelo pode ser utilizado com resultados confiáveis e a figura 5.12 mostra os resultados encontrados a partir da estimativa de parâmetros deste circuito.

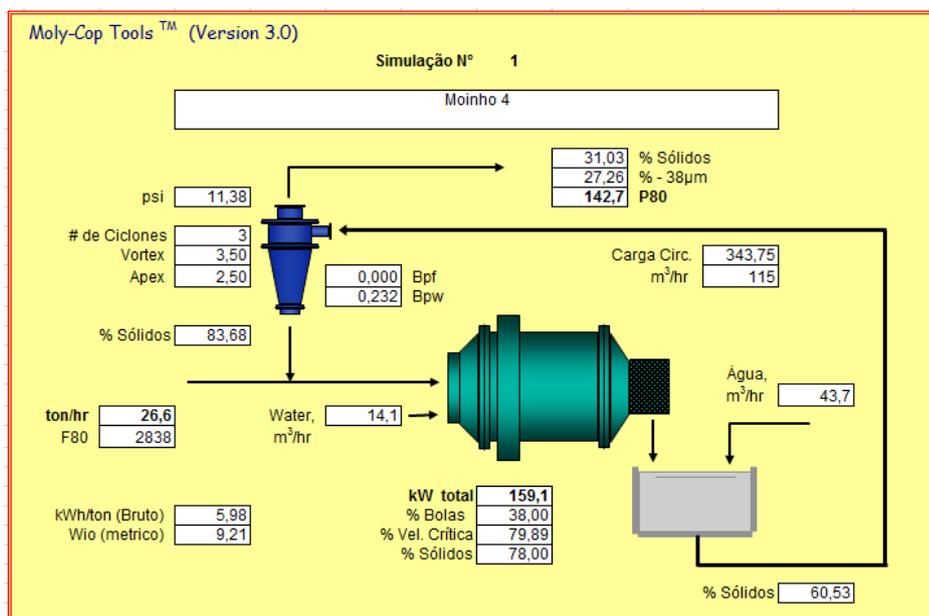


Figura 5.12 - Balanço de massa e W_{i_0} do moinho 4.

O valor de W_{i_0} encontrado para o moinho 4 foi 9,21 kWh/t, já a carga circulante foi de 343%. Estes valores diferem dos encontrados para o moinho 3, que tem maior carga circulante e W_{i_0} .

O fato que explica esta diferença é a quantidade de hidrociclones que atuam em cada linha. O moinho 4 opera com 3 hidrociclones de 10 polegadas, o que leva a um menor *by pass* de água e de finos, melhorando a classificação e, por consequência, reduzindo a carga circulante e energia específica consumida na moagem.

Como ilustração da operação, a figura 5.13 mostra o moinho 4.



Figura 5.13 – Moinho 4 da usina de concentração de magnesita.

A seguir, é apresentado o sumário dos dados obtidos e a comparação entre os circuitos.

5.2.5 Comparação entre os Circuitos de Moagem Atuais

Para facilitar a comparação entre os circuitos e analisar as condições de moagem na operação atual, os resultados obtidos no modelamento e os parâmetros operacionais foram sumarizados na tabela 5.1.

Tabela 5.1 – Parâmetros operacionais e resultados do modelamento dos circuitos atuais.

	Moinho 1	Moinho 2	Moinho 3	Moinho 4
Taxa de Alimentação (t/h)	14,0	14,0	26,6	26,6
%sólidos no moinho	75	75	74	78
Carga de Bolas (%v)	40	42	39	38
P₈₀ (µm)	142	166	176	143
Wi_o (kWh/t)	9,33	10,45	10,60	9,21
Passante em 38µm (%)	26,3	23,9	25,8	27,3
Eficiência de Classificação (% - 212µm)	96,0	93,6	92,7	94,8
Carga Circulante (%)	401	415	511	344
Eficiência de Moagem de Bond (%)	87,3	78,0	76,9	88,5

Todos os moinhos trabalham com parâmetros que não são compatíveis com boa eficiência energética na moagem, pois tem alto enchimento e elevado percentual de sólidos no moinho e carga circulante.

Por este motivo pode ser observada baixa eficiência de moagem de Bond, calculada pela equação 4.4, (menor que 90%) e elevada geração de finos (maior que 23%).

Além de provocar um maior consumo energético específico, limitando a capacidade da moagem, a elevada geração de finos provoca queda na recuperação mássica e metalúrgica da unidade, reduzindo a produtividade global.

Quando comparados entre si, os moinhos 1 e 4 são os de melhor desempenho, com menor W_i e carga circulante, e a explicação está na eficiência de classificação dos hidrociclones, mas mesmo nestes casos a geração de finos e eficiência de moagem não são satisfatórios.

Com o objetivo de aumentar a produtividade da unidade, otimizando os equipamentos existentes e melhorando o aproveitamento do minério, foi avaliada a moagem em circuito aberto com classificação em peneira de alta frequência.

5.3 Avaliação do circuito proposto

Conforme abordado na revisão bibliográfica, a circuito proposto é adotado para otimizar a aplicação da energia da moagem e também a classificação (interna e externa) para prevenir a sobremoagem.

Com base na análise dos estudos de caso, foram definidos os parâmetros de moagem para atingir este objetivo.

A moagem foi dividida em moagem primária e secundária. A moagem primária, em planta piloto, foi realizada em circuito aberto, 30% de enchimento de bolas e 55% de sólidos na moagem. Já a moagem secundária foi avaliada com base nos resultados da planta piloto, conforme os resultados apresentados a seguir.

5.3.1 Modelamento da Moagem Primária

O primeiro passo para o modelamento da moagem primária foi a realização do teste cinético de moagem em moinho de torque para determinação dos parâmetros iniciais para estimativa do modelo matemático.

A tabela 5.2 mostra as variáveis utilizadas em cada etapa do teste cinético.

Tabela 5.2 – Parâmetros do teste cinético da moagem primária.

	#1	#2	#3	#4
Tempo de teste (min)	1	2	4	8
%sólidos	55	55	55	55
Carga de Bolas (%v)	30	30	30	30
Velocidade Crítica (%)	80	80	80	80
Energia Líquida (kW)	0,308	0,305	0,300	0,302

Os testes apresentaram boa estabilidade, refletida pela baixa variabilidade na energia líquida aplicada na moagem. A figura 5.14 mostra os resultados do modelamento dos testes cinéticos.

Moly-Cop Tools™ (Version 3.0)						
BALLPARAM_BATCH : Estimativa de parâmetros de moagem em teste laboratorial						
Teste	1 min	2 min	4 min	8 min		
Incl. (1) / Del. (0)	0	1	1	1		
Função Seleção					Average	Std. Dev.
alpha0	0,000	0,001	0,002	0,005	0,003	0,002
alpha1	1,83	1,28	1,11	0,92	1,11	0,18
alpha2	2,62	2,50	2,50	2,50	2,50	0,00
Dcrit	1277	9037	10301	8795	9378	809
						Coeff. of Var.
						0,85
						0,16
						0,00
						0,09
Função Quebra						
beta0	0,05	0,20	0,13	0,13	0,15	0,04
beta1	0,27	0,75	0,50	0,50	0,58	0,15
beta2	1,83	5,01	5,34	5,34	5,23	0,19
Função Objetivo	2,14	2,18	1,98	1,99	2,05	

Figura 5.14 – Resultados do modelamento do teste cinético.

O teste realizado com 1 minuto de moagem teve resultado que divergiu dos demais e por isso foi desconsiderado. Essa diferença pode ser explicada pela curta duração do teste, o que deixa sujeito a interferência da acomodação da carga e do minério.

Os demais resultados foram satisfatoriamente próximos e com boa aderência aos dados experimentais. Por este motivo, a média destes testes foi utilizada como a estimativa inicial para o modelamento da moagem primária em planta piloto.

O teste piloto foi realizado na planta piloto de minerais do Centro de Pesquisas e Desenvolvimento da Magnesita Refratários, ilustrado na figura 5.15.



Figura 5.15 – Circuito de moagem da planta piloto da Magnesita Refratários.

Os testes realizados apresentaram excelente estabilidade, com variação da taxa de alimentação e percentual de sólidos dentro do esperado. A tabela 5.3 mostra os parâmetros de processo durante esta etapa.

Tabela 5.3 – Parâmetros da moagem primária em planta piloto.

	#1	#2	#3	#4	#5
Taxa de alimentação (kg/h)	596	572	584	591	594
%sólidos	55,1	54,6	55,2	54,9	53,9
Carga de Bolas (%v)	30,0	30,0	30,0	30,0	30,0
Velocidade Crítica (%)	80,0	80,0	80,0	80,0	80,0
F80 (µm)	2574	2670	2519	2856	2751
P80 (µm)	289	289	278	291	290
Teor de SiO₂ (%)	2,65	2,64	2,79	2,73	2,71

A tabela 5.3 também mostra baixa variabilidade do teor de SiO₂ na moagem, demonstrando uma das características marcantes deste minério, homogeneidade da composição química. O F80 teve desvio pouco mais elevado, mas o P80 praticamente não se alterou, indicando que a moagem aberta pode ser robusta suficiente para suportar variações na granulometria alimentada.

A partir da análise da amostra composta por alíquotas coletadas durante todo o teste, os dados operacionais e partindo dos valores estabelecidos no teste cinético com o moinho de torque, foi realizado o modelamento da moagem primária na planta piloto, a figura 5.16 ilustra os parâmetros obtidos.

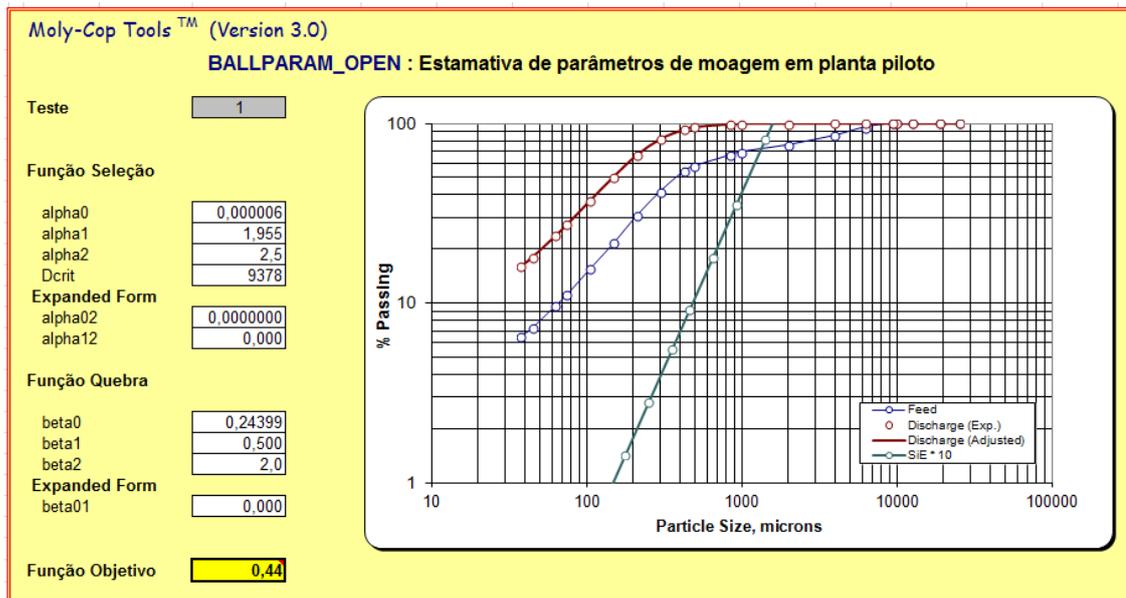


Figura 5.16 – Estimativa de parâmetros para moagem primária em planta piloto.

Como pode ser observado na figura 5.16, há excelente aderência do modelo aos dados experimentais, o que delega confiabilidade aos resultados obtidos a partir da simulação.

Com os parâmetros para a moagem primária estimados, partiu-se para a simulação do processo industrial de moagem primária.

5.3.2 Simulação da Moagem Primária Industrial

Como a moagem primária será realizada em circuito aberto, as diferenças entre as hidrociclonações não são relevantes, o que resume a simulação em duas situações: a primeira para os moinhos menores ($6 \times 10'$) e a segunda para os moinhos maiores ($7 \times 10'$).

Utilizando as variáveis de moagem definidas (30% de enchimento e 55% de sólidos na moagem) o resultado de capacidade para os moinhos menores está demonstrado na figura 5.17.

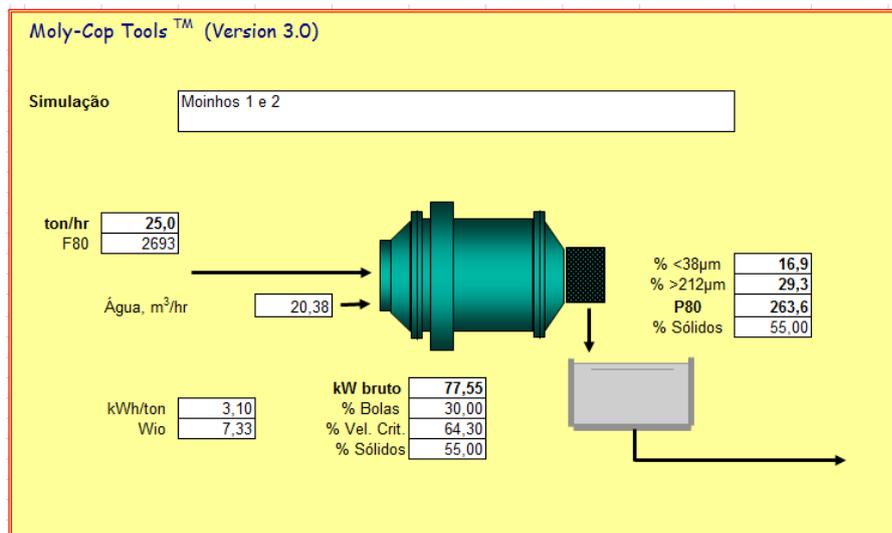


Figura 5.17 – Simulação dos moinhos 1 e 2 com moagem aberta.

Como pode ser observado na figura 5.14, os moinhos 1 e 2 teriam sua taxa de alimentação ampliada para 25 t/h, com Wio de 7,33 kWh/t, 17% de finos menores que 38µm e 29% retido na tela de 212µm a ser enviado para a moagem secundária.

De forma semelhante a simulação foi feita para os moinhos 3 e 4, com resultados apresentados na figura 5.18.

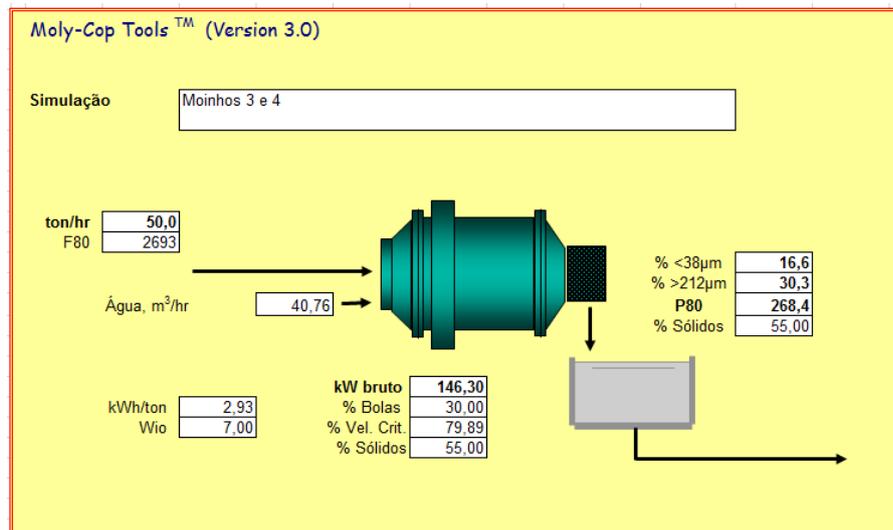


Figura 5.18 – Simulação dos moinhos 3 e 4 com moagem aberta.

No caso destes moinhos, a taxa de alimentação foi aumentada para 50 t/h, com Wio de 7,0 kWh/t, geração de 15% de finos menores que 38µm e 30% retido na tela de 212µm para ser enviado para a moagem secundária.

Para atender a capacidade necessária no projeto, serão necessários os dois moinhos pequenos e um dos moinhos maiores para a moagem primária (o moinho 3 foi o escolhido por causa do layout da instalação).

A tabela 5.4 compara os moinhos na condição atual e a projetada com moagem aberta.

Tabela 5.4 – Comparação da moagem atual com a moagem aberta.

Moinhos	1 Atual	2 Atual	3 Atual	4 Atual	1 e 2 Aberto	3 e 4 Aberto
Taxa de Alimentação (t/h)	14,0	14,0	26,6	26,6	25,0	50,0
%sólidos no moinho	75	75	74	78	55	55
Carga de Bolas (%v)	40	42	39	38	30	30
P₈₀ (µm)	142	166	176	143	264	268
Wi₀ (kWh/t)	9,33	10,45	10,60	9,21	7,33	7,00
Passante em 38µm (%)	26,3	23,9	25,8	27,3	16,9	16,6
Carga Circulante (%)	401	415	511	344	-	-
Eficiência de Moagem de Bond (%)	87,3	78,0	76,9	88,5	111,2	116,4

Na tabela 5.4 ficam claros os benefícios da moagem aberta para este minério. Além de ter melhor aproveitamento energético, aumentando a taxa de alimentação e a eficiência de moagem de Bond, houve também drástica redução na geração de finos, com diminuição próxima a 10 pontos percentuais que podem ser convertidos para aumento de recuperação mássica e metalúrgica do processo.

