

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

Escola de Engenharia

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

***"Modelagem matemática e simulação do circuito de moagem de
cimento"***

Vlória Cristina Gonçalves de Souza

Dissertação para obtenção do título de Mestre
em Engenharia

Porto Alegre

2002

Trabalho realizado no Departamento de Mineração da Escola de Engenharia da UFRGS, dentro do Programa de Pós-Graduação em Engenharia de Minas, Metalúrgica e de Materiais - PPGEM, como parte dos requisitos para a obtenção do título de Mestre em Engenharia

Área de Concentração: Metalurgia Extrativa e Tecnologia Mineral

Orientador: Prof. Dr. Carlos Hoffmann Sampaio - UFRGS

Co-orientador: Prof. Dr. Luís Marcelo Marques Tavares - UFRJ

Dedico esse trabalho aos meus pais queridos, Rogério e Sandra, ao meu esposo Clésio e, em especial, ao meu filho, Vítor Francisco: que será sempre bem vindo à esse pequeno planeta Terra.

AGRADECIMENTOS

Agradeço aos meus orientadores Prof. Dr. Carlos Hoffmann Sampaio e Prof. Dr. Luís Marcelo Marques Tavares pela dedicação de seu tempo ao meu trabalho, incentivando, ensinando, compreendendo todas as limitações, *sem exceção*, que foram surgindo ao logo do mesmo e ajudando sempre a suplantá-las.

Agradeço a todo apoio dado pelo Engenheiro Alcindo, Luís Antônio e Otávio Brancão, da Fábrica de Candiota – Cimbagé, que dedicaram um tempo enorme na preparação e execução das amostragens na fábrica, suportando o calor de mais de 40°C no interior do moinho, escavando, carregando muitas...muitas....amostras. Agradeço também pela descrição pormenorizada da fábrica de Candiota nas primeiras visitas e pelo fornecimento de todas as informações valiosas requeridas ao longo de todo o trabalho.

A Mirela, Bolsista de Iniciação Científica do LAPROM, que se dedicou exclusivamente ao sucesso desse trabalho, desde o início, compartilhando todas as horas difíceis, sempre disposta a ajudar: - um muito obrigada à seu enorme senso de responsabilidade e companherismo!

Aos colegas do LAPROM, meus eternos agradecimentos pelo ótimo convívio e incentivo a esse trabalho: James, Gliese, Paulo, Isabela, Sydnei, Carmem, Irineu, Edson Petter, Carlos, Petter, Marcela, Whashington, Gerson, Fábio, Edson Pacheco, Giovani, Ivo, Lisiane, Mirela, Patrícia (análises granulométricas intermináveis...), Karime, Karina, Péricles, Fabrício, Ronaldo, Sampaio.

Agradeço ao Conselho Nacional de Pesquisa – Cnpq e a CIMPOR por terem investido no projeto: “modelagem e simulação do circuito de moagem de cimento”.

SUMÁRIO

LISTA DE FIGURAS.....	VII
LISTA DE TABELAS.....	IX
LISTAS DE SÍMBOLOS.....	X
RESUMO.....	XII
ABSTRACT.....	XIII
1 INTRODUÇÃO.....	1
1.1- IMPORTÂNCIA DA PESQUISA.....	1
1.2- A MOAGEM DE CLÍNQUER.....	2
2 REVISÃO BIBLIOGRÁFICA.....	3
2.1 MODELAGEM MATEMÁTICA DE CIRCUITOS DE MOAGEM.....	3
<i>2.1.1 Breve histórico dos modelos de cominuição.....</i>	<i>4</i>
<i>2.1.2 As funções principais dos modelos cinéticos de cominuição.....</i>	<i>7</i>
<i>2.1.3 Hipótese de moagem de primeira ordem.....</i>	<i>8</i>
<i>2.1.4 Técnica dos traçadores de Gardner e Austin.....</i>	<i>10</i>
<i>2.1.5 Técnica do monotamanho.....</i>	<i>10</i>
<i>2.1.6 Determinação experimental dos parâmetros de fratura a partir de ensaios de laboratório.....</i>	<i>13</i>
<i>2.1.7 Determinação dos parâmetros de fratura a partir de dados industriais.....</i>	<i>18</i>
2.2 MODELAGEM DO MOINHOS DE BOLAS.....	19
<i>2.2.1 Modelo do balanço populacional de Epstein e Austin.....</i>	<i>20</i>
<i>2.2.2 Modelo do moinho de bolas de mistura perfeita de Whiten.....</i>	<i>22</i>
<i>2.2.3 Modelo de Herbst-Fuerstenau.....</i>	<i>23</i>
2.3 DISTRIBUIÇÃO DE TEMPO DE RESIDÊNCIA.....	24
<i>2.3.1 Medição experimental.....</i>	<i>24</i>
<i>2.3.2 Modelos de distribuição de tempo de residência.....</i>	<i>26</i>
2.4 CLASSIFICAÇÃO PNEUMÁTICA.....	34
<i>2.4.1 A importância da análise granulométrica na indústria cimenteira.....</i>	<i>34</i>
<i>2.4.2 O papel da classificação no circuito de moagem.....</i>	<i>34</i>
<i>2.4.3 Os modelos propostos.....</i>	<i>38</i>
<i>2.4.4 Os equipamentos.....</i>	<i>39</i>
<i>2.4.5 O modelo matemático de Austin e Luckie.....</i>	<i>41</i>
3 METODOLOGIA.....	43
3.1 APRESENTAÇÃO DO CIRCUITO A SER MODELADO.....	43

3.2 ESTRUTURA DA PESQUISA.....	49
3.3 PROCEDIMENTOS DE AMOSTRAGEM.....	52
<i>3.3.1 Do planejamento de amostragem do separador.....</i>	<i>56</i>
<i>3.3.2 Do planejamento de amostragem do moinho: crash- stop.....</i>	<i>57</i>
3.4 ANÁLISES GRANULOMÉTRICAS.....	57
<i>3.4.1 Peneiramento.....</i>	<i>57</i>
<i>3.4.2 Difratômetro a laser: CILAS.....</i>	<i>58</i>
3.5 CRIAÇÃO DOS ALGORITMOS EM MATLAB.....	59
4 RESULTADOS DA AMOSTRAGEM.....	60
4.1 CONDIÇÕES OPERACIONAIS DO CIRCUITO.....	60
4.2 ANÁLISE GRANULOMÉTRICA DAS CÂMARAS 1 E 2.....	64
4.3 RESULTADOS DAS ANÁLISES GRANULOMÉTRICAS.....	65
5 MODELAGEM E SIMULAÇÃO.....	67
5.1 DESENVOLVIMENTO DO MODELO.....	67
<i>5.1.1 Dedução do modelo de processo contínuo.....</i>	<i>67</i>
<i>5.1.2 Banco de dados utilizado.....</i>	<i>73</i>
<i>5.1.3 Determinação da fACI.....</i>	<i>73</i>
5.2 AJUSTE DO MODELO DO MOINHO NO MATLAB.....	74
5.3 CURVAS DE PARTIÇÃO DO SEPARADOR A AR DINÂMICO.....	82
<i>5.3.1 Análise das curvas de partição.....</i>	<i>82</i>
<i>5.3.2 Transformação da distribuição granulométrica em blaine.....</i>	<i>85</i>
5.4 SIMULAÇÃO.....	87
6 CONCLUSÕES.....	92
REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS.....	94
ANEXO A - MODELAGEM DO SEPARADOR.....	102
ANEXO B – METODOLOGIA (Planilhas de amostragem)	106
ANEXO C - PLANTA DO CIRCUITO E FOTOS.....	111
ANEXO D – ANÁLISES DE CILAS	

LISTA DE FIGURAS

Figura 1 - Gráfico de ensaios de obtenção da velocidade específica de quebra (S_i).	8
Figura 2 – Gráfico de ensaios de obtenção da função de quebra (B_{ij}).	11
Figura 3– Apresentação da técnica dos traçadores.	12
Figura 4– Apresentação da técnica do monotamanho: moagem descontínua	13
Figura 5 - Gráfico de primeira ordem.	16
Figura 6 - Função de quebra não-normalizável para clínquer.	18
Figura 7 – Variação das taxas de moagem com o tamanho da partícula.	23
Figura 8 - Família de curvas resposta ao impulso $h(\theta)$.	31
Figura 9 – Modelo de tanques em série de mesmo tamanho.	33
Figura 10 - Curvas de eficiência para <i>underflow</i> e <i>overflow</i> ($C=100-R_f$).	36
Figura 11 – Variação da curva de eficiência com o parâmetro α .	37
Figura 12 – Efeito anzol ($\alpha=2$).	38
Figura 13 – Esquema de um separador de primeira e de um separador de segunda geração.	40
Figura 14 – Esquema de um separador com sistema de contra-aletas móveis e de um separador de terceira geração.	40
Figura 15 – Curva de seletividade do classificador com efeito anzol.	42
Figura 16 – Curva de seletividade com efeito anzol e modelo para separador mecânico a ar.	42
Figura 17 – Alimentação: entrada da câmara 1.	44
Figura 18 – Grelhas de saída da câmara 2.	45
Figura 19 – Diafragma intermediário: vista interna da câmara 2.	45
Figura 20 – Grelha intermediária (k_1/k_2) do moinho de bolas: vista interna da câmara 1.	46
Figura 21 - Geometria das grelhas de descarga do moinho.	47
Figura 22 - Geometria das placas de revestimento do moinho.	47
Figura 23 – <i>Zoom</i> do revestimento da câmara.	48
Figura 24 – <i>Zoom</i> do revestimento da câmara 2.	48
Figura 25 – Esquema de operação de um classificador a ar de alta eficiência	49
Figura 26 - Estrutura geral da pesquisa (a).	50
Figura 27 - Estrutura geral da pesquisa (b): seqüência de trabalho.	51
Figura 28 - Esquema do circuito de moagem da fábrica de cimento.	51
Figura 29 – Ponto de coleta de amostras: tubulação de saída do moinho (corrente G1).	53
Figura 30 – Vista frontal da saída do moinho de bolas; detalhe das tubulações de saída.	53
Figura 31 – Ponto de coleta de amostras (corrente F2) e exaustor.	54
Figura 32 – Balanças de clínquer e cinza: alimentação do moinho de bolas.	54
Figura 33 – Moinho de bolas.	55
Figura 34 – Detalhe do SEPOL: início da tubulação de retorno (corrente G2).	55
Figura 35 – <i>Crash-stop</i> : esquema de coleta de amostras no interior do moinho de bolas.	57

Figura 36 - Amostragem realizada no dia 15/01/02.	64
Figura 37 - Amostragem realizada pela empresa no mês de junho de 1997.	64
Figura 38 – Análises granulométricas do clínquer realizada por peneiramento.	65
Figura 39 - Análise granulométrica das correntes do separador e da cinza.	65
Figura 40 - Análise granulométrica das amostras de <i>hold up</i> .	66
Figura 41 – Circuito A: modelo cinético geral para um processo <i>batch</i> .	67
Figura 42 – Circuito B: modelo cinético geral para um processo contínuo.	68
Figura 43 – Lâminas de clínquer vistas no microscópio óptico.	74
Figura 44 – Modelagem da K1	76
Figura 45 – Histograma de erro do modelo para K1.	77
Figura 46 – Histograma de erro do modelo para K2.	77
Figura 47 - Modelagem da função de classificação da K1: C1.	78
Figura 48 – Modelagem da função de classificação da K2: C2.	78
Figura 49 – Modelagem da K2	79
Figura 50 – Produto experimental e produto calculado pelo modelo.	79
Figura 51 - Função seleção da K1 (S1) e da K2 (S2).	80
Figura 52 – Função quebra da K1 da K2.	81
Figura 53 – A inversão na função quebra bimodal.	81
Figura 54 – Curvas de partição da primeira campanha de amostragem e da segunda campanha de amostragem.	82
Figura 55 – Curvas de partição na rotação de 1450 rpm e umidade 12%.	83
Figura 56 – Curvas de partição na rotação de 1400 rpm e umidade 12%.	83
Figura 57 – Curvas de partição na rotação de 1350 rpm e umidade 12%.	83
Figura 58 – Curvas de partição na rotação de 1300 rpm e umidade 12%.	83
Figura 59 – Curvas de partição na rotação de 1400 rpm e umidade de 8,6 a 11%.	83
Figura 60 – Curvas de partição na rotação de 1350 rpm e umidade de 8,6 a 11%.	83
Figura 61 – Curvas de partição na rotação de 1400 rpm e umidade de 15%.	84
Figura 62 – Curvas de partição na rotação de 1350 rpm e umidade de 15%.	84
Figura 63 – Curvas de partição na rotação de 1300 rpm e umidade de 15%.	84
Figura 64 – Energia específica de moagem.	88
Figura 65- Simulação do grau de enchimento do moinho.	89
Figura 66- Simulação do grau de enchimento do moinho (ampliação da figura 56).	90
Figura 67- Simulação da taxa de alimentação do circuito.	90
Figura 68- Simulação da taxa de alimentação do circuito (ampliação da figura 61).	91

LISTA DE TABELAS

Tabela 1 – Despesas de energia na moagem.	34
Tabela 2 – Composição da carga da primeira câmara em julho de 1999.	46
Tabela 3 – Composição da carga da segunda câmara em julho de 1999.	46
Tabela 4 – Identificação das embalagens (primeira rodada).	56
Tabela 5 - Próximo intervalo de 30 minutos (segunda rodada).	56
Tabela 6 – Malhas usadas no peneiramento do clínquer.	58
Tabela 7 – Propriedades de velocidade fratura de alguns materiais.	80
Tabela 8 – Estimativa do <i>blaine</i> para a quarta campanha de amostragem – 1300 rpm	86
Tabela 9 – Estimativa do <i>blaine</i> para a segunda campanha de amostragem.	86
Tabela 10 - Correções na taxa de quebra e no tempo de residência.	91

LISTA DE SÍMBOLOS

D10: diâmetro no qual 10% das partículas possuem tamanho menor.

D50: diâmetro médio das partículas da distribuição granulométrica

D90: diâmetro no qual 90 % das partículas possuem tamanho menor.

g: gramas

Kg: quilograma

#: mesh(série Tyler)

μm : micrômetro

Rpm: rotações por minuto

t: tonelada

ρ_{esp} (t/m^3)=massa específica do material

ϕ =parâmetro da função quebra

γ = parâmetro da função quebra: controla a fração de finos do produto.

β = parâmetro da função quebra: controla a fração de grossos do produto.

B_{ij} =função quebra acumulativa

S_i (min^{-1})= função seleção

a = parâmetro da função seleção; taxa de quebra inicial (tamanho inicial)

α = parâmetro da função seleção

Q_i =fator correção para função seleção

E_{of} =eficiência do overflow

E_{uf} =eficiência do underflow

K1=câmara 1 do moinho

K2=câmara 2 do moinho

J=grau de enchimento do moinho

Pf=porosidade nominal da carga

U=razão entre material e vazios no leito

f_c =fração de material presente no moinho

τ_r (min)=tempo de residência médio

$MAC1$ (t/h)=fluxo mássico da alimentação do moinho

E_p =energia específica de moagem

$C(x)$ =função classificação

$E(x)$ =função seleção

φ_c =fração da velocidade crítica em que opera o moinho

T_d =taxa de descarga para cada fração de tamanho i

RESUMO

Este trabalho de pesquisa foi desenvolvido numa fábrica de cimento, situada no Sul do Brasil, Candiota, no circuito de moagem de clínquer de cimento. O principal objetivo foi descrever o desempenho do moinho de bolas, usando o MBP e do classificador dinâmico usando curvas de partição, a fim de que, num futuro próximo, possa ser otimizado o processo de moagem de cimento, reduzindo gastos com energia e substituição de peças, além de agregar maior qualidade ao produto.

O clínquer, a cinza e o gesso constituem a alimentação do moinho de bolas a ser modelado; a cominuição desses três materiais a uma granulometria de aproximadamente 98%, em média, passante em 25 μm , vem a ser o cimento que é embalado e vendido no comércio do estado do Rio Grande do Sul.

Para modelar o moinho foi necessário obter os parâmetros essenciais das funções seleção (S_i), função quebra (B_{ij}) e função de classificação (C_i), bem como da função de distribuição de tempo de residência (DTR). Para tanto, foi utilizada a técnica do retrocálculo, baseando-se nas amostras coletadas na fábrica de cimento, tratando o material como algo homogêneo, que é o habitual nestes casos. Acredita-se que existindo um modelo ajustado para escala industrial, ainda que inicial (não validado), neste caso, o mesmo fornece mais informações do que se fossem realizados apenas ensaios de laboratório.

Foi utilizado o modelo do balanço populacional (MBP) para prever a granulometria do produto, a partir da granulometria de alimentação (e vice-versa), modificando as condições operacionais do circuito, tais como, *flap* e rotação do separador, grau de enchimento e taxa de alimentação. Como consequência prática deste trabalho, cita-se, por exemplo, a determinação das faixas “ideais” de operação para o separador, em função da umidade, e a recomendação para modificar a situação de moagem atual (sobre moagem), para uma de menor consumo energético, sem prejuízo da qualidade do produto, com base numa argumentação coerente com as amostragens realizadas, que por sua vez, ilucidaram o mecanismo de funcionamento do sistema e estabeleceram alternativas melhores no modo de operação do mesmo.

ABSTRACT

This research work was developed in a cement works, placed in South of Brazil, Candiota, in the circuit clinker grinding. The main objective was to analyse the performance of the mill and the separator through the population balance model (PBM) and partition curves, in order to, in the next future, the cement grinding process to get optimum performance, reducing costs with energy and wear of the parts, beyond adding quality to the cement.

The clinker, the ash and the gypsum constitute the ball mill feed, the combination of these materials (98% less than 25 μm) resulting the cement that is sold in trade of the Rio Grande do Sul.

To analyse the mill was necessary obtain the essential parameter of the selection function (S_i), breakage function (B_{ij}), and classification function (C_i), as well as residence time distribution function (DTR). It was utilized back-calculation technic, based in the samples collected in the cement works, considering the material homogeneous, calculating the size distribution of the combined mill feed through individual size distribution and tonnages of the components. One think that existing one model adjusted to industrial scale, not validated yet, in this case, it provide more information than only laboratory studies

Simulation studies were carried out to verify the model structure by predicting the mill product for a different operating condition of feed size distribution, feed rate, mill filling, flap and rotation of the separator. As practical consequence of this work, one cite, for example, the determination of the better operation ranges to the separator, in agreement with humidity, and recommendation to modify present situation of overgrinding, reducing the consumption of energy, without harms to the product quality.

1 INTRODUÇÃO

1.1 IMPORTÂNCIA DA PESQUISA

Segundo Lynch *et al.* (2001), a indústria do cimento é uma das maiores consumidoras de energia do mundo, cerca de 2% da eletricidade global, sendo que utiliza toda essa energia em processos extremamente ineficientes, tais como: a fabricação de clínquer, as etapas de resfriamento e a moagem, o mais ineficiente de todos. As eficiências dos mesmos processos foram estimadas por Lynch *et al.* (2001) como sendo: 67%, 70% e 1%, respectivamente.

Diversas variáveis podem afetar a eficiência e a produtividade da moagem a seco das fábricas de cimento. Podem ser citadas, como exemplos, as condições operacionais do separadores a ar, especificamente, a abertura do exaustor e a rotação desses equipamentos; bem como as condições operacionais do moinho, como grau de enchimento, tamanho dos corpos moedores e perfil do revestimento, dentre outros tantos. Otimizar essas variáveis nas linhas de moagem é um importante passo para minimizar o custo de produção do cimento por tonelada.

Segundo Herbst (1990), os métodos de controle e otimização podem aumentar o rendimento para 20% e reduzir consideravelmente o desgaste das peças. O segredo desta melhora estaria embasado na descrição do regime permanente e do comportamento dinâmico dos sistemas de cominuição através de modelos matemáticos e de simuladores. Os parâmetros desses modelos matemáticos, por sua vez, podem ser estimados a partir de amostragens sistemáticas nos circuitos de moagem das indústrias. Através do processo de coleta de amostras de todas as correntes do circuito, bem como do interior do moinho, seguida de análises granulométricas completas via peneiramento ou difratômetro a laser, é possível calcular os parâmetros essenciais do modelo matemático. Para tanto, pode ser usada a técnica do retrocálculo ou ainda estimá-los por meio de ensaios em laboratório e, após escaloná-los, introduzi-los em um modelo do tipo clássico como o do balanço populacional (MBP).

Este trabalho de pesquisa, portanto, foi desenvolvido numa fábrica de cimento situada no Sul do Brasil, Candiota, no circuito de moagem de clínquer, com o principal objetivo de descrever o desempenho do moinho de bolas, usando o MBP e do classificador dinâmico, usando curvas de partição, a fim de que, num futuro próximo, possa ser otimizado o processo de moagem de cimento, reduzindo gastos com energia e substituição de peças, além de agregar maior qualidade ao produto.

Para modelar o moinho foi necessário obter os parâmetros essenciais das funções seleção (Si), função quebra (Bij) e função de classificação (Ci), bem como da função de distribuição

de tempo de residência (DTR). Para tanto, foi utilizada a técnica do retrocálculo, baseando-se nas amostras coletadas na fábrica de cimento, tratando o material como algo homogêneo, que é o habitual nestes casos. Acredita-se que existindo um modelo ajustado para escala industrial, ainda que inicial (não validado), neste caso, o mesmo fornece mais informações do que se fossem realizados apenas ensaios de laboratório.

O trabalho contou com total apoio e financiamento da CIA. DE CIMENTOS DO BRASIL, do Grupo CIMPOR, através de um convênio com a Fundação Luiz Englert, vinculada à Escola de Engenharia da UFRGS e a empresa, Unidade de Candiota, visando à execução de um projeto de pesquisa intitulado: “Avaliação e simulação do circuito de moagem de cimento da fábrica de Candiota” .

1.2 A MOAGEM DE CLÍNQUER

O clínquer, basicamente, resulta de um processo de calcinação a elevadas temperaturas (1350-1500 °C) de uma mistura de matérias-primas naturais, tais como calcários, margas, argilas, areias ou, minoritariamente, compostos de ferro (magnetita) e alumínio, devidamente dosificados e moídos até alcançar tamanho adequado (mais que 85% inferior a 88 μ m).

As fases principais constituintes do clínquer são: a) $(\text{SiO}_2)(\text{CaO})_3$ ou C_3S , a alita; b) $(\text{SiO}_2)(\text{CaO})_2$ ou C_2S , belita; c) a matriz, união de dois aluminatos, $(\text{Al}_2\text{O}_3)(\text{CaO})_3$ ou C_3A , aluminato tricálcico e $(\text{Al}_2\text{O}_3)(\text{Fe}_2\text{O}_3)(\text{CaO})_4$ ou C_4AF , aluminato de ferro tetracálcico. Outros elementos podem estar presentes, tais como cal livre (CaO), óxidos de magnésio (MgO) e sulfatos. Quimicamente, o clínquer compõe-se de: óxido de silício (em torno de 21%), de cálcio (quase 65%), de potássio (1,5%), de ferro (3%) e magnésio (8%), dentre outros presentes em menor quantidade.

O clínquer assemelha-se a pedaços de uma rocha vulcânica, possui cor cinza e é um material extremamente poroso. O clínquer, a cinza e o gesso constituem a alimentação do moinho de bolas a ser modelado; a cominuição desses três materiais a uma granulometria de aproximadamente 98%, em média, passante em 44 μ m vem a ser o cimento que é embalado e vendido no comércio do estado do Rio Grande do Sul.

No caso da fábrica de Candiota, adicionam-se normalmente ao clínquer, gesso (em torno de 3%) e cinzas (40%). As cinzas, provenientes da termoelétrica situada ao lado da fábrica, agregam qualidade ao cimento, ao mesmo tempo, que desempenham o papel de “economizador” da matéria-prima principal e de maior custo para a empresa, que é o clínquer propriamente dito.

2 REVISÃO BIBLIOGRÁFICA

2.1 MODELAGEM MATEMÁTICA DE CIRCUITOS DE MOAGEM

Segundo Guillaneau *et al.* (1996, p. 178), “um modelo de operação unitária é uma representação formalizada do funcionamento de uma máquina”. Em função do ponto de vista da formalização, certos aspectos podem ser privilegiados, tais como: consumo de energia, influência das condições operacionais sobre a performance, resistência mecânica das peças da máquina, concepção da mesma, etc.

Estes aspectos representam as preocupações do construtor do modelo, como p.e., estudar adaptações do circuito após início de operação, estimar a influência de uma mudança na qualidade do processo, antecipar qual será o desgaste das peças e em que data deverão ocorrer as trocas, enfim, controlar de maneira ótima uma determinada instalação industrial.

Um modelo que abarque todos estes objetivos seria quase impossível de ser determinado, em função do grande número de variáveis envolvidas. Deste modo, são realizadas simplificações, a fim de tornar os modelos operacionais. Seguindo esta idéia, foi criado o índice energético de Bond (Bond, 1952, *apud* Guillaneau, 1996, p. 178) ou *Work index*. Através dele, pode-se prever o consumo energético e dimensionar os equipamentos de cominuição. Da mesma forma, a partir de determinados objetivos e escolhidas as variáveis principais com que se deseja trabalhar, buscam-se relações entre as informações fornecidas ao modelo (características do material, geometria da máquina e condições operacionais) e as variáveis possíveis de serem determinadas, tais como, granulometria do produto e potência consumida, por exemplo. Estas relações podem ser:

- a) Empíricas, ou seja, determinadas de maneira estatística a partir de dados experimentais. Estes modelos são relativamente fáceis do ponto de vista de aplicações particulares, mas exigem um trabalho experimental considerável e/ou um banco de dados bastante completo.
- b) Macrofenomenológicos – eles permitem uma descrição dos fenômenos macroscópicos, através de conceitos que abarcam um significado físico, como a distribuição do tempo de residência (DTR) das partículas ou como a cinética de desaparecimento de uma dada classe granulométrica no interior da máquina.
- c) Microfenomenológicos - objetivam representar os fenômenos físicos e químicos sob os quais estão submetidas as partículas. Estes fenômenos são difíceis de serem colocados numa equação. As propriedades das partículas sólidas são difíceis de serem medidas e de serem caracterizadas matematicamente, tais como a forma, a liberação mineral, o estado da superfície ou as fissurações internas.

Atualmente, conforme Guillaneau *et al.* (1996, p. 178), são principalmente os modelos do tipo macrofenomenológicos que são operacionais para a simulação e dimensionamento das operações de tratamento de materiais minerais.

2.1.1 Breve histórico dos modelos de cominuição

A modelagem de processos de cominuição tem historicamente sido muito dependente do poder computacional viável, devido à formulação matemática, que mesmo sendo bastante simplificada, requer algoritmos bem desenvolvidos. Em verdade, a modelagem exige uma base forte de conhecimentos em programação, cálculo numérico e matemática aplicada, para construção de algoritmos próprios ou modificação dos existentes em alguns pacotes “abertos” disponíveis no mercado.

Por outro lado, para seguir a metodologia de modelagem, em todas suas etapas, e construir um esqueleto matemático bem embasado, poder-se-ia afirmar que o entendimento dos processos de cominuição são tão importantes quanto às ferramentas computacionais disponíveis. Fazer uso de programas mais simples, pacotes prontos como o do JK ou construir algoritmos simplificados em *matlab*, por exemplo, é um procedimento perfeitamente aceitável, embora, apenas com isto, não se possa alcançar maiores metas, tais como otimizar o perfil do revestimento do moinho e, principalmente, a energia consumida. No entanto, mais uma vez, tendo o que poderia ser chamado de esqueleto matemático pronto, realizado a partir de amostragens bem conduzidas, isto pode ser feito posteriormente, bastando que se domine ferramentas mais poderosas.

Os modelos de cominuição atuais são inspirados em teorias relativamente antigas. A primeira de todas, a qual teria lançado as primeiras idéias sobre o assunto, data de 1867, deve-se a von Rittinger e baseou-se na constatação de que a energia absorvida pela ruptura dos grãos é proporcional à superfície criada. A lei de Rittinger pode ser escrita como:

$$E = K(S_1 - S_0), \quad \text{eq. (1)}$$

sendo, E = energia específica, K = fator de proporcionalidade, S_1 = área do produto, S_0 = área inicial.

Esta aproximação “energética” progrediu com Kick que enunciou em 1885 que a energia absorvida é constante para uma mesma relação de redução. Daí a lei de F. Kick:

$$E = C \log \left(\frac{D_0}{D_1} \right), \quad \text{eq. (2)}$$

onde, C = constante, D_0 = diâmetro inicial, D_1 = diâmetro final.

Segundo Figueira, H. O., Almeida, S. M, Neto, J. P. (1998, p. 112), a lei de Rittinger se aplica à fragmentação muito fina, p. e, à moagem de clínquer de cimento, enquanto a lei de Kick se aplicaria, de preferência, à fragmentação de maticões.

Griffith (1920) propôs uma explicação fenomenológica baseada na propagação de fissuras, em função da resistência dos materiais. Enfim, Bond (1952) estipulou que a energia absorvida é proporcional ao comprimento das fissuras produzidas; surgindo, após uma década, seu famoso método experimental, que até hoje é ainda muito usado na maior parte dos casos, para dimensionamento e otimização dos equipamentos de cominuição, realizando-se ensaios em laboratórios. A lei de Bond é também chamada de “3ª lei da fragmentação” e diz que a energia consumida para reduzir o tamanho de um material é inversamente proporcional à raiz quadrada do tamanho. No caso, ele definiu como tamanho, a abertura da peneira pela qual passam 80% do material. A expressão da Lei de Bond é a seguinte:

$$E = E_o \left[\frac{1}{\sqrt{P}} - \frac{1}{\sqrt{F}} \right], \quad \text{eq. (3)}$$

onde P é o tamanho do produto, F é o tamanho da alimentação e E_o é uma constante.

Bond então propôs o uso de um índice conhecido como wi (*work index*) ou índice de trabalho, que é definido como o trabalho necessário para reduzir a unidade de peso (tonelada curta = 907 kg) do material considerado, desde um tamanho inicial F = ∞, até um tamanho final P = 100 μm. Portanto:

$$E = E_o \left[\frac{1}{\sqrt{100}} - \frac{1}{\sqrt{\infty}} \right], \quad \text{eq. (4)}$$

onde, E_o = 10wi. Substituindo na expressão da lei o valor de E_o, obtém-se:

$$E = 10wi \left[\frac{1}{\sqrt{P}} - \frac{1}{\sqrt{F}} \right]. \quad \text{eq. (5)}$$

Estas teorias energéticas tentam em verdade compreender as leis que unem a constituição própria da matéria à quantidade de energia necessária para quebrá-la. No entanto, fato é que até então era considerado apenas uma classe de tamanhos de partículas (passante em 80%). Através da aparição dos modelos cinéticos, surgiu o tratamento matemático do conjunto todo da distribuição granulométrica.

Brown (1941) apresentou a primeira equação do balanço das classes granulométricas. Em 1947, Epstein propõe uma formulação probabilística da moagem e uma separação do conceito de velocidade de quebra e de distribuição dos produtos fraturados. Uma das primeiras formulações operacionais neste sentido, conforme Guillaneau *et al.* (1996, p. 180), que permitiram uma

interpretação do processo de cominuição industrial, foi a de Broadbent e Callcott (1956), que introduziram uma noção dos estágios do processo dentro de uma formulação matricial.

Figueira, H. O., Almeida, S. M, Neto, J. P. (1998, p. 118) e Rose (1957) teriam mostrado, através de medidas cuidadosas de energia num moinho, que a energia superficial é somente uma pequena fração da energia fornecida ao moinho. Dentro dos limites de erro experimental, ele encontrou que toda a energia fornecida ao moinho aparece como calor, som ou energia de transformação de fase. Não há razão para supor que a energia fornecida ao moinho é múltiplo da energia específica e é difícil justificar o conceito que a quantidade de energia superficial, isto é, 0,1% de energia fornecida ao moinho pode controlar todo o processo. A energia fornecida, que se converte em energia superficial num processo controlado de fragmentação, depende da estrutura das falhas do mineral, do mecanismo e do método de aplicação da força.

Segundo os mesmos autores supracitados, nesta mesma época, surge a relação de Charles (1957, p. 121) como outra tentativa de encontrar um modelo que correspondesse aos resultados práticos de fragmentação. Pouco depois de Charles, um outro pesquisador, Hukki (1961, p. 124), propôs uma expressão que cobriria todos os intervalos de granulometria, estabelecendo uma relação para o consumo de energia de fragmentação em função da granulometria do produto. Desta forma, as três leis seriam aplicáveis, só que em faixas de tamanho diversas.

Finalmente, as três leis anteriormente citadas, de Rittinger, Kick e Bond, foram então estudadas por Austin (1973), que chegou a fórmulas mais abrangentes e determinou a aplicação e as restrições de cada uma delas. Austin (1984) usou o modelo muito simplificado de Kick e derivou a seguinte expressão:

$$E_K = K_K \log \left(\frac{x_f}{x_p} \right), \quad \text{eq. (6)}$$

onde, E_K é a energia por unidade de massa para reduzir partículas de tamanho x_f a partículas de tamanho x_p , e K_K é a energia por unidade de massa para uma redução de tamanho de 1:10.

De qualquer forma, estas teorias também fazem uma descrição matemática em função das distribuições granulométricas, ou seja, por si só, não relacionam o modelo com as dimensões da máquina, muito menos com as condições operacionais da mesma. A união entre esta descrição cinética e a previsão energética encontrar-se-ia principalmente sob a forma de uma proporcionalidade entre a velocidade de quebra e a energia consumida. Neste sentido, veio, em auxílio aos modelos mais antigos, o modelo de Herbst-Fuerstenau (1980), que faz justamente esta relação entre a taxa específica de quebra e a energia consumida pelo moinho.

2.1.2 As funções principais dos modelos cinéticos de cominuição

A cinética do processo de cominuição tem sido descrita por três funções principais: a) função de quebra e velocidade específica de quebra; b) função de seleção e c) função de classificação.

O aspecto fundamental de todos os modelos de cominuição é a descrição do produto de um simples evento de quebra. Isto é a chamada função de distribuição de quebra, muito difícil de se determinar experimentalmente, devido ao fato de não existir técnicas não destrutivas que forneçam informações suficientes sobre as propriedades de quebra dos minerais, inerentes à cada material e equipamento.