Para exemplificar este benefício, o gráfico 5.3 mostra a comparação entre as análises granulométricas da alimentação da flotação e das descargas do moinho no processo industrial (convencional) e na moagem aberta.

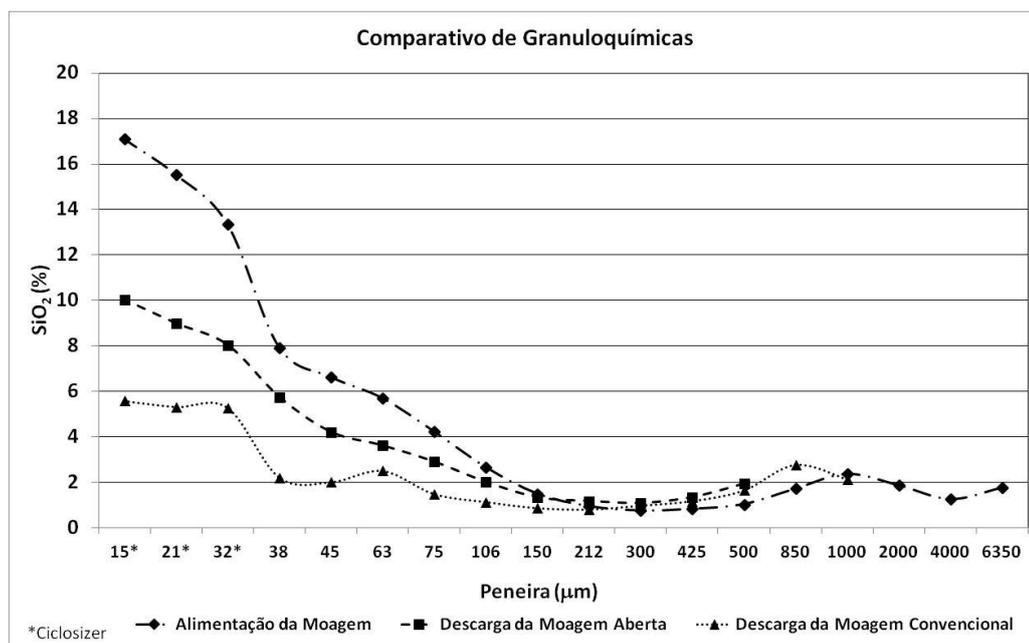


Gráfico 5.3 – Comparativo entre granuloquímicas no processo de moagem.

O gráfico 5.3 mostra que há uma tendência de concentração de contaminantes nas frações mais finas na alimentação. Após a moagem, essa concentração é reduzida devido a incorporação de magnesita nas menores partículas devido a sobremoagem. Quanto mais intensa for a sobremoagem, maior será a incorporação de magnesita nos finos e menor será o teor de SiO₂.

Assim, além da moagem em circuito aberto gerar menor quantidade de finos, essas partículas são mais pobres em mineral-minério, melhorando, portanto, a recuperação mássica e metalúrgica do processo.

Por fim, para aproveitar estes benefícios, é necessário que a moagem secundária tenha capacidade de absorver a massa retida na peneira de 212µm e realizar a redução de tamanho para alimentar a flotação sem perda de desempenho.

Para realizar esta avaliação, novos testes cinéticos e em planta piloto foram conduzidos com o material retido na tela da peneira de alta frequência da planta piloto, durante o teste de moagem primária.

5.3.3 Caracterização da Alimentação da Moagem Secundária

A alimentação da moagem secundária tem características diferentes da moagem primária, isso não só era esperado, como é um dos objetivos do conceito estudado.

Para entender estas diferenças e explicar o comportamento deste material na moagem e no restante do processo foi realizada a caracterização mineralógica.

A primeira análise foi a difração de raios-X, buscando entender a diferença composicional do minério. A figura 5.19 mostra os difratogramas das alimentações das moagens primária e secundária superpostos.

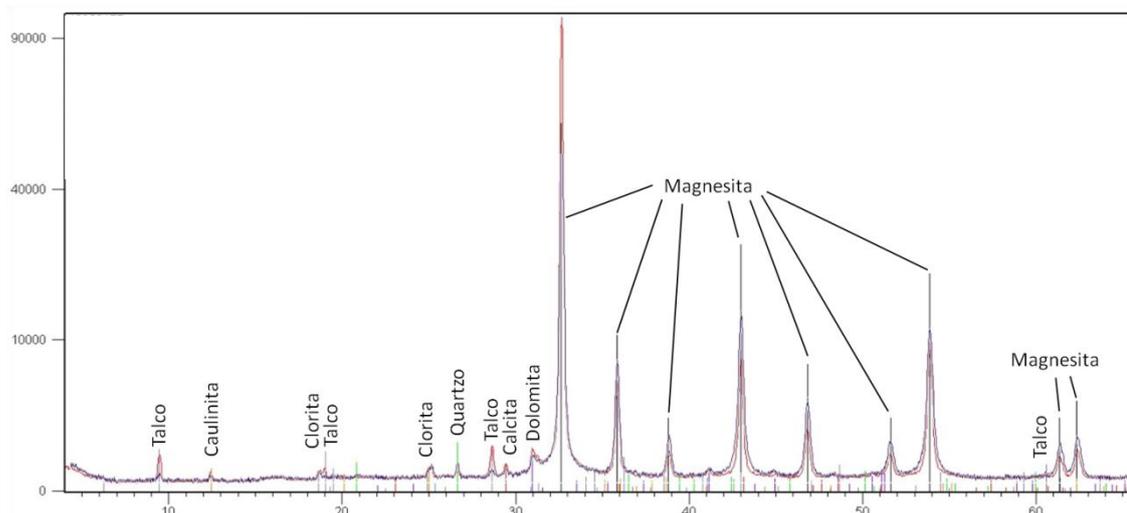


Figura 5.19 – Difratogramas da alimentação da moagem primária (em vermelho) e secundária (em azul).

Através da figura 5.19 é possível identificar uma redução na quantidade de talco e aumento da quantidade de quartzo na alimentação da moagem secundária, quando comparada com a alimentação da moagem primária.

Esse fato era esperado, uma vez que o talco é menos tenaz e duro que a magnesita e o quartzo, por outro lado, supera essa característica do minera-minério.

Entretanto, como há mais talco que quartzo na alimentação, é esperado também um aumento no teor de MgO, e consequente redução no teor de SiO₂, na alimentação da moagem secundária.

Este ponto também foi observado e está evidenciado na figura 5.17, que mostra as análises granuloquímicas da alimentação da moagem secundária em comparação à moagem primária.

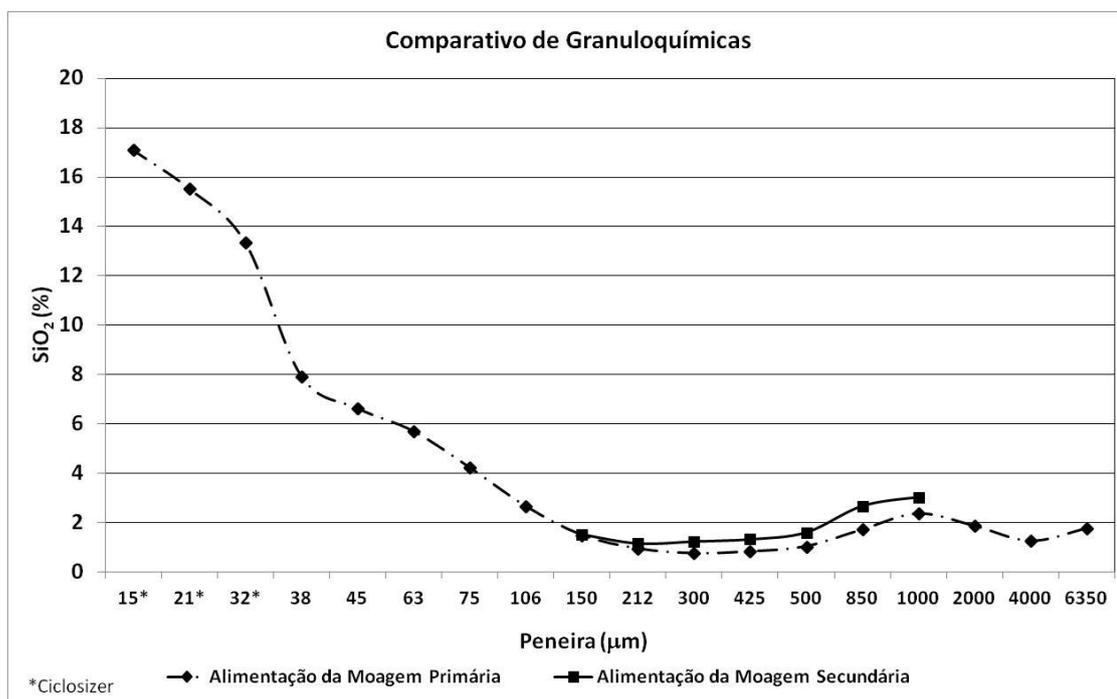


Gráfico 5.4 – Análises granuloquímicas comparativas entre a alimentação da moagem primária e secundária.

Como a alimentação da moagem secundária é peneirada em 212μm, a fração fina, rica em silicatos, é removida, isso gera a redução no teor de SiO₂ na alimentação de 2,73% na moagem primária para 1,65% na moagem secundária.

A partir destes dados, foi possível verificar que a alimentação da moagem secundária apresenta características homogêneas, com teor de contaminantes baixo e com baixa variabilidade nas faixas granulométricas. Além disso, a distribuição granulométrica é muito estreita, limitada pelo peneiramento.

Assim, o processo foi desenhado para atingir a produtividade necessária com os equipamentos disponíveis e também garantindo a distribuição granulométrica necessária para alimentar a flotação.

Como foi feito para a moagem primária, foi medido o WI de Bond para a alimentação da moagem secundária com o objetivo de calcular a Eficiência de Moagem de Bond. A figura 5.20 mostra os resultados obtidos.

WORK INDEX - MÉTODO DE BOND								
CONDIÇÕES GERAIS								
AMOSTRA : Magnesita (Alimentação da moagem secundária)			MALHA TESTE		65 #	ALIMENTAÇÃO INICIAL (700 ml)		
MASSA DE ALIMENTAÇÃO : = 1167,41			A.A.R (ALIMENTAÇÃO / 3,5) (g) =		333,55	1ª PESAGEM 1169,42		
PASSANTE NA ALIMENTAÇÃO (%) = 15,03			VELOCIDADE DO MOÍNH0 =		70 rpm	2ª PESAGEM 1160,52		
PESO INICIAL DAS BOLAS (g) = 22820			VOLUME DO MINÉRIO =		700 ml	3ª PESAGEM 1172,29		
PESO FINAL DAS BOLAS (g) = 22810			GRANULOMETRIA INICIAL DE BRITAGEM =		-	MÉDIA (g) 1167,41		
COLUNA 1	COLUNA 2		COLUNA 3	COLUNA 4	COLUNA 5	COLUNA 6	COLUNA 7	COLUNA 8
Nº de ciclos	Nº de rotação	Tempo de moagem (seg.)	Ma1 - massa passante inicial do ciclo (g)	Massa retida em Aa (g)	Mp1 - Massa do minério passante em Aa (g)	Passante líquido gerado no ciclo 1 (g)	Desvio (g)	Mob.(g/rot.)
1	50	43	175,16	780,88	386,53	211,367	-52,98	4,23
2	65	56	58,09	804,68	362,73	304,639	-29,18	4,68
3	60	51	54,51	833,07	334,34	279,826	-0,79	4,69
4	60	52	50,25	796,14	371,27	321,023	-37,72	5,31
5	52	45	55,80	844,39	323,02	267,223	10,53	5,11
6	56	48	48,55	828,70	338,71	290,164	-5,16	5,20
7	54	47	50,90	830,40	337,01	286,106	-3,46	5,27
8	54	46	50,65	839,65	327,76	277,112	5,79	5,16
9	55	47	49,26	834,01	333,40	284,142	0,15	5,16
10	55	47	50,11	832,58	334,83	284,724	-1,28	5,18
CÁLCULO DE WI - MÉTODO BOND								
Malha teste : 65# (212 µm)								
P1 (*)			GBP (*)			P80 (*)		F80 (*)
(µm)			(g/rot.)			(µm)		(µm)
212			5,17			182		538
$WI = \frac{44,5}{Am^{0,23} Mob^{0,82} 10 [(P)^{-0,5} - (A)^{-0,5}]} 1,1$			11,97 KWH ton / métrica			$WI = \frac{44,5}{Am^{0,23} Mob^{0,82} 10 [(P)^{-0,5} - (A)^{-0,5}]} 10,88$		

Figura 5.20 – Determinação do Wi de Bond para a alimentação da usina.

O Wi medido segundo a metodologia de Bond foi 11,97 kWh/t, e este será o valor utilizado na análise da Eficiência de Moagem de Bond.

Como pode ser observado, o valor de WI de Bond para a amostra da moagem secundária é maior que a do minério e isso pode ser explicado pelas observações de Tromans et al. (2002).

Alimentação da moagem secundária tem granulometria muito fechada e próxima ao tamanho de cristal original da magnesita no minério. Isso faz com que as quebras ocorram em maior quantidade dentro dos cristais de magnesita, o que aumenta a energia necessária para a moagem mesmo mantendo a mesma granulometria objetivada.

Após a análise das características da alimentação da moagem secundária, os testes em planta piloto foram conduzidos para determinação dos parâmetros de moagem e coleta de amostras.

5.3.4 Modelamento da Moagem Secundária

Assim como foi realizado para a moagem primária, o primeiro passo realizado foi o teste cinético em moinho de torque para determinação dos parâmetros iniciais do modelamento do teste piloto.

O teste foi realizado com condições similares ao realizado para a moagem primária, demonstrado pela tabela 5.5.

Tabela 5.5 – Parâmetros do teste cinético da moagem secundária.

	#1	#2	#3	#4
Tempo de teste (min)	1	2	4	8
%sólidos	55	55	55	55
Carga de Bolas (%v)	30	30	30	30
Velocidade Crítica (%)	80	80	80	80
Energia Líquida (kW)	0,317	0,320	0,318	0,323

Assim como no teste para moagem primária, os ensaios apresentaram boa estabilidade, refletida pela baixa variabilidade na energia líquida aplicada na moagem. A figura 5.21 mostra os resultados do modelamento com base nos testes cinéticos.

Moly-Cop Tools™ (Version 3.0)						
BALLPARAM_BATCH : Estimativa de parâmetros de moagem em teste laboratorial						
Teste	1 min	2 min	4 min	8 min		
Incl. (1) / Del. (0)	0	1	1	1		
Função Seleção					Average	Std. Dev.
						of Var.
alpha0	0,000	0,001	0,001	0,001	0,001	0,000
alpha1	1,73	1,18	1,22	1,14	1,18	0,04
alpha2	2,56	2,54	2,57	3,33	2,81	0,45
Dcrit	1632	9105	11203	10048	10119	1051
						0,10
Função Quebra						
beta0	0,07	0,34	0,38	0,33	0,35	0,03
beta1	0,19	0,65	0,71	0,64	0,67	0,04
beta2	1,37	2,41	3,65	3,80	3,29	0,76
						0,23
Função Objetivo	1,56	1,68	1,25	0,84	1,26	

Figura 5.21 – Resultados do modelamento do teste cinético.

Outro fato que se repetiu quando comparado com a moagem primária foi a divergência entre os valores encontrados no modelamento com 1 minuto de moagem e os demais. Assim, pelo mesmo motivo apresentado anteriormente, este resultado foi descartado.

Por terem uma boa aderência aos dados experimentais e proximidade entre si, os demais resultados foram utilizados para compor a média, que foi utilizada então para estimativa inicial para o modelamento da moagem em planta piloto.

No caso da moagem secundária não foi possível montar o circuito piloto conforme o projetado para o industrial, com o moinho fechado com hidrociclones. Entretanto, a avaliação em moagem piloto aberta para determinação dos parâmetros de quebra e seleção foi realizada e, com os dados do modelamento da hidrociclonação do circuito industrial, foi possível realizar a simulação.

Assim sendo, a moagem foi realizada no mesmo moinho piloto da Magnesita Refratários (ilustrado na figura 5.15) utilizando as condições da moagem primária (30% de enchimento de bolas e 55% de sólidos).

A figura 5.22 mostra os resultados experimentais obtidos e o modelo calculado da moagem secundária.

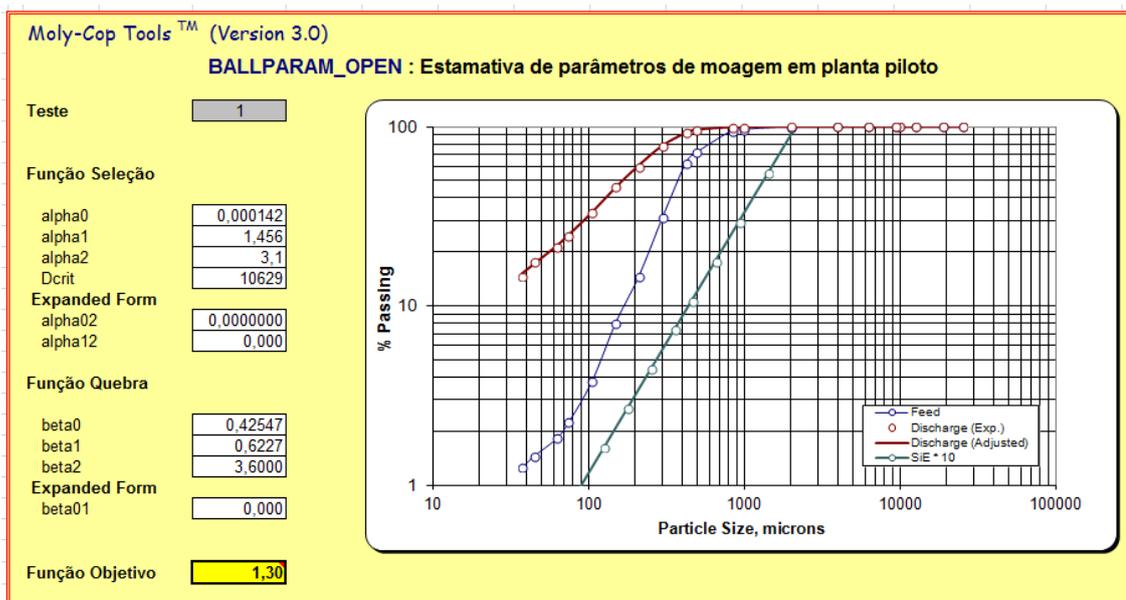


Figura 5.22 – Modelamento da moagem secundária em planta piloto.

Com base nos parâmetros estimados para o modelo da função quebra e seleção, unidos aos dados do modelamento da hidrociclonação, foi realizada a simulação da etapa de moagem secundária no processo industrial.

5.3.5 Simulação da Moagem Secundária Industrial

Por questões de *layout* da planta industrial o moinho 4 foi escolhido para realizar a moagem secundária, reduzindo o investimento necessário nas modificações.

Portanto, os dados simulados levaram em consideração os dados deste moinho e também sua simulação para a etapa de hidrociclonação.

A figura 5.23 mostra os resultados obtidos na simulação deste processo.

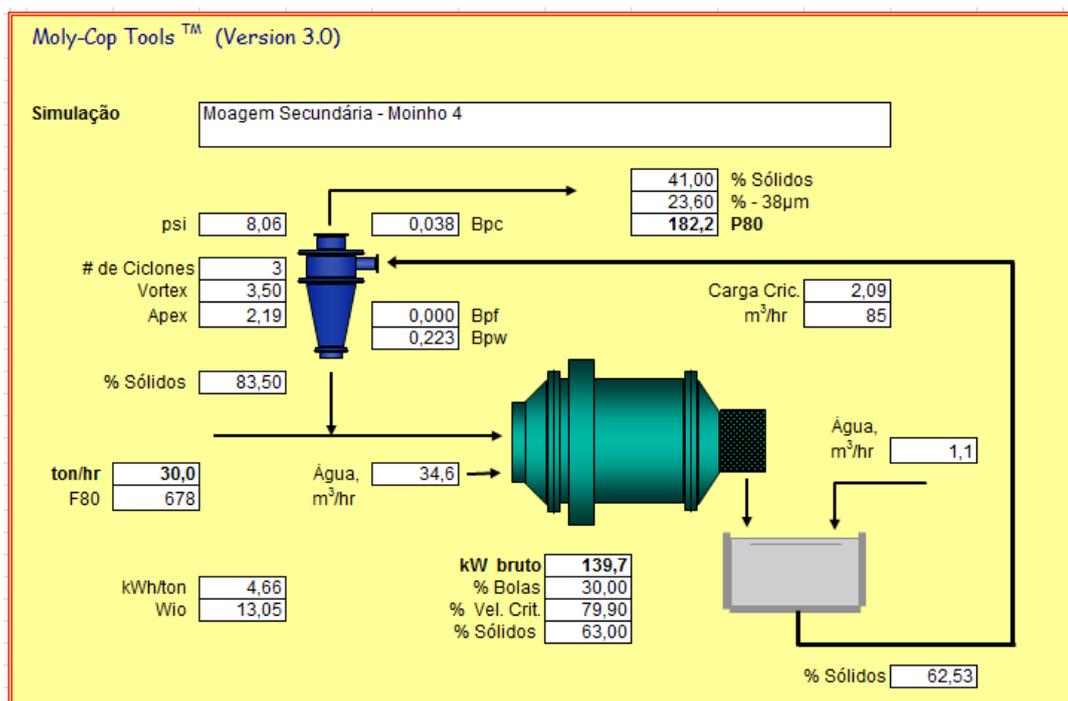


Figura 5.23 – Simulação da moagem secundária no processo industrial.

O primeiro ponto a ser levantado é o valor de W_{i0} para esta moagem, 13,05kWh/t.

Quando este valor é comparado ao WI de Bond, obteve-se uma eficiência de moagem de 91,6%, menor que o valor encontrado para a moagem primária, mas ligeiramente superior ao observado na operação atual.

Apesar deste valor de energia específica para a moagem, a simulação mostra que será possível processar a taxa necessária de alimentação, 30t/h. Esse valor é o previsto pela simulação da moagem primária após o peneiramento em 212µm.

Para atingir esta produtividade, o moinho deverá trabalhar na mesma conformação atual, com três hidrociclones de dez polegadas em circuito fechado com o moinho. A tabela 5.6 mostra a comparação entre a operação do moinho 4 atual, a simulação feita para a moagem primária e esta última para a moagem secundária.

Tabela 5.6 – Comparativo entre a operação atual e as simulações feitas para o moinho 4.

Moinho 4	Operação Atual	Moagem Primária Seletivo	Moagem Secundária
Taxa de Alimentação (t/h)	26,6	50,0	30,0
%sólidos no moinho	78	55	63
Carga de Bolas (%v)	38	30	30
P₈₀ (µm)	143	268	182
Wi_o (kWh/t)	9,21	7,00	13,05
Passante em 38µm (%)	27,3	16,6	23,6
Carga Circulante (%)	344	-	209
Eficiência de Moagem de Bond (%)	88,5	116,4	91,6

Outro ponto importante a ser observado é a granulometria do overflow do hidrociclone, que alimentará a flotação. É possível notar na tabela 5.6 que o P₈₀ da moagem secundária (182µm) é maior que o da operação atual (143µm).

Essa diferença não deverá prejudicar a flotação, uma vez que apenas partículas maiores que 212µm tem efeito deletério no processo, e na operação atual o overflow do hidrociclone tem 10% maior que essa faixa, enquanto o simulado para a moagem secundária foi de 12%.

Essa diferença não é relevante e esse valor já foi trabalhado na operação atual sem problemas de qualidade, mas foram realizados testes de flotação (demonstrados posteriormente) para validar o processo.

Também relevante é a geração de finos (menores que 38µm) no processo. Percebe-se que, mesmo trabalhando com uma alimentação com distribuição granulométrica mais fechada, há uma geração de finos de 23,6% na moagem secundária. Essa geração é explicada pela carga circulante e a ineficiência de classificação dos hidrociclones.

Entretanto, esse fino gerado tem características diferentes dos gerados na moagem atual e também dos previstos na moagem primária. Como toda lama natural já foi retirada do processo e boa parte dos contaminantes foram liberados e separados na moagem primária, esse fino é rico em MgO e deve-se avaliar se este deve ser retirado antes da etapa de flotação. Caso não seja necessário, esse seria mais um ganho de recuperação no processo.

Para verificar o impacto destes fluxos na flotação, foram realizados testes em células mecânicas em condições semelhantes às utilizadas na operação atual.

5.4 Testes de Flotação

A alteração no circuito de moagem trará modificações importantes nos fluxos que alimentarão a deslamagem e flotação, tanto em teor quanto em granulometria.

Por este motivo, foi avaliado em testes de bancada quais seriam os impactos destas modificações e quais condições operacionais seriam melhores em cada um dos circuitos, objetivando aumento da recuperação e redução no consumo de reagentes.

Para tal, os testes de bancada foram realizados avaliando três frentes: i) sem realizar deslamagem do circuito; ii) realizando a deslamagem em diferentes cortes; iii) alterando as condições de flotação para evitar a deslamagem.

Todos os testes seguiram as condições padrão já estabelecidas para este minério no centro de pesquisas da Magnesita, conforme está descrito na tabela 5.7.

Tabela 5.7 – Condições do teste padrão de flotação.

Teste Padrão de Flotação	
Volume da Cuba	2 litros
Rotação	1200 RPM
% sólidos	50
pH	Natural (8,5 a 9,5)
Tempo de condicionamento do coletor	2 minutos
Tempo de coleta da espuma	5 minutos

Partindo-se destas condições, foram avaliadas diferentes condições como a dosagem de reagente, necessidade e granulometria de deslamagem e, por fim, o pH da flotação. A primeira análise foi feita segundo o teor do concentrado e em seguida foi avaliada a recuperação de acordo com os resultados obtidos.

Como referência foi utilizada a alimentação da flotação na operação atual e replicados os testes nas mesmas condições. A diferença é que a alimentação da flotação já foi deslamada, com um corte aproximado de 38 μ m.

A primeira avaliação foi a curva de dosagem do coletor sem deslamagem, utilizando o minério produzido no teste da moagem primária, com duas telas de peneiramento após o moinho, e o minério produzido no teste de moagem secundária.

A primeira tela de classificação da moagem primária avaliada foi a de 0,212mm, determinada pelo modelamento da moagem. Já a segunda tela avaliada foi a de

0,3mm, pois durante o *start up* do projeto a tela poderá ser modificada devido a menor eficiência de moagem e classificação, por condições não previstas pelo modelo, e, por isso, seu impacto na flotação deve ser conhecido.

O gráfico 5.5 mostra os resultados encontrados nos testes de flotação sem deslamagem.

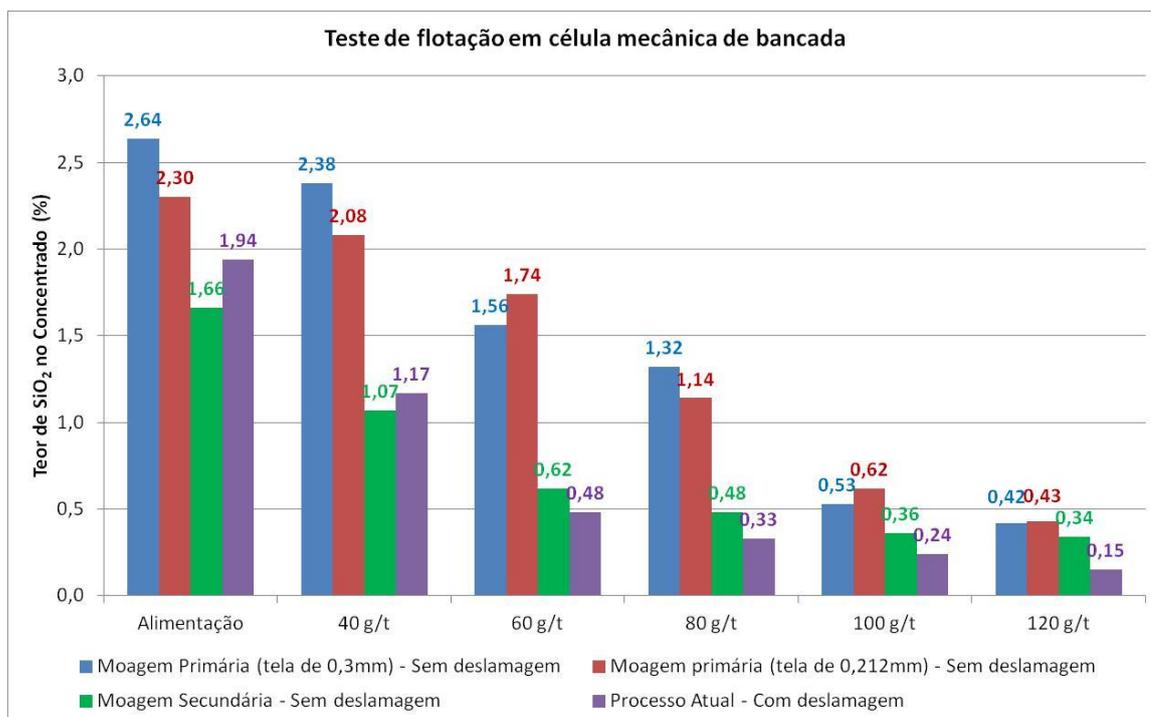


Gráfico 5.5 – Curva de dosagem de coletor sem deslamagem.

Como mostrado anteriormente, a amostra do processo atual já passou por deslamagem na planta, mas a dosagem de 100g/t serve como referência de teor de SiO_2 no concentrado objetivado 0,24%.

Nenhuma das amostras atingiu este teor mesmo em dosagem 20% maior (120g/t), mostrando a necessidade da etapa de deslamagem neste processo. Entretanto, é possível notar algumas tendências.

O primeiro ponto é que não há diferenças marcantes entre as amostras na moagem primária, independente da tela utilizada na classificação. Porém, os teores atingidos sem deslamagem foram muito distantes da amostra de referência.

Esse fato era esperado, uma vez que este fluxo concentra a lama natural do minério, sendo a amostra mais pobre analisada.

Por outro lado, a amostra da moagem secundária atingiu teores muito próximos da amostra do processo atual, com melhor resultado que as amostras da moagem primária, mas ainda acima do teor de SiO_2 objetivado.

Como em nenhum destes testes foi possível atingir o teor de SiO_2 do teste de referência, novos testes foram realizados utilizando a deslamagem com diferentes cortes, $38\mu\text{m}$ e $20\mu\text{m}$. O gráfico 5.6 mostra os resultados obtidos.

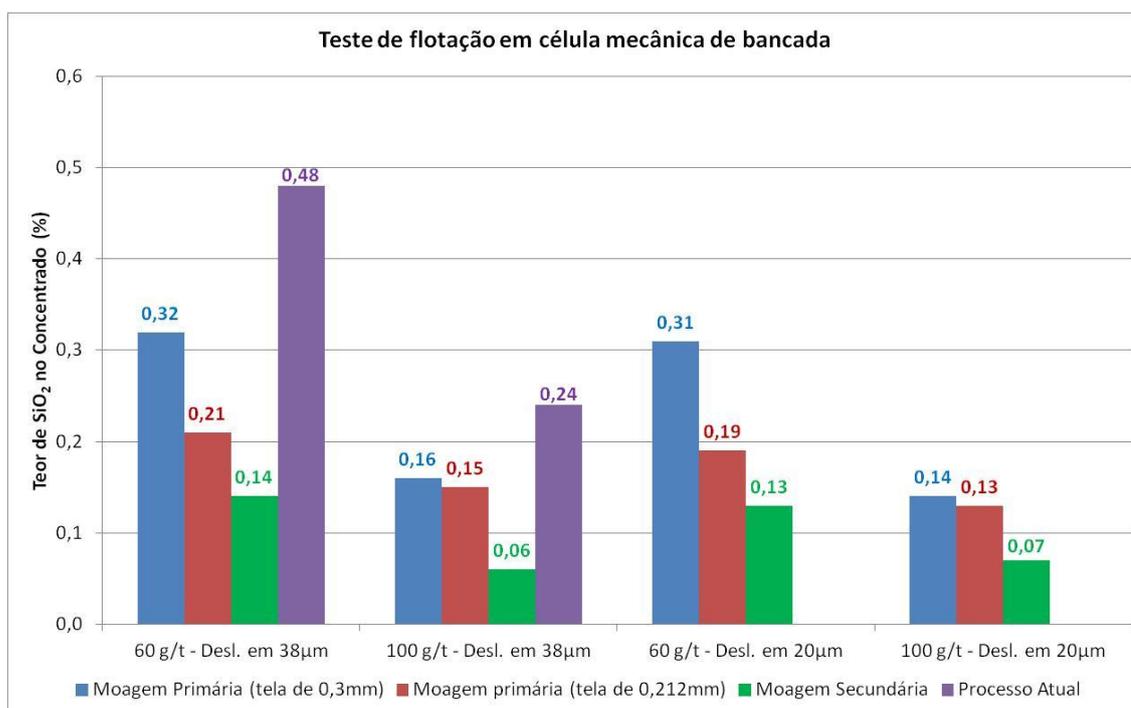


Gráfico 5.6 – Testes de flotação com deslamagem prévia em $38\mu\text{m}$ e $20\mu\text{m}$.

A partir da análise dos resultados apresentados no gráfico 5.6 é possível tirar algumas conclusões sobre o processo.

Primeiramente, a flotação com o produto da moagem primária com deslamagem tem maior capacidade de remoção dos contaminantes que o processo atual, tanto na tela de $0,3\text{mm}$ quanto na tela de $0,212\text{mm}$ e também nos dois cortes objetivados na deslamagem.

Com isso é possível prever uma redução na dosagem de reagente e também de perda na deslamagem, já que pode ser feito um corte mais fino que o atual.