Observou-se, por outro lado, ao longo dos anos, que há uma forma característica da distribuição de tamanhos para um dado mineral, o qual tenha passado por um processo de cominuição em um equipamento específico. Esta combinação, equipamento e material, dá origem a uma distribuição cuja forma acaba por se manter constante.

Rosin-Rammler (1933) propôs uma forma para a distribuição de partículas após a quebra (equação 7). Essa expressão é pouco usada em comparação com as demais que serão apresentadas mais adiante.

$$\text{Equação de Rosin-Rammler: } B_{(x,y)} = \frac{(1 - e^{-x/y})}{(1 - e^{-1})} \quad \text{eq. (7)}$$

A função $B_{(x,y)}$ representa a proporção de partículas inicialmente de tamanho y , o qual aparece em intervalos de tamanho menores que x após a quebra. Ou ainda, representa a distribuição de tamanhos média, resultante da fratura primária de partículas individuais dentro do moinho. O conceito importante incorporado nesta descrição de quebra de partículas é que a distribuição obtida, após a quebra, é independente das condições de moagem, desde que considerada moagem normal.

Para muitos materiais a função de quebra é normalizada, ou seja, é função apenas da relação de tamanhos, sendo independente do tamanho inicial. Para materiais cuja função de quebra não seja normalizável, a situação torna-se bem mais complexa (quebra anormal). Muitos autores preferem dizer que a região da fratura normal é aquela onde acontece a fratura primária dos tamanhos menores, enquanto a região de fratura anormal seria aquela em que ocorreu fratura de ordem distinta e estaria relacionada aos tamanhos maiores.

Segundo Beraldo (1987, p. 14), chama-se função seleção a probabilidade que tem uma partícula de sofrer cominuição, sendo essa probabilidade, S , expressa pela relação entre a massa que sofreu cominuição e a massa inicial de material.

$$S_j = \frac{W_j(F) - W_j(P)}{W_j(F)}, \quad \text{eq. (8)}$$

onde $W_j(F)$ é a massa de material graduado granulometricamente (monotamanho considerado) que foi submetida à cominuição e $W_j(P)$ é a massa que permanece retida na malha do monotamanho considerado após a cominuição.

O mesmo autor explica que, no caso de moinhos tubulares, a função de seleção tem uma característica cinética e pode ser caracterizada por uma velocidade de quebra, pois é uma função crescente do tempo de moagem a que a amostra foi submetida. Considerando-se a velocidade de quebra proporcional à massa de material, define-se como velocidade específica de quebra (S_j) a relação entre a velocidade de quebra e a massa existente.

$$S_j = [-dw_j/dt]/w_j \quad \text{para } j=1 \quad \text{eq. (9)}$$

Na figura 1, pode ser observada uma região em que essa função permanece constante (reta). Após um certo tamanho de partícula, a função comporta-se como uma curva descendente. Diz-se que à direita desse tamanho, pois, ocorreu uma quebra distinta da primária. Tamanhos pertencentes à região dessa curva, portanto, seguem uma fratura anormal.

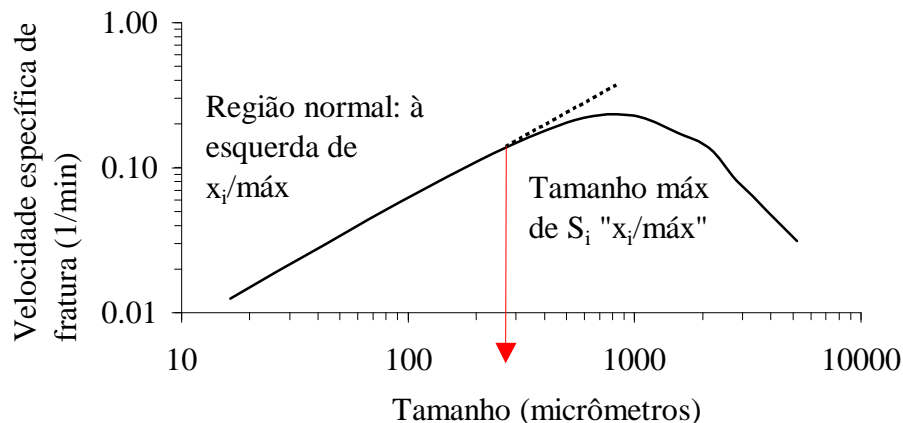


Figura 1 - Gráfico de ensaios de obtenção da velocidade específica de quebra (S_i).

2.1.3 Hipótese de moagem de primeira ordem

Segundo Austin & Concha (1993, p. 67), a fratura primária é definida como segue: “se um material se rompe e os fragmentos produzidos se misturam de novo com a massa no moinho, mas a distribuição de tamanhos pode ser medida antes que alguns deles sejam refraturados, então o resultado obtido seria a distribuição de fratura primária”.

Esta hipótese não poderá ser aplicada em todas as situações, porém é de fundamental importância, por simplificar a compreensão acerca dos processos de fratura, bem como a formulação matemática que os rege.

Considerando um moinho descontínuo de laboratório como se fosse um reator de mistura perfeita, que contém um massa W de material, esse recebe uma série de ações de fratura em sucessivas etapas, enquanto o moinho estiver em operação. Se a alimentação inicial do moinho estiver limitada a partículas situadas num intervalo de tamanho maior, numerado como intervalo 1, então diz-se que a condição inicial é $w_1(0) = 1$. Essa alimentação passa por um processo de moagem durante um certo intervalo de tempo t_1 , suficientemente curto, para garantir a quebra primária. Amostra-se o produto e analisa-se a fração em peso no intervalo de tamanho original. A amostra é recolocada no moinho e continua-se o processo por um intervalo de tempo adicional t_2 e assim por diante até um malha desejada (p.e. P(80) igual a 150 micrômetros).

De acordo com a lei de primeira ordem, a **velocidade** de desaparecimento da massa de partículas de tamanho 1 por ruptura é proporcional à **massa** de partículas de tamanho 1 presente no moinho no tempo t .

$$\frac{d[w_1(t)W]}{dt} \propto -w_1(t)W, \quad \text{eq. (10)}$$

onde w_1 é a fração de material considerada de tamanho 1 e W a massa total retida no moinho.

Se a massa retida no moinho W for constante, tem-se:

$$\frac{d[w_1(t)]}{dt} = -S_1 w_1(t) \quad \text{eq. (11)}$$

onde S_1 é uma constante de proporcionalidade que recebe o nome de velocidade específica de fratura e tem unidade igual a t^{-1} . Assim, apenas ao isolar a variável S_j , pode-se chegar a equação 9.

Se a S_1 não variar com o tempo, integrando a equação acima, sob a condição inicial de $w_1(0)$ tem-se:

$$w_1(t) = w_1(0) \exp(-S_1 t) \quad \text{eq. (12)}$$

ou

$$\log[w_1(t)] = \log[w_1(0)] - \frac{S_1 t}{2.3} \quad \text{eq. (13)}$$

De acordo com Austin & Concha (1993, p. 67), esta hipótese pode ser aplicada com freqüência como uma excelente aproximação da verdade. No entanto, para que fique comprovado que todas as partículas, durante todo o processo de moagem, estão seguindo a cinética de primeira ordem, faz-se necessário verificar essa hipótese. Segundo os mesmos autores: “ tem-se que verificar, entre outras coisas, se a acumulação de finos afetará a velocidade de fratura específica do material de maior tamanho e se o material mais fino vai se fraturar com uma cinética de

primeira ordem, em presença de quantidades variáveis de material mais grosseiro”. Daí tem-se que:

$$\frac{w_j^*(t)}{w_j^*(0)} = \exp(-S_j t), \quad \text{eq. (14)}$$

onde, $w_j^*(t)$ representa a fração de material marcado de tamanho j , ou seja, uma família de tamanho j que foi marcada através de traçadores.

2.1.4 Técnica dos traçadores de Gardner e Austin

A técnica dos traçadores, resumidamente, consiste na seguinte idéia: “Se algum tamanho (ou intervalo de tamanho) for marcado com um traçador, então o desaparecimento desta fração de tamanho com o tempo pode ser distinguido da aparição, neste mesmo tamanho, de produtos de fratura de tamanhos maiores (que o intervalo marcado no instante zero), já que estes não estariam marcados”.

Na figura 3, aparecem quatro tamanhos simbólicos de partículas, onde pode ser visualizado, de modo didático, o mecanismo da aplicação dessa técnica. Existe toda uma distribuição de tamanhos num determinado tempo zero (inicial), sendo que neste mesmo instante, uma determinada faixa granulométrica é marcada por meio de traçadores (p.e. elementos radioativos), simbolizados por bolinhas com forte contorno. Como se fosse marcada uma família de partículas-mãe que, com o tempo, vão dar origem a partículas-filhas num instante t_1 , sua primeira geração que, por sua vez, darão origem a novas partículas, as quais representarão toda uma segunda geração e assim por diante. Logo, as partículas que não estiverem marcadas têm sua origem a partir de uma família de partículas-mãe de tamanho (intervalo de tamanho) maior que a família referida anteriormente.

2.1.5 Técnica do monotamanho

A técnica do monotamanho consiste em não traçar as partículas-mãe, mas usar uma alimentação constituída somente de partículas de um mesmo intervalo de tamanho no interior do moinho. Normalmente, o intervalo de tamanho a que devem pertencer as partículas para que possam ser consideradas um monotamanho é de $\sqrt[4]{2}$ ou $\sqrt{2}$, isto é, devem passar por uma peneira de abertura x e ficarem retidas numa de abertura y , imediatamente posterior, seguindo a série de Tyler. Isso facilita muito os ensaios de moagem em laboratório, embora não seja possível de ser realizado na indústria, uma vez que a alimentação do moinho consiste de toda uma distribuição granulométrica. Esse material pode ser preparado por peneiramento das amostras de alimentação coletadas na indústria, moendo as partículas maiores se for necessário, a fim de obter uma maior quantidade de monotamanho.

Fato é que, em modelagem de processos de cominuição, fratura é definida como ocorrendo somente quando o produto fraturado apresenta um tamanho fora do intervalo original (das partículas que lhe deram origem).

Na figura 4, uma ilustração da técnica, aparece no retângulo superior à esquerda, a representação de um grupo de partículas-mãe, enquanto à direita, após o primeiro estágio de quebra, surge um novo grupo, composto pelas partículas-mãe, que resistiram ao primeiro estágio, e pelas partículas resultantes da quebra (partículas - filhas). Desse segundo grupo são selecionadas somente as partículas de menor tamanho, sendo essas re-introduzidas no moinho para continuação do ensaio, após a análise granulométrica completa, no caso da obtenção do parâmetro de distribuição de quebra. A continuação do ensaio é realizada então com um novo monotamanho.

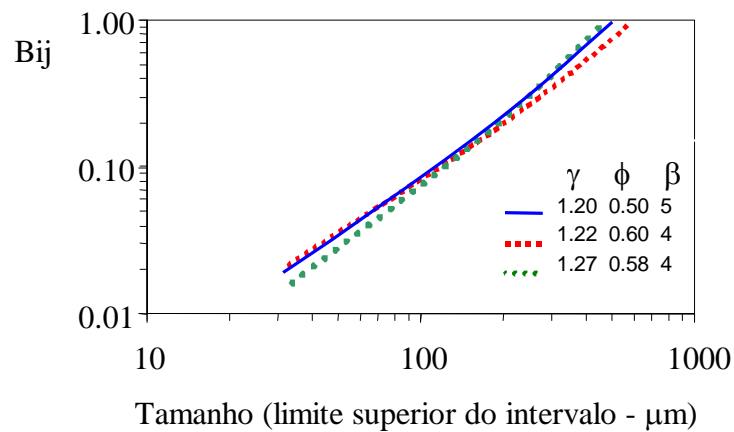
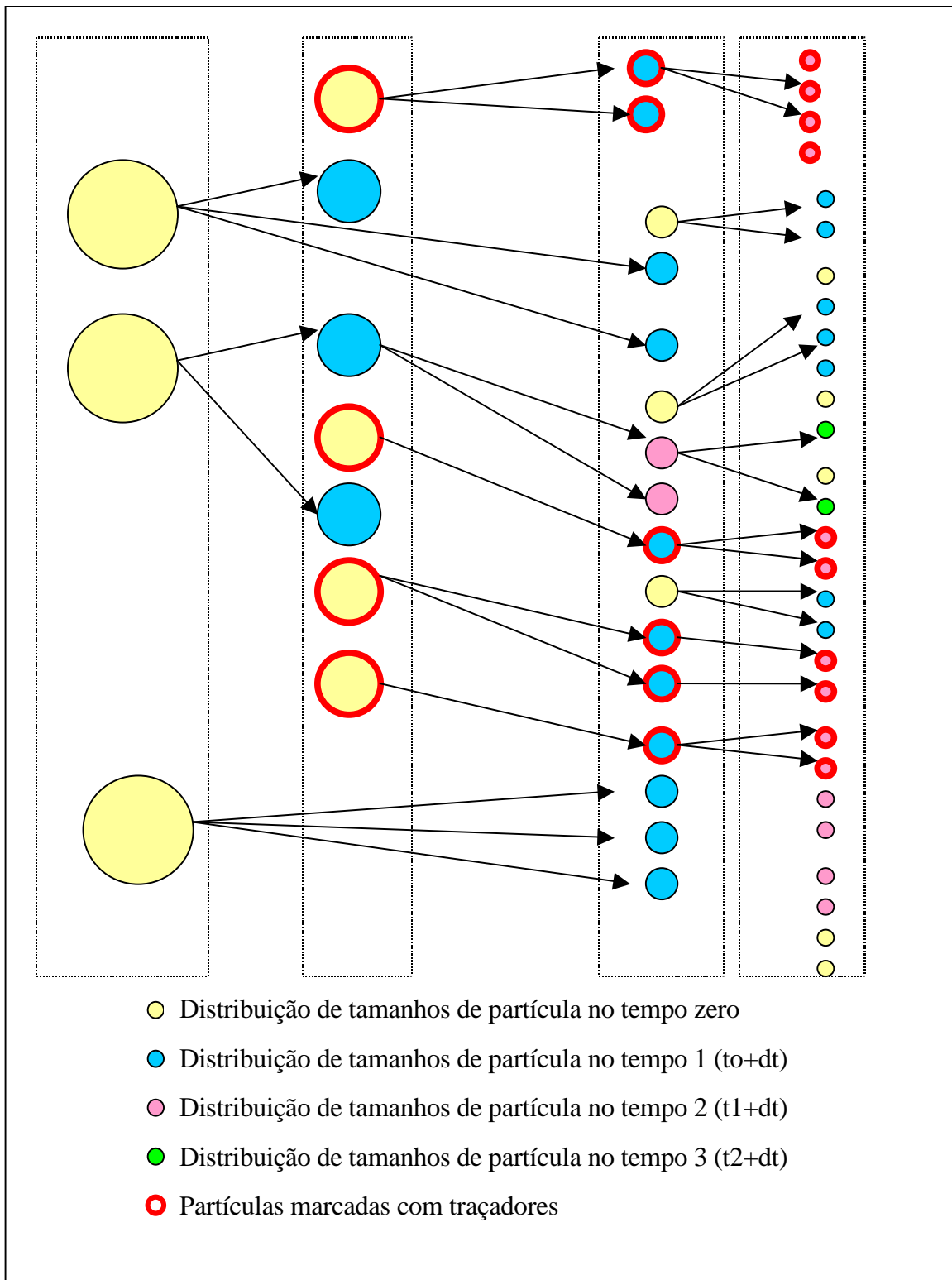


Figura 2 – Gráfico de ensaios de obtenção da função de quebra (B_{ij}).

Deste modo, ao invés de marcar uma subfamília (pertencente a diferentes intervalos de tamanhos) para então poder discernir uma geração da outra; na técnica do monotamanho, são removidas todas as partículas que pertençam à distribuição do monotamanho anterior. Isto é, tenta-se garantir uma fratura primária (moagem de primeira ordem), fazendo com que as partículas, mostradas como sendo de uma mesma distribuição, sofram apenas uma vez o mecanismo de quebra nesse processo de ensaio em laboratório.



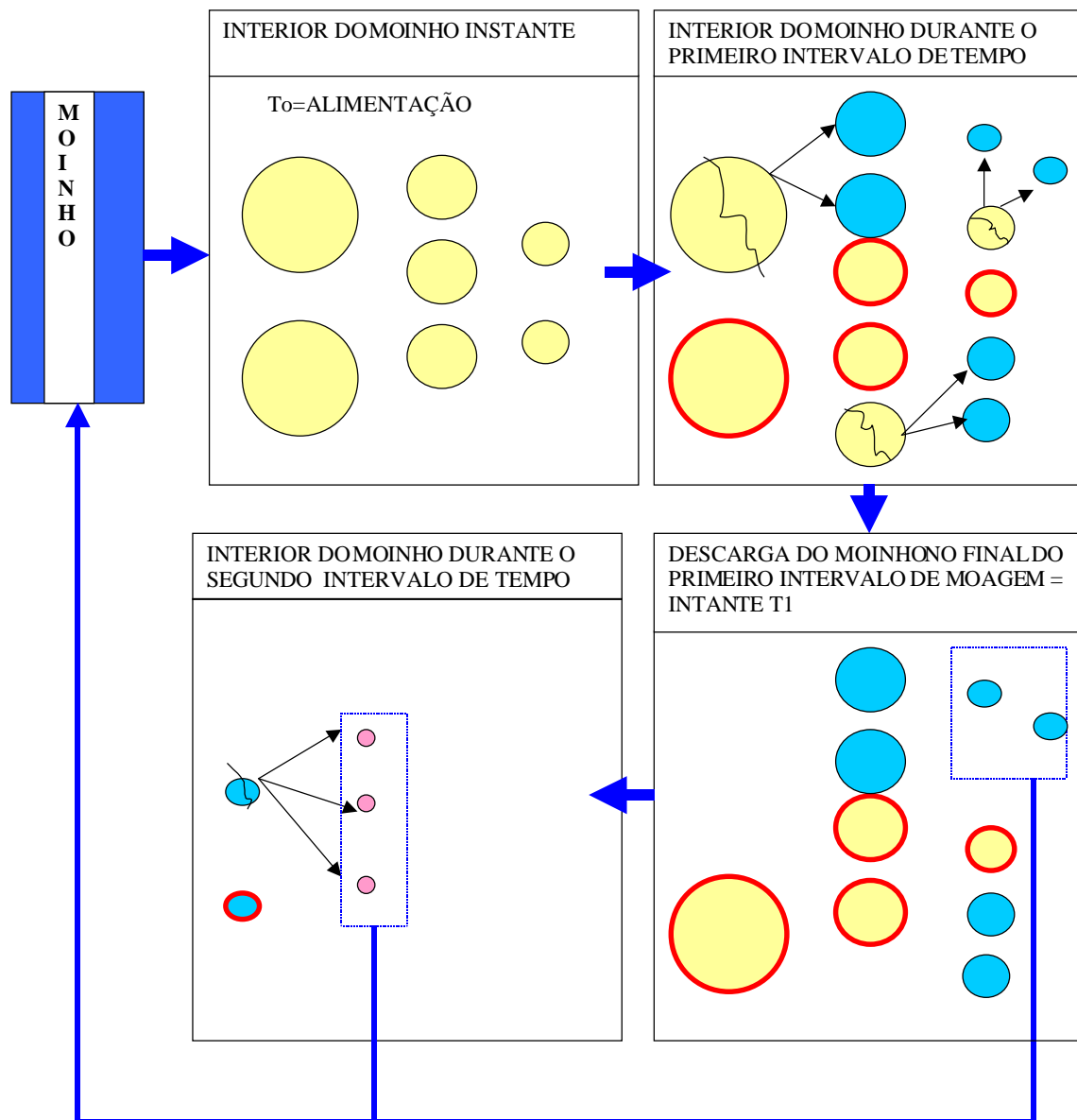


Figura 4– Apresentação da técnica do monotamanho: moagem descontínua

2.1.6 Determinação experimental dos parâmetros de fratura através de ensaios de laboratório

Existem décadas de pesquisa na busca pela melhor caracterização do processo de quebra da partícula. A dureza, a resistência à quebra por impacto e à abrasão, a distribuição de tamanhos resultante da quebra, bem como a velocidade de quebra das partículas são apenas alguns exemplos das propriedades que se deseja conhecer acerca de um material, quando no estudo dos processos de cominuição. Os testes padrões da área de mecânica de rochas, tais como a resistência à compressão uniaxial e outros similares, não são usualmente vistos como apropriados nesse caso, embora, quando interpretados de forma adequada, possam ser utilizados com sucesso, segundo Napier-Munn *et al.* (1996, p. 49). No entanto, na cominuição, é a relação energia-redução de tamanho que tem se mostrado mais importante de ser obtida, a partir de testes de laboratório,

desenvolvidos para aperfeiçoamento do projeto de equipamentos e circuitos, bem como para a otimização do processo. Tais testes incluem o famoso ensaio de Bond, testes em batelada e os ensaios de quebra de partículas individuais.

Além dos testes que serão vistos em detalhe neste trabalho, é importante citar que existem aqueles cujo objetivo é estudar o mecanismo de microfratura. As características de fratura em microescala controlam o mecanismo pelo qual a rocha responde à carga a que é submetida, portanto, quando bem estudadas, são capazes de explicar o comportamento mecânico de macroescala do material. Como exemplo desse tipo de ensaio pode ser citado o *HPB (Hopkinson Pressure Bar)*, o qual pode ser usado para dar a resistência da rocha, mas também é capaz de quantificar a energia ótima para quebrá-la. É um equipamento construído no JKMRC¹, similar a uma célula de carga ultra-rápida montada verticalmente, que tem sido muito usada no Centro de Cominuição, Universidade de Utah, para analisar as funções de quebra na modelagem de moinho de bolas.

2.1.6.1 Testes de quebra de partículas individuais

Segundo Napier-Munn *et al.* (1996, p. 69), uma desvantagem dos testes de moagem em batelada e do modelo do balanço populacional é a dificuldade de separar a influência das propriedades específicas do material (a função quebra) das propriedades específicas da máquina (a função taxa de quebra ou função seleção), de modo a apresentarem um maior significado no contexto da moagem industrial. Napier-Munn *et al.* (1996, p. 69) citam que é prática comum utilizar, p.e., uma função de quebra padrão no modelo do balanço populacional para simular circuitos industriais e, então, encontrar uma taxa específica de quebra, que melhor se encaixe aos dados coletados na indústria. Este procedimento ignora as possíveis mudanças nas características de quebra do material, requerendo mudanças contínuas nas taxas de quebra, o que pode levar a uma impressão totalmente errada da situação que se apresenta.

Testes de quebra de partículas individuais têm sido realizados por um grande número de pesquisadores com o objetivo de investigar diversas características importantes do processo de cominuição. Basicamente, há três tipos de sistemas de quebra: impacto, compressão lenta e cisalhamento. Como exemplo de testes muito usados por impacto, pode ser citado o teste do pêndulo e o teste de queda de peso (*drop weight test*).

Kapur *et al.* (1997) apresentaram um modelo para quebra de partículas como uma função da energia de impacto. O modelo tem como objetivo descrever a distribuição do tamanho das partículas, sua resistência à quebra, inclusive quando submetida a ações repetidas de impacto.

1 Julius Kruttschnitt Mineral Research Centre

Essa aproximação permite simular o espectro de tamanhos das partículas produzido pelo impacto durante a moagem como uma função da energia de impacto. Também permite inter-relacionar quantitativamente a chamada família de curvas, calcular a função de distribuição de quebra de energia livre e prever o nível ótimo de energia de impacto para um dada redução de tamanho.

Tavares & King (1998) desenvolveram um trabalho sobre o teste de quebra de partículas individuais. Usando a célula de carga de impacto, estudaram a deformação e a fratura de partículas sujeitas ao impacto.

2.1.6.2 Testes de moagem em batelada

A cinética do processo de moagem pode ser estudada com testes de moagem em batelada, usando amostras de monotamanhos. O procedimento consiste em moer o material de uma certa fração de tamanho (monotamanho) em um intervalo, a fim de obter os parâmetros de quebra. Austin & Concha (1993) detalharam muito bem todo este procedimento e, embora seja bastante trabalhoso, ainda hoje é muito utilizado para modelagem e simulação de circuitos de cominuição. O trabalho de Kemal, Cho, Austin (1999) e de Fernandes & Peres (1999) são bons exemplos de modelagem de circuitos de moagem que se basearam em testes de laboratório em batelada.

Segundo Austin & Concha (1993, p. 124), o estudo completo de um material específico, sob um determinado conjunto de condições experimentais, requer que se faça a determinação da função seleção para três, quatro ou cinco monotamanhos iniciais e ter as distribuições granulométricas de pelo menos dois dos tamanhos iniciais.

Para a determinação dos valores de S é necessário determinar somente a fração do material que permanece do monotamanho, logo depois de cada intervalo de tempo de moagem, de modo que basta utilizar uma só peneira. Por outro lado, para determinar os valores de B_{ij} é necessário uma análise granulométrica completa depois de cada pequeno intervalo de tempo de moagem.

Os valores de S e B_{ij} são utilizados para obter uma previsão da distribuição granulométrica e ser comparada com os dados experimentais, e desse modo revisar a consistência do dados. Para realizar esta comparação é necessário coletar amostras da alimentação e produto do circuito e ter realizado as análises granulométricas completas.

Experimentalmente, pode-se determinar a função quebra, utilizando-se uma amostra graduada num intervalo de tamanho j e fazendo-a passar por um processo de moagem em curto período de tempo. A quantidade de material de tamanho x_j cominuído deve ser aproximadamente 20 a 30% do total (Beraldo, 1987, p. 17 e Austin & Concha, 1993, p. 126). A cada 2 ou 5 minutos (tempo depende muito do material) o moinho é parado. O material de seu interior é despejado sobre a peneira inferior do intervalo de tamanho j , anota-se a quantidade passante, recoloca-se o

material no moinho e continua-se o ensaio por mais 3 ou 5 minutos. Em tempos constantes, pois, repete-se o procedimento, a fim de obter um gráfico semelhante à figura 2. Os tempos dos ensaios dependem muito das características do monotamanho, idealmente eles devem ser selecionados para dar uma seqüência de valores $w_1(t)$ de aproximadamente 0,8/ 0,5/0,1 e 0,05, segundo Austin & Concha (1993, p. 125). O valor de S é determinado a partir da inclinação da reta resultante.

Ambas, velocidade de quebra e função seleção dependem, do material, das condições de moagem e, em especial, da energia do moinho.

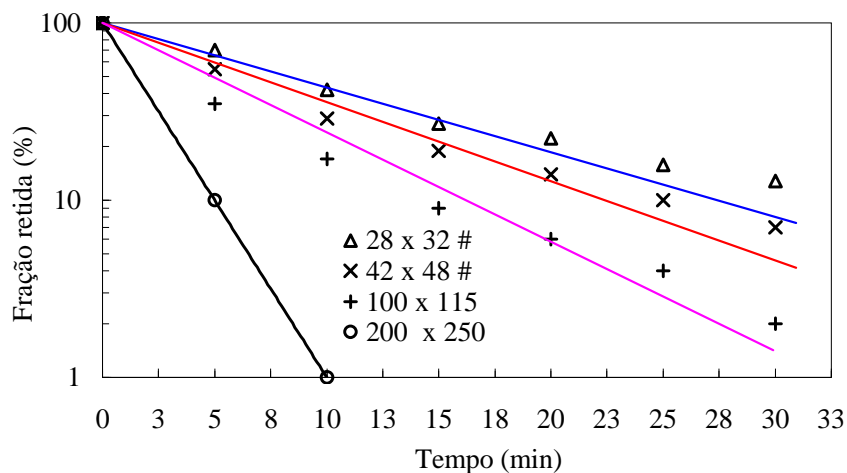


Figura 5 - Gráfico de primeira ordem.

Na figura 5, acima, é mostrado um gráfico de primeira ordem, obtido por meio de ensaios em batelada, com o objetivo de determinar a velocidade específica de quebra para vários monotamanhos iniciais (diversas malhas). S_i é determinado a partir da inclinação da reta.

Sabe-se que é quase impossível evitar que haja, durante os ensaios de obtenção da função quebra, um certo grau de refratura, por isso é necessário introduzir uma correção. Uma técnica de cálculo, denominada Método BI, consiste em medir as distribuições granulométricas como função do tempo e extrapolar para tempos próximos de zero. Então, por definição, os valores de B são calculados pela forma:

$$\text{Método BI: } b_{2,1} \approx \frac{\text{peso que chega ao tamanho 2, para } t \rightarrow 0}{\text{peso eliminado de tamanho 1, para } t \rightarrow 0} \quad \text{eq. (15)}$$

É muito difícil obter, na prática, distribuições granulométricas corretas para pequenos graus de fratura e é muito tedioso fazer experimentos cuidadosos em diversos tempos curtos para permitir uma extrapolação a tempo zero. De acordo com Austin & Concha (1993, p. 126-127), a extrapolação a tempo zero em tempos maiores de moagem está sujeita a erros sistemáticos

grandes, inclusive quando $P(x,t)$ versus t parece ser linear em tempos maiores. Deste modo, pode-se utilizar um segundo método, denominado BII para corrigir a fratura secundária:

$$\text{Método BII: } B_{i,j} = \frac{\ln[(1 - P_i(0))/(1 - P_i(t))]}{\ln\{[1 - P_{j+1}(0)]/[1 - P_{j+1}(t)]\}} \quad \text{eq. (16)}$$

Se for considerado que ocorre moagem normal, os valores de B_{ij} são independentes das condições de moagem, e a quantidade de material quebrado de classe j , que foi para a classe i , pode ser calculada simplesmente por:

$$b_{i,j} = B_{i,j} - B_{i+1,j} \quad \text{eq.(17)}$$

Austin e Luckie (1972) comprovaram que este procedimento de correção funciona bem para moagem em moinho de bolas, utilizando valores de S e B para calcular distribuições granulométricas de uma moagem descontínua a vários tempos e depois aplicando as técnicas de cálculo BI e BII aos dados simulados. Segundo Austin & Concha (1993, p. 127), no entanto, o método é apropriado somente para tempos curtos, nos quais a quantidade de monotamanho fraturada seja menor que 30%. Em tempos maiores de moagem, os valores de B calculados pelo método BII resultam demasiadamente grandes.

Estes métodos de cálculo de B baseiam-se num efeito de compensação que se aplica como uma aproximação somente para fratura normal, na região à esquerda do máximo de S_i , mostrada na figura 1. Para a fratura anormal, região a direita do máximo de S_i , é necessário utilizar o método BII de Austin e Luckie (1972), o qual requer estimações das velocidades de fratura específica. Nesta região os valores de B são usualmente normalizáveis.

Geralmente, é considerado que a função quebra é independente da granulometria da alimentação, ou seja, diz-se que ela pode ser normalizada. Nesse caso, pode ser usada a equação (18) para calcular os B_{ij} . A figura 2, apresentada anteriormente, é um exemplo de funções quebra normalizáveis.

$$B_{i,j} = \phi \left(\frac{x_{i-1}}{x_j} \right)^\gamma + (1 - \phi) \left(\frac{x_{i-1}}{x_j} \right)^\beta \quad i > 1 \quad \text{eq. (18)}$$

Segundo Austin & Concha (1993, p. 128), alguns materiais produzem valores de B_{ij} não normalizáveis, inclusive, na região de fratura normal (figura 1). É o que acontece com algumas escórias de cimento, podendo este fato estar associado à natureza altamente porosa das partículas maiores. Na figura 6, são mostrados valores experimentais da função quebra (B_{ij}) para clínquer de cimento para vários tamanhos de alimentação. A mesma figura apresenta um resultado típico para um material em que os valores de B_{ij} são não

normalizáveis. Para a moagem em moinho de bolas, o mais comum é deparar-se com valores de B_{ij} não normalizáveis. Assim, Austin e Luckie (1972) descreveram uma outra técnica para caracterizar tais distribuições em que é adicionado um fator de correção às funções de quebra e seleção, tal como o fator “ Q_i ” visto mais adiante.

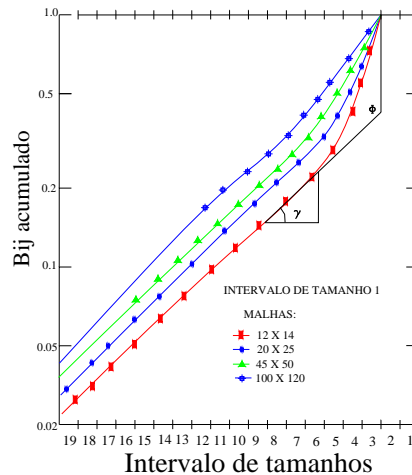


Figura 6 - Função quebra não-normalizável para clínquer.
Fonte: Austin & Concha (1993).

2.1.7 Determinação dos parâmetros de fratura a partir de dados industriais

Os parâmetros de fratura podem ser obtidos de uma forma indireta, a partir de dados experimentais coletados na indústria. A base da técnica do retrocálculo baseia-se num programa computacional que ajusta os parâmetros S e B , que façam com que os resultados simulados para o modelo do moinho se aproximem, o quanto for possível, dos dados experimentais de laboratório, planta piloto ou planta industrial.

As vantagens deste método é que ele utiliza todos os dados disponíveis no cálculo, distribuindo os erros; pode ser utilizado com um conjunto de dados limitado, reduzindo assim uma grande quantidade de trabalho experimental e, finalmente, pode ser utilizado a dados de moagem contínua industrial. A maior desvantagem, segundo Austin & Concha (1993, p. 130), é que os dados são forçados a ajustar-se às suposições do modelo proposto, não sendo sempre possível detectar quando determinadas suposições não são mais válidas.

Os programas desenvolvidos por Klimpel & Austin (1977 – 1984) utilizam suposições simplificadas sobre as formas funcionais de S e B , com respeito ao tamanho das partículas, a fim de reduzir o número de parâmetros na busca. Numa opção, as formas funcionais para os valores de S e B , em conjunto com a equação 12 anteriormente citada, são:

$$S_i = ax_i^\alpha \quad \text{onde } a = S_1 / x_1^\alpha \quad \text{eq. (19)}$$

Para valores de S que passam pelo tamanho máximo “ x_i ”, introduz-se um fator de correção “Q” mais dois parâmetros μ e Λ , tal como segue:

$$S_i = ax_i^\alpha * Q_i \quad \text{eq. (20)}$$

$$Q_i = \frac{1}{1 + \left(\frac{x_i}{\mu}\right)^\Lambda} \quad \text{para } \Lambda > 0 \quad \text{eq. (21)}$$

2.2 MODELAGEM DO MOINHOS DE BOLAS

Na indústria mineral, os primeiros esforços de modelagem eram na maior parte empíricos ou quase teóricos. Pode ser considerado um avanço o fato de nesses últimos anos ter surgido uma grande atenção aos elementos físicos e químicos envolvidos no processo de modelagem. No entanto, o modelo fenomenológico, onde a forma advém de alguma teoria, mas as constantes são determinadas através da experimentação, constitui-se ainda no tipo de modelo mais preciso e mais prático para a cominuição.