Este melhor desempenho pode ser explicado pela redução da sobremoagem da magnesita que em granulometria fina e o pH básico pode atuar como depressor de silicatos, como estudado por Yao et. al. em 2016.

Outro ponto, é que utilizando a tela de classificação na moagem de 0,212mm o resultado é ainda melhor, o que já era esperado devido a ineficiência da flotação para remoção de partículas acima desta granulometria. Todavia, com a tela de 0,3mm também foi possível atingir o teor objetivado.

Já os testes realizados com o produto da moagem secundária mostraram desempenho ainda melhor, com teor de SiO₂ no concentrado inferior a todos os outros testes realizados.

Este resultado era esperado, pois este fluxo não só tem teor de SiO₂ na alimentação mais baixo que os demais, mas também tem ausência dos argilominerais presentes na lama, que é direcionada para o produto da moagem primária, e prejudicam a flotação.

Portanto, neste fluxo é esperada uma menor dosagem de reagente e também seria necessário um corte fino na deslamagem, menor até que os 20µm testados, aumentando assim a recuperação do processo.

Por fim foi testada a modificação do pH da flotação para avaliar a possibilidade de eliminação da etapa de deslamagem, com resultados demonstrados no gráfico 5.7.

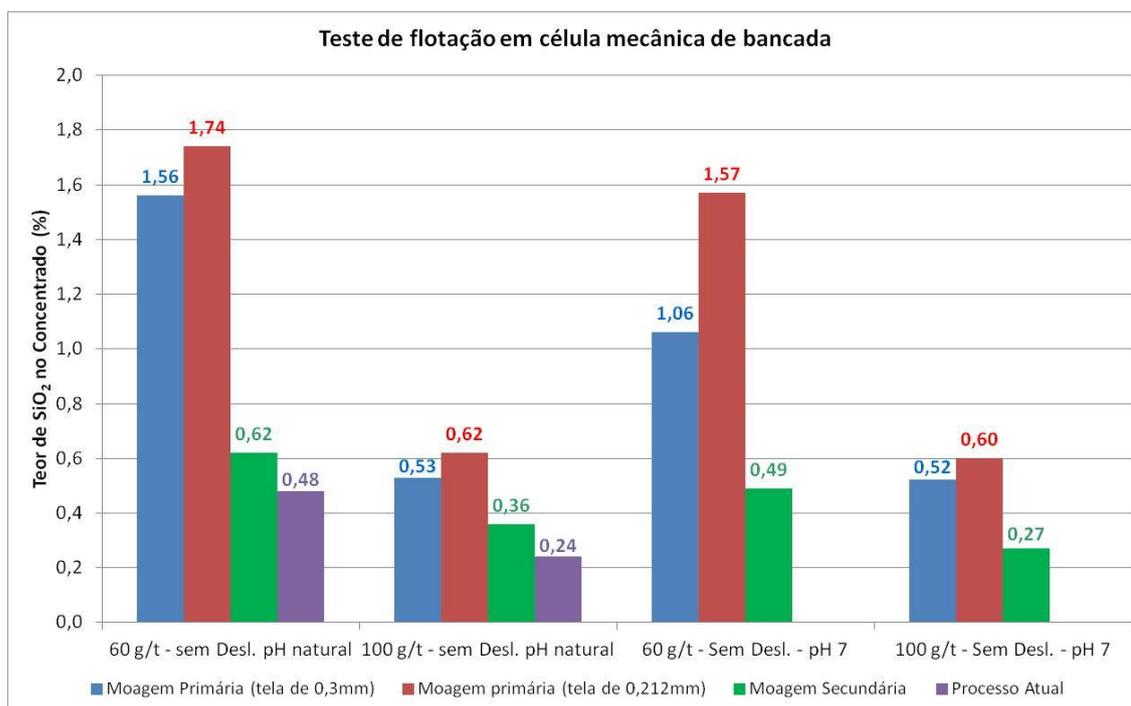


Gráfico 5.7 – Avaliação da flotação sem deslamagem em pH neutro.

Como se observa no gráfico 5.7, houve melhora nos resultados operando-se em pH neutro, em concordância com o que foi observado por Santana e Peres em 2001.

Entretanto, essa melhoria não foi suficiente para que os resultados da moagem primária atingissem o teor de especificação. Por outro lado, na moagem secundária foi possível atingir o teor desejado sem deslamagem em pH neutro.

Assim, pode ser avaliada esta modificação no circuito para evitar perdas na deslamagem, aumentando a recuperação da usina.

Levando em consideração estes dados, os melhores resultados foram atingidos nas condições listadas na tabela 5.8, que também traz os ganhos previstos de recuperação no novo circuito.

Tabela 5.8 – Melhores condições de flotação e recuperações previstas para os circuitos das moagens primária e secundária.

Deslamagem	Operação Atual		Previsto em projeto		
	Circuito	Total	Moagem Primária	Moagem Secundária	Total
Alimentação (t/h)		85	70	30	100
% sólidos		50	50	50	-
Corte na deslamagem (µm)		38	20	-	-
Dosagem de reagente (g/t)		100	60	100	-
pH da polpa		9,5 (natural)	9,5 (natural)	7	-
Perda na deslamagem (%)		10,6	9,1	1,0	6,7
Perda na flotação (%)		8,2	5,7	5,7	5,7
Recuperação Mássica (%)		81,2	85,7	95,3	87,6
Produção (t/h)		69,0	59,6	28,0	87,6

A partir da análise da tabela 5.8, é possível observar a redução de 36% nas perdas na deslamagem (10,6 para 6,7%), explicado pela redução da sobremoagem do minério e também por não ser necessária esta etapa para a moagem secundária.

Mesmo assim, foi considerada uma perda de 1% na moagem secundária, pois haverá um sistema de desaguamento para adequação do percentual de sólidos para a flotação e essa perda ocorrerá devido a ineficiência do processo.

Também haverá redução de 30% nas perdas na flotação devido a melhoria da seletividade do processo. Esse resultado foi baseado nos testes realizados em

bancada, com o aumento de recuperação em relação ao teste padrão escalonado para o circuito industrial.

Somando-se estes ganhos é previsto um aumento na recuperação mássica da usina de 7,9% (de 81,2 para 87,6%).

Portanto, a modificação do circuito não só poderá gerar aumento da capacidade de processamento de 85 para 100 t/h, mas também elevar a recuperação mássica do circuito, levando a um ganho de produção previsto em 27,0%, atingindo o objetivo do presente estudo.

Concluindo-se a validação técnica e capacidade produtiva, partiu-se para a avaliação de novos gargalos no processo, como deslamagem, flotação, espessamento e filtragem.

5.5 Avaliação de Novos Gargalos

Neste trabalho será apresentado o resumo da avaliação dos novos gargalos feita no projeto básico e detalhado da usina. O foco principal foi dado nas operações de deslamagem, flotação, espessamento e filtragem.

5.5.1 Avaliação da Deslamagem

Como não há alteração no teor de corte a ser realizado na flotação, foi avaliado o volume de polpa a ser bombeado com o projeto e comparado com a taxa atual. A tabela 5.9 mostra os valores estudados.

Tabela 5.9 – Fluxos na deslamagem atual e previsto em projeto.

Deslamagem	Operação Atual		Previsto em projeto	
	1, 2 e 3	4	1, 2 e 3	4
Moinhos				
Vazão de Polpa (m³/h)	159	97	137	66
Taxa Minério (t/h)	60	25	70	30
%sólidos (p)	30	22	38	35
Número de Hidrociclones (Reservas)	18 (4)	10 (3)	18 (4)	10 (3)

Como pode ser observado na tabela 5.9, mesmo com o aumento da taxa mássica a ser processada, não haverá aumento no volume de polpa a ser bombeado.

Esse fato é explicado pelo aumento do percentual de sólidos na alimentação dos hidrociclones, que poderá ser mais bem controlado pela utilização da peneira de alta frequência e com menor carga circulante no moinho 4.

Mesmo que o volume a ser processado aumentasse, igualando os percentuais de sólidos da operação atual, ainda haveria capacidade de bombeamento e também hidrociclones para realizar a operação.

Portanto, a deslamagem não será gargalo para o aumento de produtividade planejado com a modificação no circuito de moagem. A figura 5.24 ilustra uma das baterias de hidrociclones presente na unidade industrial.



Figura 5.24 – Bateria de hidrociclones do processo industrial.

5.5.2 Avaliação da Flotação

A segunda operação avaliada foi a flotação, com o tempo de residência sendo o principal parâmetro considerado, uma vez que a seletividade já foi considerada no item 5.4.

O tempo de residência foi estimado segundo a equação 5.1:

$$\text{Tempo de Residência (min)} = \frac{\text{Volume útil das células (m}^3\text{)}}{\text{Vazão de Polpa (m}^3\text{/h)}} \times 60 \text{ min} \quad (5.1)$$

Desta forma, a tabela 5.10 mostra os volumes das células disponíveis em cada linha, as vazões atuais e previstas pelo projeto, e o tempo de residência calculado nestas situações.

Tabela 5.10 – Tempo de residência da flotação calculado para a operação atual e prevista em projeto.

Deslamagem	Operação Atual		Previsto em projeto	
	1, 2 e 3	4	1, 2 e 3	4
Moinhos				
Vazão de Polpa (m³/h)	66,1	33,1	84,6	39,3
Bancos de Flotação (Células)	4 (4)	2 (4)	4 (4)	2 (4)
Volume Útil (m³)	11,2	5,6	11,2	5,6
Tempo de Residência (min)	10,2	10,2	7,9	8,6

Como pode ser observado na tabela 5.10, caso seja mantida a mesma estrutura de flotação haverá queda expressiva no tempo de residência da flotação.

Por este motivo, foi previsto no projeto a operacionalização de mais um banco de quatro células em cada linha com os novos tempos de residência previstos na tabela 5.11.

Tabela 5.11 – Tempo de residência da flotação calculado após operacionalização de novos bancos.

Deslamagem	Operação Atual		Previsto em projeto	
	1, 2 e 3	4	1, 2 e 3	4
Moinhos				
Vazão de Polpa (m³/h)	66,1	33,1	84,6	39,3
Bancos de Flotação (Células)	4 (4)	2 (4)	5 (4)	3 (4)
Volume Útil (m³)	11,2	5,6	14,0	8,4
Tempo de Residência (min)	10,2	10,2	9,9	12,8

Após a operacionalização de novos bancos, demonstrado pela tabela 5.10, é esperado tempo de residência muito próximo para a linha dos moinhos 1, 2 e 3 e na linha do moinho 4 haverá aumento no tempo de residência.

No caso da linha dos três moinhos, a ligeira redução é um ponto de atenção, mas não deve ser problema para a operação, uma vez que as condições de flotação devem melhorar com o peneiramento em 212µm. Este fato foi observado nos testes realizados no item 5.4 (gráfico 5.6).

Já para a linha do moinho 4, o aumento do tempo de residência é benéfico para o processo.

Deste modo, será necessário adicionar um banco de flotação em cada linha para que seja mantido ao menos o mesmo tempo de residência adotado atualmente na flotação. A figura 5.25 mostra os bancos de flotação presentes na unidade em Brumado.



Figura 5.25 – Bancos de flotação na usina de beneficiamento de magnesita.

5.5.3 Avaliação do Espessamento

A etapa de espessamento é de fundamental importância, pois não só aumenta o percentual de sólidos para envio do rejeito para as bacias de sedimentação, como recupera a água utilizada no processo.

A recuperação de água é essencial neste processo já que há escassez no fornecimento para região onde a planta está instalada.

Para melhorar a recuperação de água, otimizar os equipamentos atuais e possibilitar a recuperação do rejeito da deslamagem separadamente do rejeito da flotação, foi previsto a divisão destes fluxos entre os dois espessadores existentes.

Para verificar se os espessadores teriam capacidade das novas vazões e também de tratarem os fluxos separadamente, testes de sedimentação das polpas foram

realizados e os dados obtidos foram utilizados para comparar o dimensionamento mínimo do espessador necessário e os atualmente instalados.

O primeiro espessador avaliado é o destinado para o rejeito da deslamagem no projeto.

Uma amostra de rejeito da deslamagem foi solicitada para a unidade de Brumado para os testes de sedimentação. Além disso, foi utilizado o floculante adotado na unidade na mesma dosagem praticada.

É sabido que a amostra não representa exatamente o que será tratado após o projeto, pois a moagem em circuito aberto reduzirá a sobremoagem de magnésita. Entretanto, este seria o material mais próximo do esperado e, portanto, a melhor amostra a ser avaliada.

O gráfico 5.8 mostra a curva de sedimentação da amostra do rejeito da deslamagem avaliado em sete replicatas.

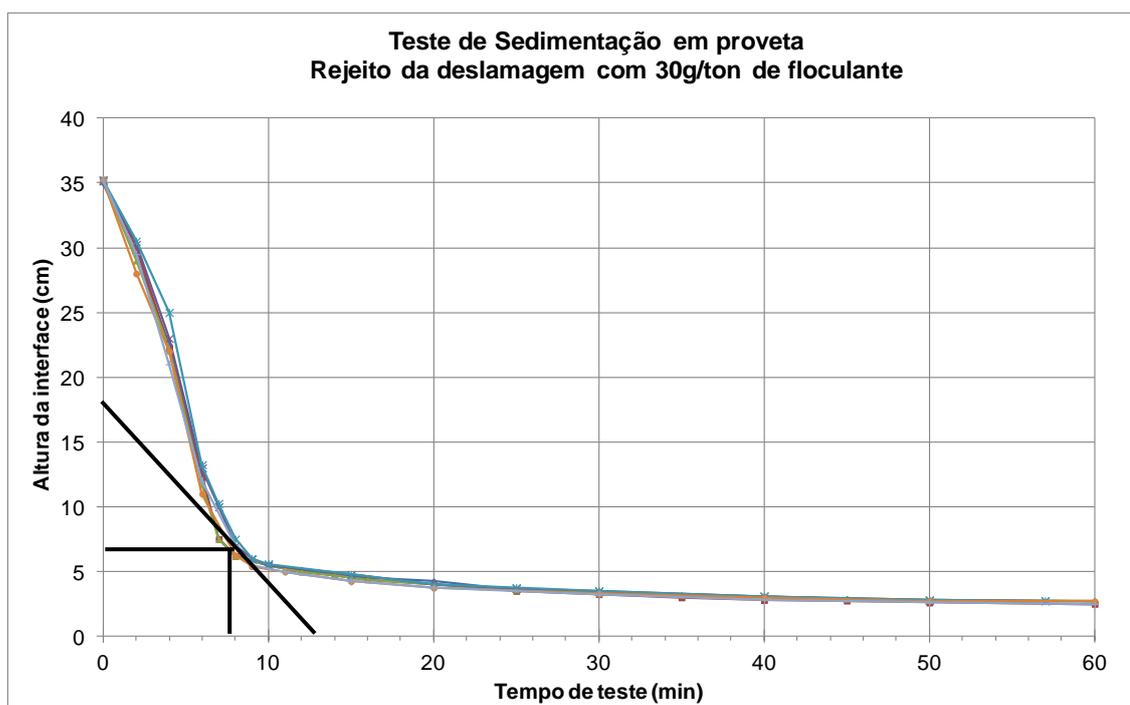


Gráfico 5.8 – Curva de sedimentação para o rejeito da deslamagem com floculante.

O gráfico 5.8 indica baixa variabilidade entre os resultados encontrados, o que aumenta a assertividade da análise.

A tabela 5.12 apresenta os principais dados extraídos do gráfico e também o dimensionamento realizado para o rejeito da deslamagem.

Tabela 5.12 – Análise da curva de sedimentação e dimensionamento do espessador para o rejeito da deslamagem.

Rejeito da Deslamagem					
Dados do processo		Dados da curva		Dimensionamento	
Massa específica do rejeito (g/cm ³)	3,0	Z ₀ (cm)	35,3	Área (m ²)	252,3
Vazão de rejeito (m ³ /h)	120	Z (cm)	7,0	D (m)	14,6
%sólidos (p/p)	5,6	Z _i (cm)	17,7	H1 (m)	0,60
		t _{min} (min)	9,0	H2 (m)	0,31
		t _{res} (min)	51,0	H3 (m)	1,07
				H (m)	1,98

Como o espessador que será utilizado para esta operação tem 18 metros de diâmetro e 3,95 metros de altura, ele será suficiente para processar o rejeito da deslamagem e não será um gargalo para o processo.

De maneira semelhante, foi montada a curva de sedimentação (gráfico 5.9) para o rejeito da flotação e dimensionado o espessador necessário para o processo.