Os modelos de cominuição podem ser divididos em duas classes principais: aqueles que consideram o processo de cominuição como uma transformação da distribuição de tamanhos entre a alimentação e o produto, e aqueles que consideram cada elemento dentro do processo. São denominados, respectivamente, modelos tipo caixa preta e modelos fundamentais. Um modelo tipo “caixa preta” objetiva prever a distribuição de tamanho do produto, a partir da distribuição de tamanhos da alimentação, características de quebra (determinados por meio de ensaios), banco de dados (baseado em amostragens bem sucedidas), tudo isto encapsulado num algoritmo apropriado. É fenomenológico no sentido de que busca representar o fenômeno de quebra, mais do que descrever os princípios físicos que o regem. O modelo do balanço populacional é o mais largamente usado dessa classe.

Um modelo fundamental, por outro lado, considera diretamente as interações entre as partículas do material e demais elementos existentes dentro da máquina, baseando-se na mecânica Newtoniana (Napier-Munn *et al.*, 1996). São freqüentemente denominados também modelos mecanicistas. Estes modelos necessitam de grandes recursos computacionais e ainda não são mais desenvolvidos do que os primeiros.

Devido aos fatos já referidos anteriormente, como a necessidade de grande poder computacional (no caso dos modelos fundamentais) e de serem hoje os modelos fenomenológicos muito usados na prática com sucesso, decidiu-se descrever logo adiante apenas os modelos do tipo caixa preta.

2.2.1 Modelo do balanço populacional de Epstein e Austin

O modelo do balanço populacional foi introduzido por Epstein (1947). Posteriormente, foi desenvolvido por muitos, incluindo Austin *et al.* (1983). Tem sido muito estudado e utilizado na prática na Austrália (Kelsall *et al.*, 1969), na América do Norte (Herbst & Fuerstenau, 1968 e 1980, Herbst *et al.*, 1985) e na Europa (Guillaneau *et al.*, 1995).

Este modelo é também denominado “modelo de primeira ordem”, porque efetivamente assume que a produção de material cominuído por unidade de tempo no interior do moinho, depende somente da massa de cada fração de tamanho; isto é, a taxa de quebra para cada fração de tamanho é considerada constante, caracterizando uma taxa única de desaparecimento.

Logo, S_i é a velocidade específica de quebra (min^{-1}) e W_i é a massa da inésima fração de tamanho no moinho. O parâmetro S_i pode ser então calculado ou estimado a partir de testes em batelada.

A equação que rege o modelo considera um balanço em torno de cada fração de tamanho (regime estacionário), de tal modo que, pode-se re-arranjar a sua forma geral para estimar o produto, tal como segue:

$$f_i + \sum_{j=1}^{i-1} b_{ij} S_j W_j = p_i + S_i W_i \quad \Rightarrow \quad p_i = f_i - S_i W_i + \sum_{j=1}^{i-1} b_{ij} S_j W_j \quad \text{eq. (22)}$$

A função de distribuição de quebra, b_{ij} , descreverá a passagem da fração de tamanho j que passou para a faixa de tamanho i após a quebra.

No entanto, falta ainda uma terceira função, fundamental para que este balanço possa prever a granulometria do produto com sucesso. Trata-se da distribuição de tempos de residência das partículas dentro do moinho (λ), conforme é mostrado abaixo:

$$p'_i = f'_i - S_i \lambda W_i + \lambda \sum_{j=1}^{i-1} b_{ij} S_j W_j \quad \text{eq. (23)}$$

$$\Rightarrow \lambda = \frac{\sum W_i}{\sum f_i} \quad (\text{tempo de residência médio}) \quad \text{eq. (24)}$$

Para utilizar um modelo em escala industrial, cujos parâmetros tenham sido determinados a partir de ensaios em laboratório, ou aplicá-lo em moinhos de geometria diferente, ou ainda, simular, é necessário usar regras de escalonamento, que descrevam como os parâmetros do modelo variam com as modificações decorrentes da geometria e das diferentes condições operacionais.

No desenvolvimento de regras de escalonamento, é importante distinguir entre parâmetros que são específicos do material e aqueles que dependem das condições operacionais e/ou da geometria do moinho. Assim, os parâmetros α e Λ do modelo da função seleção dada por Austin dependem geralmente apenas do material, enquanto, S_1 e μ dependem somente da geometria.

As variáveis dominantes são o diâmetro do moinho e a distribuição de tamanhos dos corpos-moedores. Essas variáveis juntas determinam a média da energia de impactos no moinho e ambas possuem uma influência significativa no valor da constante S_1 da equação (19).

$$\frac{S_1}{S_{1T}} = \left(\frac{D_m}{D_{mT}} \right)^{N1} \left(\frac{1 + 6,6J_T^{2,3}}{1 + 6,6J^{2,3}} \right) \left(\frac{\varphi_c - 0,1}{\varphi_{cT} - 0,1} \right) \left(\frac{1 + \exp[15,7(\varphi_{cT} - 0,94)]}{1 + \exp[15,7(\varphi_c - 0,94)]} \right) \times \exp[-c(U - U_T)] \quad \text{eq. (25)}$$

O subscrito T na equação acima refere-se à variável determinada sob condições de teste para os quais os parâmetros são estimados, enquanto a variável correspondente, sem esse subscrito, refere-se ao moinho em grande escala que deve ser simulado. A variável J é definida como sendo a fração do volume do moinho preenchida pelos corpos - moedores e U é a relação entre o volume do leito de partículas e o volume de vazios no leito de bolas (em regime estacionário). As variáveis D_m e φ_c são, respectivamente, o diâmetro do moinho e a fração da velocidade crítica em que ele opera.

Segundo King (1996), a taxa de quebra é essencialmente um parâmetro cinético, que aumenta com o número de impactos que ocorrem por segundo por unidade de volume no moinho. Moinhos com geometria similar, operando com a mesma fração de velocidade crítica (φ_c), produzirão, portanto, frequências de impacto por unidade de volume praticamente idênticas, ou seja, a frequência por unidade de volume varia em uma taxa proporcional à velocidade de rotação.

Por outro lado, conforme King (1996), a variação da frequência de impacto com o grau de enchimento do moinho (J) é mais complexa e regras puramente empíricas de escalonamento devem ser aplicadas.

A velocidade específica de quebra é também influenciada pela distribuição de tamanhos dos corpos - moedores. Assim, para validar o modelo em uma escala industrial, torna-se necessário utilizar uma expressão do tipo descrita logo abaixo:

$$K(dp) = S1dp^\alpha \sum_K \frac{m_k \left(\frac{d_T}{d_K}\right)^{N_0}}{1 + \left(\frac{d_p}{\mu_K}\right)^\Delta} \dots\dots\dots \text{eq. (26.a)}$$

onde, d_K é o diâmetro da K inésima classe de tamanho de bolas e m_K é a fração em massa da classe de tamanho de bolas presente na carga do moinho. μ_K é dado, por sua vez, por:

$$\frac{\mu_K}{\mu_{KT}} = \left(\frac{D_m}{D_{mT}}\right)^{N_2} \left(\frac{d_K}{d_T}\right)^{N_3} \dots\dots\dots \text{eq. (26.b)}$$

sendo que os valores recomendados, segundo King (1996), para as constantes N_0 , N_2 e N_3 são, respectivamente, 1,0, 0,2 e 1,0.

2.2.2 Modelo do moinho de bolas de mistura perfeita de Whiten

Embora tenha sido derivado de uma forma independente, o modelo de mistura perfeita é muito similar ao modelo do balanço populacional, sendo que a equação que o rege pode ser escrita de forma idêntica à equação 22. O moinho é considerado como um reator em que ocorre mistura perfeita, estando o conteúdo do moinho relacionado ao produto através de uma taxa de descarga, Td_i , para cada fração de tamanho.

Para fornecer uma simples correção para variações no tempo de residência, Td_i ou taxa de descarga ($Td_i = p_i / W_i$) é escalonado em termos do volume do moinho e da taxa volumétrica de alimentação (Q), através da seguinte equação:

$$Td_i^* = \left(\frac{D^2 L}{4Q}\right) Td_i, \text{eq. (27)}$$

onde D é o diâmetro e L é o comprimento do moinho.

Calcular (S/Td^*) iniciando do tamanho mais grosseiro de partícula é muito simples. Não é necessário de forma alguma grandes recursos computacionais. Uma planilha de cálculo ou uma simples calculadora são suficientes. Deste modo, busca-se então um conjunto de valores de (S/Td^*) que forneça a exata transformação da alimentação em produto. Para moinho de bolas, são colocados três a quatro pontos em um gráfico como o da figura 7 e fazendo-se uso de uma *spline*, obtém-se a curva de variação das taxas de moagem com o tamanho de partícula.

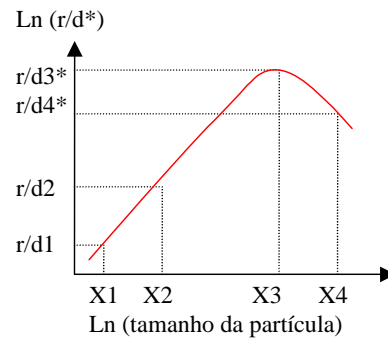


Figura 7 – Variação das taxas de moagem com o tamanho da partícula.

2.2.3 Modelo de Herbst-Fuerstenau

Herbst e Fuerstenau (1980) desenvolveram um trabalho em que se verificava a variação da taxa específica de quebra e da função quebra, em função da energia específica fornecida ao moinho, do tamanho do mesmo, do projeto e das condições operacionais de moagem. Este método servia para fazer o chamado *scale-up* de funções em escala de laboratório para escala de trabalho-teste piloto.

Desta forma, pode-se observar que a taxa específica de quebra de um determinado tamanho i é proporcional a energia específica fornecida ao moinho, segundo a equação abaixo:

$$K_i = S^E(d_{pi}) \frac{P}{M}, \quad \text{eq. (28).}$$

sendo,

P = a energia a ser consumida pelo moinho, determinada quando do projeto;

M = massa de carga do moinho, excluindo os corpos-moedores;

$S^E(d_{pi})$ = energia específica consumida em função do tamanho do produto;

K_i = taxa específica de quebra.

A característica essencial do modelo de Herbst e Fuerstenau é que S^E é uma função do material somente e não varia com as condições operacionais, nem com o tamanho do moinho. A variação da energia específica de quebra com o tamanho da partícula é dada pela equação:

$$\ln(S^E(d_{pi}) / S_1^E) = \xi \ln(d_p / d_{pi}) + \xi \ln(d_p / d_{pi})^2 + \dots, \quad \text{eq. (29)}$$

a qual representa o logaritmo da taxa de quebra de energia específica como uma série de potências do logaritmo do tamanho da partícula. Usualmente dois termos são suficientes para descrever a variação com detalhe, de modo que a expressão pode ser simplificada para:

$$\ln(S^E(d_{pi}) / S_1^E) = \xi \ln(d_p / d_{pi}) + \xi \ln(d_p / d_{pi})^2 \quad \text{eq. (30)}$$

2.3 DISTRIBUIÇÃO DE TEMPO DE RESIDÊNCIA

É muito importante ter em mente de modo claro o conceito de *distribuição* de tempo de residência, por ser esta função um dos principais parâmetros na modelagem de sistemas de fluxo dinâmico.

Quando um material flui de forma constante através de um equipamento como o moinho, os elementos do material entram juntos, mas, em geral, não deixarão juntos o equipamento. Por causa disso, há uma dispersão do tempo de residência dentro do equipamento dos elementos que constituem o fluxo de material (partículas minerais, por exemplo). Esta dispersão pode ser representada pela *distribuição do tempo de residência*.

Para obter-se esta distribuição pode-se empregar a técnica de resposta ao impulso. Este método consiste em colocar um “pulso” de material traço (traçador) dentro do fluxo de alimentação e analisá-lo no fluxo de saída do equipamento, obtendo-se assim uma curva experimental de distribuição de tempo de residência. A partir disso, é possível verificar a correlação desta com algum modelo matemático de transporte pré-determinado.

A curva de resposta de uma mistura não ideal é tipicamente a que é encontrada nas condições de fluxo atuais, em equipamentos modernos, tais como moinho de bolas para cimento de grande capacidade.

2.3.1 *Medição experimental*

A função de distribuição de tempo de residência (DTR) pode ser determinada experimentalmente mediante a adição de um elemento traço junto à alimentação do moinho, conforme dito anteriormente. Um traçador (ou elemento traço) é uma pequena porção de uma substância que se comporta de forma similar ao material da alimentação, mas que possui uma propriedade que o distingue, o que permite sua detecção na saída do moinho. Dependendo do sistema, pode-se utilizar traçadores cuja propriedade a medir é a condutividade, a absorção de luz, a concentração de um determinado cátion, a radioatividade, etc. Por esta razão, diferentes traçadores requerem diferentes técnicas experimentais. Dentre os fatores que devem ser considerados para a seleção do traçador para uma determinada aplicação, pode-se mencionar:

1. a disponibilidade do traçador e do equipamento de detecção;
2. limite de detecção à baixa concentração;
3. propriedades físicas similares as do material que se transporta;
4. não pode reagir quimicamente, nem pode ser absorvido pelas paredes do equipamento.

2.3.1.1 Traçadores utilizados em moinhos industriais

Na moagem à úmido, frequentemente, supõe-se que a densidade da polpa no moinho é igual tanto à entrada quanto à saída do moinho e que, portanto, a DTR das partículas minerais é igual a DTR da água. De acordo com estas suposições, basta determinar a DTR da água, o que se consegue facilmente, usando cloreto de sódio como traçador e detectando a condutividade da água na saída do moinho. Em moinhos industriais úmidos, basta lançar um saco de papel contendo sal diretamente dentro do moinho e tomar amostras da descarga, deixar decantar o sólido e medir a condutividade da solução. Outro traçador que se utiliza para determinar a DTR da água em moinhos é o sulfato de cobre com determinações colorimétricas das amostras, e traçadores radioativos líquidos com medição da radiação emitida. A maioria dos traçadores radioativos líquidos se obtém por irradiação direta de sais e outros compostos em um reator nuclear e são emissores de radiação gama.

A suposição de que a DTR da água é igual a das partículas em um moinho úmido não é correta, sendo em geral necessário conhecer a DTR das partículas sólidas também. Na moagem seca, existindo somente as partículas sólidas, acaba-se sempre tendo que determinar a DTR destas. Dois métodos se destacam para marcar partículas sólidas: uso de fluoresceína e a irradiação nuclear.

O método mais antigo utilizado na moagem seca de clínquer de cimento é o que usava a fluoresceína. Segundo Austin & Concha (1993), era utilizada aproximadamente 1 g de fluoresceína por t/h de capacidade do moinho, dissolvendo-a em 1,5 vezes o seu peso em água. Dez gramas de clínquer eram embalados à vácuo em uma bolsa plástica, ficando a solução de fluoresceína incorporada como uma capa nos poros internos do clínquer. A bolsa era então jogada dentro do moinho e se tomavam amostras na saída. O conteúdo de fluoresceína de cada amostra, segundo os mesmos autores, era determinado agitando 2 gramas de amostra com 50 cm³ de água por 30 segundos, deixando sedimentar o sólido por dois minutos e filtrando logo em seguida. O líquido devia ser colocado em um tubo Nessler, a fim de ser medida a intensidade da fluoresceína. Comparava-se visualmente com a solução normalizada ou se determinava a concentração com o fotofluorímetro (nefelômetro), que permite detectar 1 parte de fluoresceína por 10 partes de amostra.

Segundo Austin & Concha (1993), para moinhos industriais úmidos, já é fato comprovado que o traçador mais confiável das partículas sólidas é uma porção do mesmo material de alimentação irradiado em um reator nuclear, o que produz a ativação de um ou mais elementos que formam parte do mineral. Desta forma, o comportamento do traçador será idêntico ao do mineral que é moído e transportado no interior do moinho. Dependendo do objetivo do estudo,

pode ser selecionado como traçador uma amostra de uma distribuição granulométrica característica do mineral de alimentação ou bem uma fração granulométrica determinada (finos, por exemplo). Conforme Austin & Concha (1993), pode ser selecionada a energia gama proveniente de um isótopo em particular ou a radiação total gama emitida pela amostra como variável a ser medida.

2.3.2 Modelos de distribuição de tempo de residência

Quando se objetiva prever a performance dinâmica de um moinho de bolas ou qualquer que seja o processo de fluxo contínuo, deve-se conhecer o valor da taxa com que flui o material e como (qual trajetória) este flui dentro do sistema. Neste contexto, foram construídos diversos modelos matemáticos de DTR, sempre visando representar o comportamento do fluxo de modo real, isto é, o suficiente para fornecer informação para seu desenho e controle.

A problemática da busca pela DTR pode ser contornada pelo uso do teste de distribuição de tempo de residência e subsequente correlação com um modelo matemático já existente, mas ajustado (validado) de acordo com as respostas obtidas experimentalmente. Pode-se também utilizar modelos descritos pela literatura (hoje extensa a este respeito), que comprovadamente se ajustaram a experimentos realizados em circuitos semelhantes, com o mesmo tipo de materiais e condições operacionais muito parecidas. Isto é, pode-se fazer o caminho inverso: não realizar experimentos, mas testar vários modelos e ver qual melhor se ajustará à situação e que resultará em menor erro na previsão da granulometria do produto. Um ótimo exemplo deste tipo de trabalho foi o realizado por Kemal, Cho, Austin (1999), no qual foi demonstrado que a distribuição de tamanhos do produto do moinho naquele caso não era sensível a nenhuma função de DTR, sendo que foram testados os modelos desde mistura perfeita (*fully-mixed*) até o do tipo empistonado (*plug-flow*).

Um procedimento geral para a determinação de um modelo de fluxo realista, via a aproximação do tipo descrita acima, compõe-se de três estágios distintos. Um estágio inicial, onde modelos plausíveis são propostos, baseados na informação teórica e empírica disponível, seguido por um estágio de especificação, onde tais modelos alternativos são reduzidos a um mínimo por técnicas de seleção e, finalmente, um estágio de estimação, onde os valores dos parâmetros do modelo são estimados por comparação entre os valores previstos do modelo e os valores observados a partir da resposta ao teste de impulso (validação). A estimativa normalmente é feita através das técnicas de análise de regressão.

No passado, muitos tipos de modelos foram usados para caracterizar fluxos não ideais dentro de um moinho de bolas. Alguns traçavam uma analogia entre a teoria de “mistura” no fluxo e o processo de difusão (modelos de dispersão), outros modelos visualizavam várias regiões

de fluxo em série ou em paralelo e, quando estas regiões “separadas” conectavam-se para formar o modelo de fluxo “como um todo”, tornavam-se regiões de “mistura perfeita”, as quais eram posteriormente consideradas células unitárias de mistura. Quando diferentes tipos de regimes de fluxos eram interconectados, o modelo era então denominado um modelo combinado.

De todos os possíveis padrões de fluxo, dois casos idealizados podem ser considerados como casos de fluxos extremos característicos: mistura perfeita e empistonado.

No primeiro, assume-se que os elementos do material movem-se em uma fila simples através do equipamento, enquanto que o último assume que há uma mistura perfeita, que se dá através de movimentos tanto longitudinal quanto transversal. Estes dois casos são denominados ideais, no entanto, os processos reais, de modo geral, aproximam-se destes, sendo o erro negligenciável. A maioria dos processos reais (incluindo a moagem em moinho de bolas) tem propriedades de fluxo dinâmico algo que entre estes dois tipos extremos de fluxo.

2.3.2.1 Modelos de dispersão

Dentre os modelos físicos (introdução ao fluxo não-ideal), existem os chamados modelos de dispersão. Estes têm sido amplamente usados para caracterizar e representar fluxos materiais dentro de equipamentos cilíndricos rotativos tais como moinho de bolas e fornos kiln. A simplificação mais freqüentemente usada da equação da dispersão é o modelo de dispersão axial, em que se assume a difusão que ocorre na direção axial somente (ou direção do fluxo material) e qualquer mistura no plano radial é visto com sendo instantânea.

2.3.2.2 Modelos de dispersão geral

Assume fluxo cilíndrico simétrico. O material distribui-se por deslizamento ou devido a tensões, algo similar a uma difusão molecular.

A equação diferencial que o governa, para a difusão molecular de Fick (segunda lei), é a seguinte:

$$\frac{\partial C}{\partial t} = \bar{D}_x \frac{\partial^2 C}{\partial x^2} \quad \text{eq. (31)}$$

onde D_x é o coeficiente de difusão molecular, o qual é comumente denominado o coeficiente de dispersão axial ou longitudinal, valor que está diretamente relacionado a viscosidade, densidade e velocidade, bem como o tamanho e forma do material.

A mistura em outras direções pode ser descrita de forma semelhante à equação acima, onde o coeficiente de dispersão assume um valor diferente, unicamente descrita pela quantidade de difusão naquela direção particular.

A equação da dispersão geral é um modelo de parâmetros distribuídos, derivado via modelagem microscópica. Quando aplicada ao fluxo axial simétrico, mas com dispersão radial, a equação apresenta-se da seguinte forma:

$$\frac{\partial C}{\partial t} + u(r) \frac{\partial C}{\partial X} = \frac{\partial}{\partial X} \bar{D}_x(r) \frac{\partial C}{\partial X} + \frac{1}{r} \frac{\partial}{\partial r} r D_R(r) \frac{\partial C}{\partial R} \quad \text{eq. (32)}$$

onde $u(r)$, $D_x(r)$ e $D_R(r)$ são os parâmetros do modelo, sendo $D_x(r)$ e $D_R(r)$ os coeficientes de dispersão nas direções axial e radial respectivamente e $u(r)$ a velocidade do material em todas as posições radiais “r”.

A solução desta equação é algo difícil, uma vez que, mesmo pelo método das diferenças finitas ou método dos elementos finitos, ter-se-ia que conhecer os coeficientes de dispersão e estes teriam que ser constantes, o que não acontece. Assim, advém a necessidade de uma série de simplificações a serem impostas ao modelo para que se possa obter uma solução para a equação diferencial descrita acima.

2.3.2.3 Modelo de dispersão plug flow

Considerando-se os coeficientes de dispersão constantes e independentes da posição e que a velocidade na direção axial é constante em seu valor médio u_o , então a equação anterior reduz-se a:

$$\frac{\partial C}{\partial t} + u_o \frac{\partial C}{\partial X} = D_x \frac{\partial^2 C}{\partial X^2} + \frac{D_R}{r} \frac{\partial}{\partial r} r \frac{\partial C}{\partial r}, \quad \text{eq. (33)}$$

onde os parâmetros do modelo são onde u_o , D_x e D_R .

Para este modelo as soluções analíticas são possíveis para diferentes condições de contorno.

2.3.2.4 Modelo de dispersão plug flow – axial

É assumido neste modelo que não há variação radial na composição do material que flui dentro do moinho. Neste caso, a equação anterior reduz-se a :

$$\frac{\partial C}{\partial t} + u_o \frac{\partial C}{\partial X} = D_x \frac{\partial^2 C}{\partial X^2}, \quad \text{eq. (34)}$$

onde os parâmetros do modelo são onde u_o e D_x .

Segundo Schofield (1980), esse modelo, no qual é assumido que a mistura é instantânea no plano radial, pode ser visto como uma aproximação razoável no caso do moinho de bolas, uma vez que a ação de turbilhonamento dentro do equipamento faz com que o tempo de difusão

transversal constante seja muito pequeno quando comparado com o tempo de residência das partículas.

Por outro lado, é necessário, uma vez assumindo este modelo, que sejam satisfeitos os seguintes itens:

1. as propriedades do material devem permanecer constantes;
2. as condições de fluxo devem prevalecer, não se alterando pela adição de um elemento traço (estímulo, pulso, teste de resposta ao impulso);
3. a concentração do traço deve ser uniforme em cada seção transversal do tubo e, portanto, ser uma função da posição axial somente;
4. o coeficiente de dispersão axial, o qual caracteriza o movimento axial, dever ser constante para determinadas condições de operação fixas.

Definindo agora, que $\theta = \frac{t}{\bar{t}}$ (nova variável não dimensional do tempo) e que quando a matéria entra no equipamento a sua posição é zero ($x = 0$) e que quando o deixa passa a ser igual ao comprimento do mesmo, ou seja, $x = L$, obtém-se a definição de uma nova variável não dimensional de posição que receberá a denominação de “variável z”: $z = \frac{x}{L}$.

O material entra no moinho em $z = 0$ e o deixa em $z = 1$. A velocidade de fluxo axial média do material é definida como sendo: $u_o = \frac{L}{\bar{t}}$, onde \bar{t} é tempo de residência médio. O número de dispersão do moinho pode ser definido como:

$$\frac{D_L}{u_o L} = \frac{1}{Pe}, \quad \text{eq. (35)}$$

onde Pe = número de Peclet e D_L = coeficiente de dispersão axial.

Sendo assim, a equação do modelo *plug flow* pode ser reescrita, transformando-se numa forma não dimensional da equação de dispersão axial:

$$\frac{\partial C}{\partial \theta} + \frac{\partial C}{\partial z} = \frac{D_L}{u_o L} \frac{\partial^2 C}{\partial z^2} \quad \text{eq. (36)}$$

O número de dispersão mede e extensão da dispersão axial e se:

a) $\frac{D}{u_o L} \rightarrow 0$ significa que há uma dispersão, mas ela é negligenciável e as

características de *plug flow* prevalecem ou

b) $\frac{D}{u_o L} \rightarrow \infty$ significa que há uma grande dispersão e então tem-se um fluxo ideal,

onde ocorre uma perfeita mistura (*ideal perfectly mixed flow*).

Para completar o modelo e resolver a equação anterior é necessário especificar um conjunto apropriado de condições iniciais e de contorno. Na realidade, o modelo de dispersão axial dado por esta equação representa quase que totalmente de maneira satisfatória as características de fluxo, que não se desviam muito do fluxo tipo empistonado.

Para pequenas extensões de dispersão ($D_L/u_o L < 0,03$), o espalhamento do “impulso” não muda de forma significativa sua forma quando ele passa através do sistema. Sob estas condições, a solução para a última equação fornece uma série de curvas de resposta ao “impulso” simétricas, $h(\theta)$, que são idênticas a curvas Gaussianas.

Por outro lado, quando a resposta ao impulso não é simétrica, o que acontece na maioria dos casos em que se trabalha com sistemas reais, algo como uma cauda à direita ou à esquerda da moda surge.

Sendo assim, expressões analíticas têm sido desenvolvidas para ambas as condições de contorno, sistema aberto ou fechado, para casos em que a dispersão é grande. No entanto, para as condições de contorno de sistema fechado, soluções analíticas são mais complexas em relação às condições de sistema aberto, fazendo com que seja praticamente impossível encontrar soluções exatas. No caso, o moinho de bolas pode ser visto como um sistema fechado, porque essencialmente o material que é alimentado entra e deixa o moinho exibindo características de um fluxo empistonado em qualquer seção transversal das tubulações de entrada e saída.

A expressão para a variância associada à solução da equação da forma não dimensional de dispersão axial para o sistema fechado é dada por:

$$\sigma^2 = \frac{2}{Pe} - \frac{2}{Pe^2(1.0 - \exp(-Pe))}. \quad \text{eq. (37)}$$

Na figura 8, pode ser vista a família de curvas resposta ao impulso $h(\theta)$ para um sistema fechado (moinho de bolas) prevista pelo modelo de dispersão axial para vários graus de mistura.

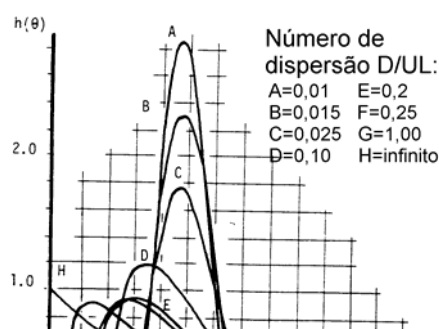


Figura 8 - Família de curvas resposta ao impulso $h(\theta)$.

Fonte: Schofield (1980).

O Pe , número de *Peclet* ou parâmetro de dispersão do moinho, deve ser calculado primeiro usando a expressão para a variância dada anteriormente. Isto é feito, calculando-se a variância da distribuição do tempo de residência e então substituindo-a na mesma equação.

Portanto, pode-se afirmar que o conceito de dispersão axial é o melhor no que diz respeito à interpretação física do mecanismo de fluxo do material dentro do moinho de bolas.

Este modelo é capaz de prever valores muito próximos daqueles obtidos experimentalmente através do teste de resposta ao impulso para circuitos abertos sem qualquer forma de classificação. Para um circuito fechado com classificação, o modelo de dispersão axial a ser usado para modelagem dinâmica de um moinho de bolas deve ser modificado, a fim de acomodar as características dinâmicas do equipamento de classificação. Isto pode melhor ser implementado na prática, realizando-se os testes de distribuição de tempo de residência no equipamento de classificação de forma isolada.

2.3.2.5 Modelos de tanques em série

Ao longo do tempo, verificou-se que a curva de resposta ao impulso resultante de um sistema formado por tanques em série, onde ocorre uma mistura perfeita do material neles contido, era praticamente igual em forma e também quanto às propriedades estatísticas, àquelas obtidas a partir da representação do modelo de dispersão axial, isto é da equação de dispersão axial. Então, o mesmo tipo de modelo poderia ser usado para se fazer a descrição dinâmica do sistema.

Do ponto de vista matemático, qualquer modelo de fluxo, que consista de tanques completamente “misturados”, apresenta uma vantagem prática sobre os outros, uma vez que o comportamento transiente da mistura de tais modelos pode ser representado por um conjunto de equações diferenciais ordinárias lineares de primeira ordem, ao invés de uma equação diferencial parcial, no caso do modelo de dispersão axial. Deste modo, surgiu a idealização de que a alimentação do moinho flui através de uma série de tanques de mesmo tamanho, sendo os

parâmetros do modelo o número de tanques que compõe o sistema e o tempo de residência do material em cada tanque.

O modelo consiste em assumir inicialmente que todo o conteúdo de tanques idealmente agitados tem a mesma composição do fluxo de material que está sendo descarregado, em qualquer que seja o instante. Então a equação que governa o modelo para um tanque que esteja armazenando um determinado volume V pode ser encontrada por um simples balanço de massas, tal que:

$$\frac{dV(t)}{dt} = Q_1(t) - Q_o(t) \quad e \quad \text{eq. (38)}$$

$$\frac{d(C_o(t) \cdot V(t))}{dt} = C_1(t) \cdot Q_1(t) - C_o(t) \cdot Q_o(t), \quad \text{eq. (39)}$$

onde $V(t)$ é o volume armazenado no tanque;

$C_o(t)$ é a concentração de material ou qualidade no tanque e no fluxo de saída;

$C_1(t)$ é a concentração de material ou qualidade na alimentação (no fluxo que entra);

$Q_1(t)$ e $Q_o(t)$ são as vazões dos fluxos de alimentação e saída de material respectivamente.

A transformada de Laplace da última equação, assumindo constante o volume V para o domínio $-S$, resulta em: $sC_o(s) \cdot V + C_o(s) \cdot Q_o(s) = C_1(s) \cdot Q_1(s)$, mais as transformadas das condições iniciais. Para o moinho de bolas $Q_1(t) = Q_o(t) = Q$ (constante). Esta equação pode ser transformada para uma equivalente a um sistema de tanques simples, através da função de transferência do sistema, resultando em:

$$\frac{C_o(s)}{C_1(s)} = \frac{1}{1 + Ts}, \quad \text{eq. (40)}$$

onde T é igual ao tempo constante para o tanque (V/Q).

Se um impulso é imposto ao fluxo de alimentação do sistema, então a transformada da resposta do sistema será dada por:

$$C_o(s) = C_1(s) \cdot \frac{1}{1 + Ts}, \quad \text{eq. (41)}$$

onde $C_1(s) = 1$ para o impulso unitário: $C_o(t) = h(t) = \frac{1}{T} \cdot e^{-t/T}$ sendo $h(t)$ a resposta de impulso unitária ou distribuição de tempo de residência para o sistema.

Para N tanques idênticos na cadeia, a função de transferência é dada por:

$$\frac{C_o(s)}{C_1(s)} = \frac{1}{(1+Ts)^N} \quad \text{eq. (42)}$$

e a resposta ao impulso não dimensional do sistema de N tanques por

$$h(\theta) = \frac{N^N}{(N-1)!} \theta^{N-1} e^{-N\theta}, \quad \text{eq. (43)}$$

sendo θ igual ao tempo não dimensional ou seja $\theta = \frac{t}{\bar{t}}$ e \bar{t} = tempo médio de residência

(NV/Q).

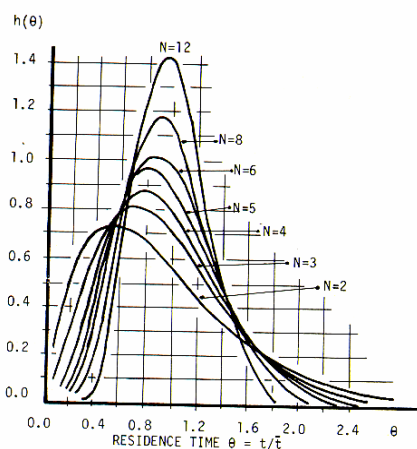


Figura 9 – Modelo de tanques em série de mesmo tamanho.

Fonte: Schofield (1980).

Esta última equação descreve a resposta de impulso não-dimensional $h(\theta)$ no fluxo de saída de um sistema composto por N tanques, onde N vai de 1 até infinito.

A figura 9 mostra graficamente a resposta para o sistema de tanques, em função do número destes (N) na cadeia. A variância não dimensional de tais curvas de resposta é dada por

$$\text{Levenspiel: } \sigma_{\theta}^2 = \frac{1}{N} \text{ ,}$$

A partir de dados experimentais, é possível validar o modelo ao extrair a variância e então selecionar uma curva correspondente ao número de tanques de acordo com a equação acima. É possível ver através da figura 9 a semelhança com as curvas resultantes do modelo de dispersão (para pequenas quantidades de dispersão) e verificar o quanto a curva se assemelha a uma distribuição Gaussiana, à medida que o número de tanques aumenta. Portanto, se o número de tanques tende ao infinito, o modelo se aproxima do padrão de fluxo tipo *plug flow*, com um número de dispersão reduzindo-se a zero.

2.4 CLASSIFICAÇÃO PNEUMÁTICA

2.4.1 A importância da distribuição granulométrica na indústria cimenteira

Segundo Rawle (1996), estima-se que cerca de 1% da produção mundial de eletricidade seja empregada na trituração e moagem durante a preparação do cimento. Essa estimativa já sinalizava para a grande necessidade de controlar processo de fabricação, a fim de assegurar melhores aproveitamentos energéticos, uma vez que durante o processo de redução de tamanho das partículas, somente uma parte muito reduzida desta energia é consumida no processo de redução propriamente dito, sendo o resto liberado em forma de calor ou ruído.

A tabela abaixo (Rawle, 1996) ilustra as despesas de energia em função da granulometria do cimento e da resistência dos concretos e argamassas. Tempos de pega menores e maiores resistências, implicam em cimentos com granulometria mais fina do que os cimentos Portland comuns. Ou seja, a partir da mesma matéria-prima, de mesma composição química, mineralógica e procedência, pode-se gerar diferentes tipos de cimento, fazendo variar apenas sua granulometria.

Tabela 1 – Despesas de energia na moagem.

Superfície Blaine (m ² /Kg)	Consumo de energia (kWh/t)	Resistência de concretos e argamassas (Kg/cm ²)			
		1 dia		28 dias	
		Concreto	Argamassa	Concreto	Argamassa
310	36	108	203	451	433
400	55	130	220	489	449
490	76	171	260	555	502

2.4.2 O papel da classificação no circuito de moagem

O propósito de qualquer circuito de cominuição é a redução do tamanho das partículas, para tanto, deve existir um equipamento que faça uma separação entre o material que já se encontra no tamanho desejado do restante. Isto ocorre em função de algum processo de beneficiamento posterior, p. e., no caso de minerais metálicos, ou em função de critérios de qualidade do produto deste circuito, tal qual acontece com o cimento. Este tipo de material necessita um controle rigoroso dos processos de classificação, uma vez que sua distribuição granulométrica possui estreita relação com a propriedade de resistência à compressão do mesmo, bem como de seus derivados (concretos e argamassas).

A etapa de classificação no circuito de moagem exerce enorme influência sobre a performance do mesmo, determinando sua carga circulante, a capacidade de produção, além, é claro, do tamanho do produto final. Através de modificações centradas apenas na etapa de classificação, pode-se melhorar em muito o circuito todo de moagem, sem que se realizem

mudanças no moinho, sinônimo quase sempre de enormes gastos e estudos complexos. Como exemplo, cita-se o fato da distribuição de tamanho dos corpos - moedores ser algo relativamente fácil de ser modificado, mas, para tanto, faz-se necessário um bom modelo matemático (estudos complexos, acompanhados da realização de várias etapas de amostragem, são necessários para sua validação, em especial, no caso de moinhos grandes e que possuem mais de uma câmara). Outro exemplo é o que ocorre quando se pensa em mudanças nos perfis do revestimento. Cada mudança deste tipo no moinho é sinônimo de gastos muito maiores, quando comparados com possíveis modificações a serem realizadas no classificador apenas.

Disto tudo decorre a importância de uma boa modelagem da etapa de classificação, seja ela composta por um conjunto de peneiras, por hidrociclones ou um único separador dinâmico a ar, por exemplo. O que se compreende por uma modelagem bem feita começa por amostragens verdadeiramente representativas, bem conduzidas na indústria, as quais possam fornecer abundância de dados para verificação (*check up*) dos mesmos. Acompanhando isto, vem a questão da medida e da representação da distribuição de tamanho das partículas. O método utilizado para analisar o tamanho das partículas nas amostras coletadas na indústria exerce papel fundamental na modelagem, uma vez que qualquer análise implica em erros intrínsecos ao seu mecanismo de funcionamento. As peneiras, por exemplo, possuem o inconveniente de deixar partículas de formato acicular passarem somente quando na vertical, e nem por isto significam que estas diferem em tamanho das outras que possam ter ficado retidas.

2.4.3 Avaliação do desempenho do classificador usando curvas de partição

Partindo do que acaba de ser exposto, realizar-se-á uma breve revisão sobre as curvas de eficiência ou, também denominadas, curvas de partição (CP). Estas representam a performance de qualquer classificador em termos de separação de tamanho ou recuperação de sólidos e constituem a base de um dos modelos propostos para os equipamentos de separação por tamanhos.

A chamada curva de eficiência real advém dos dados coletados durante campanhas de amostragem na indústria, sendo que pode ser calculada segundo a fórmula abaixo:

$$E_{oa} = \frac{\| \text{Massa total (t/h)} * \text{fração de tamanho } i \|_{\text{produto}}}{\| \text{Massa total (t/h)} * \text{fração de tamanho } i \|_{\text{alimentação}}} . \quad \text{eq. (44)}$$

onde E_{oa} é a eficiência real do equipamento classificador.

Para cada tamanho i considerado, de acordo com a fórmula acima, tem-se então, um valor da eficiência para o produto (fino), o que resulta em uma curva. Ao contrário do que era de se esperar, a curva de eficiência real para o produto no tamanho zero pode não atingir 100%, nem a

respectiva curva do retorno (grosso) atinge para o mesmo tamanho a eficiência de 0%. Isto acontece porque não existe uma separação ideal. As inúmeras variáveis que controlam o processo de classificação fazem com que partículas abaixo da granulometria de corte sejam endereçadas ao retorno. Pode ocorrer até uma variação desta granulometria de corte, fazendo com que o separador tenha sua eficiência muito reduzida na faixa de tamanho pretendida.

Analisando as curvas construídas, conforme figura 10, a partir de campanhas amostrais em hidrociclones na indústria, Kelsall (1953) sugeriu que R_f seria a proporção de partículas que deveriam ter sido encaminhadas para o produto, mas acabaram sendo levadas à corrente de retorno do moinho, sendo denominado de *by-pass*. Kelsall mostrou que a curva eficiência real poderia ser corrigida, usando uma fórmula simples baseada nesta afirmação. Se x_i é o fluxo mássico (t/h) de tamanho i na alimentação, então $(E_{ua} * x_i)$ é o fluxo mássico deste tamanho reportada à corrente de retorno. No entanto, $(R_f * x_i)$ t/h passarão diretamente ao retorno e somente $(E_{ua} * x_i - R_f * x_i)$ t/h será classificado. Logo:

$$E_{uc} = \frac{E_{ua} * x_i - R_f * x_i}{x_i - R_f * x_i} = \frac{E_{ua} - R_f}{1 - R_f}, \quad \text{eq. (45)}$$

onde, E_{uc} é igual à eficiência corrigida da corrente de retorno (*underflow*).

A equação pode ser simplificada mais ainda, a fim de calcular a eficiência corrigida para o produto, ficando então: $E_{oc} = E_{oa}/C$, onde $C = 1 - R_f$.

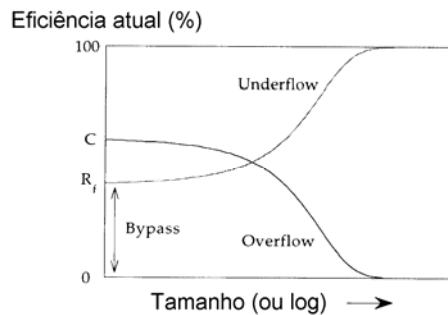


Figura 10 - Curvas de eficiência para *underflow* e *overflow* ($C=100-R_f$).

Fonte: Napier-Munn *et al.* (1996)

A questão é que talvez o R_f não seja igual para todos os tamanhos de partículas, conforme proposto por Kelsall, embora suas fórmulas sejam bastante familiares, simples e, por isto, de largo uso na indústria. Finch (1983), por exemplo, sugeriu que o *by-pass* diminuía com o aumento do tamanho das partículas.

Lynch (1977) mostrou que a curva de eficiência reduzida para hidrociclones é geralmente independente do diâmetro do ciclone e condições operacionais para uma dada alimentação, assumindo similaridades geométricas entre hidrociclones de diferentes tamanhos. Isto permitiu o

uso com sucesso de modelos empíricos de hidrociclones para uma ampla faixa de condições operacionais. Através de parâmetros como “Rf” (ou C) e d50c para uma dada condição particular de operação, a curva de eficiência real pode ser reconstruída.

A expressão de Whiten para a curva de eficiência reduzida para o *underflow* foi incorporada ao pacote de modelagem e simulação de circuito do *JKSimMet*² e é dada por:

$$E_{uci} = \frac{\exp(\alpha x_i) - 1}{\exp(\alpha x_i) + \exp(\alpha) - 2}, \quad \text{eq. (46)}$$

onde x_i é o tamanho reduzido d_i/d_{50c} e α é o parâmetro de eficiência. Altos valores de α (>4), de modo geral, indicam ótimas separações. A figura 11 mostra como varia a curva de eficiência com o valor de α . Note que quanto maior este valor, mais a curva se aproxima da curva de separação ideal.

Da equação acima, deriva a expressão de Whiten para a eficiência corrigida do *overflow*:

$$E_{oa} = C \left[\frac{\exp(\alpha) - 1}{\exp(\alpha x) + \exp(\alpha) - 2} \right], \quad \text{eq. (47)}$$

onde $x = d/d_{50c}$.

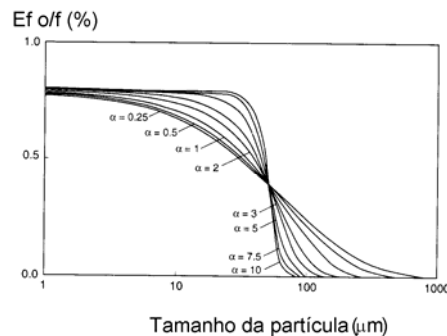


Figura 11 – Variação da curva de eficiência com o parâmetro α .

Fonte: Napier-Munn *et al.* (1996)

Estas expressões assumem que a curva de eficiência tem uma forma regular, em particular monotônicas, decaindo continuamente em direção ao valor zero (curva do *overflow*) e que não possuem máximos locais ou *bumps*, além dos ocasionados por erros experimentais. Isto é usualmente verdadeiro, mas em uma minoria de casos, em especial no caso da modelagem de circuitos de cimento, aparece um efeito denominado *fish hook* ou efeito anzol (ver figura 12), visto no final da curva, normalmente abaixo dos 45 μ m.

² Programa de simulação desenvolvido pelo JKMRC

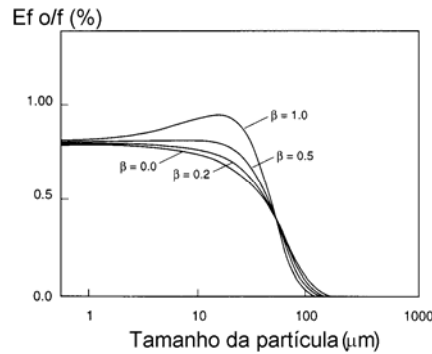


Figura 12 – Efeito anzol ($\alpha=2$).

Fonte: Napier-Munn *et al.* (1996)

Na figura 12, pode ser vista a variação da curva de eficiência com o parâmetro β , devido ao efeito anzol ($\alpha=2$). Tem ocorrido, desde o surgimento de curvas deste tipo, muito debate sobre o que causaria tal fenômeno: se seria devido a erros experimentais (erros de amostragens), a imprecisão dos equipamentos de análise granulométrica ou se seria resultante de um processo físico que ocorre com as partículas. De qualquer forma, para efeitos de modelagem matemática do classificador, Whiten acomodou o efeito anzol, introduzindo um parâmetro adicional, β , na equação anteriormente apresentada, redundando em:

$$E_{oa} = C * \left[\frac{(1 + \beta\beta^* x)(\exp(\alpha) - 1)}{\exp(\alpha\beta^* x) + \exp(\alpha) - 2} \right], \quad \text{eq. (48)}$$

onde β controla a inclinação, ou melhor, a subida da curva na região dos tamanhos mais finos, enquanto α determina a inclinação na região dos tamanhos mais grosseiros (em torno do d_{50c}). O valor de β^* foi introduzido para preservar a definição de d_{50c} ($d=d_{50c}$, quando $E=(1/2)C$). O parâmetro β^* pode ser calculado iterativamente (Whiten, 1966).

A última equação apresentada é, na verdade, a forma usada pelo JKSimMet. Quando nenhum efeito anzol está presente, β^* é igualado a um e β é igualado a zero, reduzindo-se a expressão à forma mais simples anteriormente apresentada.

Navageswararao (2000), além de recapitular a teoria até hoje proposta acerca deste fenômeno (efeito anzol), contrapõe um pouco a idéia de que ele se deve a um processo físico de aglomeração das partículas finas, que seriam vistas pelo classificador como grosseiras e então enviadas ao *underflow*. Ele chama a atenção para o fato de que a imprecisão dos equipamentos de medida de granulometria (tal como o difratômetro a laser) e o chamado ‘princípio da incerteza’ teriam contribuído para que esta idéia evoluísse e fosse até hoje muito aceita no meio científico. Para Navageswararao (2000): antes as teorias antigas não levavam em conta este efeito, hoje o que fazem é meramente incluí-lo através de transformações matemáticas. No entanto, ele reafirma

que isto é de interesse apenas teórico/acadêmico, uma vez que a não aceitação da ocorrência deste fenômeno físico, não interfere na previsão da performance dos ciclones por meio da simulação.

2.4.4 Os equipamentos

Os separadores na indústria cimenteira funcionam por meio de correntes de ar, sendo que atuam três forças conjugadas: peso das partículas, a força centrífuga e a força de arraste da corrente de ar.

Segundo Guillaneau *et al.* (1996), um separador mecânico a ar de primeira geração é constituído de duas câmaras: uma câmara interna e outra externa (ver figura 13). O mecanismo de funcionamento consiste em alimentar o material através de um placa que sofre rotação, dispersando-o dentro da câmara interna. O ar é empurrado a partir da câmara externa, com ajuda de um ventilador secundário, formando correntes que sobem na direção contrária à cortina de alimentação dispersa descendente, separando o material fino e intermediário desta corrente. As partículas separadas entram numa seção que contém palhetas giratórias, que separarão o material intermediário das partículas finas, fazendo retornar o material intermediário ao fluxo grosseiro. As partículas finas saem então da câmara interna para a externa através da corrente de ar que passa pela turbina do ventilador primário, o qual mantém a força de circulação. A câmara externa foi construída supostamente para produzir um remoinho de partículas e de ar capaz de produzir uma separação entre o fluído e as partículas e fazer com que o ar seja mandado de volta à câmara interna, melhorando a separação de finos.

Conforme Guillaneau *et al.* (1996), a corrente de ar neste caso é gerada por uma espécie de ventilador instalado no próprio corpo do separador, agindo como um tipo de ciclonagem interna. Possui as desvantagens de não permitir o resfriamento (não há como renovar o ar), provocar uma grande circulação de finos na corrente de grosseiro e fazer uma dispersão deficiente da alimentação na corrente gasosa.

Nos separadores de segunda geração, a corrente de ar é assegurada por um ventilador externo. A separação ar/partículas selecionadas é feita dentro de uma bateria de ciclones que se encontra no exterior do separador (ver figura 13). Estes separadores podem ser considerados como melhores que os anteriores, por possuírem um controle mais apurado da granulometria do produto (por meio do controle da velocidade de rotação e da vazão de ar) e permitirem o resfriamento do material.

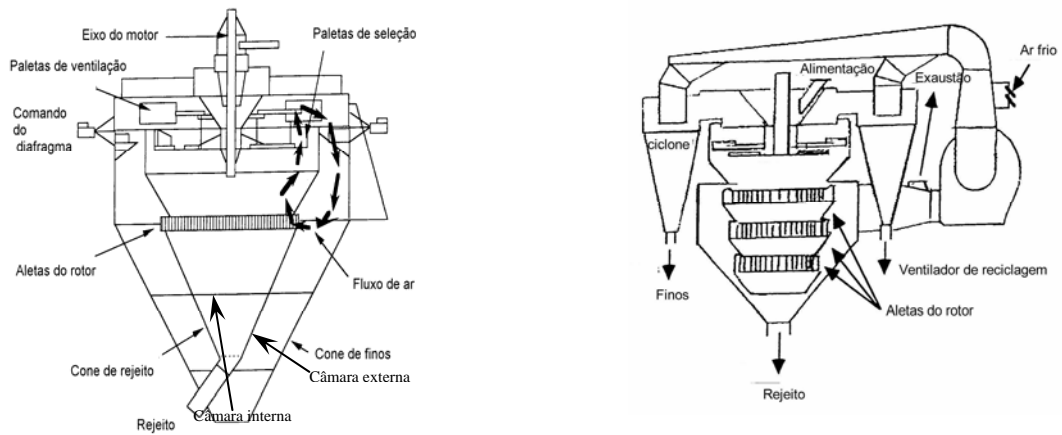


Figura 13 – Esquema de um separador de primeira geração (à esquerda) e de um separador de segunda geração (à direita).

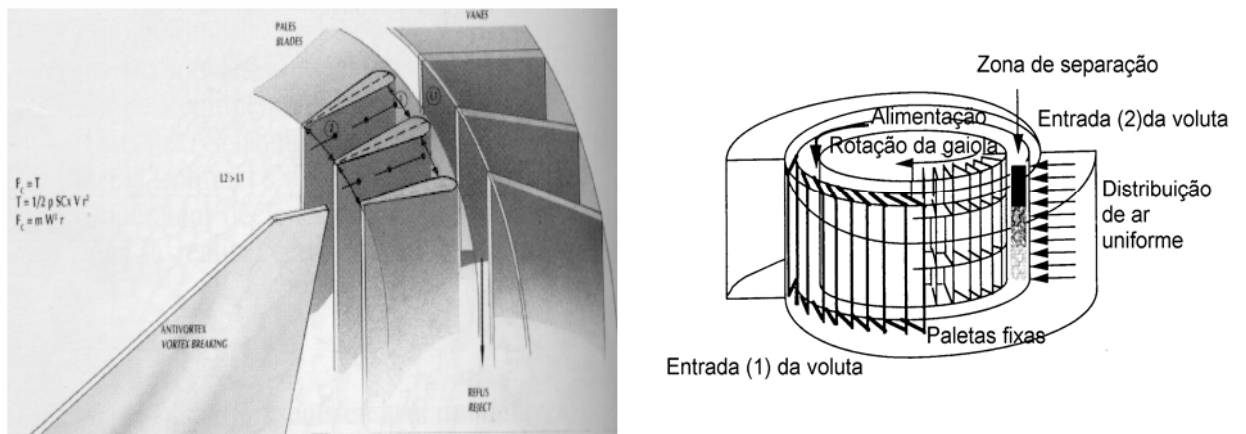


Figura 14 – Esquema de um separador com sistema de contra-aletas móveis (à esquerda) e de um separador de terceira geração (à direita).

Finalmente, os separadores de terceira geração, a exemplo dos de segunda geração, possuem ventilador externo, mas a geometria da zona de seleção é fundamentalmente diferente, conforme pode ser visto na figura 14. São muito mais eficientes que todos os anteriores citados e possuem um enorme potencial de resfriamento. Decorrem de inovações no dimensionamento e posicionamento dos pratos distribuidores.

Existem aqueles cujas paletas do estator são móveis em torno do eixo vertical, permitindo adaptar a velocidade do ar à turbina. As aletas destes últimos são ligeiramente divergentes, o que reduz o efeito do aprisionamento das partículas finas, conforme pode ser visto na figura 14.

2.4.5 O modelo matemático de Austin e Luckie

Neste item, é somente descrito de forma breve o modelo desenvolvido basicamente por Austin e Luckie (1976), deixando o formalismo matemático e os maiores detalhes para o cap. 5.

Austin e Luckie (1973) apresentaram uma técnica para a determinação da curva de seletividade monotônica crescente para um classificador a ar, a partir de dados experimentais, chegando a um modelo descrito pela equação abaixo:

$$E(x) = (1-a-b)f(\alpha+\beta x) + a. \quad \text{eq. (49)}$$

Há, no entanto, conforme já dito anteriormente, curvas de seletividade geradas a partir de dados experimentais que não são monotônicas crescentes, em especial, a classe de curvas de seletividade do tipo da figura abaixo, comumente conhecida como curva de efeito *anzol*.

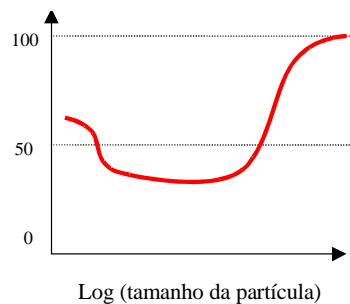


Figura 15 – Curva de seletividade do classificador com efeito anzol.

Para modelar tais curvas parte-se de uma idealização de que o classificador seria constituído por um sistema de dois classificadores (ver figura 16). O fluxo de material grosseiro é rejeitado pelo primeiro classificador, enquanto o fluxo de material fino deste é redirecionado para um segundo separador, que recicla os finos, enviando-os de volta ao primeiro separador e expulsando seu fluxo grosseiro como o produto do circuito. São, portanto, duas ações de classificação, sendo a segunda a responsável pelo efeito anzol na curva global de seletividade. O melhor exemplo que emprega o princípio da recirculação, segundo os autores anteriormente citados, é o separador mecânico a ar, que é geralmente empregado na indústria de cimento na constituição do circuito final de moagem de cimento.

O modelo da curva de seletividade baseado no mecanismo proposto pode ser dado então por:

$$E_i(x) = \frac{g(x)G}{f(x)F} \quad \text{eq. (50)}$$

onde $E_i(x)$ é a função de seletividade; $g(x)$ é a fração de tamanho considerado presente na corrente $G(t/h)$ de saída dos grosseiros do classificador e $f(x)$ é a fração de tamanho considerado presente na corrente $F(t/h)$ de alimentação do classificador.

Assim, devem ser estimados os tamanhos consistentes da alimentação, fluxos grosseiro e fino do classificador.

O conjunto de equações que rege estas duas ações de classificação será dado por:

$$E_{i1} = a_1 + (1 - a_1)c_{i1} \quad \text{eq. (51)}$$

$$E_{i2} = a_2 + (1 - a_2)c_{i2}, \quad \text{eq. (52)}$$

sendo E_{i1} , C_{i1} , E_{i2} e C_{i2} os valores de seletividade e da função de classificação do separador 1 e do separador 2 respectivamente.

$$c_{i1} = \frac{1}{1 + \left(\frac{x_i}{d_{50,1}}\right)^{-\lambda_1}} \quad \text{e} \quad c_{i2} = \frac{1}{1 + \left(\frac{x_i}{d_{50,2}}\right)^{-\lambda_2}}, \quad \text{eq. (53)}$$

$\lambda = 0,9533/\log(1/SI)$, onde SI é denominado índice de seletividade, parâmetro introduzido por Hinde (1985) como medida da precisão de classificação, sendo $SI = d_{25c}/d_{75c}$. De acordo com Lynch (1977), SI deve ser constante. No entanto, sabe-se que isto não é verdadeiro e que SI varia com o tamanho da alimentação.

A seletividade global será dada por:

$$\bar{E}_i = \frac{E_{i1}}{1 - (1 - E_{i1})(1 - E_{i2})}. \quad \text{eq. (54)}$$

Na figura 16, é vista uma ilustração da curva de seletividade com efeito anzol, baseada em duas ações de classificação em série. Na mesma figura, pode ser visto o respectivo modelo proposto de ação de classificação para separador mecânico a ar.

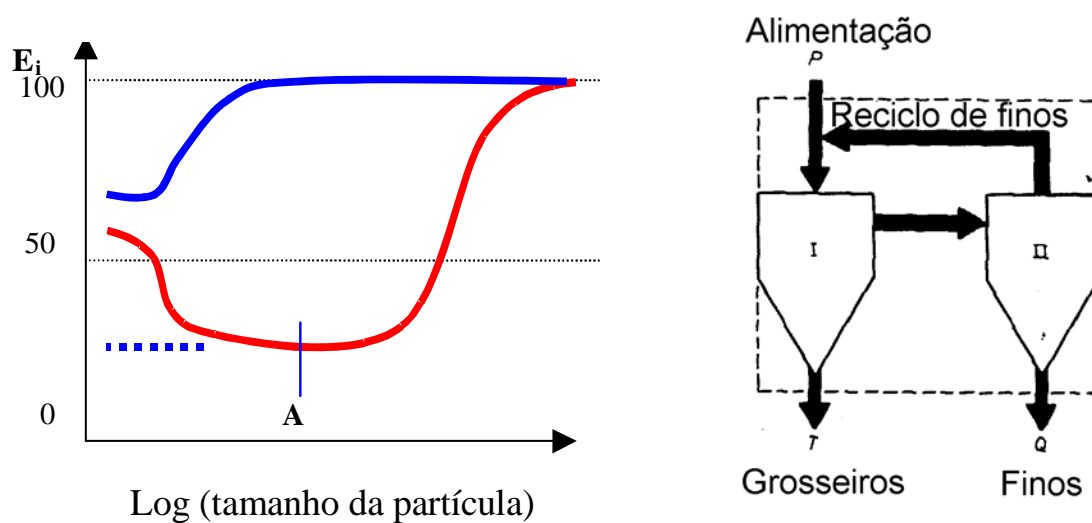


Figura 16 – Curva de seletividade com efeito anzol (à esquerda) e modelo para separador mecânico a ar (à direita).

3 METODOLOGIA

3.1 APRESENTAÇÃO DO CIRCUITO A SER MODELADO

A fábrica da Cimbagé, na qual foi realizado este trabalho, está situada no Rio Grande do Sul, na cidade de Candiota. Seu circuito de moagem de cimento compõe-se principalmente de um moinho de bolas de duas câmaras, seguido de um separador a ar dinâmico, em circuito fechado. A alimentação é realizada através de três balanças (de cinza, de gesso e de clínquer), que recebem material a partir de correias transportadoras vindas do galpão de armazenamento de cinza e gesso e do silo de clínquer, lugar em que é estocado, após a calcinação no forno Kiln. O produto deste circuito, o cimento, passa por um filtro de mangas e é armazenado em um silo de onde é retirado, através de um processo totalmente automatizado, para embalagem e carregamento de caminhões com destino ao comércio. Essa descrição do circuito pode ser acompanhada através da planta e das fotos anexadas ao presente trabalho.

O clínquer (constitui 57% da alimentação do moinho) e a cinza, de forma geral, não apresenta diferenças significativas na distribuição granulométrica, sendo que o clínquer possui um *top size* em torno de 50,8mm e a cinza apresenta d50 e d90 em torno de 30 μ m e 90 μ ..

A corrente mássica da alimentação nova do circuito varia em torno de 25 a 30 t/h, sendo que cerca de 3% é gesso e o restante é clínquer e cinza nas mesmas proporções. O circuito opera com uma carga circulante em torno de 500%, com um retorno máximo de 150 t/h.

3.1.1 Características do moinho

É importante descrever bem um equipamento de moagem, porque seu modelo depende diretamente não só de suas características operacionais, mas também das físicas. Deve ser levado em conta que, embora as dimensões de um moinho, raramente, possam ser modificadas, após um trabalho de otimização via modelagem/simulação, o perfil do revestimento e a distribuição de tamanhos dos corpos-moedores podem ser substituídos mais facilmente. Por esse motivo será descrito a seguir o equipamento usado no circuito da Cimbagé, fábrica de Candiota, na moagem de cimento, considerando a distribuição de tamanho dos corpos-moedores, perfil das placas e geometria das grelhas.

a) Características gerais

Câmara 1 (K1): diâmetro interno Útil (D) de 306,0 cm; comprimento Útil (L) de 337,5 cm; número de placas de um anel completo (N) de 32; carga moedora teórica de 32,5 toneladas, com peso específico de 4,5 g/cm³, sendo que pode ser usado uma porosidade formal de 40% para cálculos de tempo de residência.

Câmara 2 (K2): diâmetro interno Útil (D) de 308,0 cm; comprimento Útil (L) de 620,0 cm; número de placas de um anel completo (N) de 32; carga moedora teórica de 66 toneladas, com peso específico de $4,65 \text{ g/cm}^3$, sendo que pode ser usado também uma porosidade formal de 40% para cálculos de tempo de residência.

b) Distribuição de tamanho dos corpos-moedores

Nas tabelas 2 e 3, pode ser observado que a carga teórica ou inicial é difícil de ser mantida, sendo que, mesmo após a reposição, alguns tamanhos sofrem considerável mudança em quantidade. Isto é, a distribuição de tamanhos dos corpos-moedores com o tempo sofre considerável mudança pelo desgaste, sendo extremamente necessário controlá-la e repô-la, a fim de mantê-la constante, embora isto na prática seja uma tarefa complicada. Com certeza, isto influi muito na performance do equipamento e, conseqüentemente, nos modelos matemáticos inicialmente propostos, porque esses se baseiam em poucas amostragens. Portanto, a validação somente poderá ser realizada com um número considerável de amostragens e levando em conta a mudança da distribuição de tamanhos dos corpos-moedores. Inclusive, quando realizado ensaios em laboratório, há a necessidade de comparar esta mudança da distribuição de tamanhos dos corpos-moedores com as informações obtidas a partir dos relatórios da empresa e paradas adicionais, com classificações de carga, quando da realização das amostragens, a fim de realizar um escalonamento bem sucedido.

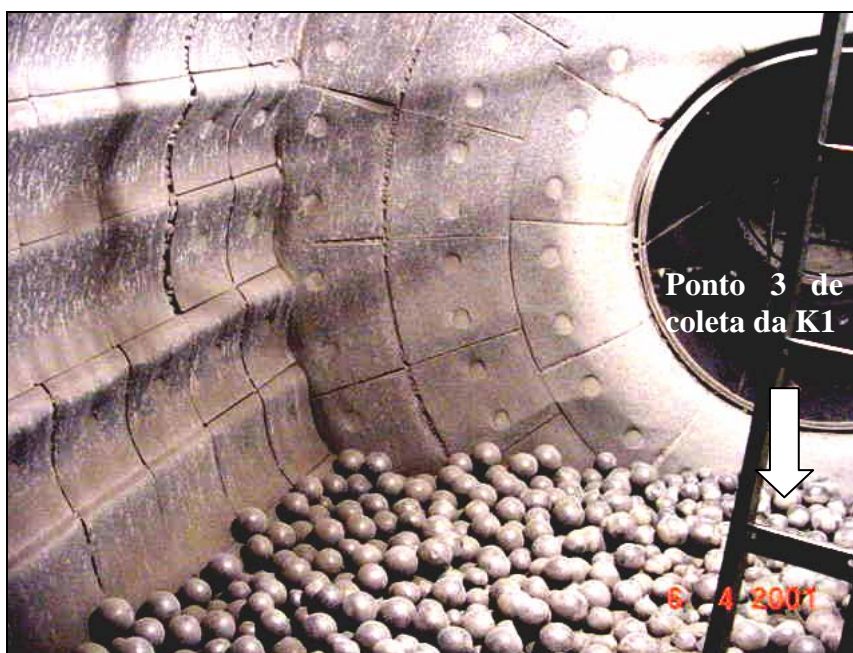


Figura 17 – Alimentação: entrada da câmara 1.

Na figura anterior, junto à entrada do moinho de bolas, podem ser vistos os corpos-moedores, cujo tamanho é bem maior, comparando-os com os da câmara 2



Figura 18 – Grelhas de saída da câmara 2.

Na figura acima, vê-se os corpos moedores da câmara 2 e o ponto 1 de coleta de amostras do *crash-stop* realizado 15/01/02. Também pode ser observada a forma como estão dispostas as placas do revestimento: de modo que a ondulação das mesmas seja perpendicular ao eixo do moinho, dando um efeito classificador, que pode ser verificado através do tamanho dos corpos moedores, comparando essa figura com a seguinte.

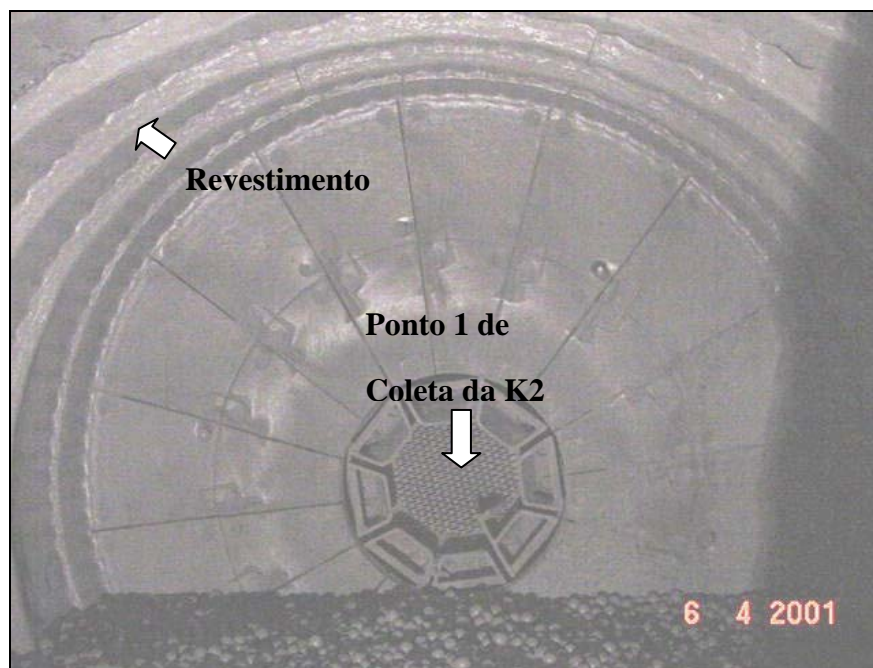


Figura 19 – Diafragma intermediário: vista interna da câmara 2.

Tabela 2 – Composição da carga da primeira câmara em julho de 1999.