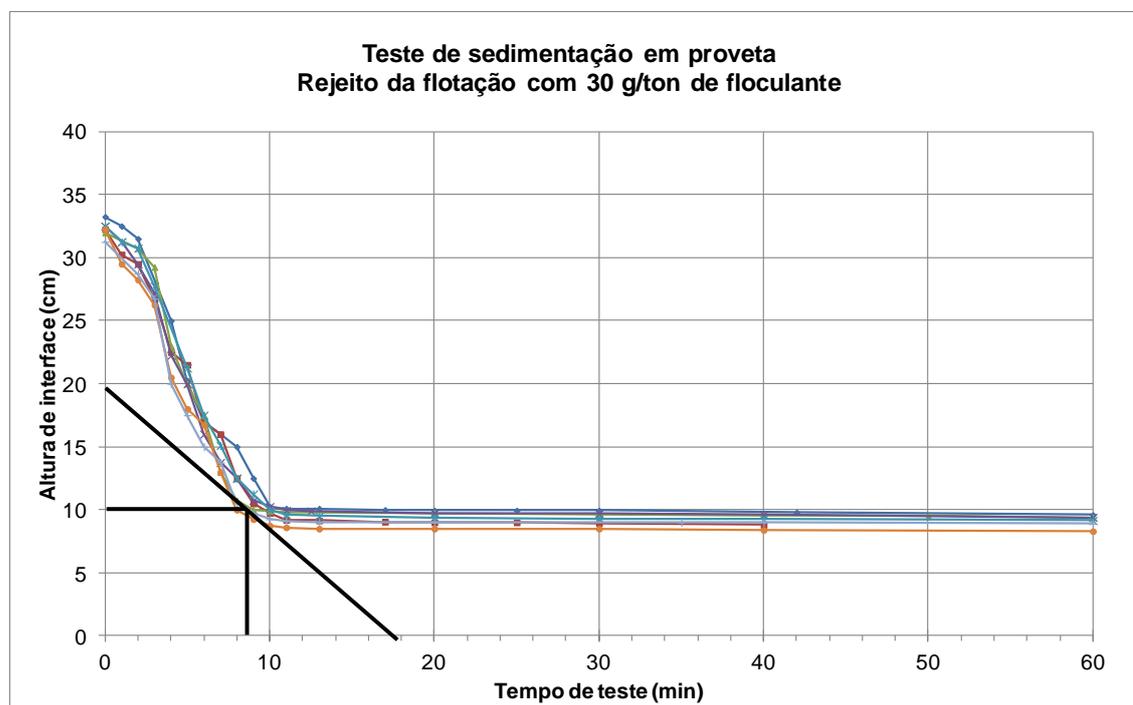


Gráfico 5.9 – Curva de sedimentação para o rejeito da flotação com floculante.

Com os dados obtidos na curva de sedimentação foram realizados os cálculos do dimensionamento, ilustrado na tabela 5.13.

Tabela 5.13 – Análise da curva de sedimentação e dimensionamento do espessador para o rejeito da flotação.

Rejeito da Flotação					
Dados do processo		Dados da curva		Dimensionamento	
Massa específica do rejeito (g/cm ³)	2,8	Z ₀ (cm)	32,2	Área (m ²)	80,4
Vazão de rejeito (m ³ /h)	52	Z (cm)	10,0	D (m)	10,1
%sólidos (p/p)	22	Z _i (cm)	19,8	H1 (m)	0,60
		t _{min} (min)	9,2	H2 (m)	0,20
		t _{res} (min)	50,8	H3 (m)	0,74
				H (m)	1,54

Também para o rejeito da flotação, o espessador existente será suficiente. Neste caso, o espessador instalado possui 13 metros de diâmetro e 2,60 metros de altura, acima do necessário para este fluxo.

Portanto, a operação de espessamento não necessitará de intervenções para processar os fluxos previstos no projeto, mantendo-se os equipamentos atuais, ilustrados na figura 5.26.



Figura 5.26 – Espessadores de rejeito da unidade industrial.

5.5.4 Avaliação da Filtragem

A última operação unitária a ser avaliada é a filtragem, que terá seu fluxo de alimentação aumentado em 27% devido ao acréscimo de produção.

Entretanto, esta operação deve ser avaliada por uma equipe especializada, uma vez que os filtros existentes já estão no limite de sua capacidade, determinada pela umidade de saída da torta. A figura 5.27 mostra um dos equipamentos da unidade.



Figura 5.27 – Filtragem de concentrado de magnesita.

Por este motivo os equipamentos deverão sofrer alterações estruturais ou novos filtros deverão ser adquiridos para sustentar o processo.

Portanto, a filtragem passaria a ser gargalo do processo, mas devido a falta de recursos para realização de testes, esta avaliação foi excluída do trabalho e prevista em outra etapa do projeto.

5.6 Resumo dos Resultados Obtidos

Os principais resultados obtidos e alterações previstas no estudo são mostrados na tabela 5.14.

Tabela 5.14 – Sumário dos resultados e estimativas para o processo em comparação com a operação atual.

Deslamagem	Operação Atual		Previsto em projeto	
	1, 2 e 3	4	1, 2 e 3	4
Moinhos				
Taxa de alimentação da moagem (t/h)	60	25	100	30
Taxa de alimentação da deslamagem (t/h)	60	25	70	30
Perda mássica na deslamagem (t/h)	6,4	2,6	6,4	0,3
Perda mássica na flotação (t/h)	4,9	2,1	4,0	1,7
Taxa de produção de concentrado (t/h)	48,7	20,3	59,6	28,0
Recuperação Mássica (%)	81,2	81,2	85,1	93,3
Produção total (t/h)	69,0		87,6	
Recuperação mássica total (%)	81,2		87,6	

A tabela 5.13 mostra os ganhos do processo, primeiramente o aumento da taxa de alimentação na moagem, seguido de uma redução na perda por deslamagem e, enfim, aumento na recuperação da flotação.

Estes fatores somados contribuem para um aumento na taxa de produção em 27%, atingindo o objetivo principal do projeto.

Esse ganho é significativo e deve ser considerado como indicativo, uma vez que os testes foram realizados em planta piloto e no circuito industrial pode haver influência de variáveis intrínsecas a operação, o podendo reduzir o ganho efetivo. Entretanto, o ganho de 27% de produção é muito superior ao objetivo de 20% (superando-o em 35%), levando segurança para a aplicação do estudo.

Outro ponto importante a ser considerado é a estabilidade e homogeneidade química e mineralógica deste minério. A operação da moagem em circuito aberto é facilitada por esta condição, uma vez que não é necessário fazer intervenções constantes no circuito para adaptar a novas características, como dureza, liberação e granulometria da alimentação da moagem.

Após a avaliação dos equipamentos seguintes, os gargalos identificados foram a filtragem, mas sua avaliação deve ser realizada por equipe especializada e, portanto, foi excluída deste trabalho, e a flotação, que deve ter mais um conjunto de células adicionado em cada linha para manter o tempo de residência atual.

6. CONCLUSÕES

Após a realização dos testes em planta piloto, foi possível confirmar os benefícios da moagem em circuito aberta combinada com a peneira de alta frequência para classificação, tanto em ganho de capacidade mássica do processo como em melhoria nas recuperações mássica e metalúrgica da usina.

Utilizando-se de uma moagem primária em circuito aberto, seguida da classificação em peneira de alta frequência e moagem secundária da fração retida na peneira, foi possível gerar acréscimo de 11% na capacidade de moagem com os mesmos moinhos atualmente instalados.

Devido à maior eficiência da moagem, foi evitada a cominuição excessiva da magnesita e a separação das linhas gerou fluxos com composições mineralógica e granulometria mais definidas. Isso provocou uma redução de 36% da perda de massa na deslamagem em relação à recuperação mássica desta etapa e 25% da massa enviada para os espessadores nesta etapa.

Também, com um processo mais seletivo na flotação, devido à distribuição granulométrica mais adequada e teor de alimentação melhor definido nas linhas, é esperada uma redução de perdas de 30% na flotação em relação ao percentual perdido anteriormente e diminuição 18,6% da massa enviada nesta etapa para os espessadores.

Somados estes fatores, o ganho de capacidade de produção de concentrado previsto na usina é de 27%, suficiente para atender à demanda dos fornos, cumprindo o objetivo do trabalho de aumento de 20% na produtividade. Como este escalonamento foi realizado com base em resultados de planta piloto, os dados devem ser considerados como indicativos. Entretanto, como o ganho superou o objetivo em 35%, o estudo demonstrou-se promissor.

Uma consideração importante deve ser feita sobre a homogeneidade tanto química quanto mineralógica deste minério, independente da evolução do desenvolvimento da mina. Esse fato simplifica a adoção do conceito estudado neste processo, mas para aplica-lo em outras operações, deve-se atentar para a consequência da modificação destas características no circuito de moagem ao longo do tempo.

Após avaliação das operações unitárias, foi observado que este aumento de capacidade será suportado pelas instalações de deslamagem e espessamento.

Para que seja mantido o mesmo tempo de residência na flotação, deve ser operacionalizado mais um banco de quatro células em cada linha.

A filtragem também será limitante para esta produção. Neste caso, não há recursos neste trabalho para definir a solução. Então, a contratação de uma empresa especializada está prevista para apresentar opções para esta operação.

7. SUGESTÕES PARA TRABALHOS FUTUROS

Para otimizar a simulação realizada, é sugerido realizar um estudo dos revestimentos possíveis no moinho e inserir esta variável nas estimativas. Além disso, deve ser avaliado o melhor conjunto de bolas de reposição, estudando a produtividade em relação à área superficial da carga disponível no moinho.

Também pode ser avaliado o sistema em circuito fechado com a peneira de alta frequência para a moagem secundária, com potencial de redução da carga circulante.

Após a implementação do projeto, podem ser comparados os resultados obtidos na planta piloto com os industriais e então refinar o modelo e buscar otimizações na produção com alteração nas variáveis de processo.

Outro ponto sugerido é o estudo da filtragem de concentrado de magnesita, buscando a melhor alternativa para aumentar a capacidade desta operação e assim sustentar a elevação de capacidade de produção.

8. REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS

ALVAREZ, H.I.P. *Ensaio não convencionais para determinação da tenacidade à fratura em rochas: análise e comparação*. São Carlos: Universidade de São Paulo, 2004. (Dissertação de mestrado em geotecnia).

ALVES, V.K. *Otimização de carga moedora utilizando ferramentas de modelamento matemático e simulação de moagem*. Belo Horizonte: Universidade Federal de Minas Gerais, 2006. (Dissertação de mestrado em tecnologia mineral)

AUSTIN, L., SHOJI, K., BHATIA, V., JINDAL, V., SAVAGE, K., KLIMPEL, R. Some results on the description of size reduction as a rate process in various mills. *Industrial and Engineering Chemistry*, 15, páginas 187-196, 1976.

AUSTIN, L.G. A review: Introduction to the mathematical description of grinding as a rate process. *Powder Technology*, 5, 1971.

AUSTIN, L.G., KLIMPEL, R.R. The theory of grinding. *Industrial and Engineering Chemistry*, volume 56, nº11, páginas 20-29, 1964.

AUSTIN, L.G., KLIMPEL, R.R., LUCKIE, P.T. *Process Engineering of Size Reduction: Ball Milling*. SME AIME, 1984.

ASSOCIAÇÃO BRASILEIRA DE NORMAS TÉCNICAS, Rio de Janeiro. *NBR-11376; Moinho de bolas – Determinação do índice de trabalho*. Rio de Janeiro, 1990. 4p.

AZZARONI, E. Determinación de la ley de desgaste de bolas y aplicación de computadora. In: *Simposium de Molienda*, 3, Chile, 1977.

BARKHUYSEN, N.J. Implementing strategies to improve mill capacity and efficiency through classification by particle size only, with case studies. In: *Southern African Base Metals Conference*, 5, Kasane, Botswana. The South African Institute of Mining and Metallurgy, páginas 101-114, 2009.

BOND, F.C. Crushing and Grindability Calculations. *Canadian Mining and Metallurgy Bulletin*, volume 47, nº 507, página 466, 1954.

BOND, F.C. Standard Grindability Tests Tabulated. *AIME Transaction*, 183, página 313, 1949.

BOND, F.C. The Third Theory of Comminution. *AIME Transaction*. 193, página 484, 1952.

BOND, F.C. New equation for calculating the Work Index from A-C closed circuits ball mill grindability tests. *Allis Chalmers Publication*. 1960.

BRANDÃO, P.R.G., POLING, G.W. The selective flotation of coarse crystalline magnesite with anionic and cationic collector. *Proceedings of the International Symposium on Refractories*. Hangzhou, China, Beijing, International Academic Publ., páginas 871-884, 1988.

BRANDÃO, P.R.G. A seletividade da flotação entre a magnesita e o quartzo. In: XIV Encontro Nacional de Tratamento de Minérios e Hidrometalurgia. Salvador, BA, São Paulo, ABM, páginas 276-291, 1990.

BRANDÃO, P.R.G., CAMARA, A. L. A flotação de minérios de magnesita e talco no Brasil. *Teoria e prática do tratamento de minérios, vol. 4*. São Paulo: Signus Editora, páginas 351-368, 2006.

DENIZ, V. The effects of ball filling and ball diameter on kinetic breakage parameters of barite powder. *Advanced Powder Technology*, 23, páginas 640-646, 2012.

EPSTEIN, B. *Journal of the Franklin Institute*, volume 244, páginas 471-477, 1947.

FERREIRA, K.C., GALERY, R., MOTENEGRO, L.C.M., PERES, A.E.C. Efeito do escalpe no Work Index de Bond. *HOLOS*, 31, v.7, páginas 59 -64, 2015.

FORSUND, B., NORKYN, I., SANDVIK K.L., WINTHER, K. Sydvarangers 6,5m diameter x 9,65m ball mills. In: International Mineral Processing Congress, 16, 1988. E. Forssberg (Ed.), Amsterdam, Holland: Elsevier Science Publishers B.V., páginas 171-183.

FRANÇA, S. C. A., CASQUEIRA, R. G. Ensaios de sedimentação. *Tratamento de Minérios – Práticas Laboratoriais*. Rio de Janeiro: CETEM/MCT, 2007, páginas 391-408.

FUERSTENAU, K.S., KAPUR, P.C., VELAMAKANNI, B. A multi-torque model for the effects of dispersants and slurry viscosity on ball milling. *International Journal of Mineral Processing*, 28, páginas 81-98, 1990.

FUERSTENAU, K.S., VENKATARAMAN, K.S., VELAMAKANNI, B.V. Effect of chemical additives on the dynamics of grinding media in wet ball mill grinding. *International Journal of Mineral Processing*, 15, páginas 251-267, 1985.

GLOBAL MINING STANDARDS AND GUIDELINES GROUP. Determining bond efficiency of industrial grinding circuits. Páginas 11, 2015.

HE, M. WANG, Y., FORSSBERG, E. Slurry rheology in wet ultrafine grinding of industrial minerals: a review. *Powder Technology*, 147, páginas 94-112, 2004.

HERBST, J. A., FUERSTENAU, D.W. Mathematical simulation of dry ball milling using specific power information. *Transaction AIME-SME*, 254, páginas 343-348, 1973.

HERBST, J.A., FUERSTENAU, D.W. Scale-up procedure for continuous grinding mill design using population balance models. *International journal of mineral processing*, 7, páginas 1-31, 1980.

HERBST, J.A., FUERSTENAU, D.W. The Zero Order Production of Fine Sizes in Comminution and its Implications in Simulation. AIME Transaction, 241, páginas 538-548, 1968.

HERBST, J.A., LO, Y.C., RAJAMANI, K. Population balance model predictions of the performance of large-diameter mills. In: MINI SYMPOSIUM - SOCIETY OF MINING ENGINEERS OF AIME. Littleton, CO, USA: Soc of Mining Engineers of AIME, páginas 1-11, 1983.

HERBST, J.A., RAJAMANI, K., KINNEBERG, D. *ESTIMILL: A Computer Program for the Simulation of Grinding Circuits*. University of Utha, USA, 1977.

HOGG, R., FUERSTENAU, D.W. Power relationships for tumbling mills. *Transactions SME-AIME*, 1972.

HORST, W.E., FREEH, E.J. Mathematical modeling of a continuous comminution process. Transaction SME-AIME, 252, página 160, 1972.

KLIMPEL, R.C., AUSTIN, L.G., HOGG, R. The mass transport of slurry and solid in a laboratory overflow ball mill. *Mineral and Metallurgical Processing*, 6, página 73, 1989.

KOTAKE, N., SUZUKI, K., ASAHI, S., KANDA, Y. Experimental study on the grinding rate constant of solid materials in a ball mill. *Powder Technology*, 122, páginas 101-108, 2002.

LEVIN, J. Observations on the Bond standard grindability test, and a proposal for a standard gridability test for fine materials. *Journal of the South African Institute of Mining and Metallurgy*, 89, páginas 13-21, 1989.

MAKOKHA, A.B., MADARA, D.S., NAMAGO,S.S., ATARO, E. Effect of slurry solids concentration and ball Loading on mill residence time distribution. *International Journal of Mining Engineering and Mineral Processing*, 3, páginas 21-27, 2014.

MARCHAND, J.C. HODOUIN, D. EVERELL, M.D. Residence time distribution and mass transport characteristics of large industrial mills. In: IFAC Symposium, 3, 1980. *Proceedings of Third IFAC Symposium*. Pergamon, Nova York, página 295.

MAZZINGHY, D.B. *Modelagem e simulação de circuito de moagem através da determinação dos parâmetros de quebra e da energia específica de fragmentação*. Belo Horizonte: Universidade Federal de Minas Gerais, 2009. (Dissertação de mestrado em tecnologia mineral)

McIVOR, R.E. The GMSG guideline for determining the bond efficiency of industrial grinding circuits. In: International Mineral Processing Congress, 28, 2016, Quebec City

- Canadá. *XXVIII International Mineral Processing Congress Proceedings*. ISBN: 978-1-926872-29-2. Página 17.