Diâmetro (mm)	90	80	70	60	<60	Total
Inicial Magoteux (t)	8,0	9,5	8,5	6,5	0,0	32,5
Classificada (t)	3,08	7,13	6,75	7,84	5,98	30,77
Após reposição (t)	3,88	7,93	6,75	10,04	1,00	29,60

Fonte: Relatório da fábrica de Candiota de dezembro de 1999.

Tabela 3 – Composição da carga da segunda câmara em julho de 1999.

Diâmetro (mm)	50	40	30	25	20	17	<15	Total
Inicial Magoteux (t)	5,0	5,5	10,0	16,0	12,5	17,0	0,0	66,0
Classificada (t)	5,59	5,59	13,04	8,09	15,94	5,83	7,42	61,5
Após reposição (t)	5,59	5,08	13,04	8,09	19,94	5,83	0,00	57,6

Fonte: Relatório da fábrica de Candiota de dezembro de 1999.

C) Geometria das grelhas

Logo abaixo, nas figura 20 e 21, pode ser observada a geometria das grelhas usadas no moinho de bolas, sendo a espessura do anel interno de 40 a 45mm e do anel externo de 30 a 35mm, com aberturas de fendas de 7 a 8mm.



Figura 20 – Grelha intermediária (k1/k2) do moinho de bolas: vista interna da câmara 1.

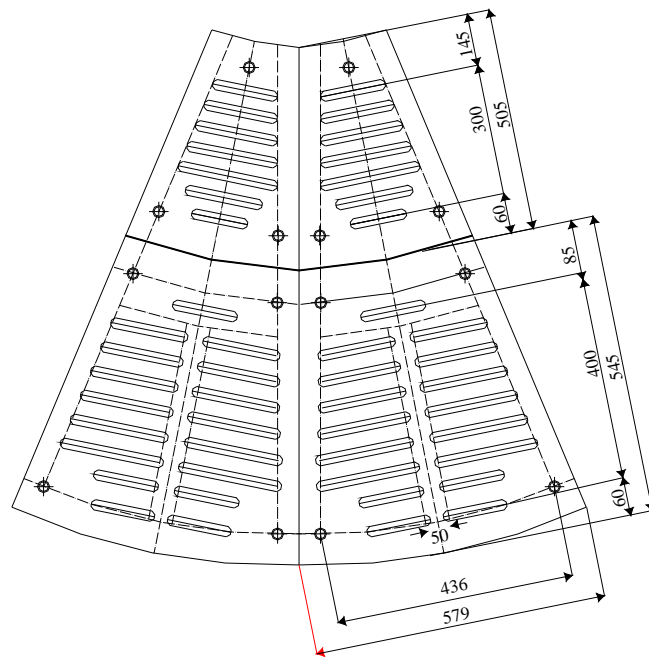


Figura 21 - Geometria das grelhas de descarga do moinho.

d) Placas de revestimento

As placas são do tipo mostrado na figura 22, sendo que as da câmara 2 diferem basicamente na forma de disposição: as da câmara 2, possuindo um efeito classificador, estão dispostas de modo que as ondulações formadas pelas placas dêem origem a uma linha perpendicular ao eixo do moinho, enquanto as das placas da câmara 1 dão origem a linhas paralelas ao eixo.

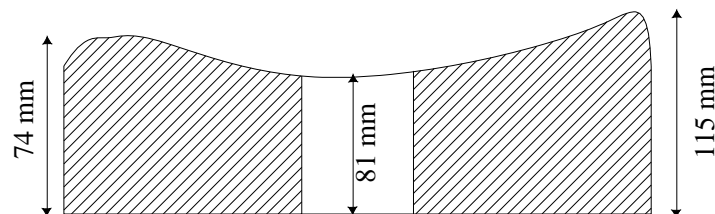


Figura 22 - Geometria das placas de revestimento do moinho.



Figura 23 – *Zoom* do revestimento da câmara.



Figura 24 – *Zoom* do revestimento da câmara 2.

3.1.2 Características do separador a ar dinâmico

O equipamento utilizado na fábrica trata-se de um separador ar dinâmico de marca SEPOL da Polysius de terceira geração (ver figura 25). Opera com velocidade de rotação que varia de 1200 rpm à 1500 rpm e o volume de fluxo de ar é controlado por meio da abertura de um exaustor situado no trecho final do circuito (ver planta em anexo). A abertura desse exaustor em regime normal de operação pode variar de 50 a 100%.

Na figura 25, é apresentado um esquema das forças que atuam no interior do separador, bem como a direção dos fluxos das partículas grosseiras e finas.

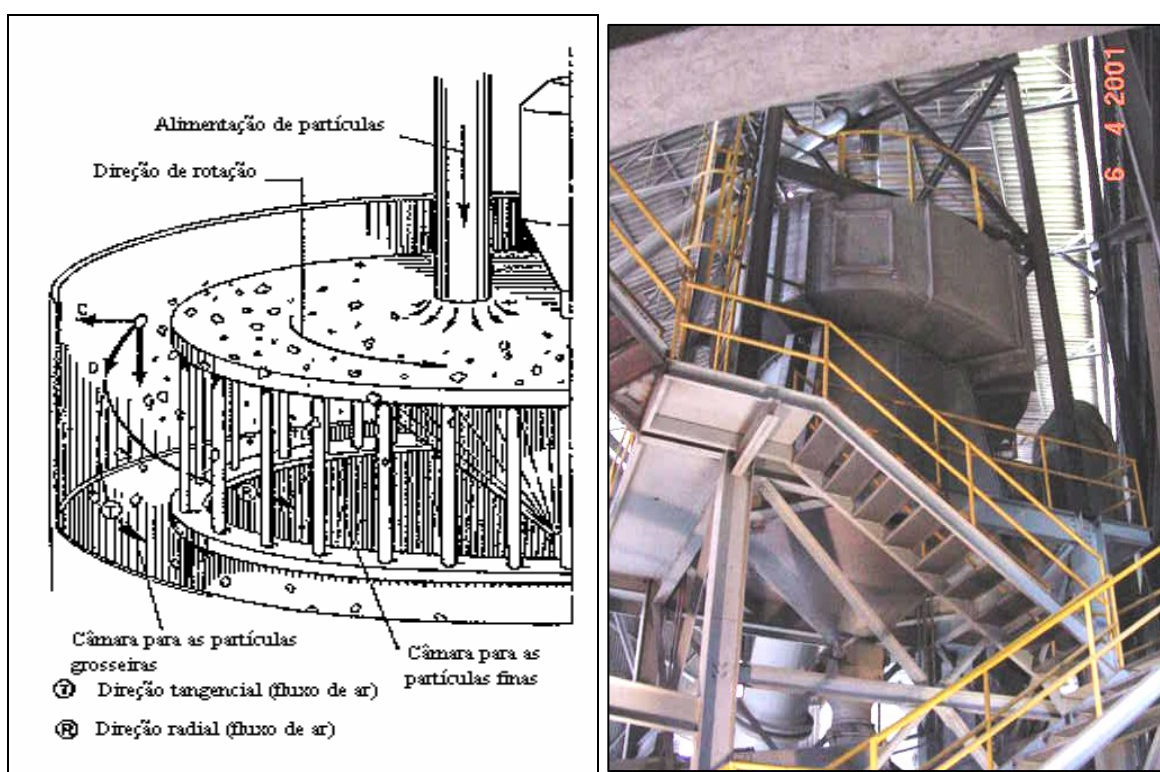


Figura 25 – Esquema de operação de um classificador a ar de alta eficiência (à esquerda), sendo C=força centrífuga, D= força de arraste e G= força de gravidade. À direita, a foto do classificador do circuito de moagem de cimento da fábrica de Candiota.

Fonte: Air Classifiers. Encyclopedia of Fluid Mechanics (Klumpar *et al.*, 1986).

3.2 ESTRUTURA DA PESQUISA

Na figura 26, são apresentadas as etapas de trabalho para o desenvolvimento da pesquisa. Na primeira etapa, de coleta de dados, foram realizadas visitas à fábrica, onde foram recolhidos relatórios sobre desgaste das placas de revestimento, desgaste dos corpos-moedores, *crash-stops* realizados no moinho de bolas do circuito de clínquer, dados sobre consumo energético, inúmeras planilhas de controle diário, desde o ano de 1999, manual usado na operação do circuito, plantas de detalhe dos equipamentos do circuito.

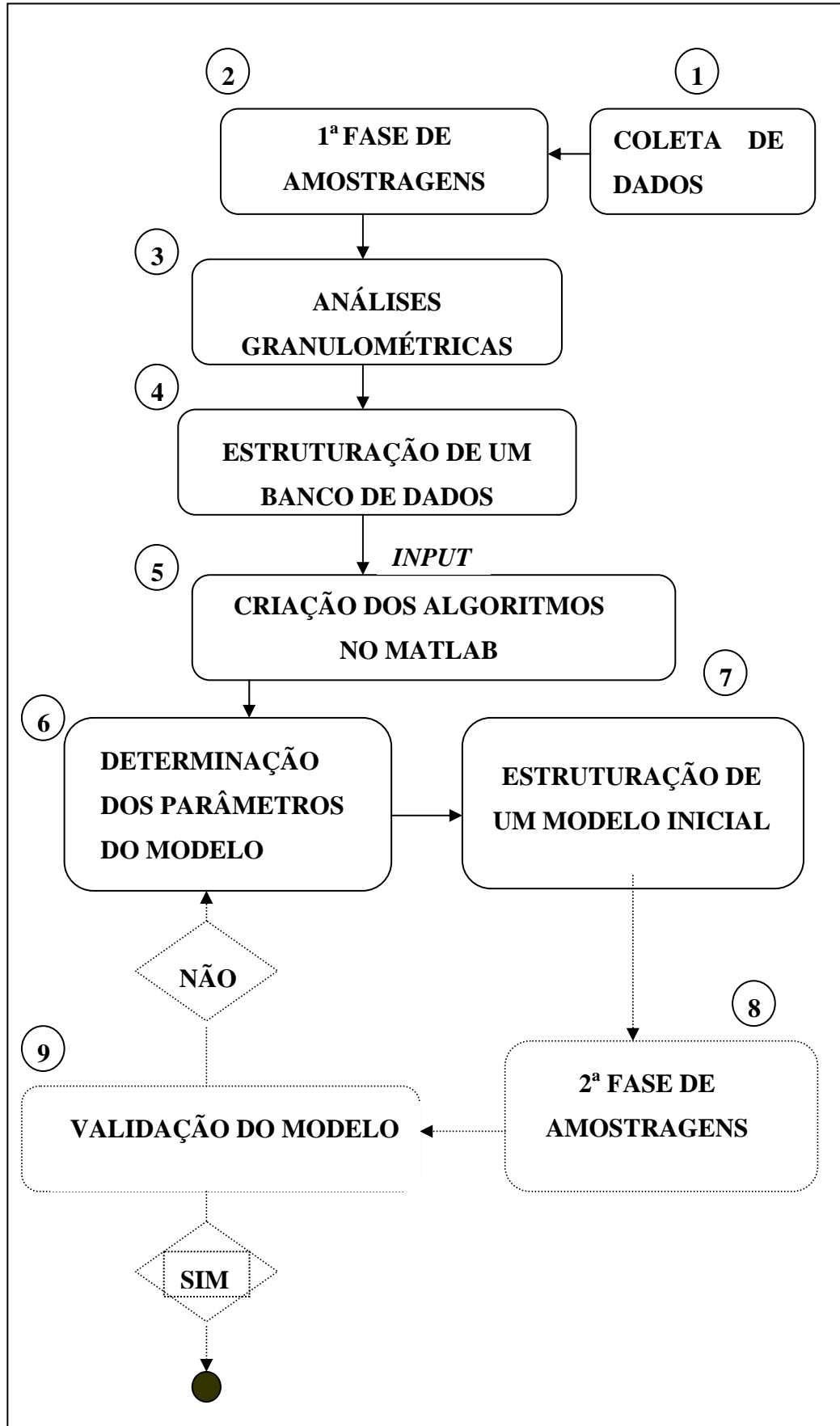


Figura 26 - Estrutura geral da pesquisa (a).

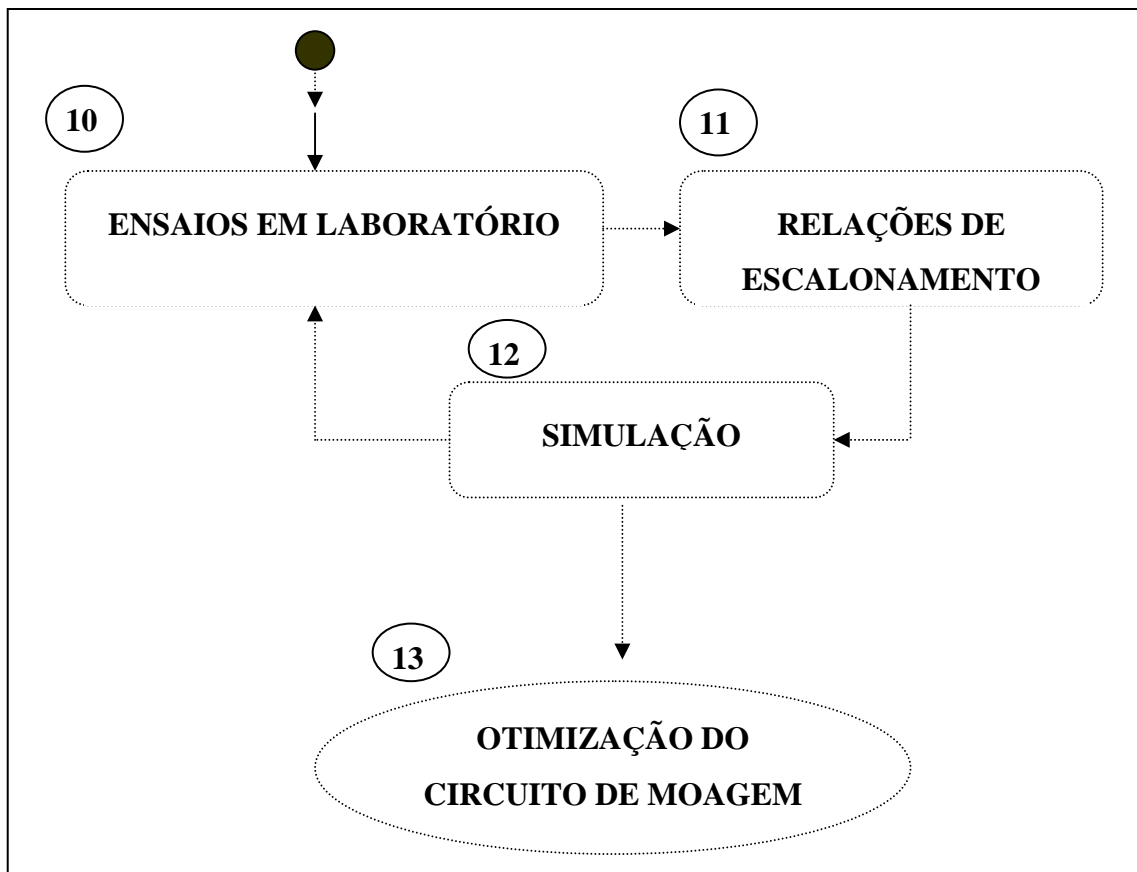


Figura 27 - Estrutura geral da pesquisa (b): seqüência de trabalho de fechamento da pesquisa.

As primeiras visitas tiveram como objetivo principal levantar informações sobre : (a) como o circuito funcionava; (b) quais as formas de controle operacional disponíveis; (c) quais as relações do circuito de moagem com os processos anteriores.

Na segunda etapa, primeira fase de amostragem, foram realizadas amostragens de duração de 4, 5 e até 6 horas consecutivas, recolhendo-se amostras de todas as correntes do circuito e do interior do moinho de bolas. Numa terceira etapa, foram realizadas as análises granulométricas de todas as amostras enviadas ao Centro de Tecnologia da UFRGS (LAPROM) por peneiramento, no caso da alimentação de clínquer, e de todas as outras por difratômetro a laser (CILAS).

A terceira etapa consistiu basicamente das análises granulométricas das amostras coletadas na indústria e enviadas ao Centro de Tecnologia da UFRGS. Durante a quarta etapa do trabalho, foram inseridos todos os resultados decorrentes da etapa anterior num banco de dados, para que os mesmos fossem utilizados como um *input* dos programas criados na etapa seguinte (criação dos algoritmos de modelagem).

Na sexta etapa, foram determinados, a partir dos programas escritos em *matlab*, os parâmetros principais do modelo e gerados todos os gráficos resultantes do processo de modelagem do moinho e do separador.

A metodologia seguida nesse trabalho, conforme fluxograma da figura 26, faz, portanto, parte de uma estrutura maior de pesquisa sugerida para um trabalho futuro, mostrada na figura 27.

3.3 PROCEDIMENTOS DE AMOSTRAGEM

Foram realizadas diversas campanhas amostrais; destas as escolhidas foram as do dia 05/04/01; 21/08/01; 22/08/01 e 15/01/02 para analisar, modelar e simular o circuito. Tais campanhas serão citadas daqui em diante apenas como primeira, segunda, terceira e quarta campanha de amostragem. Assim, conforme esquema da figura 28 (ver também fotos e planta em anexo), na primeira campanha, foram recolhidas alíquotas de, aproximadamente, 200 g, de 15 em 15 minutos durante 5,5 horas (das 9:00 às 14:45), em cada um dos três pontos principais de coleta do separador, e de 20Kg, aproximadamente, de clínquer e 10 Kg de cinza, junto às balanças de alimentação. As alíquotas de um mesmo ponto foram misturadas, quarteadas e peneiradas a fim de realizar a análise granulométrica completa das correntes principais. São estas:

1. Descarga do separador – produto (finos), denominada F2.
2. Descarga do moinho – alimentação do separador, denominada G1.
3. Retorno ao moinho – descarga do separador (grosseiros), denominada G2.
4. Alimentação nova do moinho – denominada simplesmente corrente “A”.

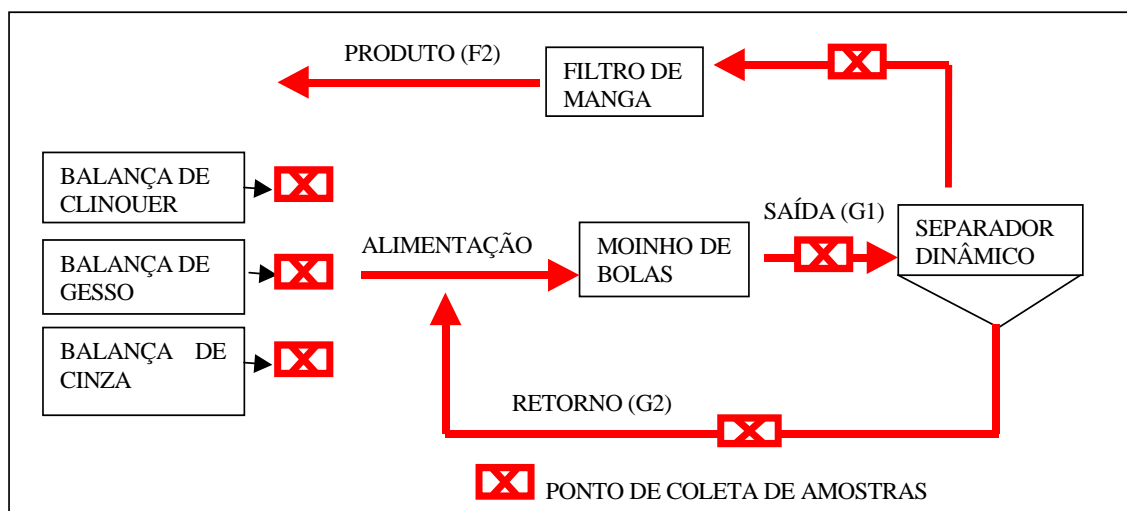


Figura 28 - Esquema do circuito de moagem da fábrica de cimento.

A corrente denominada “G1” não é necessária para cálculos de eficiência do separador, nem do fator de circulação, porém foi usada para fechamento do balanço de massas, que deve possuir abundância de dados, e para diagnóstico e modelagem do desempenho do moinho.



Figura 29 – Ponto de coleta de amostras: tubulação de saída do moinho (corrente G1).

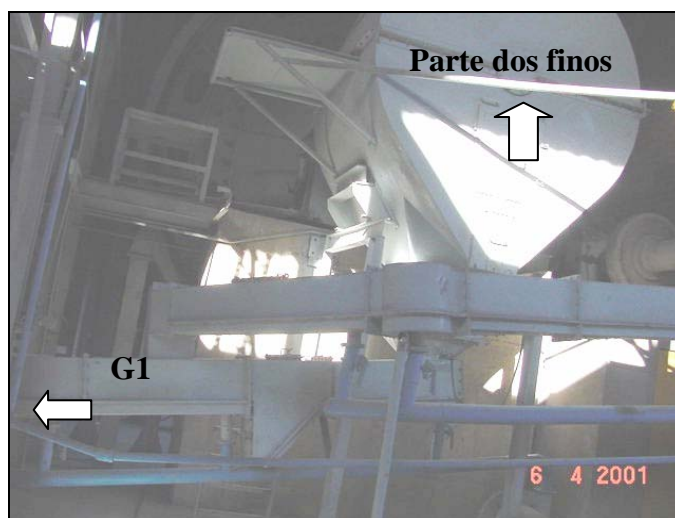


Figura 30 – Vista frontal da saída do moinho de bolas; detalhe das tubulações de saída.

As planilhas de amostragem são anexadas ao final deste trabalho e contêm dados sobre a alimentação (t/h), o retorno (t/h), instante em que foram coletadas as amostras, valor da abertura do exaustor (*flap*-%), grau de enchimento do moinho e rotação do separador (rpm).

Durante a segunda e terceira campanha de amostragem, foram recolhidas amostras em quantidades iguais às amostragens anteriores, nos mesmos pontos de coleta, também de 15 em 15 minutos, mas durante 3,5 e 6,0 horas respectivamente. As alíquotas de um mesmo ponto dessa vez **não** foram misturadas, mas quarteadas e peneiradas separadamente, a fim de

realizar a análise granulométrica completa das correntes principais em cada momento de coleta e modelar o separador.

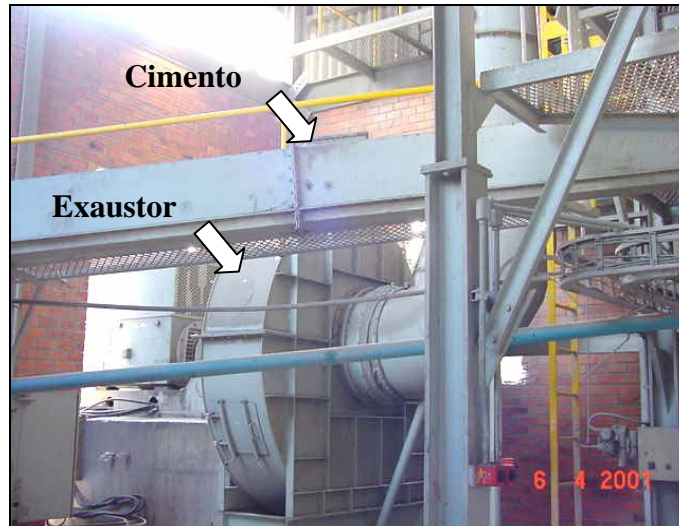


Figura 31 – Ponto de coleta de amostras (corrente F2) e exaustor.

A figura 31 mostra a tubulação de saída do filtro de mangas (produto ou corrente F2). Logo abaixo da tubulação está o exaustor do circuito.

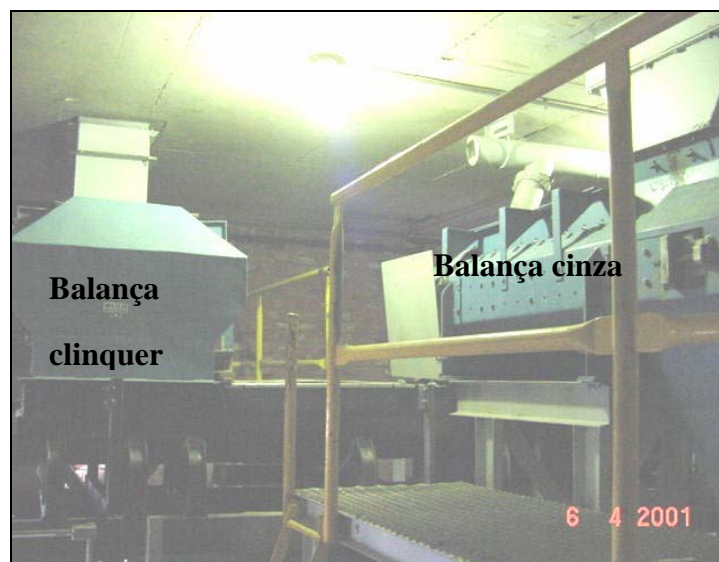


Figura 32 – Balanças de clínquer e cinza: alimentação do moinho de bolas.

As planilhas de amostragem referentes a esses dias também encontram-se em anexo no final deste trabalho e contêm dados sobre a alimentação (t/h), o retorno (t/h), instante em que

foram coletadas as amostras, valor da abertura do exaustor (*flap*-%), grau de enchimento do moinho, rotação do separador (rpm) e valor do *blaine* do produto coletado naquele instante.

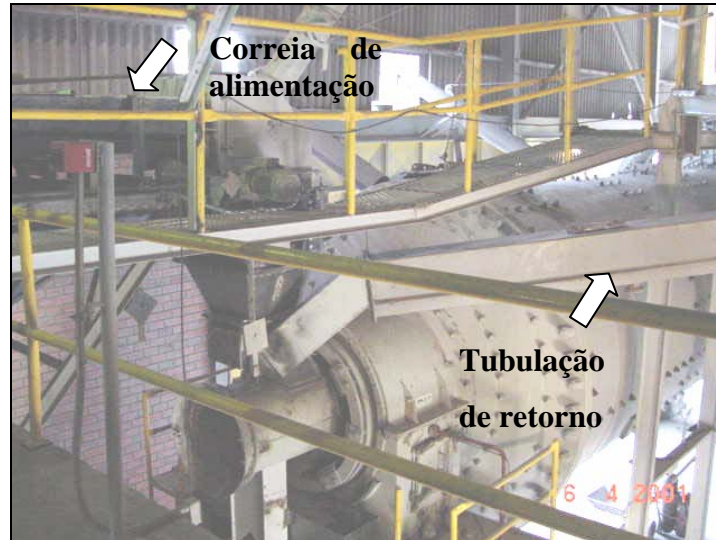


Figura 33 – Moinho de bolas: detalhe da alimentação e da entrada da tubulação de retorno (corrente G2) do separador (SEPOL).



Figura 34 – Detalhe do SEPOL: início da tubulação de retorno (corrente G2).

As amostras recolhidas foram embaladas separadamente e corretamente identificadas com: a) hora da coleta, b) data, c) ponto de amostragem, d) valor da umidade, e) valor do “*flap*” e f) valor da “rotação” referentes àquele instante da coleta.

3.3.1 Do planejamento de amostragem do separador

O procedimento de controle das variáveis, com vistas à modelagem do separador, realizado na fábrica de cimento foi o seguinte:

a) num intervalo de 15 minutos, durante 30 minutos, era recolhido, em cada uma das quatro correntes, um saco com cerca de 200 g cada, somando no total 800 g;

Tabela 4 - Identificação das embalagens (primeira rodada).

Amostra	Hora	Abertura (%)	Rotação (rpm)
Cinza	09:15	60	1307
G1	09:15	60	1307
G2	09:15	60	1307
F2	09:15	60	1307

b) logo após ter sido encerrada a primeira coleta, o operador da planta alterava o valor da abertura do exaustor para 65%, por exemplo. No final dos primeiros 15 minutos desta nova rodada, era recolhido, da mesma forma que na rodada anterior, um saco com cerca de 200 g em cada corrente, somando no total, mais 800 g, ou seja, representando um total acumulado até este instante (45 minutos) de 2400 g de material;

Tabela 5 - Próximo intervalo de 30 minutos (segunda rodada).

Amostra	Hora	Abertura (%)	Rotação (rpm)
Cinza	09:45	65	1307
G1	09:45	65	1307
G2	09:45	65	1307
F2	09:45	65	1307

c) o processo era sempre o mesmo para cada rodada, apenas no final da primeira, da segunda e da terceira rodada, o operador deveria alterar o valor da abertura do exaustor para 65%; 70% e 75% respectivamente, segundo este exemplo.

Ao final das quatro rodadas tinha-se um total acumulado de: 32 amostras (32 embalagens) com 200g cada, ou seja, um total de 6,4 Kg de amostra. A rotação do separador era mantida fixa (1307 rpm). Logo em seguida, era repetido todo o procedimento, mas com uma rotação diferente. Desta forma, foi possível obter amostras em diferentes valores de *flap* (abertura do exaustor) e rotação. Posteriormente, estas amostras eram encaminhadas ao Centro de Tecnologia, LAPROM, para serem analisadas pelo difratômetro a laser.

3.3.2 Do planejamento de amostragem do moinho: crash- stop

Na quarta campanha de amostragem, após 4 horas consecutivas de amostragem, o moinho foi parado, a fim de que fossem recolhidas amostras no interior das câmaras 1 e 2 em pontos igualmente espaçados, conforme esquema da figura 35.

Na figura 35, pode ser visto que o ponto 3 da câmara 1(K1) está localizado próximo à alimentação. Os pontos de coleta da câmara 1 têm 1 metro de distância entre si ($L=3m$), enquanto os da câmara 2 possui cerca de 3m de distância. O ponto 1 está situado próximo à grelha de descarga da câmara 1 (grelha K1/K2). O ponto 1 da câmara 2 (K2) está também bem próximo da grelha K1/K2, mas está situado no interior desta última. O ponto 2 da K2 está situado no centro da câmara e o ponto 3 bem próximo à grelha de descarga do moinho.

Nos pontos de coleta, era realizada uma escavação com profundidade média de 15 cm, retirando-se os corpo - moedores quentes. Em seguida, o material era coletado abaixo dessa profundidade, peneirando-se o mesmo, a fim de que fosse separado dos restos dos corpos-moedores (sucata). O material de cada ponto somava cerca de 20 Kg e foi enviado ao Centro de Tecnologia da UFRGS, visando à realização das análises granulométricas.

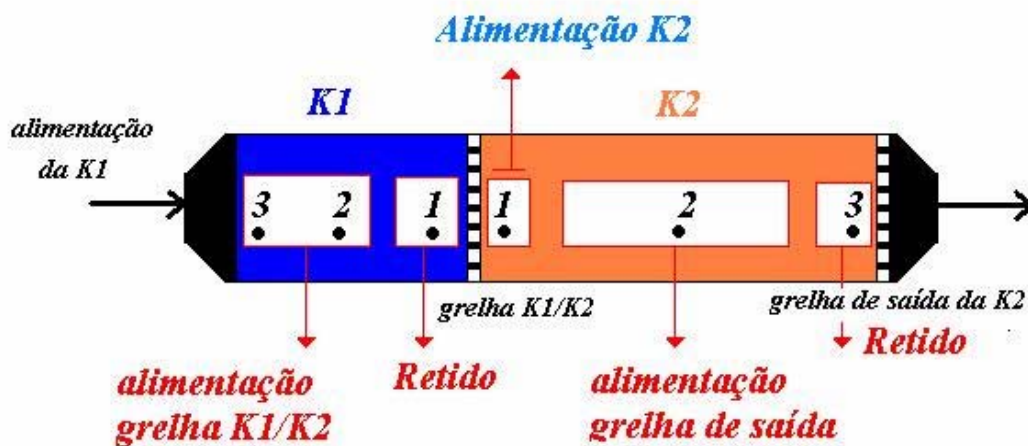


Figura 35 – *Crash-stop*: esquema de coleta de amostras no interior do moinho de bolas.

3.4 ANÁLISES GRANULOMÉTRICAS

3.4.1 Peneiramento

As amostras de clínquer enviadas ao Centro de Tecnologia da UFRGS foram peneiradas a seco, utilizando-se a série completa de malhas apresentada na tabela 6.

Para as frações em massa menores (até 300g), foram utilizadas peneiras pequenas de 12,5 cm de diâmetro e 4,0 cm de altura e para as frações em massa acima de 300g, mas abaixo

de 500g, foram usadas peneiras de 20 cm de diâmetro e 5 cm de altura. Para as primeiras frações (representavam a passagem de uma grande quantidade de material) foram utilizadas peneiras quadradas de 50 cm de lado e 10 cm de altura.

Tabela 6 – Malhas usadas no peneiramento do clínquer.

Malhas Tyler	(mm)	Malhas Tyler	(mm)	Malhas Tyler	(mm)
1"	25,40	3.5#	5,66	10 #	1,68
¾"	19,10	4#	4,76	12 #	1,41
5/8"	15,90	5#	4,00	14 #	1,19
½"	12,70	6#	3,36	16 #	1,00
3/8"	9,52	7#	2,83	20 #	0,84
5/16"	7,93	8#	2,38	24#	0,71
1/4"	6,35	9#	2,00	28#	0,59

O tempo de peneiramento para todas as malhas abaixo de 4,76 mm era de aproximadamente 12 minutos, com exceção das malhas menores (abaixo de 0,84mm), que chegaram a apresentar um tempo de peneiramento de cerca de 18 minutos. As malhas maiores (peneiras quadradas) eram colocadas no vibrador durante um tempo máximo de 30 segundos. Posteriormente, após a espera de um tempo de 5 a 10 minutos, a tampa da primeira peneira era levantada e era dado início aos trabalhos de separação do material, pesagem e embalagem, com a devida identificação do monotamanho representante. Os monotamos, quando guardados em separado, facilitariam a utilização dos mesmos em ensaios de determinação dos parâmetros de Bij de clínquer e em estudos de caracterização (microscopia óptica, microscopia eletrônica de varredura e difração de raio x). Embora isso não fizesse parte do escopo deste trabalho, poderia ser de grande valia para aumentar os conhecimentos acerca do clínquer e sobre seu processo de moagem. O estudo de caracterização foi realizado paralelamente a este trabalho e acrescentou conhecimentos acerca da microestrutura do clínquer e sua influência sobre a moagem, suscitando idéias novas para trabalhos futuros.

3.4.2 Difrátômetro a laser: CILAS

Foi utilizado um Granulômetro de Difração laser CILAS 1064 para analisar todas as demais amostras (cinza, as correntes G2, G1 e F2 e amostras do interior do moinho).

As amostras eram quarteadas e peneiradas numa malha de 420 μm , pois se houvesse alguma partícula acima desse tamanho, poderia ocorrer a obstrução dos pequenos condutos internos do equipamento. Felizmente, as amostras que foram analisadas eram todas 100% passantes nessa malha.

Após quartear e peneirar numa malha de 420 μm as amostras que foram coletadas na fábrica, uma pequena alíquota (<0,2 gramas) era separada e misturava-se a mesma a uma reduzida quantidade (35 ml) de álcool num becker de 50 ml, que era levado ao compartimento de análise do CILAS.

Muitas vezes ocorriam erros nos resultados das análises, devido à aderência das partículas do material (em especial do cimento) à célula do CILAS. O aparelho era então limpo novamente e repetiam-se as análises, até que fossem obtidos no mínimo dois resultados iguais entre si e semelhantes às das outras amostras (a distribuição granulométrica de cada corrente segue um padrão facilmente identificável através dos parâmetros d10, d50 e d90 e do próprio gráfico impresso pelo computador, após análise).

Algumas dessas análises resultantes do CILAS foram anexadas ao trabalho; nessas podem ser visualizadas informações importantes como d10, d50, d90, data e hora da análise, forma da distribuição granulométrica, etc.

3.5 CRIAÇÃO DOS ALGORITMOS EM MATLAB

Os parâmetros β , β^* , d50c e α foram determinados através do programa “modelo_separador.m” (anexo B) para essa curva e para todas as demais curvas adicionadas ao banco de dados, o que resultou em inúmeras curvas referentes a cada dia de amostragem e a cada valor de *flap* e rotação do separador.

O Matlab® é um programa que possui os chamados “arquivos.m”, nos quais podem ser escritos algoritmos na forma algébrica, sendo que todos os seus elementos devem ser colocados na forma matricial. Portanto, o Matlab® é uma plataforma que permite a rápida implementação de rotinas em comparação a linguagens de programação tradicionais.

Por outro lado, o uso de pacotes fechados, tal como o JKSimMet, seria interessante para quem não deseja modificar os seus algoritmos internos. Ou seja, não há nenhuma restrição, a princípio, ao uso de tais pacotes, em especial, no caso desse trabalho, podendo, inclusive, a mistura (clinker+cinza) ser encarada como um único material, com Bij e Si próprios, similar ao que foi realizado no processo de retrocálculo apresentado mais adiante.

4 RESULTADOS DA AMOSTRAGEM

4.1 CONDIÇÕES OPERACIONAIS DO CIRCUITO

A faixa de valores de *flap* e rotação usada durante os dias de amostragem foi diferente do procedimento inicial sugerido, descrito no capítulo 3, em detalhes, conforme pode ser visto nas tabelas B.1 a B.4 em anexo, devido a uma troca no motor do exaustor para um com a metade da potência, que ocasionara uma série de problemas, quando na tentativa de usar os mesmos valores que vinham sendo usados nos últimos anos (*flap* de 60 até 80%).

Tais problemas fizeram com que a segunda amostragem fosse interrompida no instante 12:30, uma vez que o valor de *flap* de 85%, conforme tabela em anexo, acabou provocando um grande aumento na corrente de retorno do separador, quase desarmando o elevador. Foi tentado neste dia também a redução da rotação do separador para 1200 rpm, mas o circuito acabou indo a outro extremo, caindo muito o retorno (50 t/h). O valor de 150 t/h do retorno é fim de escala da balança, mas se sabe que aumentou muito através do aumento registrado da corrente do elevador de retorno.

Através das planilhas de controle diário da fábrica do mês de dezembro de 2000, pôde-se verificar o uso de aberturas de *flap* de 45 a 65% com rotações que variaram de 1100; 1200 a 1300 rpm com *blaine* de 480 m²/kg (mínimo) a 530 m²/kg (máximo), aproximadamente, com taxas de alimentação fixadas em 25 a 30t/h. Durante a primeira amostragem realizada, o *flap* variou de 65 a 75% com rotação mantida constante em 1307 rpm, com valores de *blaine* acima de 500 m²/kg e com taxas de alimentação entre 25 e 30 t/h. De acordo com as impressões retiradas das telas do monitor da sala de operação, no dia 02/04/01, a abertura de *flap* chegou algumas vezes a valores abaixo de 60%, embora a rotação fosse mantida em torno de 1300 rpm. Durante amostragem do dia 11/05/01 os valores ficaram dentro desta faixa (60 a 75%), porém com valores de rotação mais elevados, em torno de 1400 rpm a 1450 rpm. Atualmente (08/08/01 a 15/01/02), a fábrica utiliza até 100% de abertura e faixa de rotação que varia em torno de 1450 a 1300 rpm.

Isto significa que são utilizados pela fábrica valores que variam dentro de uma faixa muito ampla de abertura de *flap* (maior do 50%) e rotação para que seja mantida a mesma faixa exigida de valores de *blaine*. Ou seja, não existem critérios bem definidos na escolha dos mesmos, em especial, com respeito à umidade.

Procurou-se entender o porquê da fábrica chegar a apresentar valores de 100% para a abertura do exaustor, a fim de manter sua produção e qualidade do produto, isto é, se o fato decorria de uma baixa eficiência (acentuada) operacional do separador e/ou do moinho que

agem em conjunto, apresentando uma estreita relação de dependência; ou se era devido, somente, à troca do motor do exaustor. Existem muitos outros critérios subjetivos que interferem nestas conclusões: além das variáveis descritas do separador, existem aquelas que dizem respeito, é claro, ao moinho, tais como, desgaste de corpos moedores, do revestimento e/ou uso de distribuição de tamanhos inadequada dos primeiros.

Se para aberturas de *flap* menores, a fábrica tinha que diminuir a taxa de alimentação para metade, significa que na impossibilidade de modificar o corte granulométrico do separador ou reduzir para a metade a produção, só restava mesmo como solução aumentar a abertura do *flap* na tentativa de aumentar a capacidade do separador de novo. No entanto, este mesmo critério acabou sendo utilizado na prática independente do fato da umidade estar elevada (acima de 13%) ou não (abaixo de 10%).

Depois da troca, quando a fração de finos (abaixo de 44 μm) aumentava no sistema (faixa acima de 90t/h (60%) aproximadamente no retorno), este último respondia com a mudança no corte granulométrico do separador. Como existe a exigência, com respeito à qualidade do cimento, de manter o corte granulométrico padrão, a circunstância levava à redução da taxa de alimentação para a metade, se estivessem sendo usados valores de *flap* na faixa de 65 a 75% em 1300 rpm. O rendimento do separador na faixa 44 μm começava a baixar para valores em torno de 15%, quando a percentagem de finos na alimentação do separador tornava-se maior que 75%;

No entanto, quando era encontrada outra forma de aumentar o rendimento do separador, conseguia-se manter a taxa de alimentação e, conseqüentemente, a produção em torno da tonelagem horária de costume (no caso, 30t/h). Ao que tudo indica, a maneira que foi usada durante um bom tempo para sanar o problema foi aumentar os valores de abertura do *flap* para até 100%.

Foi constatado através do balanço mássico e das amostragens realizadas que, se existir uma grande fração de material abaixo da granulometria requerida para o produto (99% abaixo de 44 μm), cerca de 60% na corrente de retorno (G2), então, a partir deste momento, ocorre uma elevação gradual na fração de finos no sistema. Como conseqüência, pode ocorrer uma mudança no corte granulométrico (sobe) e o rendimento do separador em – 44 μm decair para a metade. Não sendo isso o desejado, o operador é forçado a diminuir a taxa de alimentação (para que os finos sejam removidos mais rapidamente do sistema) ou modificar os parâmetros de *flap* e rotação, a fim de aumentar o rendimento e voltar ao corte granulométrico padrão. Caso as taxas de alimentação fossem mantidas constantes, a fração de finos acabaria por

prejudicar em muito a moagem, ao formar um colchão de amortecimento dos impactos ocasionados pelo movimento dos corpos-moedores e da carcaça.

Aumentando o *flap* do separador, o circuito passa a usufruir da massa de finos que advém da tubulação maior de saída do moinho (tubulação superior de seção circular, ver detalhes nas plantas em anexo). A dependência desta tubulação com a abertura de *flap*, acredita-se, ser maior do que a das outras tubulações de alimentação do separador, por essa ser de maior diâmetro e desembocar diretamente no equipamento. A outra tubulação de saída do moinho tem diâmetro menor, seção retangular (o que implica em maior perda de carga) e desemboca no elevador de canecas. Esta massa de finos, quando comparada com o retorno, é desprezível (fechamento do balanço total em t/h), mas, visto que com o aumento da fração de finos no sistema a tendência é que ocorra uma baixa no rendimento do separador, esta outra tubulação representa uma massa de finos já não tão desprezível em relação a alimentação nova. Portanto, a tubulação superior de saída do moinho, quando o *flap* é elevado a valores extremamente altos, tais como 100%, ajudaria a suprir os finos que o separador não é capaz de retirar da corrente de saída do moinho (G1).

Acredita-se, por outro lado, que ao aumentar o *flap* para o máximo possível, podem ocorrer ainda duas situações:

- a) a fração de finos se mantém alta, mas não o suficiente para começar a prejudicar a operação de moagem.

Isto significa que existiria uma faixa em que os finos ajudariam à moagem, fazendo com que o PR* aumentasse ou se mantivesse constante numa espécie de efeito compensador. Acima desta faixa, o PR diminuiria bastante, pois a sobrecarga de finos (em torno de valores acima de 75% no G1) passaria a prejudicar a moagem.

- Nessa situação, não resta ao operador outra alternativa senão manter os valores de *flap* elevados. No entanto, notou-se, com base nas planilhas de controle diário, que mesmo nestes casos ocorreram baixas nos valores de *blaine*. Isso, provavelmente teria ocorrido devido a falta de critérios mais específicos na escolha dos valores de *flap* e rotação, em especial, quanto à umidade dos materiais da alimentação do moinho.

* PR = potencial de redução ou % de partículas maiores que a granulometria de corte do separador presentes na alimentação do moinho que ele capaz de transformar em passantes na mesma granulometria.

b) a fração de finos torna-se alta o suficiente para começar a prejudicar a operação de moagem. O operador diminui a taxa de alimentação como último recurso; o sistema começa a retornar ao equilíbrio, com a conseqüente diminuição da fração de finos na saída do moinho (G1) e no retorno (G2). Os rendimentos do separador voltam a subir, permitindo ao operador usar valores de *flap* e rotação nas faixas usuais.

⇒ Nesta situação, existe risco de perda na produção e/ou saída dos padrões de qualidade (mudança no corte granulométrico), desgaste excessivo do revestimento e dos corpos-moedores, enquanto não se restabelecer o equilíbrio no sistema.

Portanto, uma situação em que não estiver ocorrendo baixa eficiência operacional do moinho pode ser acompanhada, no entanto, de baixa no rendimento do separador para um valor em torno de 15% na faixa granulométrica de 44 μ m, em decorrência de um aumento “natural” (próprio do desenho do circuito) da fração de finos no sistema e uso inadequados de valores de *flap* e rotação, que sobrecarrega o separador, podendo inclusive provocar uma situação de “sobremoagem” com elevação do desgaste das peças.

Isso tudo, no entanto, não parece ser apenas um problema de controle operacional, mas também é uma decorrência do próprio desenho do circuito. O circuito parece ter sido projetado para trabalhar com taxas máximas em torno de 30 t/h ($C_c=500\%$), de modo que no G2 (retorno) sempre haja 50% (no mínimo) de partículas menores que o corte granulométrico considerado (d_{50c} em torno de 27 a 30 μ m), com o separador funcionando com rendimentos em torno de 24 a 30% no máximo nesta mesma faixa granulométrica. Sendo assim, o sistema age de um forma dinâmica, provocando uma situação muito interessante que é a busca por um efeito compensador na moagem, uma espécie de tendência ao equilíbrio, mas que nem sempre será acompanhada pelo separador. Ou seja, nesta situação de sobrecarga de finos, o moinho pode continuar a funcionar bem, as custas de um maior desgaste das peças, mas o separador pode falhar, se não usado os valores de *flap* e rotação adequados para determinada umidade e taxa de finos no retorno (G2). Se o PR se mantiver constante, é provável que esteja ocorrendo este efeito compensador, por outro lado, quando a PR diminui, o que também já foi constatado acontecer, significa que a fração de finos está muito abaixo ou muito acima da faixa “ideal”, que se presume ajudar na moagem. Por isso, mais uma vez, o sistema trabalha com uma fração ideal de finos em torno de 60% passante em 44 μ m no retorno. Os operadores reconhecem também que quando a umidade está alta essa mesma taxa elevada ajuda na moagem. No entanto, não sabem quando exatamente a taxa de finos extrapola essa faixa

“ideal” e passa a prejudicar na moagem, decorrendo numa situação de redução da PR e conseqüente diminuição do *blaine* do produto.

4.2 ANÁLISE GRANULOMÉTRICA DAS CÂMARAS 1 E 2.

Através do *crash-stop*, foi observado um efeito, ainda que pequeno, de classificação na câmara 1 (diferença em torno de 10%), conforme já era esperado, enquanto, a câmara 2, que deveria possuir um efeito maior de classificação, apresentou também uma diferença de 10% no máximo no passante acumulado entre os pontos extremos de coleta. Pode ser dito, portanto, que, com relação ao mês de junho de 1997, existe um grande desgaste do revestimento, de acordo com as figuras 36 e 37, que apresentara uma diferença de até 25% no passante acumulado entre os pontos extremos da câmara 2.

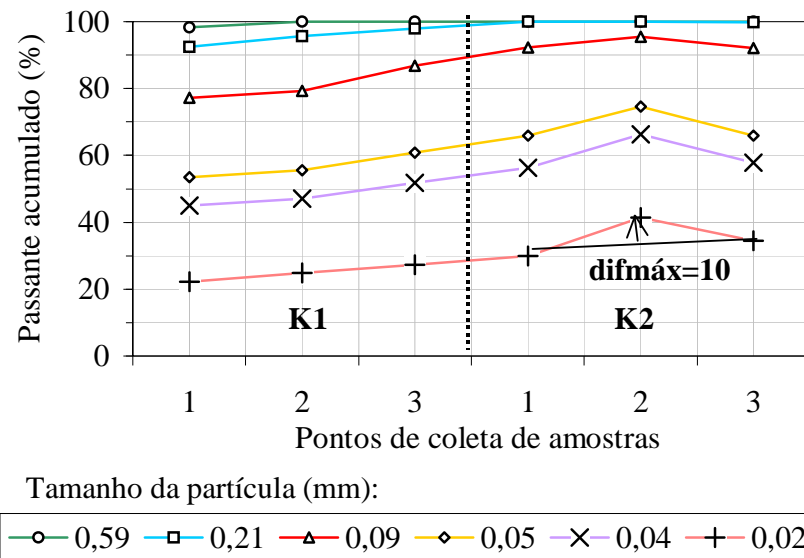


Figura 36 - Amostragem realizada no dia 15/01/02.

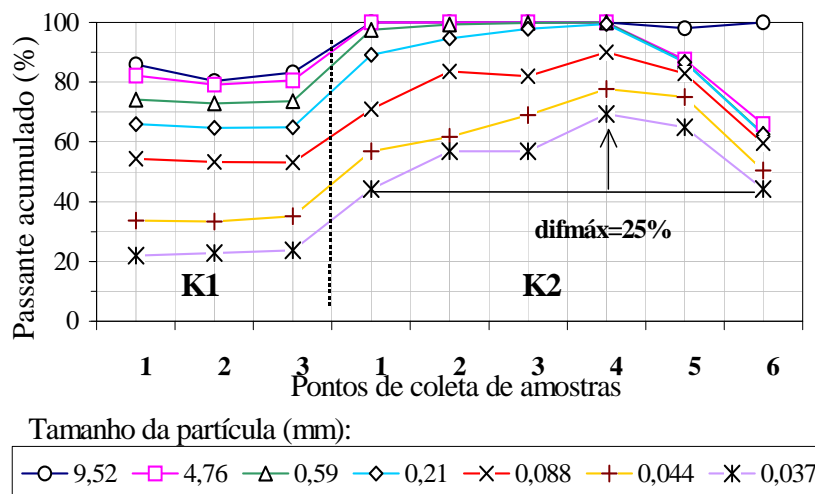


Figura 37 - Amostragem realizada pela empresa no mês de junho de 1997.

4.3 RESULTADOS DAS ANÁLISES GRANULOMÉTRICAS

A seguir são apresentadas as distribuições granulométricas mais representativas de todas as amostras coletadas, visando fornecer uma visão geral de todas as correntes do circuito, inclusive das amostras coletadas no interior do moinho.

A distribuição granulométrica do clínquer mostrou pequena variação, com um passante acumulado, abaixo do tamanho de 10 μ m, consideravelmente menor apenas para a quarta campanha de amostragem. Na figura abaixo, podem ser vistos os resultados das análises de clínquer, via peneiramento, para as quatro campanhas de amostragem.

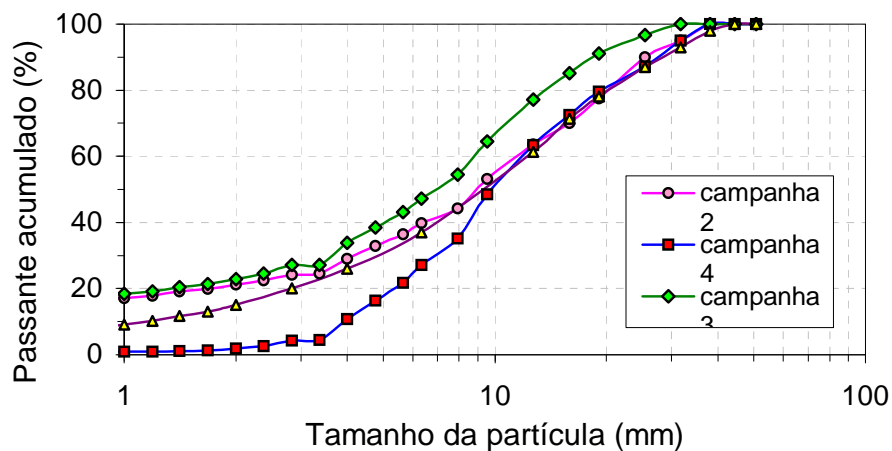


Figura 38 – Análises granulométricas do clínquer realizada por peneiramento.

As amostras das correntes do separador (conforme anexo B - análises CILAS) apresentaram diferenças na forma da distribuição para dias de coleta diferentes, embora mantivessem valores de d50 e d90 próximos. As diferenças entre as amostras se deve ao uso de diferentes condições operacionais do separador (*flap* e rotação).

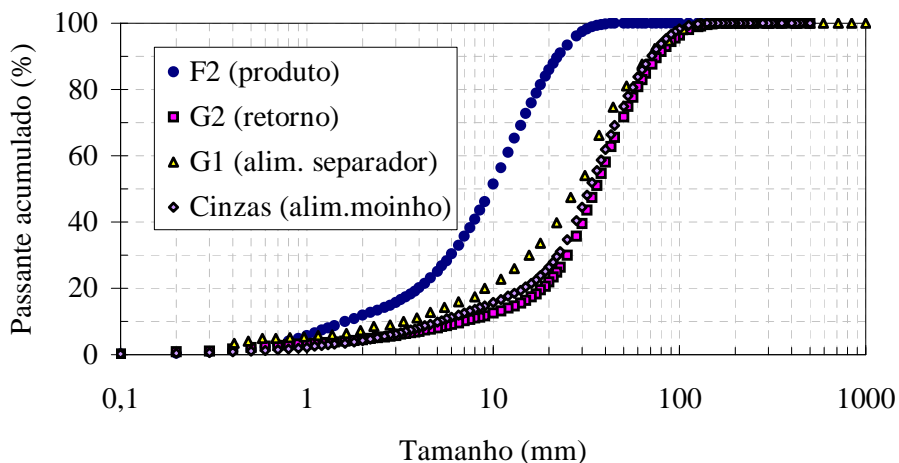


Figura 39 - Análise granulométrica das correntes do separador e da cinza.

A diferença, conforme figura 40, entre as distribuições granulométricas das amostras coletadas no interior do moinho é muito sutil, no entanto não são desprezíveis. À medida que a amostra coletada é a mais próxima da grelha de saída, maior é o passante acumulado da distribuição.

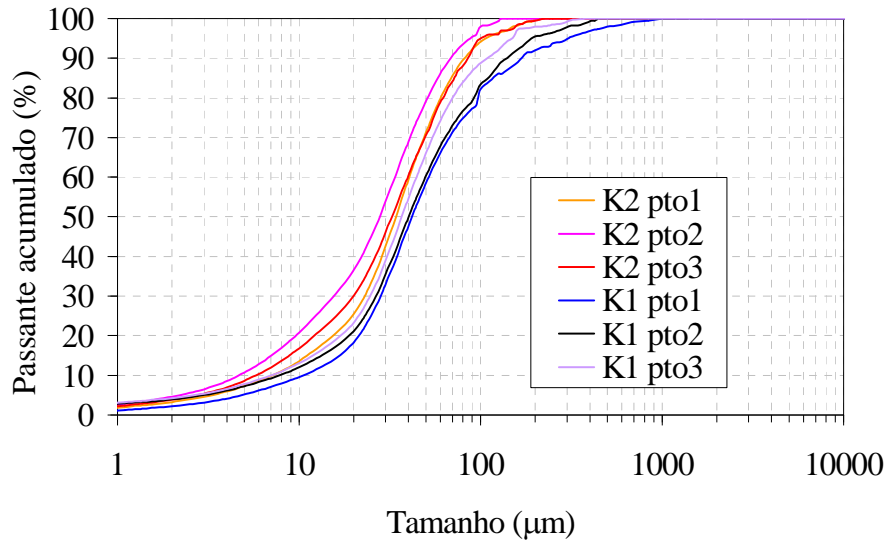


Figura 40 - Análise granulométrica das amostras de *hold up*.

5 MODELAGEM E SIMULAÇÃO

5.1 DESENVOLVIMENTO DO MODELO

5.1.1 Dedução do modelo de processo contínuo

A dedução do modelo de processo contínuo com classificação interna e externa, levando em conta tempo de residência (τ), pode ser realizada a partir do modelo cinético geral para um processo em batelada.

Foi visto anteriormente, um processo típico de cominuição pode ser representado matematicamente mediante uma equação geral de balanço macroscópico, que incorpora três conceitos importantes dentro da teoria geral da cominuição: (a) velocidade específica de fratura - S_i ; (b) distribuição de tamanhos resultante de cada partícula - B_{ij} ; e (C) um possível evento de classificação interna das partículas dentro do respectivo equipamento de cominuição - C_i .

A função classificação interna $C_i(t)$ ($i=1: n+1$) representa a fração parcial em peso de material retido sobre a inésima malha, que é recirculado internamente ao processo de cominuição no intervalo de tempo $(t, t+dt)$, atribuindo-se este efeito às características próprias do equipamento utilizado. Assim, por exemplo, no caso da moagem com moinho de barras, o meio de moagem atua como uma peneira de abertura variável em cada etapa, enquanto, os moinhos de bolas contínuos descarregam por sistemas de grelhas, as quais também atuam como um classificador interno das partículas, devolvendo o material mais grosseiro que a abertura da grelha ao interior do moinho.

Na figura 41, é possível visualizar esquematicamente um processo típico de cominuição, considerando uma matriz de processo (P) dependente das matrizes b e S (função distribuição e seleção respectivamente) e de outra matriz de classificação interna (C). O circuito (A) da figura 41 representa um moinho de apenas uma câmara com classificação interna.

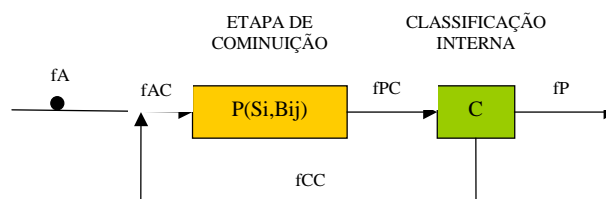


Figura 41 – Circuito A: modelo cinético geral para um processo *batch*.

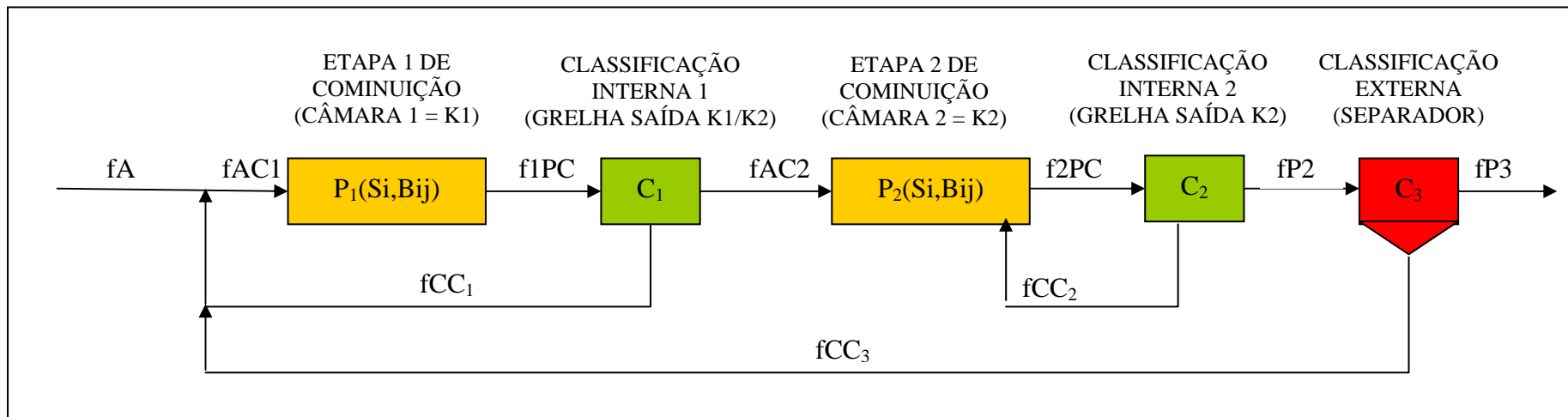


Figura 42 – Circuito B: modelo cinético geral para um processo contínuo.

Portanto, considera-se que todas as matrizes são de ordem (nxn), de modo que o cálculo procederá somente até a n - ésimo tamanho considerado.

Supondo também que as matrizes P e C não variam com o tempo, para efeito de simplificação do desenvolvimento teórico do modelo, pode-se equacioná-lo da seguinte forma (dependendo do tipo de circuito, (A) da figura 41 ou (B) da figura 42, sendo que neste último são consideradas duas classificações internas, mais uma classificação externa):

- (A.1) $f_{PC} = P.f_{AC}$
- (B.1) $f_{1PC} = P_1.f_{AC1}$
- (A.2) $f_{CC} = C.f_{PC} = C.P.f_{AC}$
- (B.2) $f_{CC1} = C_1.f_{1PC} = C_1.P_1.f_{AC1}$
- (A.3) $f_P = (I-C).f_{PC} = (I-C).P.f_{AC}$
- (B.3) $f_{P1} = (I-C_1).f_{1PC} = (I-C_1).P_1.f_{AC1}$
- (A.4) $f_{AC} = f_A + f_{CC} = f_A + C.P.f_{AC}$
- (B.4) $f_{AC1} = f_A + f_{CC1} + f_{CC3} = f_A + C_1.P_1.f_{AC1} + C_3.1.f_{P2}$
- (B.5) $f_{2PC} = P_2.f_{AC2} = P_2.(f_{P1} + f_{CC2})$
- (B.6) $f_{CC2} = C_2.F_{2PC} = C_2.[P_2.(f_{P1} + f_{CC2})]$
- (B.7) $f_{P3} = f_{P2} - f_{CC3}$
- (B.8) $f_{CC3} = C_3.f_{P2}$

No caso, o circuito (B) é exatamente o encontrado na fábrica de cimento estudada, sendo que muitas dessas variáveis são conhecidas por terem sido amostradas e analisadas ou por peneiramento ou por difratômetro a laser (CILAS). São estas:

- f_{AC1} = alimentação composta = alim. nova (clínquer) + cinzas + retorno
- f_{CC3} = anteriormente chamado de G2 = retorno
- f_{P3} = anteriormente chamado de F2 = produto do circuito (cimento)

- $fP2$ = anteriormente chamado de $G1 = G2+F2$
- $C3 \Rightarrow$ alternativa (a) $C3=f\zeta(fCC3,fP2) \Leftarrow$ modelagem do separador
- alternativa (b) $C3=f\zeta(fCC3,fP2, \text{flap}, \text{rotação}) \Leftarrow$ modelagem do separador
- $fCC1$ = ponto 2 da câmara 1 (K1)
- $f1PC$ = ponto 3 da câmara 1 (K1)
- $fAC2$ = ponto 1 da câmara 1 (K2)
- $f2PC$ = ponto 2 da câmara 1 (K2)
- $fCC2$ = ponto 3 da câmara 1 (K2)

O significado dos termos que aparecem nas figuras 41 e 42 é o seguinte:

- Matriz “P” = Matriz de processo (que depende das funções b e S) utilizada para quantificar o processo efetivo de cominuição dentro do equipamento. É uma matriz triangular inferior (de ordem $n \times n$), cujos elementos são distintos de zero, excetuando-se aqueles valores localizados acima da diagonal principal (supõe-se que não existe efeito de aglomeração do material e que o efeito de atrição é desprezível, de modo que $b_{ij}=0$ para $i \leq j$).
- Matriz “c” = Matriz de classificação interna de ordem $n \times n$. É uma matriz diagonal, cujos elementos representam a fração em peso de cada faixa de tamanho do produto que é recirculado dentro da mesma etapa de cominuição. Geralmente a matriz C contém o valor 1 na posição (1,1) e valores decrescentes ≤ 1 nas posições (i,i) para $1=2:n$, sendo os elementos restantes C_{ij} ($i \neq j$) iguais a zero (por definição).
- Vetor “fA” = Vetor alimentação do equipamento de cominuição ($n \times 1$). É um vetor coluna, cujos elementos representam a distribuição granulométrica parcial (% em peso passante) da alimentação do equipamento.
- Vetor “fP” = Vetor produto do equipamento de cominuição ($n \times 1$). É um vetor coluna, cujos elementos representam a distribuição granulométrica parcial do produto de cominuição que abandona o equipamento.

- Vetor “fAC” = Vetor alimentação da etapa efetiva de cominuição. É um vetor coluna de ordem (nx1).
- Vetor “fPC” = Vetor produto da etapa efetiva de cominuição. É um vetor coluna de ordem (nx1).
- Vetor “fCC = Vetor carga circulante (nx1). Trata-se de um vetor coluna, que representa a distribuição granulométrica parcial do material grosseiro recirculado à etapa de cominuição.

No equacionamento mostrado anteriormente, foi desprezado a dependência das variáveis do tempo, a fim de simplificar o desenvolvimento matemático teórico do modelo. Desse modo, para um processo *batch* obtém-se, a partir do equacionamento citado, a seguinte expressão:

$$fP = (I - C) \cdot P(I - C \cdot P)^{-1} \cdot fA, \quad \text{eq. (55)}$$

onde I é matriz identidade de ordem (nxn).

Caso seja suposto desprezível o efeito de classificação interna, então pode ser usada a expressão simplificada: $fP = P \cdot fA$, onde se supõe $C=0$ (matriz nula de ordem nxn)

A equação 55 constitui então um modelo matemático matricial do tipo geral para um processo típico de cominuição, enquanto a sua expressão simplificada constitui um caso particular. O problema em questão passa ser encontrar as matrizes P e C, estimando inicialmente seus parâmetros fundamentais (b_{ij} , S_i , C_i).

A equação 55 não considera, portanto, um processo contínuo, em que todos os tamanhos de partículas estão caracterizados por uma distribuição uniforme de tempos de residência. No entanto, fazendo uma média das respostas *batch*, ponderadas com respeito à distribuição de tempos de residência do material no equipamento, pode-se chegar a uma expressão do modelo teórico para um processo contínuo, cuja distribuição granulométrica de descarga opera em circuito aberto e em estado estacionário. Tal expressão é dada abaixo:

$$fP = \int_0^{\infty} [f(t)_{Batch}] \bullet E(t) dt \quad \text{eq. (56-a)}$$

Na equação 56-a, $[f(t)_{Batch}]$, por sua vez, é dado por:

$$[f(t)_{Batch}] = [T \cdot J(t) \cdot T^{-1}] \bullet f(0)_{Batch} . \quad \text{eq. (56-b)}$$

T é uma matriz triangular inferior (nxn), cujos elementos T_{ij} estão dados por:

$$T_{ij} = \begin{cases} 0 & ; \text{para } i < j \\ 1 & ; \text{para } i = j. \\ \sum_{k=j}^{i-1} \frac{b_{ik} \cdot S_k}{S_i - S_j} \cdot T_{kj} & ; \text{para } i > j \end{cases} \quad \text{eq. (57)}$$

J(t) é uma matriz diagonal (nxn), cujos elementos $J_{ij}(t)$ estão dados por:

$$J_{ij} = \begin{cases} \exp(-S_i \cdot t) & ; \text{para } i = j \\ 0 & ; \text{para } i \neq j \end{cases} \quad \text{eq. (58)}$$

Dessa forma, a equação do modelo *batch* passa a considerar o tempo de residência das partículas, sendo que a matriz de processo (P; nxn) fica sendo dada por:

$$P(t) = T \cdot J(t) \cdot T^{-1} \quad \text{eq. (59)}$$

em que $P(0)=I$, por definição, para o instante inicial $t=0$.

Ao substituir a equação 57 em 56, obtém-se:

$$fP = T \left[\int_0^{\infty} [J(t) \cdot E(t) dt] \right] \cdot T^{-1} \cdot fA \quad \text{eq. (60)}$$

resultando conveniente expressar o integrando em termos de uma variável adimensional de tempo $\theta = t/\tau$; sendo τ o tempo médio de residência das partículas no equipamento de cominuição. Este valor pode ser determinado mediante qualquer das seguintes fórmulas alternativas:

$$\tau = \int_0^{\infty} tE(t)dt \quad \text{ou} \quad \tau = H / MAC . \quad \text{eq. (61)}$$

H é o *hold-up* dos sólidos, retido pelo equipamento no estado estacionário, enquanto MAC é igual ao fluxo mássico de sólidos alimentado ao equipamento no estado estacionário.