McIVOR, R.E., FINCH, J.A. A guide to interfacing of plant grinding and flotation operation. *Minerals Engineering*, nº1, volume 4, páginas 9-23, 1991.

MENACHO, J. M. *Modelo de Desgaste de Bolas y Optimización de su Perfil de Tamaño en Molinos Rotatorios Continuos*. Chile: U. De Concepción – CIMM. (Tese de doutorado)

MORAES, M.N., BONADIA, P., YOVANOVIC, A.P., MATOS, C.F. Increase of productivity in a magnesite flotation unity by means of selective milling. In: International Mineral Processing Congress, 28, 2016, Quebec City - Canadá. *XXVIII International Mineral Processing Congress Proceedings*. ISBN: 978-1-926872-29-2. Página 79.

MOYS, M.H. Slurry rheology – the key to a further advance in grinding mill control. In: SAG '89, 1989. The University of British Columbia: Vancouver Press, páginas 713-727.

MYERS, J.F. and BOND, F.C. Non-catacting ball mill study. *Engineering and Mining Journal*, volume 153, nº 3, páginas 98-103, 1957

OLIVEIRA, A.L.R., TAVARES, L.M.M. Estudo do transporte de massa do moinho de bolas em escala piloto. In: Painel PEMM, Rio de Janeiro – Brasil, 2011.

PLITT, L.R. A Mathematical Model for the Hydrocyclone Classifier. *CIM Bulletin*, página 114, 1976.

RAJAMANI, K., HERBST, J.A. Simultaneous estimation of selection and breakage functions from batch and continuous grinding data. *Transactions Institute of Mining and Metallurgy*, 93, página 74, 1984.

REID, K.J. A solution to the batch grinding equation. *Chemical Engineering Science*, 20, páginas 953-963, 1956.

ROGERS, R.S.C., AUSTIN, L.G. Residence time distribution in ball mills. *Particulate Science and Technology*, 2, página 191, 1984.

ROWLAND, C.A., KJOS, D.M. *Mineral processing plant design*. Editora Society of Mining Engineers, Nova York, Capítulo 12 – Rod and Ball mills, 1978.

RULE, A.R., FERGUS, A.J., DAELLENBACH, C.B. Influence of an organic polymer in ball mill grinding of quartz, dolomite and copper ore. Report of Investigations No. 8964. U.S.A: Bureau of Mines, 1985.

SANTANA, A. N. *Reverse flotation of a magnesite ore*. Belo Horizonte: Universidade Federal de Minas Gerais, 1998. (Dissertação de mestrado em tecnologia mineral)

SANTANA, A. N., PERES, A.E.C. Technical Note: Reverse magnesite flotation. *Minerals Engineering*, volume 14, nº 1, páginas 107-111, 2001.

- SEPÚLVEDA, J.E., SOUYRIS, R., REYES, J. Proyecto P1183, CIMM, 1983.
- SEPÚLVEDA, J.E. *Ball mill grinding: 40 years after Bond*. In: Asian Grinding Symposium, 4, 1991, Manila, Philippines.
- SEPÚLVEDA, J.M. *Manual do usuário do Moly-Cop Tools*. Moly-Cop Chile S.A., 2001.
- SHI, F.N., NAPIER-MUNN, T.J. A model for slurry rheology. *International Journal of Mineral Processing*, 47, páginas 103-123, 1996.
- SHI, F.N., NAPIER-MUNN, T.J. Effects of slurry rheology on industrial grinding performance. *International Journal of Mineral Processing*, 65, páginas 125-140, 2002.
- SHOJI, K., AUSTIN, L.G., SMAILA, F., BRAME, K., LUCKIE, P.T. Further studies of ball and powder filling effects in ball milling. *Powder Technology*, 31, páginas 121-126, 1982.
- SINGH, N., BEAUDOIN, R., LEBEUF, FARSANGI, M. C., DUMAIS, A. Debottlenecking the primary grinding circuit of the nunavik nickel project. In: International Mineral Processing Congress, 28, 2016, Quebec City - Canadá. *XXVIII International Mineral Processing Congress Proceedings*. ISBN: 978-1-926872-29-2. Página 19.
- SIQUEIRA, J.S. Utilização de peneiras de alta frequência como equipamento classificador em moagem. In: ENCONTRO NACIONAL DE TRATAMENTO DE MINÉRIOS E METALURGIA EXTRATIVA, 26, Alfenas – Brasil, 2015.
- SONGFACK, P., RAJAMANI, R. Hold-up studies in a pilot plant scale continuous ball mill: dynamic variations due to changes in operating variables. *International Journal of Mineral Processing*, 57, páginas 105-123, 1999.
- TANGSATHITKULCHAI, C. Acceleration of particle breakage rates in wet batch ball milling. *Powder Technology*, 124, páginas 67-75, 2002.
- TANGSATHITKULCHAI, C. The effect of slurry rheology on fine grinding in a laboratory ball mill. *International Journal of Mineral Processing*, 69, páginas 29-47, 2003.
- TANGSATHITKULCHAI, C., AUSTIN, L.G. Slurry density effects on ball milling in a laboratory ball mill. *Powder Technology*, 59, páginas 285-293, 1989.
- TAVARES, L.M.M., CARVALHO, R.M., ALVES, V.K., LIMA, N. On the design of ball mills for grinding itabirite ores. In: 13° Seminário Brasileiro de Minério de Ferro. 2012, Rio de Janeiro, Brasil, p. 742-752.
- TROMANS, D., MEECH, J.A. Fracture toughness and surface energies of minerals: theoretical estimates for oxides, sulphides, silicates and halides. *Minerals Engineering*, 15, páginas 1027-1041, 2002.

VON REEKEN, F.J.M., LANGE, J., STEENSMA, J.J.S., DUYVESTYEN, W.P.C. Factors affecting the lead-zinc separation at the ground concentrator. *International Journal of Mineral Processing*, 27, páginas 21-37, 1989.

WELLER, K.R. Hold-up and residence time characteristics of full scale grinding circuits. In: IFAC Symposium, 3, 1980. *Proceedings of Third IFAC Symposium*. Pergamon, Nova York, página 303.

YAN, D., EATON, R. Breakage properties of ore blend. *Minerals Engineering*, 7, páginas 185-199, 1994.

YAO, J., YIN, W., GONG, E. Depressing effect of fine hydrophilic particles on magnesite reverse flotation. *International Journal of Mineral Processing*, volume 149, páginas 84-93, 2016.

YOVANOVIC, A.P. and MOURA, H.P. A new macrophenomenological concept of comminution in ball mills. In: International Mineral Processing Congress, 18, 1993, Sydney - Austrália. Páginas 1363-1368.

YOVANOVIC, A.P. *Engenharia da cominuição e moagem em moinhos tubulares*. 1 ed. Belo Horizonte, 2004. 399p.

9. ANEXOS

ANEXO I – ANÁLISE GRANULOMÉTRICA DOS TESTES DE WORK INDEX

ANEXO II – SIMULAÇÃO DOS MOINHOS INDUSTRIAIS

ANEXO III – DETERMINAÇÃO DOS PARÂMETROS DE QUEBRA E SELEÇÃO DA MOAGEM PRIMÁRIA EM TESTE LABORATORIAL

ANEXO IV - DETERMINAÇÃO DOS PARÂMETROS DE QUEBRA E SELEÇÃO DA MOAGEM SECUNDÁRIA EM TESTE LABORATORIAL

ANEXO V – MODELAMENTO DA MOAGEM EM PLANTA PILOTO

ANEXO I – ANÁLISES GRANULOMÉTRICAS DOS TESTES DE WORK INDEX

TESTE DE WORK INDEX

AMOSTRA: Alimentação do circuito de moagem

DATA : 11/05/2017

MALHA TESTE : 65 #

ANÁLISE GRANULOMÉTRICA

F: 80 ALIMENTAÇÃO											
ASTM/TYLER (MESH)	µm	1º PENEIRAMENTO		2º PENEIRAMENTO		3º PENEIRAMENTO		MÉDIA		%RETIDA ACUMUL	%PASSANTE
		PESO(g)	%RETIDA	PESO(g)	%RETIDA	PESO(g)	%RETIDA	PESO(g)	%RETIDA		
6/6	3,35	1,08	0,09	2,21	0,18	1,58	0,13	1,62	0,13	0,13	99,87
12/10	1,70	66,17	5,24	73,35	5,82	89,08	7,09	76,20	6,05	6,18	93,82
20/20	850	161,65	12,80	151,38	12,02	144,24	11,47	152,42	12,10	18,28	81,72
40/35	425	238,11	18,85	233,94	18,58	233,49	18,57	235,18	18,67	36,94	63,06
50/48	300	191,33	15,15	192,53	15,29	192,27	15,29	192,04	15,24	52,19	47,81
70/65	212	182,91	14,48	188,53	14,97	181,29	14,42	184,24	14,62	66,81	33,19
100/100	100	218,41	17,29	215,80	17,14	213,84	17,01	216,02	17,15	83,96	16,04
-	-100	203,28	16,10	201,59	16,01	201,34	16,02	202,07	16,04	100,00	-
TOTAL		1262,94	100,00	1259,33	100,00	1257,13	100,00	1259,80	100,00	-	-

ANÁLISE GRANULOMÉTRICA (LAVADA)

P: 80 PRODUTO											
ASTM/TYLER (MESH)	µm	1º PENEIRAMENTO		2º PENEIRAMENTO		3º PENEIRAMENTO		MÉDIA		%RETIDA ACUMUL	%PASSANTE
		PESO(g)	%RETIDA	PESO(g)	%RETIDA	PESO(g)	%RETIDA	PESO(g)	%RETIDA		
65/65	212	4,60	1,27	5,04	1,40	4,65	1,27	7,15	1,31	1,31	98,69
100/100	150	96,87	26,64	94,06	26,07	98,96	27,08	144,95	26,60	27,91	72,09
150/150	106	81,85	22,51	83,31	23,09	83,60	22,88	124,38	22,83	50,74	49,26
200/200	75	52,15	14,34	51,41	14,25	51,82	14,18	77,69	14,26	65,00	35,00
270/270	53	29,07	8,00	28,31	7,85	28,40	7,77	42,89	7,87	72,87	27,13
325/325	45	21,69	5,97	21,92	6,08	21,62	5,92	32,62	5,99	78,86	21,14
400/400	38	9,74	2,68	10,06	2,79	9,95	2,72	14,88	2,73	81,59	18,41
-	-38	67,61	18,60	66,62	18,47	66,37	18,17	100,30	18,41	100,00	-
TOTAL		363,58	100,00	360,73	100,00	365,37	100,00	544,84	100,00	-	-

TESTE DE WORK INDEX

AMOSTRA: Magnesita (Alimentação da moagem secundária)
 DATA : 11/05/2017
 MALHA TESTE : 212 µm

ANÁLISE GRANULOMÉTRICA

F: 80		ALIMENTAÇÃO									
ASTM/TYLER (MESH)	µm	1º PENEIRAMENTO		2º PENEIRAMENTO		3º PENEIRAMENTO		MÉDIA		%RETIDA ACUMUL	%PASSANTE
		PESO(g)	%RETIDA	PESO(g)	%RETIDA	PESO(g)	%RETIDA	PESO(g)	%RETIDA		
9	2000	4,01	0,34	4,51	0,39	5,87	0,50	4,80	0,41	0,41	99,59
16	1000	25,95	2,22	32,32	2,79	33,34	2,85	30,54	2,62	3,03	96,97
18	850	19,68	1,69	24,76	2,14	25,13	2,15	23,19	1,99	5,02	94,98
25	600	100,62	8,63	114,77	9,90	115,13	9,83	110,17	9,45	14,47	85,53
30	500	150,69	12,92	163,73	14,12	164,04	14,01	159,49	13,68	28,16	71,84
40	425	102,77	8,81	103,89	8,96	104,84	8,96	103,83	8,91	37,07	62,93
65	212	575,26	49,32	548,15	47,28	551,62	47,12	558,34	47,90	84,97	15,03
-	-212	187,45	16,07	167,27	14,43	170,77	14,59	175,16	15,03	100,00	-
TOTAL		1166,43	100,00	1159,40	100,00	1170,74	100,00	1165,52	100,00	-	-

ANÁLISE GRANULOMÉTRICA

P: 80		PRODUTO									
ASTM/TYLER (MESH)	µm	1º PENEIRAMENTO		2º PENEIRAMENTO		3º PENEIRAMENTO		MÉDIA		%RETIDA ACUMUL	%PASSANTE
		PESO(g)	%RETIDA	PESO(g)	%RETIDA	PESO(g)	%RETIDA	PESO(g)	%RETIDA		
35	425	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	100,00
48	300	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	100,00
65	212	11,45	3,51	11,89	3,59	12,35	3,69	11,90	3,60	3,60	96,40
100	150	110,22	33,77	112,01	33,77	115,05	34,41	112,43	33,99	37,58	62,42
150	106	79,09	24,23	79,11	23,85	78,70	23,54	78,97	23,87	61,46	38,54
200	75	43,54	13,34	43,86	13,22	44,12	13,20	43,84	13,25	74,71	25,29
250	63	14,58	4,47	14,41	4,34	14,51	4,34	14,50	4,38	79,09	20,91
-	-63	67,49	20,68	70,37	21,22	69,62	20,82	69,16	20,91	100,00	-
TOTAL		326,37	100,00	331,65	100,00	334,35	100,00	330,79	100,00	-	-

ANEXO II – SIMULAÇÃO DOS MOINHOS INDUSTRIAIS

Moly-Cop Tools™, Version 3.0				Sample N° 1				
BALLPARAM								
Conventional Closed Circuit Grinding Simulator								
Remarks : Moinho 1								
CIRCUIT MASS BALANCE								
<i>Configuration : DIRECT</i>								
	Fresh Feed	Mill Feed	Mill Discharge	Sump Water	Cyclone Feed	Cyclone U'flow	Cyclone O'flow	
Ore, ton/hr	14,0	70,2	70,2	0,0	70,2	56,2	14,0	
Water, m3/hr	0,7	12,3	23,4	20,8	44,2	11,6	32,6	
Slurry, ton/hr	14,7	82,5	93,6	20,8	114,4	67,8	46,6	
Slurry, m3/hr	5,3	35,0	46,0	20,8	66,8	29,7	37,1	
Slurry Dens., ton/m3	2,805	2,360	2,033	1,000	1,711	2,281	1,255	
% Solids (by volume)	86,0	64,8	49,2	0,0	33,9	61,0	12,2	
% Solids (by weight)	95,00	85,07	75,00	0,00	61,36	82,91	30,03	
Particle Size Distributions (<i>Cummulative % Passing</i>)								
Mesh	Opening							
1,05	35921,024	100,00	100,00	100,00	0,00	100,00	100,00	100,00
0,742	25400	100,00	100,00	100,00	0,00	100,00	100,00	100,00
0,525	19050	100,00	100,00	100,00	0,00	100,00	100,00	100,00
0,371	12700	100,00	100,00	100,00	0,00	100,00	100,00	100,00
3	9500	100,00	100,00	100,00	0,00	100,00	100,00	100,00
4	6350	93,76	98,73	99,98	0,00	99,98	99,97	100,00
6	4000	84,59	96,83	99,91	0,00	99,91	99,88	100,00
8	2000	75,58	94,76	99,63	0,00	99,63	99,54	100,00
10	1000	67,05	91,92	98,49	0,00	98,49	98,12	100,00
14	850	65,41	90,43	97,33	0,00	97,33	96,66	100,00
20	500	54,65	83,82	92,87	0,00	92,87	91,09	100,00
28	425	49,17	78,35	88,48	0,00	88,48	85,62	99,96
35	300	40,47	66,37	78,15	0,00	78,15	72,82	99,55
48	212	27,47	46,62	60,29	0,00	60,29	51,40	95,96
65	150	19,48	26,35	39,11	0,00	39,11	28,06	83,49
100	106	14,00	12,38	22,16	0,00	22,16	11,97	63,07
150	75	9,91	5,71	12,62	0,00	12,62	4,66	44,55
200	63	8,47	4,00	9,79	0,00	9,79	2,88	37,51
270	45	6,58	2,48	6,98	0,00	6,98	1,46	29,15
400	38	5,87	2,07	6,13	0,00	6,13	1,12	26,26
D80, microns		2838	447	320	0	320	367	142,3
Specific Energy Consumption :		6,07 kWh/ton (Gross)						
Operational Work Index :		9,33 kWh/ton (metric)						