Dessa forma a equação 60 pode ser reescrita como segue:

$$fP = [T \cdot Jc(\tau) \cdot T^{-1}] \cdot fA \quad \text{eq. (62)}$$

onde

$$Jc_{i,j} = \begin{cases} \int_0^{\infty} \{\exp[-(Si\tau) \cdot \theta]\} E(\theta) d\theta; & \text{para } i=j \\ 0 & ; \text{ para } i \neq j \end{cases} \quad \text{eq. (63)}$$

Considerando o desenvolvimento matemático mostrado anteriormente, pode-se chegar também a expressão para a matriz de processo P, para um processo contínuo de cominuição, que é dada abaixo por:

$$P(\tau) = T \cdot Jc(\tau) \cdot T^{-1} \quad \text{eq. (64)}$$

Considerando as equações acima apresentadas para um processo contínuo, foi escrito um programa simples em matlab (em anexo), a partir do qual foi possível determinar os parâmetros da matriz de processo P, bem como as matrizes de classificação interna C1 e C2.

5.1.2 Banco de dados utilizado

Das amostragens realizadas na fábrica, apenas quatro foram escolhidas para a utilização no programa de modelagem do separador e do moinho, são estas: 15/04/01; 21/08/01; 22/08/01 e 15/01/02. Acredita-se serem as melhores para representar o processo de moagem, porque durante a execução não ocorreu nenhum problema na operação do circuito. Fugindo a este critério, encontra-se a amostragem do dia 21/08/01, que mesmo tendo tido problema, ajudou a acrescentar informações quando da modelagem do separador.

A amostragem do dia 15/01/02 apresentou dois fatores diferenciados: a umidade elevada da cinza e a granulometria do clínquer bem mais grosseira. Os demais dias de amostragem apresentaram granulometria do clínquer muito parecidas, embora se diferenciasssem também em valores de umidade da cinza e do clínquer. Com isso, pensa-se ter sido possível representar, através dos modelos inicialmente propostos, as variações possíveis de ocorrer durante o processo de moagem.

5.1.3 Determinação da fAC1

Foi determinada a fAC1 como um “conjunto-soma” das distribuições do retorno + cinzas + clínquer, respeitando os pesos de cada constituinte: cerca de 150 t/h para o retorno, 15 t/h para o clínquer e 15 t/h para a cinza..

5.2 AJUSTE DO MODELO DO MOINHO

A partir do modelo matemático apresentado na seção anterior, pôde-se iniciar o ajuste dos parâmetros no programa escrito em MATLAB[®], utilizando-se a técnica do retro-cálculo.

Foi dito anteriormente que a região à esquerda de um tamanho máximo (x_m) é denominada região de fratura normal, enquanto que à direita desta região ocorre a fratura anormal (ver figura 1). Na região de fratura anormal, os valores de B (função quebra) podem ser normalizáveis, isto é, dependerem somente da relação x_i/x_j , sendo independentes do tamanho de aparecimento. No entanto, mesmo na região de fratura normal, pode ocorrer que os valores de B são não normalizáveis. Austin & Concha (1993, p.128) haviam relatado que escórias de cimento costumam apresentar quebra não-normalizável, por isso foi pensado desde o início que a função quebra da alimentação do moinho estudado, uma vez que é constituída de clínquer, além de cinza e gesso, seria igualmente não-normalizável.

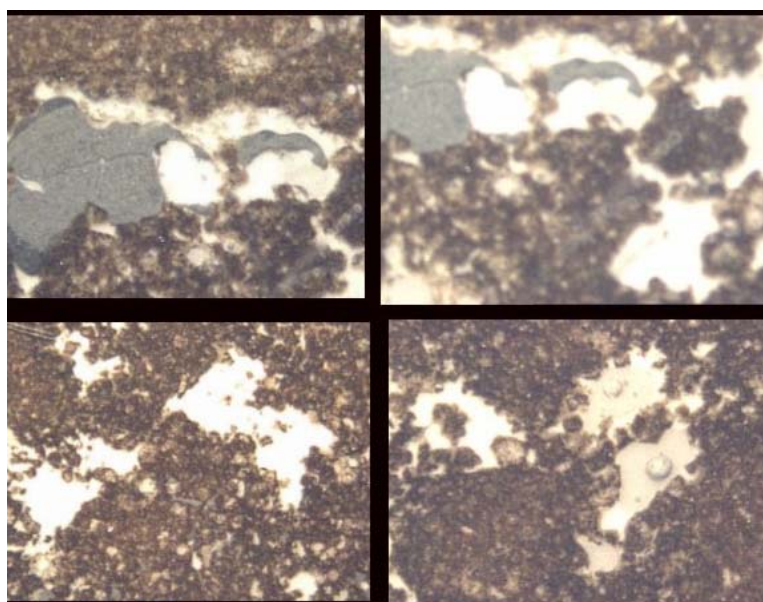


Figura 43 – Lâminas de clínquer vistas no microscópio óptico.

Assim, inicialmente, foi testada uma função de quebra normalizável. Os resultados mostraram-se positivos, isto é, ocorreu ajuste da curva calculada à experimental. No entanto, fazia-se necessário uma função que melhor descrevesse fisicamente o processo de quebra do clínquer dentro da câmara 1. Dessa forma, optou-se por uma função quebra que tratasse a distribuição da alimentação como um conjunto de duas subpopulações e, além disso, descrevesse a fratura das partículas maiores de clínquer. Isto é, através das tentativas de ajuste do modelo, ficou compreendido que as partículas maiores da distribuição da alimentação

(essencialmente de clínquer) fraturam-se a partir da rede porosa característica de sua microestrutura (Souza et al., 2002). Assim, quase nenhuma partícula resultante desta quebra integra a faixa de finos do produto da câmara 1 (abaixo de 30 μ m), nem a faixa intermediária (entre 30 e 200 μ m), ficando situadas numa faixa entre 0,2mm e 52mm. Portanto, o clínquer fraturaria por meio de sua rede porosa (ver figura 43), não sofrendo praticamente cominuição (redução abaixo de 200 μ m), assim como os outros materiais (cinzas e gesso) também não sofrem quando no interior da câmara 1. A cominuição desses três materiais ocorrerá de fato na câmara 2.

A função quebra que mais se ajustou neste caso para descrever o processo que ocorre dentro da câmara 1 foi então uma função de quebra bimodal (King, 2001), dada por:

$$B_{i,j} = \phi \left(\frac{x_i}{x_o} \right)^\delta \left(\frac{x_{i-1}}{x_j} \right)^\gamma + (1 - \phi) \left(\frac{x_{i-1}}{x_j} \right)^\beta \quad \text{para } x < x_o \quad \text{eq.(65)}$$

$$B_{i,j} = \phi \left(\frac{x_{i-1}}{x_j} \right)^\gamma + (1 - \phi) \left(\frac{x_{i-1}}{x_j} \right)^\beta \quad \text{para } x \geq x_o \quad \text{eq.(66),}$$

sendo x_o = tamanho de aparecimento (neste caso: x_o = 200 μ m).

Valores ótimos dos parâmetros da função de distribuição de quebra (ϕ , β , γ) e da velocidade de fratura (α , a) foram determinados de modo que fossem capazes de descrever as várias distribuições granulométricas das correntes e do *hold-up*. Considerou-se que, para o caso da câmara 1, a função seleção aproxima-se rapidamente de zero para tamanhos menores que < 200 μ m.

A Figura 44 mostra o resultado do ajuste do modelo para a câmara 1, usando uma função quebra bimodal (eqs. 65 e 66) e modelo de DTR de tanques em série de mesmo tamanho (Austin e Concha, 1993). Foi constatado que um número de tanques menor que 3 ($N < 3$) resulta em um menor ajuste, o que pode ser justificado pelo fato das amostras coletadas no seu interior revelarem a existência de 3 zonas diferentes, sendo que o ponto 1 da K1 (mais próximo à grelha) pode sofrer contaminação por estar muito próximo (distância de um metro) dos outros pontos. Para modelar a função de classificação da grelha intermediária (grelha K1/K2) optou-se então por usar a amostra coletada no ponto 1 da câmara 2, a qual representa também a alimentação da câmara 2, denominada fAC2 experimental.

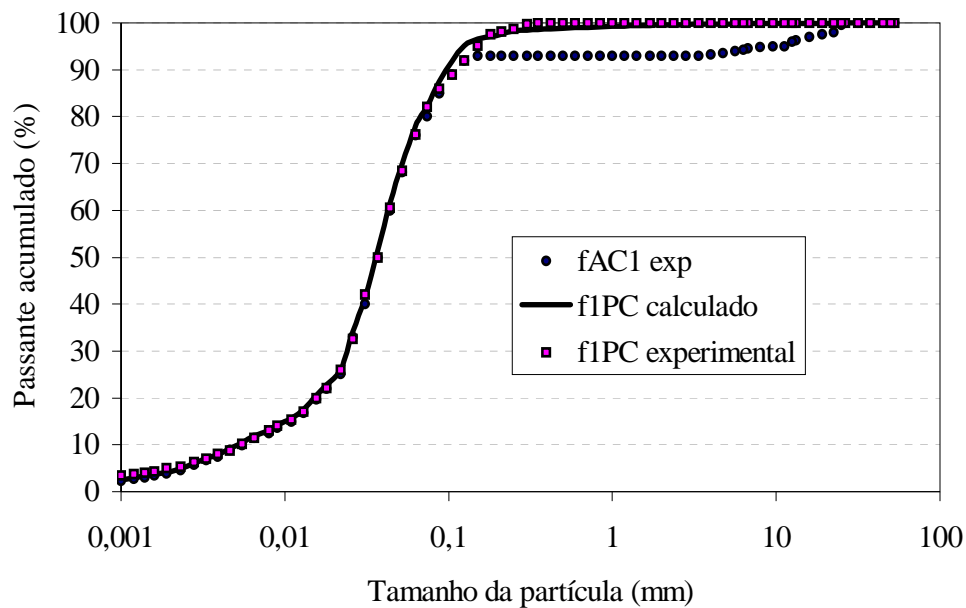


Figura 44 – Modelagem K1: $\phi=0,6$; $\gamma=0,35$; $\beta=4,2$; $a=11,0$; $\alpha=0,8$; $\mu=20$; $\lambda=7,0$; $\delta=1,2$; $J=30\%$; $U=1,5$; $P_f=40\%$; $\tau_r=4\text{min}$; $N=3$ e $S_1 < 2,6 \cdot 10^{-5} p/x < 200\mu\text{m}$.

Conforme pode ser visto na figura 44, a cinza praticamente não sofre nenhuma quebra (moagem), pois possui 100% das partículas passantes no tamanho $100\mu\text{m}$, enquanto o clínquer, que possui partículas com tamanho mínimo em torno de $100\mu\text{m}$ e máximo em torno de $50,8\text{ mm}$, mostra que a primeira câmara tem a função básica de “apenas” quebrá-lo, ou seja, não há moagem na câmara 1 abaixo do tamanho mínimo de partícula de clínquer, o que reforça a hipótese de uma fratura não normalizável do clínquer, que tem de ser então representada por uma função quebra bimodal.

A amostra do ponto 3 da K1 de coleta foi usado como um produto do processo de cominuição (matriz P1) que ocorre no interior da câmara 1, denominada de f1PCexp (ver figuras 28 e 35). A corrente f1PCcalculada apresentou diferenças de até 3% no máximo, com relação aos dados experimentais. Para que os parâmetros da função quebra assumissem valores dentro das faixas mais usuais e apresentassem uma coerência do ponto de vista físico, optou-se por este ajuste, embora não fosse o melhor possível. Por outro lado, a taxa de quebra inicial ($a=11$) resultou num valor ainda alto, com relação a outros materiais mais comumente estudados, tais como, cobre, quartzo, galena, carvão e mesmo clínquer. O histograma das diferenças entre os dados calculados pelo modelo e os experimentais do f1PC (amostra coletada no ponto 3 da K1) para cada tamanho considerado pode ser visto na figura 45.

Para modelar a função de classificação das grelhas foi usada a função de Austin e Luckie válida para $x_c < 200 \mu\text{m}$ descrita por:

$$E(x) = \exp(-(x_c/x)^r) \quad \text{para } x > \frac{x_c}{2} \quad \text{eq.(67)}$$

$$E(x) = a \quad \text{para } x < \frac{x_c}{2} \quad \text{e} \quad r = 1.37 - \frac{x_c}{220} \quad \text{eq.(68)}$$

onde r = módulo de distribuição e x_c = módulo de tamanho (geralmente escolhido como o d_{50}), tanto para calcular a função de classificação 1, denominada C1 (grelha intermediária K1/K2) quanto para calcular a função de classificação 2, denominada simplesmente de C2 (grelha de saída do moinho), sendo $x_c = 125 \mu\text{m}$.

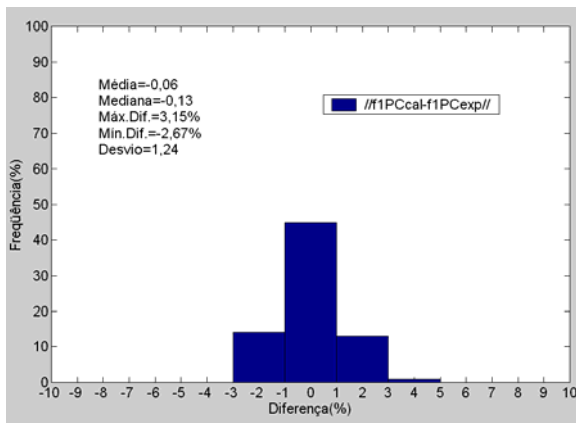


Figura 45 – Histograma de erro do modelo para K1.

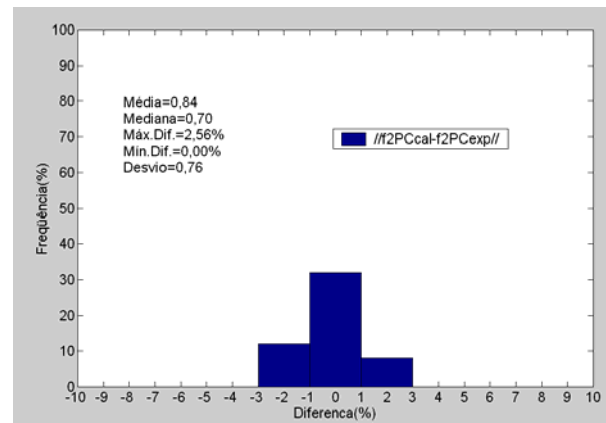


Figura 46 – Histograma de erro do modelo para K2.

Sabendo-se que a função seleção possui a seguinte relação com a função classificação:

$E(x) = (1-a-b)C(x) + a$, a condição usada para este caso foi: $a=0,15$ e $b=0$.

Através das figuras 47 e 48, é possível verificar que a função de classificação da K1 é praticamente igual a da K2, ou seja $C1=C2$. Provavelmente, porque as aberturas das grelhas são as mesmas e a granulometria das amostras coletadas no interior da K1 é muito semelhante as do interior da K2.

A Figura 49 mostra o resultado do ajuste do modelo para a câmara 2, usando função quebra normalizável e modelo de DTR de tanques em série de mesmo tamanho. Foi constatado que um número de tanques menor que 3 ($N < 3$) resulta em uma diferença desprezível no ajuste, embora as amostras coletadas no seu interior revelem a existência de 3 zonas de mistura diferentes. O ponto 3 da K2 (mais próximo à grelha de saída) apresenta menor probabilidade de sofrer contaminação do que o ponto 1 da K1 (próximo à grelha

intermediária), porque ele se encontra mais distante da zona principal de mistura (representada pela amostra coletada no ponto 2 da K2). Apesar disto, para modelar a função de classificação da grelha de saída foi considerada a corrente G1 (produto do moinho = alimentação do separador).

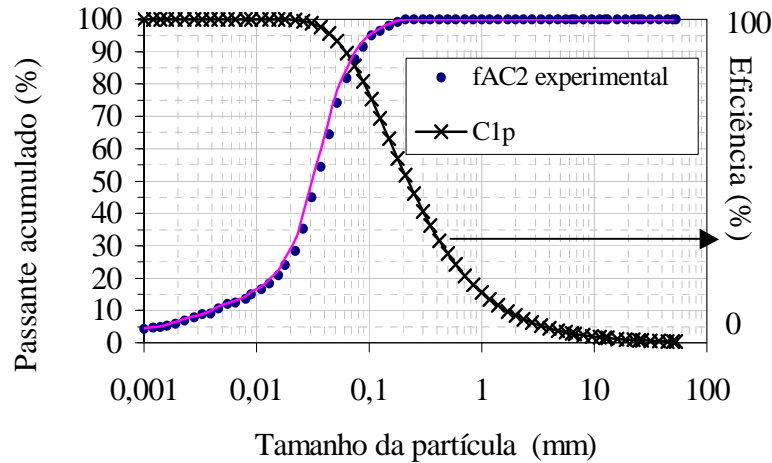


Figura 47 - Modelagem da função de classificação da K1: C1.

A amostra do ponto 2 da K2 de coleta foi usada como um produto do processo de cominuição (matriz **P2**) que ocorre no interior da câmara 2, denominada de **f2PCexp**. A corrente **f2PC** calculada apresentou diferenças de no máximo 1,24%, com relação aos dados experimentais. A redução na taxa de quebra inicial da K2 ($a_{K1}=11$ e $a_{K2}=2$) e o uso de uma função normalizável, não mais a bimodal, justifica-se pela idéia de que não deve existir mais material poroso na câmara 2, ou seja, há apenas o material resultante da quebra do clínquer, além do gesso e da cinza. Além disso, esses materiais possuem um d_{50} em torno de $30\mu\text{m}$, enquanto o clínquer na primeira câmara apresentava um d_{50} em torno de 10mm.

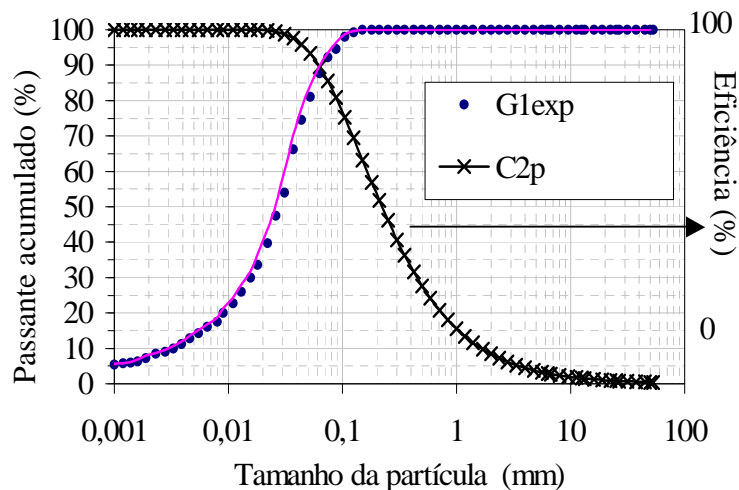


Figura 48 – Modelagem da função de classificação da K2: C2.

O histograma das diferenças entre os dados calculados pelo modelo e os experimentais do f2PC (amostra coletada no ponto 2 da K2) para cada tamanho considerado.pode ser visto na figura 46.

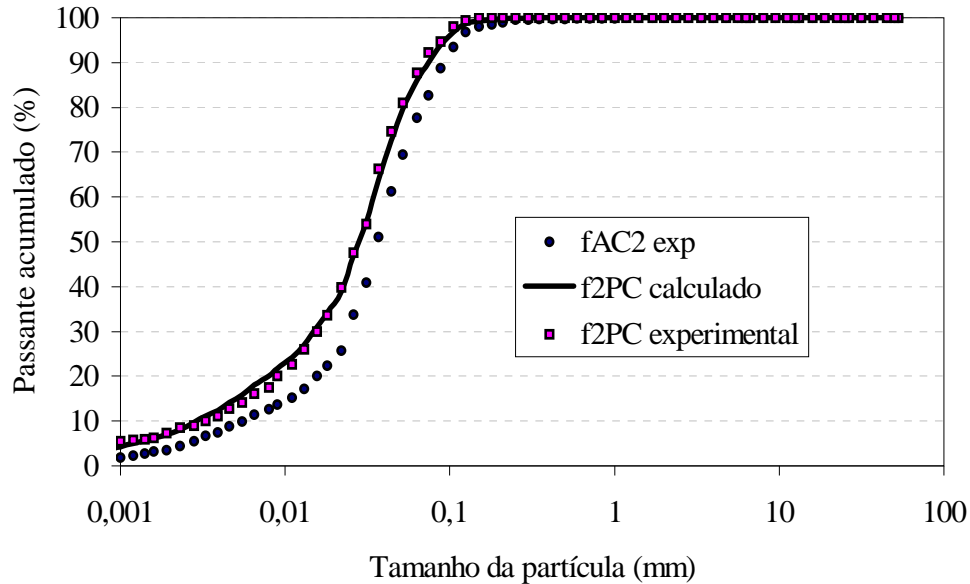


Figura 49 – Modelagem K2: $\phi=0,5$; $\gamma=0,5$; $\beta=1,7$; $a=2,0$; $\alpha=0,9$; $J=30$; $U=1,5$; $P_f=40\%$; $\tau_r=8\text{min}$ e $N=3$.

Apesar das curvas calculadas pelo modelo, tanto para a K1 quanto para a K2, não apresentarem uma ajuste perfeito, mas pelo contrário, apresentar erros de até 3% no passante acumulado para tamanhos acima de 200 μm , o produto final do circuito (F2) se ajustou, quase que perfeitamente, à curva experimental, conforme pode ser observado na figura 50. Para calcular a corrente F2, foi usada a eficiência modelada para flap 90%; rotação de 1400rpm e umidade de 15%.

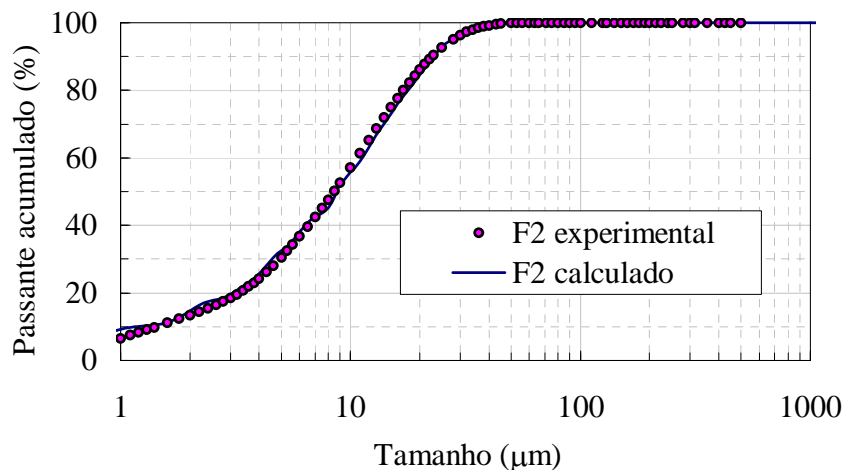


Figura 50 – Produto experimental e produto calculado pelo modelo.

Na realidade, a faixa que mais contribuiu para a elevação da diferença entre os dados experimentais e os calculados pelo modelo para a câmara 1, foi a faixa acima de $200\mu\text{m}$. Abaixo desse tamanho a diferença tende a diminuir bruscamente. Assim, conforme pode ser visto nas figura 49 e 50, esta diferença é praticamente zero para os dados da câmara 2.

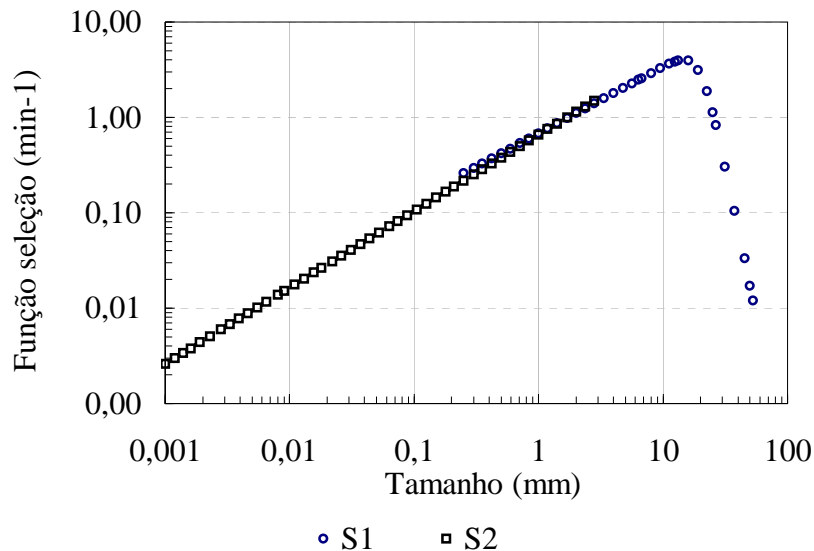


Figura 51 - Função seleção da K1 (S1) e da K2 (S2).

A título de comparação, os valores de S_i , obtidos por ensaio em moinho de bolas por Austin & Concha (1993, p. 87 a 90), para diferentes materiais são apresentados na tabela abaixo.

Tabela 7 – Propriedades de velocidade fratura de alguns materiais.

Material	Fosfato	Cobre	Galena	Carvões	Clínquer	Mistura *
Si \Rightarrow a	0,38	29,7/d(mm)	1,26	0,95-2,50	0,80-1,68	11,0 (K1) e 2,0(K2)
Si \Rightarrow alfa	0,83	0,93	0,87	0,75-1,05	0,90-1,60	0,8 e 0,9

Os valores obtidos para a função quebra e função seleção são apresentados nas figuras 51, 52 e 53. Foi verificado a necessidade dos valores serem muito pequenos para $x < 200\mu\text{m}$ durante a modelagem da câmara 1. No entanto, na modelagem da câmara 2, como já era esperado, estes tamanhos apresentam taxa de quebra diferentes de zero, conforme pode ser observado na figura 51.

No caso de funções não normalizáveis, em geral, as curvas relativas aos tamanhos de aparecimento menores estão acima das maiores, mas com funções bimodais pode ocorrer a inversão dessa ordem, fazendo com que as curvas relativas aos tamanhos menores fiquem abaixo daquelas que representam os maiores tamanhos. Na figura 53, uma ampliação da

figura 52, isto pode ser observado facilmente, mas sem essa figura o ponto inicial dessa inversão seria imperceptível.

Enfim, concluindo esta etapa, propõe-se como modelo inicial do moinho de bolas (a ser ainda validado) o modelo de processo contínuo do balanço populacional, na forma matricial, escrito em Matlab®, que leva em conta tempo de residência e duas classificações internas (C1 e C2). Inseridos neste modelo, estão a função distribuição de quebra bimodal das equações (65) e (66) e a função seleção da equação (19) com fator de correção “ Q_i ”. A função quebra acumulativa para a câmara 1 e câmara 2, respectivamente, resultante para vários tamanhos de aparecimento, é dada na figura 52, logo a seguir.

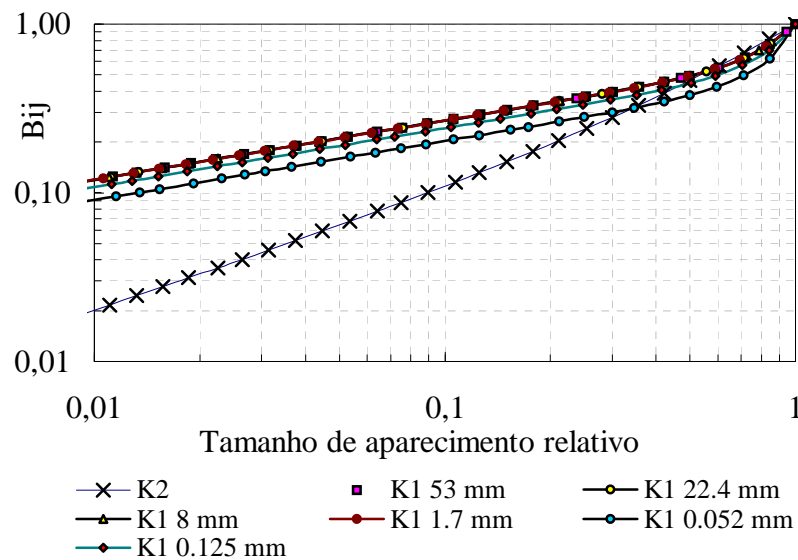


Figura 52 – Função quebra da K1 da K2.

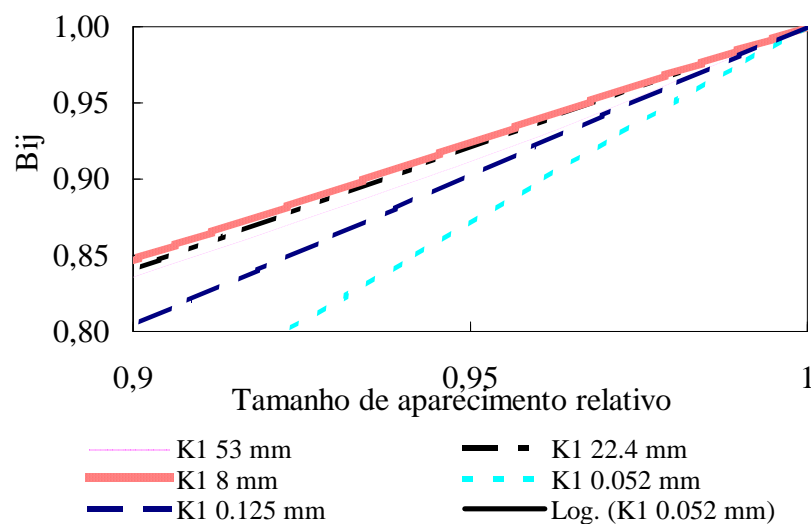


Figura 53 – A inversão na função quebra bimodal.

5.3 CURVAS DE PARTIÇÃO DO SEPARADOR A AR DINÂMICO

5.3.1 Análise das curvas de partição

Com a intenção de verificar a influência do *flap* (abertura do exaustor), da rotação e da umidade do clínquer e da cinza sobre o desempenho do separador a ar dinâmico, foram realizadas amostragens em todas as correntes do circuito, seguidas das análises granulométricas das amostras coletadas nas correntes do separador (ver figura 28), conforme descrito no capítulo 3. Como resultado, são apresentados os gráficos das figuras 55 a 63, onde pode ser visto o efeito de cada variável sobre a curva de eficiência do separador.

Foi constatado efeito do tipo *anzol* para o separador (ver figura 54), daí a escolha do uso do modelo de Whiten (fórmula matemática transformada, equação 48) que acomoda este fenômeno num parâmetro adicional chamado β (beta) e β^* . Pôde-se constatar, além do efeito *anzol*, conforme figura 54 (à direita), que o difratômetro introduz à curva de eficiência uma série de flutuações (ruídos) ou erros, à medida que o tamanho da partícula diminui, os quais não têm sentido físico algum. Estes erros foram desprezados, isto é, foi considerada apenas a faixa de tamanhos acima de 1mm, antes da introdução dos dados no programa de modelagem do separador.

Foram modeladas as curvas de partição, com o objetivo de estabelecer a relação matemática entre os parâmetros do modelo da equação acima e o *flap*, a rotação e a umidade. Os resultados encontram-se nas tabelas A.1 e A.2 em anexo. Estas curvas modeladas foram então usadas posteriormente durante a simulação do circuito de moagem, conforme será visto mais adiante.

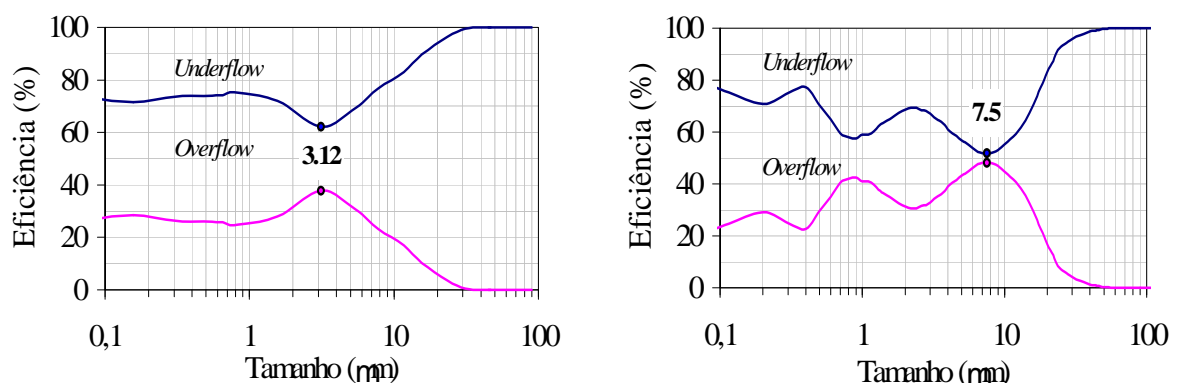


Figura 54 – Curvas de partição da primeira campanha de amostragem (à esquerda) e da segunda campanha de amostragem (à direita).

Nas figuras 55 a 58, pode ser visto que a umidade se manteve constante e em torno de 12%, tanto do clínquer, quanto da cinza. A variação do *flap* e da rotação teve pouca influência

sobre a curva de partição. No entanto, nos gráficos da figura 59 à figura 63, pode ser observado que a variação do *flap* e da rotação exerceu grande influência sobre a curva de partição. Quando a umidade se manteve baixa, em torno de 8,6 a 11% no máximo, a rotação de 1330 rpm com *flap* de 100%, mostrou os melhores valores de eficiência na faixa de tamanhos abaixo de 10 μ m. Na umidade de 15%, a rotação de 1300 rpm em *flap* de 90 ou 80% foi a que resultou na curva de maior eficiência, em comparação com todas as outras.

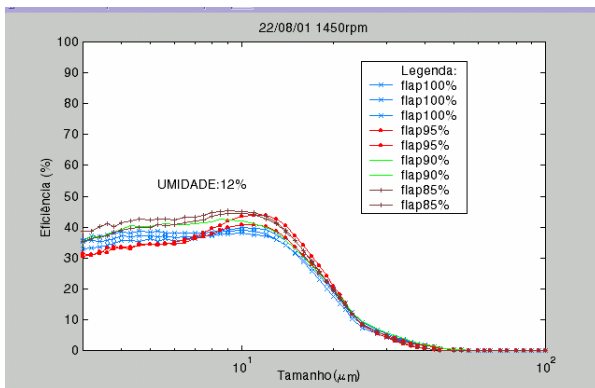


Figura 55 – Curvas de partição na rotação de 1450 rpm e umidade 12%.