		Moly-Cop Tools™, Version 3.0				Sample N°		1
		BALLPARAM						
		Conventional Closed Circuit Grinding Simulator						
Remarks :		Moinho 2						
		CIRCUIT MASS BALANCE						
		<i>Configuration : DIRECT</i>						
		Fresh Feed	Mill Feed	Mill Discharge	Sump Water	Cyclone Feed	Cyclone U'flow	Cyclone O'flow
Ore, ton/hr		14,0	72,2	72,2	0,0	72,2	58,2	14,0
Water, m3/hr		0,7	12,1	24,1	27,0	51,0	11,4	39,7
Slurry, ton/hr		14,7	84,3	96,2	27,0	123,2	69,5	53,7
Slurry, m3/hr		5,3	35,4	47,3	27,0	74,3	30,1	44,2
Slurry Dens., ton/m3		2,805	2,382	2,033	1,000	1,658	2,308	1,215
% Solids (by volume)		86,0	65,8	49,2	0,0	31,3	62,3	10,2
% Solids (by weight)		95,00	85,64	75,00	0,00	58,58	83,65	26,09
		Particle Size Distributions (<i>Cummulative % Passing</i>)						
Mesh	Opening							
1,05	35921,024	100,00	100,00	100,00	0,00	100,00	100,00	100,00
0,742	25400	100,00	100,00	100,00	0,00	100,00	100,00	100,00
0,525	19050	100,00	100,00	100,00	0,00	100,00	100,00	100,00
0,371	12700	100,00	100,00	100,00	0,00	100,00	100,00	100,00
3	9500	100,00	100,00	100,00	0,00	100,00	100,00	100,00
4	6350	93,76	98,78	99,99	0,00	99,99	99,99	100,00
6	4000	84,59	96,96	99,95	0,00	99,95	99,94	100,00
8	2000	75,58	95,03	99,76	0,00	99,76	99,71	99,99
10	1000	67,05	92,34	98,72	0,00	98,72	98,42	99,97
14	850	65,41	91,05	97,75	0,00	97,75	97,22	99,95
20	500	54,65	84,03	92,79	0,00	92,79	91,10	99,82
28	425	49,17	78,41	88,19	0,00	88,19	85,44	99,58
35	300	40,47	64,95	76,15	0,00	76,15	70,85	98,19
48	212	27,47	42,92	55,30	0,00	55,30	46,64	91,27
65	150	19,48	23,28	34,17	0,00	34,17	24,20	75,63
100	106	14,00	11,35	19,58	0,00	19,58	10,71	56,41
150	75	9,91	5,65	11,61	0,00	11,61	4,62	40,66
200	63	8,47	4,13	9,22	0,00	9,22	3,08	34,75
270	45	6,58	2,59	6,51	0,00	6,51	1,63	26,80
400	38	5,87	2,14	5,64	0,00	5,64	1,25	23,91
D80, microns		2838	446	337	0	337	376	166,4
Specific Energy Consumption :		6,14 kWh/ton (Gross)						
Operational Work Index :		10,45 kWh/ton (metric)						

Moly-Cop Tools™, Version 3.0					Sample N° 1		
BALLPARAM							
Conventional Closed Circuit Grinding Simulator							
Remarks : Moinho 3							
CIRCUIT MASS BALANCE							
<i>Configuration : DIRECT</i>							
	Fresh Feed	Mill Feed	Mill Discharge	Sump Water	Cyclone Feed	Cyclone U'flow	Cyclone O'flow
Ore, ton/hr	26,6	162,6	162,6	0,0	162,6	136,0	26,6
Water, m3/hr	1,4	41,1	57,1	26,2	83,3	39,7	43,6
Slurry, ton/hr	28,0	203,7	219,7	26,2	245,9	175,7	70,2
Slurry, m3/hr	10,0	93,6	109,6	26,2	135,8	83,6	52,2
Slurry Dens., ton/m3	2,805	2,177	2,005	1,000	1,811	2,102	1,345
% Solids (by volume)	86,0	56,1	47,9	0,0	38,6	52,5	16,4
% Solids (by weight)	95,00	79,82	74,00	0,00	66,12	77,40	37,88
Particle Size Distributions (<i>Cummulative % Passing</i>)							
Mesh	Opening						
1,05	35921,024	100,00	100,00	100,00	0,00	100,00	100,00
0,742	25400	100,00	100,00	100,00	0,00	100,00	100,00
0,525	19050	100,00	100,00	100,00	0,00	100,00	100,00
0,371	12700	100,00	100,00	100,00	0,00	100,00	100,00
3	9500	100,00	100,00	100,00	0,00	100,00	100,00
4	6350	93,76	98,97	99,99	0,00	99,99	99,99
6	4000	84,59	97,44	99,96	0,00	99,96	99,95
8	2000	75,58	95,78	99,78	0,00	99,78	99,73
10	1000	67,05	93,33	98,71	0,00	98,71	98,47
14	850	65,41	92,09	97,74	0,00	97,74	97,31
20	500	54,65	85,37	92,75	0,00	92,75	91,38
28	425	49,17	80,04	88,23	0,00	88,23	86,07
35	300	40,47	67,53	76,75	0,00	76,75	72,82
48	212	27,47	47,72	57,68	0,00	57,68	51,68
65	150	19,48	29,72	38,53	0,00	38,53	31,73
100	106	14,00	17,37	24,26	0,00	24,26	18,03
150	75	9,91	10,33	15,55	0,00	15,55	10,41
200	63	8,47	8,18	12,72	0,00	12,72	8,12
270	45	6,58	5,74	9,35	0,00	9,35	5,58
400	38	5,87	4,96	8,21	0,00	8,21	4,78
D80, microns		2838	425	333	0	333	365
Specific Energy Consumption :		5,99 kWh/ton (Gross)					
Operational Work Index :		10,60 kWh/ton (metric)					

Moly-Cop Tools™, Version 3.0					Sample N° 1			
BALLPARAM								
Conventional Closed Circuit Grinding Simulator								
Remarks : Moinho 4								
CIRCUIT MASS BALANCE								
<i>Configuration : DIRECT</i>								
	Fresh Feed	Mill Feed	Mill Discharge	Sump Water	Cyclone Feed	Cyclone U'flow	Cyclone O'flow	
Ore, ton/hr	26,6	118,0	118,0	0,0	118,0	91,4	26,6	
Water, m3/hr	1,4	19,2	33,3	43,7	77,0	17,8	59,1	
Slurry, ton/hr	28,0	137,3	151,3	43,7	195,0	109,3	85,7	
Slurry, m3/hr	10,0	57,3	71,4	43,7	115,0	47,3	67,7	
Slurry Dens., ton/m3	2,805	2,395	2,120	1,000	1,695	2,309	1,266	
% Solids (by volume)	86,0	66,4	53,4	0,0	33,1	62,3	12,7	
% Solids (by weight)	95,00	85,99	78,00	0,00	60,53	83,68	31,03	
Particle Size Distributions (<i>Cummulative % Passing</i>)								
Mesh	Opening							
1,05	35921,024	100,00	100,00	100,00	0,00	100,00	100,00	100,00
0,742	25400	100,00	100,00	100,00	0,00	100,00	100,00	100,00
0,525	19050	100,00	100,00	100,00	0,00	100,00	100,00	100,00
0,371	12700	100,00	100,00	100,00	0,00	100,00	100,00	100,00
3	9500	100,00	100,00	100,00	0,00	100,00	100,00	100,00
4	6350	93,76	98,50	99,91	0,00	99,91	99,88	99,98
6	4000	84,59	96,13	99,58	0,00	99,58	99,48	99,93
8	2000	75,58	93,13	98,58	0,00	98,58	98,24	99,76
10	1000	67,05	88,65	95,92	0,00	95,92	94,94	99,31
14	850	65,41	86,99	94,57	0,00	94,57	93,26	99,08
20	500	54,65	78,15	87,91	0,00	87,91	84,99	97,95
28	425	49,17	72,63	83,46	0,00	83,46	79,46	97,20
35	300	40,47	60,41	72,78	0,00	72,78	66,21	95,35
48	212	27,47	40,89	55,28	0,00	55,28	44,79	91,34
65	150	19,48	23,24	37,41	0,00	37,41	24,33	82,36
100	106	14,00	11,69	23,71	0,00	23,71	11,02	67,32
150	75	9,91	5,77	15,02	0,00	15,02	4,57	50,94
200	63	8,47	4,11	12,01	0,00	12,01	2,85	43,53
270	45	6,58	2,39	8,11	0,00	8,11	1,17	31,96
400	38	5,87	1,89	6,71	0,00	6,71	0,73	27,26
D80, microns		2838	561	382	0	382	432	142,7
Specific Energy Consumption :		5,98 kWh/ton (Gross)						
Operational Work Index :		9,21 kWh/ton (metric)						

ANEXO III - DETERMINAÇÃO DOS PARÂMETROS DE QUEBRA E SELEÇÃO DA MOAGEM PRIMÁRIA EM TESTE LABORATORIAL.

Moly-Cop Tools™, Version 3.0				Test N°	
BALL_PARAM					
Ball Mill Grinding Model Parameter Estimator					
Remarks :		Moagem Primária - 30s			
DESIGN AND OPERATING CONDITIONS					
<i>Configuration : BATCH</i>					
Ore, kg	11,8	Eff. Diameter, ft	1,51		
Water, lt	9,7	Eff. Length, ft	1,25		
Slurry, kg	21,5	Balls Filling, %	30,1		
Slurry, lt	13,5	Speed, % Critical	79,8		
Slurry Dens., kg/lt	1,594	App. Dens., ton/m3	4,420		
% Solids (by weight)	55,0	Power, kW	0,32		
Grinding Time, min	0,5	Energy, kWh/ton	0,23		
Particle Size Distributions (Cumm. % Passing)					
Mesh	Opening	Feed	Discharge		
			Exp.	Adj.	
1,05	25400	100,00	100,00	/	100,00
0,742	19050	100,00	100,00	/	100,00
0,525	12700	100,00	100,00	/	100,00
0,371	11000	100,00	100,00	/	100,00
3	9500	100,00	100,00	/	100,00
4	6300	95,35	98,41	/	98,06
6	4000	85,76	93,89	/	93,84
8	2000	75,93	87,75	/	88,27
10	1000	69,47	81,98	/	82,47
14	850	66,64	81,07	/	79,80
20	500	57,91	70,22	/	70,92
28	425	54,21	66,84	/	66,31
35	300	41,85	52,66	/	53,02
48	212	30,73	38,61	/	39,37
65	150	21,55	28,80	/	27,59
100	106	15,53	19,31	/	19,50
150	75	11,14	13,44	/	13,73
200	63	9,63	11,44	/	11,72
270	45	7,29	9,19	/	8,70
400	38	6,52	7,45	/	7,68
D80, microns		2693	809	/	860
MODEL PARAMETERS					
Selection			Breakage		
alpha01	0,000015		beta00	0,16221	
alpha02	0,0000000		beta01	0,000	
alpha11	2,009		beta1	0,775	
alpha12	0,000		beta2	1,922	
alpha2	2,441				
Dcrit	887		Obj. Function	2,06	

Moly-Cop Tools™, Version 3.0				Test N°	
BALL_PARAM				2	
Ball Mill Grinding Model Parameter Estimator					
Remarks : Moagem Primária - 1 minuto					
DESIGN AND OPERATING CONDITIONS					
<i>Configuration : BATCH</i>					
Ore, kg	11,8	Eff. Diameter, ft	1,51		
Water, lt	9,7	Eff. Length, ft	1,25		
Slurry, kg	21,5	Balls Filling, %	30,1		
Slurry, lt	13,5	Speed, % Critical	79,8		
Slurry Dens., kg/lt	1,594	App. Dens., ton/m3	4,420		
% Solids (by weight)	55,0	Power, kW	0,31		
Grinding Time, min	1,0	Energy, kWh/ton	0,43		
Particle Size Distributions (Cumm. % Passing)					
Mesh	Opening	Feed	Discharge		
			Exp.	Adj.	
1,05	25400	100,00	100,00	/	100,00
0,742	19050	100,00	100,00	/	100,00
0,525	12700	100,00	100,00	/	100,00
0,371	11000	100,00	100,00	/	100,00
3	9500	100,00	100,00	/	100,00
4	6300	95,35	98,60	/	98,55
6	4000	85,76	95,65	/	95,89
8	2000	75,93	92,89	/	92,77
10	1000	69,47	88,63	/	89,00
14	850	66,64	87,75	/	86,71
20	500	57,91	77,04	/	77,84
28	425	54,21	73,40	/	72,75
35	300	41,85	58,18	/	58,68
48	212	30,73	42,93	/	43,84
65	150	21,55	32,35	/	30,93
100	106	15,53	21,72	/	21,94
150	75	11,14	15,26	/	15,58
200	63	9,63	13,00	/	13,36
270	45	7,29	10,65	/	10,06
400	38	6,52	8,66	/	8,95
D80, microns		2693	583	/	572
MODEL PARAMETERS					
Selection			Breakage		
alpha01	0,000028		beta00		0,05493
alpha02	0,000000		beta01		0,000
alpha11	1,833		beta1		0,269
alpha12	0,000		beta2		1,825
alpha2	2,622				
Dcrit	1277		Obj. Function		2,14

Moly-Cop Tools™, Version 3.0				Test N°		3
BALL_PARAM						
Ball Mill Grinding Model Parameter Estimator						
Remarks :		Moagem Primária - 2 minutos				
DESIGN AND OPERATING CONDITIONS						
<i>Configuration : BATCH</i>						
Ore, kg	11,8	Eff. Diameter, ft	1,51			
Water, lt	9,7	Eff. Length, ft	1,25			
Slurry, kg	21,5	Balls Filling, %	30,1			
Slurry, lt	13,5	Speed, % Critical	79,8			
Slurry Dens., kg/lt	1,594	App. Dens., ton/m3	4,420			
% Solids (by weight)	55,0	Power, kW	0,31			
Grinding Time, min	2,0	Energy, kWh/ton	0,86			
Particle Size Distributions (Cumm. % Passing)						
Mesh	Opening	Feed	Discharge			
			Exp.	Adj.		
1,05	25400	100,00	100,00	/	100,00	
0,742	19050	100,00	100,00	/	100,00	
0,525	12700	100,00	100,00	/	100,00	
0,371	11000	100,00	100,00	/	100,00	
3	9500	100,00	100,00	/	100,00	
4	6300	95,35	99,32	/	100,00	
6	4000	85,76	98,89	/	100,00	
8	2000	75,93	98,11	/	100,00	
10	1000	69,47	96,59	/	99,85	
14	850	66,64	96,16	/	98,50	
20	500	57,91	87,81	/	91,33	
28	425	54,21	84,48	/	83,78	
35	300	41,85	68,87	/	68,82	
48	212	30,73	51,49	/	52,14	
65	150	21,55	38,46	/	37,22	
100	106	15,53	26,35	/	26,41	
150	75	11,14	18,50	/	18,88	
200	63	9,63	15,73	/	16,08	
270	45	7,29	12,73	/	12,13	
400	38	6,52	10,40	/	10,69	
D80, microns		2693	387	/	392	
MODEL PARAMETERS						
Selection			Breakage			
alpha01	0,000777		beta00	0,19990		
alpha02	0,000000		beta01	0,000		
alpha11	1,281		beta1	0,752		
alpha12	0,000		beta2	5,010		
alpha2	2,500					
Dcrit	9037		Obj. Function	2,18		

Moly-Cop Tools™, Version 3.0				Test N°	
BALL_PARAM				4	
Ball Mill Grinding Model Parameter Estimator					
Remarks : Moagem Primária - 4 minutos					
DESIGN AND OPERATING CONDITIONS					
<i>Configuration : BATCH</i>					
Ore, kg	11,8	Eff. Diameter, ft	1,51		
Water, lt	9,7	Eff. Length, ft	1,25		
Slurry, kg	21,5	Balls Filling, %	30,1		
Slurry, lt	13,5	Speed, % Critical	79,8		
Slurry Dens., kg/lt	1,594	App. Dens., ton/m3	4,420		
% Solids (by weight)	55,0	Power, kW	0,30		
Grinding Time, min	4,0	Energy, kWh/ton	1,69		
Particle Size Distributions (Cumm. % Passing)					
Mesh	Opening	Feed	Discharge		
			Exp.	Adj.	
1,05	25400	100,00	100,00	/ 100,00	
0,742	19050	100,00	100,00	/ 100,00	
0,525	12700	100,00	100,00	/ 100,00	
0,371	11000	100,00	100,00	/ 100,00	
3	9500	100,00	100,00	/ 100,00	
4	6300	95,35	100,00	/ 100,00	
6	4000	85,76	100,00	/ 100,00	
8	2000	75,93	99,98	/ 100,00	
10	1000	69,47	99,92	/ 100,00	
14	850	66,64	99,89	/ 99,84	
20	500	57,91	97,16	/ 98,03	
28	425	54,21	95,37	/ 93,77	
35	300	41,85	83,51	/ 83,10	
48	212	30,73	65,79	/ 67,08	
65	150	21,55	50,42	/ 49,81	
100	106	15,53	35,49	/ 35,64	
150	75	11,14	25,23	/ 25,67	
200	63	9,63	21,53	/ 21,73	
270	45	7,29	17,92	/ 16,82	
400	38	6,52	14,27	/ 14,92	
D80, microns		2693	282	/	282
MODEL PARAMETERS					
Selection			Breakage		
alpha01	0,002182		beta00	0,12684	
alpha02	0,0000000		beta01	0,000	
alpha11	1,113		beta1	0,500	
alpha12	0,000		beta2	5,336	
alpha2	2,500				
Dcrit	10301		Obj. Function	1,98	

Moly-Cop Tools™, Version 3.0				Test N°	
BALL_PARAM				5	
Ball Mill Grinding Model Parameter Estimator					
Remarks : Moagem Primária - 8 minutos					
DESIGN AND OPERATING CONDITIONS					
<i>Configuration : BATCH</i>					
Ore, kg	11,8	Eff. Diameter, ft	1,51		
Water, lt	9,7	Eff. Length, ft	1,25		
Slurry, kg	21,5	Balls Filling, %	30,1		
Slurry, lt	13,5	Speed, % Critical	79,8		
Slurry Dens., kg/lt	1,594	App. Dens., ton/m3	4,420		
% Solids (by weight)	55,0	Power, kW	0,30		
Grinding Time, min	8,0	Energy, kWh/ton	3,41		
Particle Size Distributions (Cumm. % Passing)					
Mesh	Opening	Feed	Discharge		
			Exp.	Adj.	
1,05	25400	100,00	100,00	/	100,00
0,742	19050	100,00	100,00	/	100,00
0,525	12700	100,00	100,00	/	100,00
0,371	11000	100,00	100,00	/	100,00
3	9500	100,00	100,00	/	100,00
4	6300	95,35	100,00	/	100,00
6	4000	85,76	100,00	/	100,00
8	2000	75,93	100,00	/	100,00
10	1000	69,47	100,00	/	100,00
14	850	66,64	100,00	/	99,97
20	500	57,91	99,77	/	99,55
28	425	54,21	99,45	/	97,99
35	300	41,85	94,86	/	92,77
48	212	30,73	82,05	/	81,86
65	150	21,55	66,36	/	66,19
100	106	15,53	48,22	/	49,77
150	75	11,14	34,82	/	36,20
200	63	9,63	29,89	/	30,04
270	45	7,29	24,41	/	22,90
400	38	6,52	19,83	/	19,95
D80, microns		2693	203	/	204
MODEL PARAMETERS					
Selection			Breakage		
alpha01	0,005409		beta00		0,12684
alpha02	0,0000000		beta01		0,000
alpha11	0,923		beta1		0,500
alpha12	0,000		beta2		5,336
alpha2	2,500				
Dcrit	8795		Obj. Function		1,99

ANEXO IV - DETERMINAÇÃO DOS PARÂMETROS DE QUEBRA E SELEÇÃO DA MOAGEM SECUNDÁRIA EM TESTE LABORATORIAL

Moly-Cop Tools™, Version 3.0				Test N°	
BALL_PARAM					
Ball Mill Grinding Model Parameter Estimator					
Remarks : Moagem Secundária - 30 segundos					
DESIGN AND OPERATING CONDITIONS					
<i>Configuration : BATCH</i>					
Ore, kg	9,6	Eff. Diameter, ft	1,51		
Water, lt	7,9	Eff. Length, ft	1,25		
Slurry, kg	17,5	Balls Filling, %	30,1		
Slurry, lt	11,0	Speed, % Critical	79,8		
Slurry Dens., kg/lt	1,594	App. Dens., ton/m3	4,733		
% Solids (by weight)	55,0	Power, kW	0,32		
Grinding Time, min	0,5	Energy, kWh/ton	0,28		
Particle Size Distributions (Cumm. % Passing)					
Mesh	Opening	Feed	Discharge		
			Exp.	Adj.	
1,05	25400	100,00	100,00 /	100,00	
0,742	19050	100,00	100,00 /	100,00	
0,525	12700	100,00	100,00 /	100,00	
0,371	11000	100,00	100,00 /	100,00	
3	9500	100,00	100,00 /	100,00	
4	6300	100,00	100,00 /	100,00	
6	4000	100,00	100,00 /	100,00	
8	2000	99,60	99,91 /	99,96	
10	1000	96,33	98,92 /	99,04	
14	850	95,27	98,47 /	98,25	
20	500	71,83	82,64 /	83,28	
28	425	62,85	75,31 /	74,67	
35	300	31,01	44,70 /	44,51	
48	212	14,65	24,72 /	25,09	
65	150	8,00	15,40 /	15,22	
100	106	3,80	8,84 /	8,75	
150	75	2,24	5,62 /	5,68	
200	63	1,82	4,59 /	4,71	
270	45	1,39	3,66 /	3,49	
400	38	1,25	2,97 /	3,06	
D80, microns		612	472 /	471	
MODEL PARAMETERS					
Selection			Breakage		
alpha01	0,000013		beta00	0,20799	
alpha02	0,0000000		beta01	0,000	
alpha11	1,895		beta1	0,579	
alpha12	0,000		beta2	1,651	
alpha2	1,810				
Dcrit	1336		Obj. Function	1,55	

Moly-Cop Tools™, Version 3.0				Test N°	
BALL_PARAM					
Ball Mill Grinding Model Parameter Estimator					
Remarks : Moagem Secundária - 1 minuto					
DESIGN AND OPERATING CONDITIONS					
<i>Configuration : BATCH</i>					
Ore, kg	9,6	Eff. Diameter, ft	1,51		
Water, lt	7,9	Eff. Length, ft	1,25		
Slurry, kg	17,5	Balls Filling, %	30,1		
Slurry, lt	11,0	Speed, % Critical	79,8		
Slurry Dens., kg/lt	1,594	App. Dens., ton/m3	4,733		
% Solids (by weight)	55,0	Power, kW	0,32		
Grinding Time, min	1,0	Energy, kWh/ton	0,55		
Particle Size Distributions (Cumm. % Passing)					
Mesh	Opening	Feed	Discharge		
			Exp.	Adj.	
1,05	25400	100,00	100,00	/	100,00
0,742	19050	100,00	100,00	/	100,00
0,525	12700	100,00	100,00	/	100,00
0,371	11000	100,00	100,00	/	100,00
3	9500	100,00	100,00	/	100,00
4	6300	100,00	100,00	/	100,00
6	4000	100,00	100,00	/	100,00
8	2000	99,60	99,98	/	99,96
10	1000	96,33	99,52	/	99,53
14	850	95,27	99,27	/	99,01
20	500	71,83	87,32	/	88,10
28	425	62,85	81,04	/	80,36
35	300	31,01	52,33	/	52,27
48	212	14,65	31,47	/	31,93
65	150	8,00	20,85	/	20,40
100	106	3,80	12,53	/	12,53
150	75	2,24	8,30	/	8,42
200	63	1,82	6,92	/	7,06
270	45	1,39	5,55	/	5,29
400	38	1,25	4,53	/	4,66
D80, microns		612	421	/	423
MODEL PARAMETERS					
Selection			Breakage		
alpha01	0,000027		beta00	0,07064	
alpha02	0,0000000		beta01	0,000	
alpha11	1,735		beta1	0,185	
alpha12	0,000		beta2	1,371	
alpha2	2,556				
Dcrit	1632		Obj. Function	1,56	

Moly-Cop Tools™, Version 3.0				Test N°		3		
BALL_PARAM								
Ball Mill Grinding Model Parameter Estimator								
Remarks :		Moagem Secundária - 2 minutos						
DESIGN AND OPERATING CONDITIONS								
<i>Configuration : BATCH</i>								
Ore, kg	9,6	Eff. Diameter, ft	1,51					
Water, lt	7,9	Eff. Length, ft	1,25					
Slurry, kg	17,5	Balls Filling, %	30,1					
Slurry, lt	11,0	Speed, % Critical	79,8					
Slurry Dens., kg/lt	1,594	App. Dens., ton/m3	4,733					
% Solids (by weight)	55,0	Power, kW	0,32					
Grinding Time, min	2,0	Energy, kWh/ton	1,10					
Particle Size Distributions (Cumm. % Passing)								
Mesh	Opening	Feed	Discharge					
			Exp.	Adj.				
1,05	25400	100,00	100,00	/	100,00			
0,742	19050	100,00	100,00	/	100,00			
0,525	12700	100,00	100,00	/	100,00			
0,371	11000	100,00	100,00	/	100,00			
3	9500	100,00	100,00	/	100,00			
4	6300	100,00	100,00	/	100,00			
6	4000	100,00	100,00	/	100,00			
8	2000	99,60	100,00	/	100,00			
10	1000	96,33	99,91	/	99,90			
14	850	95,27	99,81	/	99,59			
20	500	71,83	92,69	/	93,24			
28	425	62,85	88,29	/	86,88			
35	300	31,01	64,30	/	64,58			
48	212	14,65	42,92	/	43,72			
65	150	8,00	30,33	/	29,42			
100	106	3,80	19,25	/	19,30			
150	75	2,24	13,19	/	13,42			
200	63	1,82	11,15	/	11,36			
270	45	1,39	9,00	/	8,58			
400	38	1,25	7,34	/	7,53			
D80, microns		612	381	/	386			
MODEL PARAMETERS								
Selection				Breakage				
alpha01	0,000741		beta00	0,34138				
alpha02	0,000000		beta01	0,000				
alpha11	1,184		beta1	0,655				
alpha12	0,000		beta2	2,413				
alpha2	2,538							
Dcrit	9105		Obj. Function	1,68				

Moly-Cop Tools™, Version 3.0		Test N° 4		
BALL_PARAM				
Ball Mill Grinding Model Parameter Estimator				
Remarks :	Moagem Secundária - 4 minutos			
DESIGN AND OPERATING CONDITIONS				
<i>Configuration : BATCH</i>				
Ore, kg	9,6	Eff. Diameter, ft	1,51	
Water, lt	7,9	Eff. Length, ft	1,25	
Slurry, kg	17,5	Balls Filling, %	30,1	
Slurry, lt	11,0	Speed, % Critical	79,8	
Slurry Dens., kg/lt	1,594	App. Dens., ton/m3	4,733	
% Solids (by weight)	55,0	Power, kW	0,32	
Grinding Time, min	4,0	Energy, kWh/ton	2,20	
Particle Size Distributions (Cumm. % Passing)				
Mesh	Opening	Feed	Discharge	
			Exp.	Adj.
1,05	25400	100,00	100,00 /	100,00
0,742	19050	100,00	100,00 /	100,00
0,525	12700	100,00	100,00 /	100,00
0,371	11000	100,00	100,00 /	100,00
3	9500	100,00	100,00 /	100,00
4	6300	100,00	100,00 /	100,00
6	4000	100,00	100,00 /	100,00
8	2000	99,60	100,00 /	100,00
10	1000	96,33	100,00 /	100,00
14	850	95,27	100,00 /	99,97
20	500	71,83	98,31 /	98,63
28	425	62,85	96,53 /	95,27
35	300	31,01	81,64 /	81,70
48	212	14,65	60,53 /	61,61
65	150	8,00	44,52 /	43,67
100	106	3,80	30,18 /	30,10
150	75	2,24	21,22 /	21,49
200	63	1,82	18,06 /	18,32
270	45	1,39	14,48 /	13,98
400	38	1,25	12,02 /	12,28
D80, microns		612	293 /	292
MODEL PARAMETERS				
Selection		Breakage		
alpha01	0,000634	beta00	0,38455	
alpha02	0,000000	beta01	0,000	
alpha11	1,218	beta1	0,714	
alpha12	0,000	beta2	3,655	
alpha2	2,570			
Dcrit	11203	Obj. Function	1,25	

Moly-Cop Tools™, Version 3.0				Test N°	
BALL_PARAM				5	
Ball Mill Grinding Model Parameter Estimator					
Remarks : Moagem Secundária - 8 minutos					
DESIGN AND OPERATING CONDITIONS					
<i>Configuration : BATCH</i>					
Ore, kg	9,6	Eff. Diameter, ft	1,51		
Water, lt	7,9	Eff. Length, ft	1,25		
Slurry, kg	17,5	Balls Filling, %	30,1		
Slurry, lt	11,0	Speed, % Critical	79,8		
Slurry Dens., kg/lt	1,594	App. Dens., ton/m3	4,733		
% Solids (by weight)	55,0	Power, kW	0,32		
Grinding Time, min	8,0	Energy, kWh/ton	4,46		
Particle Size Distributions (Cumm. % Passing)					
Mesh	Opening	Feed	Discharge		
			Exp.	Adj.	
1,05	25400	100,00	100,00	/	100,00
0,742	19050	100,00	100,00	/	100,00
0,525	12700	100,00	100,00	/	100,00
0,371	11000	100,00	100,00	/	100,00
3	9500	100,00	100,00	/	100,00
4	6300	100,00	100,00	/	100,00
6	4000	100,00	100,00	/	100,00
8	2000	99,60	100,00	/	100,00
10	1000	96,33	100,00	/	100,00
14	850	95,27	100,00	/	100,00
20	500	71,83	99,85	/	99,88
28	425	62,85	99,59	/	99,09
35	300	31,01	94,88	/	94,27
48	212	14,65	81,05	/	81,50
65	150	8,00	64,15	/	63,82
100	106	3,80	46,86	/	46,84
150	75	2,24	33,95	/	34,23
200	63	1,82	29,07	/	29,21
270	45	1,39	23,14	/	22,51
400	38	1,25	19,48	/	19,84
D80, microns		612	208	/	207
MODEL PARAMETERS					
Selection			Breakage		
alpha01	0,000912		beta00	0,32799	
alpha02	0,000000		beta01	0,000	
alpha11	1,143		beta1	0,637	
alpha12	0,000		beta2	3,800	
alpha2	3,325				
Dcrit	10048		Obj. Function	0,84	

ANEXO V – MODELAMENTO DA MOAGEM EM PLANTA PILOTO

Moly-Cop Tools™, Version 3.0				Test N°	
BALL_PARAM				1	
Conventional Grinding Model Parameter Estimator					
Remarks : Moagem Primária					
DESIGN AND OPERATING CONDITIONS					
<i>Configuration : OPEN</i>					
Throughput, ton/hr	0,6	Eff. Diameter, ft	1,92		
Water, m3/hr	0,5	Eff. Length, ft	2,89		
Slurry, ton/hr	1,1	Balls Filling, %	30,0		
Slurry, m3/hr	0,7	Speed, % Critical	80,0		
Slurry Dens., ton/m3	1,594	App. Dens., ton/m3	5,288		
% Solids (by weight)	55,0	Net Power, kW	1,64		
Arbiter's Flow Number	0,31	Energy, kWh/ton	2,74		
Particle Size Distributions (Cumm. % Passing)					
Mesh	Opening	Feed	Discharge		
			Exp.	Adj.	
1,05	25400	100,00	100,00	/	100,00
0,742	19050	100,00	100,00	/	100,00
0,525	12700	100,00	100,00	/	100,00
0,371	10000	100,00	100,00	/	100,00
3	9500	100,00	100,00	/	100,00
4	6300	95,35	100,00	/	100,00
6	4000	85,76	100,00	/	99,99
8	2000	75,93	99,98	/	99,95
10	1000	69,47	99,65	/	99,57
14	850	66,64	99,19	/	99,02
20	500	57,91	95,76	/	95,61
28	425	54,21	93,54	/	92,46
35	300	41,85	82,35	/	81,85
48	212	30,73	66,53	/	66,70
65	150	21,55	49,95	/	50,48
100	106	15,53	37,42	/	37,27
150	75	11,14	27,44	/	27,33
200	63	9,63	23,76	/	23,62
270	45	7,29	18,03	/	18,07
400	38	6,52	16,03	/	16,06
D80, microns		2693	286	/	289
MODEL PARAMETERS					
Selection			Breakage		
alpha01	0,000006		beta00	0,24399	
alpha02	0,0000000		beta01	0,000	
alpha11	1,955		beta1	0,500	
alpha12	0,000		beta2	2,000	
alpha2	2,500				
Dcrit	9378		Obj. Function	0,44	

Moly-Cop Tools™, Version 3.0				Test N°	
BALL_PARAM				1	
Conventional Grinding Model Parameter Estimator					
Remarks : Moagem Secundária					
DESIGN AND OPERATING CONDITIONS					
<i>Configuration : OPEN</i>					
Throughput, ton/hr	0,6	Eff. Diameter, ft	1,92		
Water, m3/hr	0,5	Eff. Length, ft	2,89		
Slurry, ton/hr	1,1	Balls Filling, %	30,0		
Slurry, m3/hr	0,7	Speed, % Critical	80,0		
Slurry Dens., ton/m3	1,594	App. Dens., ton/m3	5,288		
% Solids (by weight)	55,0	Net Power, kW	1,64		
Arbiter's Flow Number	0,31	Energy, kWh/ton	2,74		
Particle Size Distributions (Cumm. % Passing)					
Mesh	Opening	Feed	Discharge		
			Exp.	Adj.	
1,05	25400	100,00	100,00	/	100,00
0,742	19050	100,00	100,00	/	100,00
0,525	12700	100,00	100,00	/	100,00
0,371	10000	100,00	100,00	/	100,00
3	9500	100,00	100,00	/	100,00
4	6300	100,00	100,00	/	100,00
6	4000	100,00	100,00	/	100,00
8	2000	99,59	100,00	/	100,00
10	1000	96,34	99,94	/	99,90
14	850	95,30	99,90	/	99,74
20	500	71,88	96,24	/	96,45
28	425	62,91	93,77	/	92,70
35	300	31,07	78,47	/	78,36
48	212	14,69	60,19	/	60,92
65	150	8,03	46,12	/	45,60
100	106	3,81	33,13	/	33,11
150	75	2,25	24,48	/	24,73
200	63	1,83	21,26	/	21,51
270	45	1,45	17,73	/	17,00
400	38	1,26	14,70	/	15,12
D80, microns		612	312	/	313
MODEL PARAMETERS					
Selection			Breakage		
alpha01	0,000142		beta00	0,42547	
alpha02	0,0000000		beta01	0,000	
alpha11	1,456		beta1	0,623	
alpha12	0,000		beta2	3,600	
alpha2	3,131				
Dcrit	10629		Obj. Function	1,30	