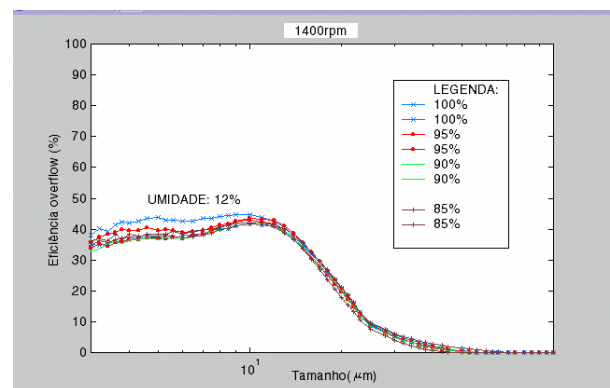


Figura 56 – Curvas de partição na rotação de 1400 rpm e umidade 12%.

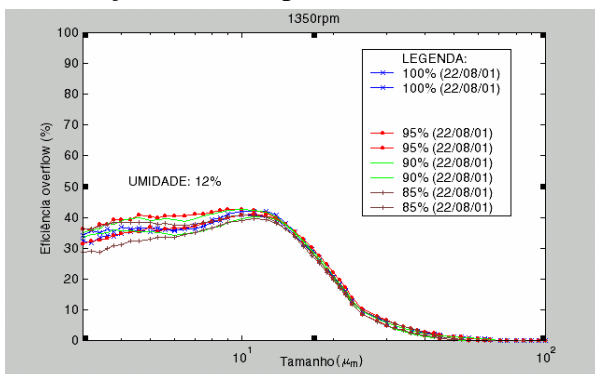


Figura 57 – Curvas de partição na rotação de 1350 rpm e umidade 12%.

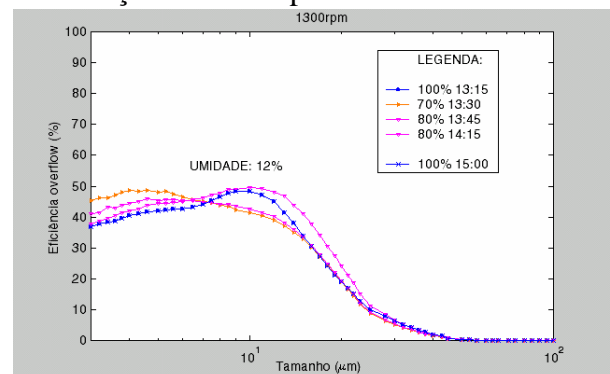


Figura 58 – Curvas de partição na rotação de 1300 rpm e umidade 12%.

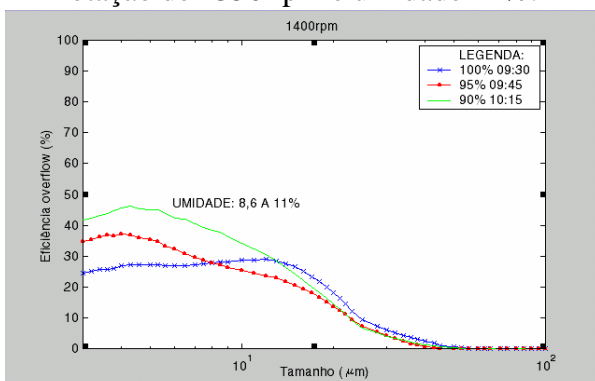


Figura 59 – Curvas de partição na rotação de 1400 rpm e umidade de 8,6 a 11%.

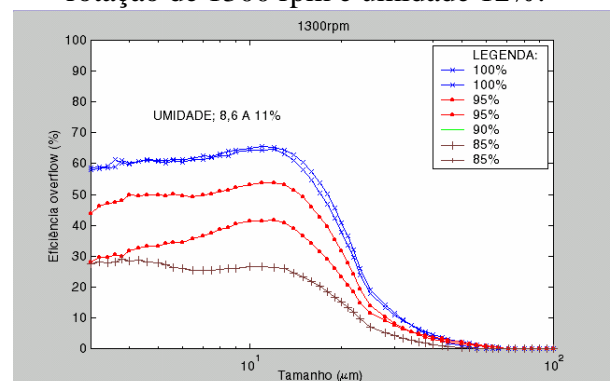


Figura 60 – Curvas de partição na rotação de 1300 rpm e umidade de 8,6 a 11%.

Portanto, a rotação de 1300 rpm mostrou ser a melhor velocidade de operação do separador em conjunto com o uso de um *flap* maior (100%) em umidades baixas de alimentação do moinho (8 a 11%). As curvas de umidade alta (15%) apresentaram ótimos valores de eficiência também para valores de *flap* de 90% ou 80% na mesma rotação.

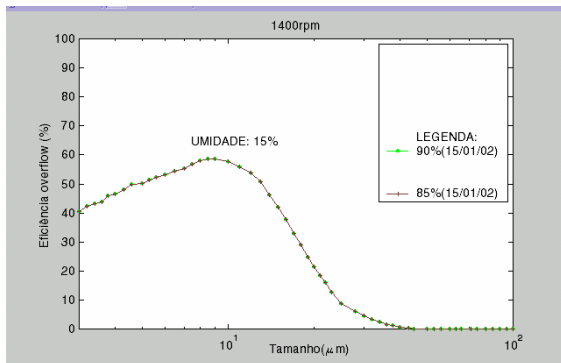


Figura 61 – Curvas de partição na rotação de 1400 rpm e umidade de 15%.

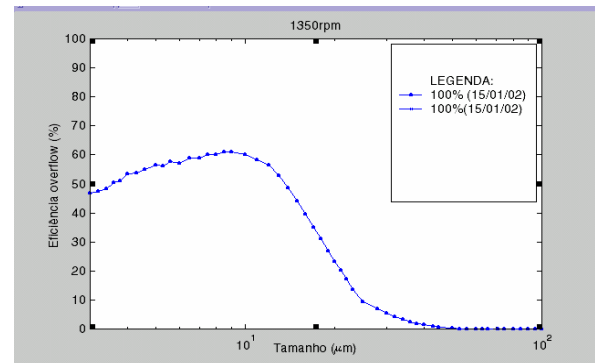


Figura 62 – Curvas de partição na rotação de 1350 rpm e umidade de 15%.

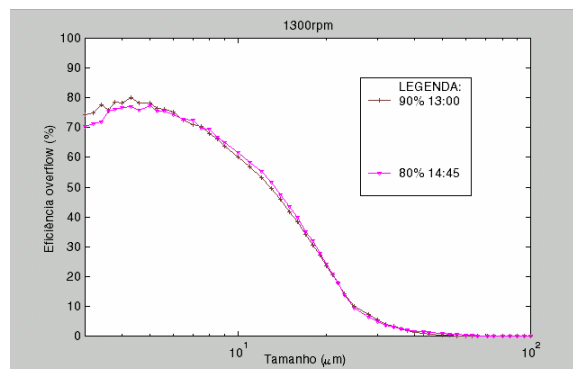


Figura 63 – Curvas de partição na rotação de 1300 rpm e umidade de 15%.

Com base em um banco de dados criado a partir das planilhas de controle diário fornecidas pela empresa (outubro a dezembro de 2000 e junho a dezembro de 2001), foi realizada uma análise estatística para descrever a situação atual e apontar as melhores condições operacionais.

Através desta análise pôde ser observado que os melhores valores de *blaine* (530 a 535 m^2/kg) em umidades elevadas (15%) eram obtidos quando usadas rotações em torno de 1300 rpm e *flaps* de 80%. Por outro lado, também eram obtidos bons valores de *blaine* (515 a 520 m^2/kg), quando usado um *flap* de 60% a 100% nesta mesma rotação.

Para umidades baixas (8 a 11%), os melhores valores de *blaine* eram obtidos quando usada rotação de 1300 rpm. Em faixas de umidade de 11,7 a 13,2%, eram obtidos ótimos valores de *blaine* (535 a 540 m^2/kg), quando usada a rotação de 1400 rpm com 85 a 95% de

flap. Além disso, foi verificado que o uso de rotações acima de 1500 rpm, em qualquer faixa de *flap* e umidade, redundavam em valores extremamente baixos de *blaine* ($<500 \text{ m}^2/\text{kg}$).

Enfim, os resultados sugerem que a umidade da alimentação é o fator preponderante sobre o desempenho do separador, como já era esperado. No caso, a surpresa está no fato de que quando a umidade é alta o mais sugerido não é usar valores de *flap* maiores (tais como 100%) e rotações maiores, mas pelo contrário, o mais indicado é usar rotações baixas (1300 rpm) com *flaps* em torno de 80%. A explicação está no efeito *anzol*, pois quando a umidade é alta as partículas menores se aglomeram e o separador passa a enxergá-las como se fossem maiores, enviando-as para a corrente grosseira.

Durante a segunda amostragem, quando o *flap* foi reduzido, usando a rotação de 1300 rpm, o retorno aumentou tanto que quase desarmou o elevador. O que aconteceu é que a umidade estava muito baixa (cerca de 9%), em comparação com os outros dias, sendo que usando rotações e ***flaps baixos*** a força das correntes de classificação internas do separador cairam tanto que não conseguiram puxar os finos em quantidade suficiente, ou seja, a eficiência do separador caiu muito e conseqüentemente muito material retornou ao moinho. Isto é mais uma prova do grande efeito *anzol* encontrado nesse tipo de circuito. O mais indicado então é não usar rotações e *flaps* baixos quando a umidade estiver baixa (abaixo de 11%), assim como nunca usar rotações e *flaps* altos para dia de umidades muito elevadas (acima de 13%).

As curvas de eficiência calculadas pelo modelo de Whiten para o terceiro dia de amostragem não mostraram diferenças significativas nos valores dos parâmetros, mas as do quarto dia de amostragem mostraram diferenças consideráveis, conforme pode ser visto nas tabelas do anexo A.

5.3.2 Transformação da distribuição granulométrica em *blaine*

As curvas de eficiência se mostraram muito boas para representar o que acontecia quando a umidade, o *flap* e a rotação variavam. No entanto, para a produção de cimento é muito importante saber um resultado em termos de *blaine* e não apenas mostrar a distribuição granulométrica do produto ou as próprias curvas de eficiência. Sendo assim, torna-se necessário estimar os valores de *blaine* para os dias de amostragem apresentados anteriormente.

Assim, foi utilizado como base de cálculo desta estimativa o trabalho de Zhang & Napier-Munn (1995), o qual estabelece novos modelos para determinação do *blaine* e até mesmo para previsão da resistência do cimento, fazendo uma correlação com a composição

química do mesmo. Estes modelos pareceram, a princípio, ideais para estimar os valores de *blaine*, por se basearem em um grande banco de dados, oriundo de amostragens realizadas em inúmeras fábricas. No entanto, os dados das amostragens e das planilhas de controle diário da empresa não apresentaram uma boa correlação quando utilizado esse novo modelo.

A fórmula usada para calcular o *blaine*, proposta por Zhang & Napier-Munn, basea-se numa mais antiga proposta por Herdan (1953) e é apresentada logo abaixo:

$$O_s = 0,874S_s - 42,74 \quad \text{eq. (69)}$$

$$\text{MUDAR INDICES } S_s = \frac{6}{\rho} \sum_{i=1}^n \frac{w_i}{x_i} \quad \text{eq. (70)}$$

$$\text{MUDAR INDICES } x_i = \left(\frac{(x_h^2 + x_j^2)(x_h + x_j)}{4} \right)^{1/3} \quad \text{eq. (71)}$$

onde x_i é a média harmônica do tamanho, x_h é o tamanho superior do intervalo e x_j o tamanho inferior do intervalo, ρ é a densidade em kg/m^3 e S_s a área superficial em m^2/kg calculado pela fórmula de Herdan.

Os autores encontraram para seus dados uma correlação da ordem de 0,942, usando o modelo proposto da equação 72. No entanto, para os dados desse trabalho a correlação encontrada, usando o mesmo modelo da equação 72, não chegou a 0,50, sendo que os valores de *blaine* redundavam em torno de $300 \text{ m}^2/\text{kg}$, muito aquém da média da fábrica ($500 \text{ m}^2/\text{kg}$). Como alternativa para sanar o problema, foi sugerida uma modificação nos coeficientes do modelo da equação 72, testando-se o modelo da equação 75:

$$O_s = 1.45 * S_s + 29, \quad \text{eq. (72)}$$

o que continuou redundando em correlações baixas, da ordem de 0,7 para a quarta campanha de amostragem, mas em melhores para a segunda campanha ($R^2=0,9$).

Tabela 8 – Estimativa do *blaine* para a quarta campanha de amostragem – 1300 rpm

Hora	13:00	13:15	13:30	13:45	14:00	14:15	14:30	14:45	15:00	Média
Flap (%)	90	100	70	80	80	80	80	80	100	-----
Blaine	610,11	577,53	585,25	562,32	570,5	576,57	585,00	608,48	554,49	581,14

Tabela 9 – Estimativa do *blaine* para a segunda campanha de amostragem.

Hora	13:00	13:15	13:30	13:45	14:00	14:15	14:30	14:45	15:00	Média
Flap (%)	100	100	100	95	95	90	90	85	85	-----
Rot. (rpm)	1400	1400	1350	1350	1350	1350	1350	1350	1350	-----
Blaine	503,36	481,92	489,98	458,11	507,62	525,3	487,94	499,93	514,57	496,52

Através das tabelas 8 e 9, são apresentados os resultados desta estimativa, podendo-se verificar que a maior eficiência obtida durante as amostragens redundou em valor maior que 600 em *blaine*. Pôde ser constatado que existe uma coerência entre as curvas de eficiência e o *blaine*, mas em termos de valores absolutos, os calculados para a quarta campanha de amostragem não são tão bons, o que está de acordo com a baixa correlação encontrada para esse dia. É provável, no entanto, que o problema não esteja no modelo da equação 75, mas numa quantidade insuficiente de dados utilizado para estimativa dos seus coeficientes e conseqüente validação do mesmo nesse trabalho.

5.3 SIMULAÇÃO

A partir do modelo proposto podem ser realizadas uma série de simulações, com o objetivo de buscar quais são as melhores condições operacionais do circuito, analisando as diversas variáveis que afetam a moagem, tais como, o grau de enchimento (J), a taxa de alimentação (A_N), a carga circulante (C_c) e a distribuição granulométrica da alimentação. A simulação também ajuda a verificar a acuracidade do modelo, no momento em que pode prever o produto sob as mesmas condições operacionais de uma campanha amostral e depois compará-lo com o resultados experimentais da mesma ou, ainda, através da modificação das variáveis citadas e a análise de seus resultados.

Assim, para modificação da taxa de alimentação e do grau de enchimento, foi realizada uma correção do tempo de residência médio das câmaras e da taxa de quebra inicial (a) com base na equação empírica dada por Austin & Concha (1993, p.96):

$$a_c \propto \exp(-c \cdot U) / (1 + 6,6 \cdot J^{2,3}), \quad 0,5 \leq U \leq 1,5 \quad \text{e} \quad 0,2 \leq J \leq 0,6, \text{ eq. (73).}$$

onde $c=1,2$ para moagem seca.

De acordo com os mesmos autores a melhor faixa de operação é $0,6 \leq U \leq 1,1$ para obter velocidades máximas de fratura. No entanto, os moinhos operam em faixas próximas de $U=1,1$ para evitar o desgaste excessivo das bolas produzido por um grau de enchimento reduzido de material (f_c baixo)

O tempo de residência médio pode ser calculado simplesmente da seguinte forma:

$\tau_{r1} = H1(t) / MAC1(t/h)$, sendo $H1(t) = f_c \cdot \text{volume} \cdot K1 \cdot \text{pesp}$ e $MAC1 = \text{fluxo mássico da alimentação do moinho}$.

Além disso, existe uma outra relação empírica que fornece a energia específica de moagem em função do grau de enchimento:

$$\text{Energia específica de moagem (Ep)} \propto \left\{ \frac{1 - 0,937J}{1 + 5,95J^5} \right\} / \left\{ \frac{U - e^{-1,2U}}{1 + 6,6J^{2,3}} \right\} \quad \text{eq. (74)}$$

válida para $0,2 \leq J \leq 0,6$.

Esta relação empírica pode ser utilizada como mais um critério na escolha do melhor grau de enchimento, quando da simulação. Na figura 55, pode ser visto que um grau de enchimento maior exige uma energia específica de moagem maior. Isto somente se torna uma vantagem quando, por exemplo, ocorre um aumento significativo na qualidade do produto, ou seja, há uma redução significativa da granulometria do cimento. Caso contrário, a melhor opção é um grau de enchimento menor., o que poderia acarretar, por outro lado, um maior desgaste do revestimento e dos corpos-moedores (usualmente: $J \leq 0,2$) e, conseqüentemente, aumentar a contaminação do produto.

Através das figuras 56 a 59, são mostrados os resultados das simulações realizadas. Foi utilizada uma porosidade nominal (Pf) de 40%; $U=1,5$ para quando $J=0,30$ (condição normal de operação do moinho) e $\text{pesp}=2,6 \text{ t/m}^3$. Na tabela 10, podem ser vistos o valores de correção utilizados neste trabalho.

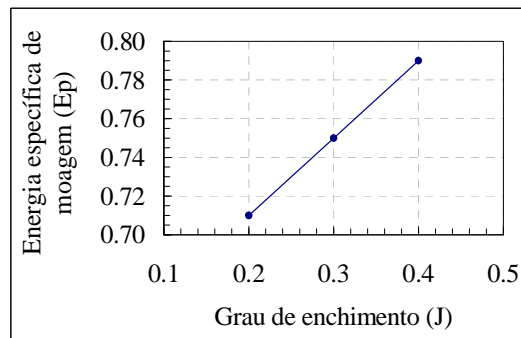


Figura 64 – Energia específica de moagem.

Os resultados da simulação do grau de enchimento (ver figuras 56 e 57) mostraram que, em relação a condição atual ($J_1=J_2=30\%$), é possível melhorar o produto (redução de granulometria de até 5% no passante acumulado para cada tamanho considerado), modificando o grau de enchimento da câmara 1 e da câmara 2 para 20% ou para 50%. Ambos podem apresentar, no entanto, um custo adicional para a fábrica. No caso do menor grau de enchimento, uma maior desgaste dos corpos-moedores e do revestimento; no caso do maior grau de enchimento um maior consumo de energia e um maior custo com a aquisição de corpo-moedores. A segunda opção, no entanto, parece ainda melhor, devido ao fato que no desgaste das peças pode ocorrer contaminação do produto. Como alternativa a essa situação, a simulação nos mostra ainda uma melhora do produto com relação à situação atual, ao utilizar

um grau de enchimento de 40% (para ambas as câmaras). Ou ainda, poderia ser usada um grau de enchimento de 20% para a câmara 1 e 30% para a câmara 2. Assim, haveria uma compensação com relação ao desgaste, ao utilizar uma quantidade menor de corpos-moedores na câmara1, sendo que a granulometria do produto permaneceria a mesma.

No caso da simulação do grau de enchimento de 20% para a câmara 1 e 30% para a câmara 2, seria interessante salientar que ela ainda fornece o mesmo resultado que ao usar 30% para ambas as câmaras, devido ao fato de apresentar uma taxa de quebra maior que compensa um tempo de residência menor. Por outro lado, a simulação de 20% para ambas as câmaras resultou num dos melhores resultados, devido a taxa de quebra, que é a maior de todas as simulações, conforme pode ser visto na tabela 10. Na simulação de 50% para ambas as câmaras, é o tempo de residência, maior que em todas as outras, que fez com que resultasse na melhor de todas as alternativas testadas.

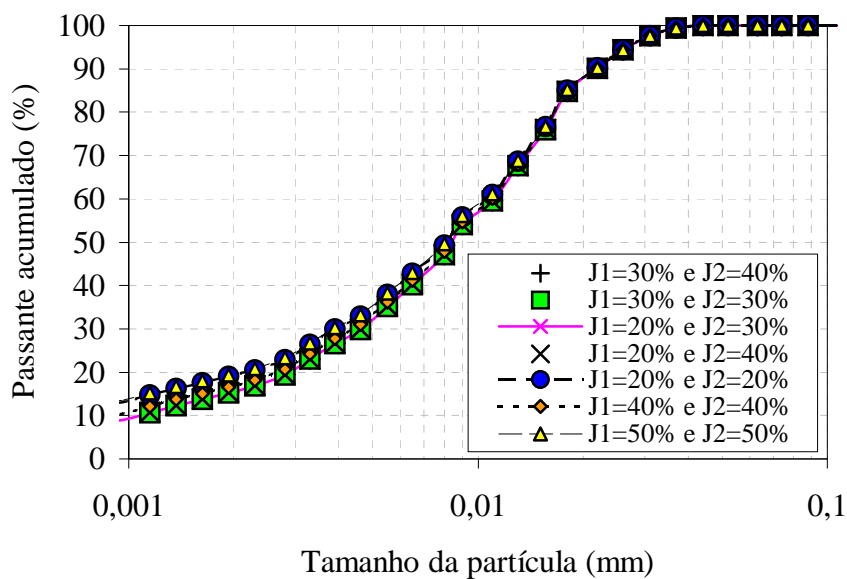


Figura 65- Simulação do grau de enchimento do moinho.
Condições operacionais do separador: flap 90%; 1400 rpm e umidade de 15%.

Na figura 57, pode ser observada uma ampliação da figura 56, pois a diferença de apenas 5% no passante acumulado torna difícil a visualização dos resultados.

Os resultados da simulação de diferentes taxas de alimentação, conforme figuras 58 e 59, dentro da faixa testada de 20 a 40 t/h, mostraram que para cada 10t/h acrescidas à alimentação do moinho de bolas do circuito de cimento, ocorrerá uma redução de no máximo 2% no passante acumulado do produto para cada tamanho considerado. Isto significa que a

produção poderia ser elevada para até 40t/h, sem grandes conseqüências sobre a qualidade do produto, com relação a sua granulometria.

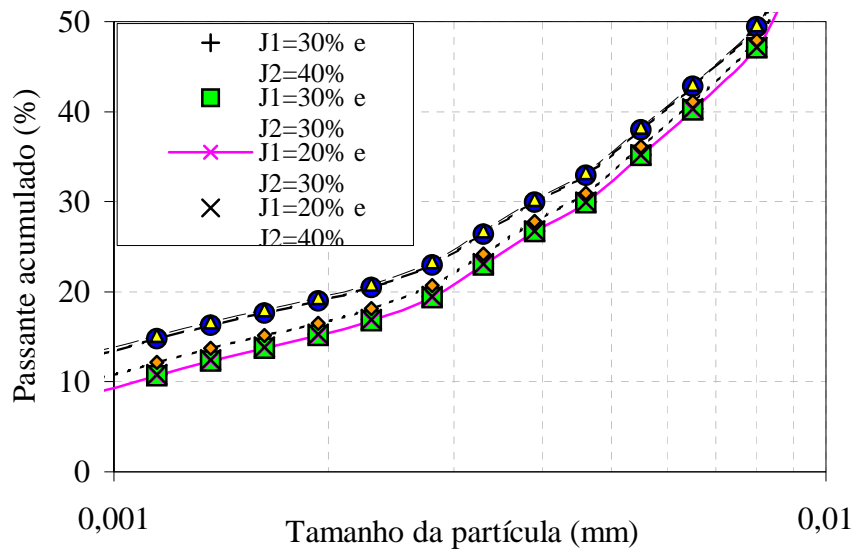


Figura 66- Simulação do grau de enchimento do moinho (ampliação da figura 56).

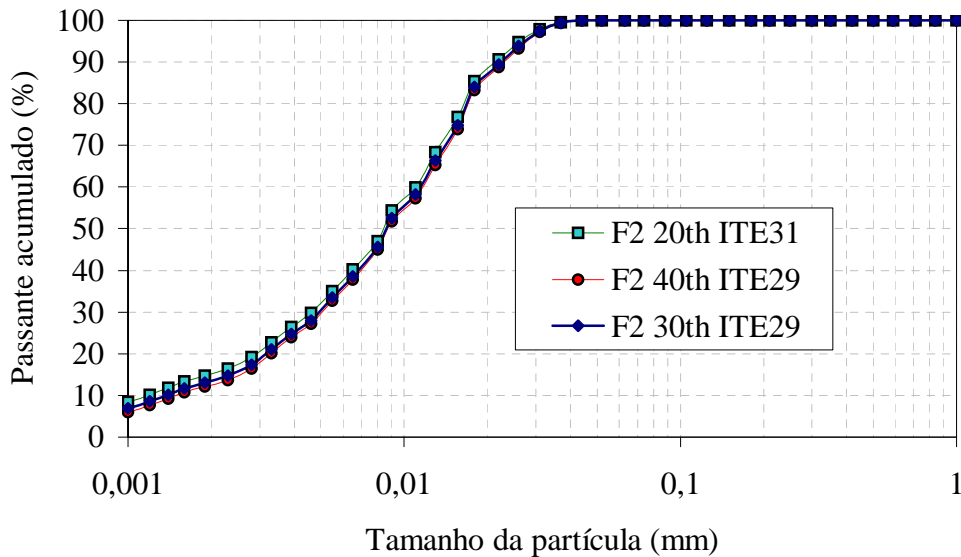


Figura 67- Simulação da taxa de alimentação do circuito.

Condições operacionais do separador: flap 90%; 1400 rpm e umidade de 15%.

Condições do moinho: J=30%; U=1,5; Pf=40% .

Na figura 59, pode ser observada uma ampliação da figura 58, pois a diferença de apenas 1% no passante acumulado torna difícil a visualização dos resultados.

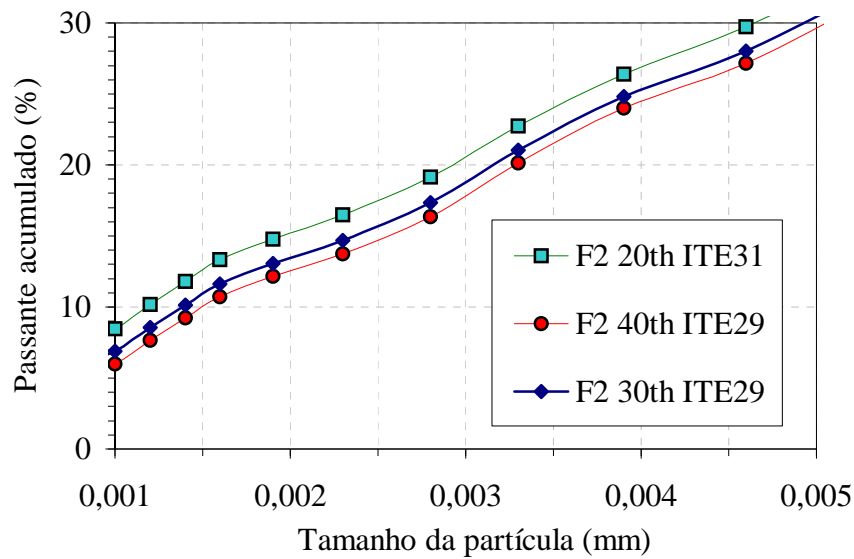


Figura 68- Simulação da taxa de alimentação do circuito (ampliação da figura 61).

Tabela 10 - Correções na taxa de quebra e no tempo de residência.

Simulação taxa de alimentação								
A_N (t/h)	C_c (%)	U	J	f_c (t)	ac	a (min^{-1})	τ_1 (min)	τ_2 (min)
20,0	500	1,5	0,30	0,18	0,12	$a_1=11,0$ e $a_2=2,0$	4,5	9,0
30,0	530	1,5	0,30	0,18	0,12	$a_1=11,0$ e $a_2=2,0$	4,0	8,0
40,0	600	1,5	0,30	0,18	0,12	$a_1=11,0$ e $a_2=2,0$	3,5	7,0
Simulação grau de enchimento: $J_1=J_2$								
A_N (t/h)	C_c (%)	U	J	f_c (t)	ac	a (min^{-1})	τ_1 (min)	τ_2 (min)
25,5	500	1,5	0,20	0,12	$a_1= a_2=0,14$	$a_1=13,0$ e $a_2=2,3$	2,64	5,28
25,5	500	1,5	0,30	0,18	$a_1= a_2=0,12$	$a_1=11,0$ e $a_2=2,0$	4,00	8,00
25,5	500	1,5	0,40	0,24	$a_1= a_2=0,09$	$a_1=8,5$ e $a_2=1,5$	5,29	10,6
25,5	500	1,5	0,50	0,30	$a_1= a_2=0,07$	$a_1=6,5$ e $a_2=1,0$	6,6	13,2
Simulação grau de enchimento: $J_1 \neq J_2$								
A_N	C_c	U_1	J_1	J_2	ac	a	τ_1	τ_2
25,5	500	1,5	0,20	0,30	$a_1=0,14$ e $a_2=0,12$	$a_1=13$ e $a_2=2,0$	2,64	8,0
25,5	500	1,5	0,30	0,40	$a_1=0,12$ e $a_2=0,09$	$a_1=11$ e $a_2=1,5$	4,0	10,6
25,5	500	1,5	0,30	0,20	$a_1=0,12$ e $a_2=0,14$	$a_1=11$ e $a_2=2,3$	4,0	5,28

6. CONCLUSÕES

Quanto à modelagem do moinho, foi visto que a fratura da mistura, clínquer + cinza + gesso, depende do tamanho de aparecimento, ou seja, é não-normalizável, exigindo que seja usada uma função de distribuição de quebra bimodal para câmara 1, devido à natureza porosa do clínquer. O ajuste da câmara 1 apresentou diferenças de até 3% entre os dados experimentais e os calculados nos tamanhos acima de 200 μ m. Foi usado igualmente o fator de correção Q_i da função seleção dada por Austin (1993) para tamanhos acima de 200 μ m.

O ajuste da câmara 2 apresentou diferenças entre os dados experimentais e os simulados também desprezível, em torno de 3% no máximo, o que redundou em um produto calculado praticamente igual ao experimental. Além disso, as taxas de quebra na câmara 2 para a faixa abaixo de 200 μ m ficaram diferentes de zero, bem menores que as das partículas de clínquer, conforme já era esperado, com valor de “a” igual a 2,0 da função seleção. Uma função de quebra normalizável foi usada para a câmara 2, em conformidade com o fato de que não deve mais existir partículas porosas de clínquer neste compartimento.

Acredita-se que o modelo terá grande aplicação prática, após a validação, podendo ser, num futuro próximo, simulado o circuito através de ensaios em laboratório. Isso será de grande valia para empresa, porque poderá substituir sua distribuição de tamanho de corpos-moedores e a geometria das placas de revestimento, visando a melhoria do processo como um todo, ou seja, a redução dos gastos com energia e substituição de peças, acompanhado de aumento na qualidade do produto.

Por outro lado, o modelo inicialmente proposto para o circuito contribui desde já com a melhoria do processo, porque aponta para uma série de decisões que vinham sendo tomadas sem critérios específicos, como o controle das variáveis *flap* e rotação do separador. As simulações realizadas também ajudaram a fornecer mais informações sobre o circuito e suas condições operacionais.

Além da modelagem e simulação do circuito, foram avaliadas as condições atuais de operação, sendo que pode ser afirmado que o mesmo opera numa condição de sobre모agem, visando uma boa margem de segurança quanto à granulometria do produto. Esta mesma condição nem sempre é favorável ao circuito, porque poder gerar problemas como paradas eventuais na produção e desgaste excessivo das peças.

Quanto ao revestimento da câmara 1, por exemplo, num relatório da empresa de janeiro de 1998, já havia sido observado a necessidade de troca, o qual fora substituído em

agosto do mesmo ano. Segundo esse relatório, o desgaste teria acontecido em decorrência do baixo grau de enchimento. Como consequência direta disto fora apontado o desgaste excessivo dos corpos-moedores, a obstrução das grelhas e o risco de contaminação do produto, além dos possíveis danos à carcaça. As placas da K1 haviam sido colocadas em julho de 1995 e a previsão para a próxima troca era agosto de 1999, portanto o revestimento fora substituído um ano antes do previsto. Já as placas de revestimento da K2 foram colocadas em julho de 1995 e até o presente ano não foram substituídas. A previsão de troca consta para o mês de dezembro de 2002, no entanto, através da amostragem de 15/01/02 foi constatado o desgaste das placas, portanto, também um ano antes do previsto. Pode-se dizer que a sobrecarga de finos e a escolha dos valores de *flap* e rotação do separador, sem critérios mais específicos, com relação à umidade da alimentação do moinho, provocou a redução da vida útil do revestimento.

Acredita-se que este problema possa ser contornado ao aperfeiçoar o modelo que foi proposto neste trabalho, validando-o através de mais amostragens e realizando ensaios em laboratório.

Além disso, a umidade da alimentação do moinho influencia a eficiência do separador, porque contribui para a aglomeração das partículas quando ainda estão no interior do moinho, juntamente com a situação de sobremaagem. Sendo assim, o separador acaba tendo seu desempenho diretamente influenciado pela umidade. Durante a segunda campanha de amostragem, por exemplo, quando a umidade se manteve constante (em torno de 12%), os diferentes valores de *flap* e rotação não causaram praticamente nenhuma mudança na curva de eficiência. Mesmo em umidades baixas (8 a 10%), foi constatado um efeito intenso do tipo *fish hook*, responsável pela condução de partículas aglomeradas para a corrente de grosseiros. Por outro lado, o dia de amostragem que apresentou as melhores curvas de partição foi a de umidade alta, porque foi utilizada uma rotação baixa (1300 rpm) com *flap* alto (90%), demonstrando ser esta então a condição operacional mais adequada.

Portanto, ficou constatado que a umidade elevada é um fator perfeitamente contornável, quando compreendidos seus efeitos sobre o sistema.

7 REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS

- Austin, L. G. 1973. A commentary on Kick, Bond and Rittinger laws of grinding. *Power Technology*, Vol.7.
- Austin, L. G. & Concha, F. A. 1993. Diseño y simulacion de circuitos de molienda y classificacion. CYTED, Programa Iberoamericano de ciência y tecnologia para el desarrollo – Subprograma de Tecnologia Mineral, 392p.
- Austin, L. G., Klimpel, R. R. e Luckie, P. T. 1984. Processing engineering of size reduction: tall milling. S.I.: AIME.
- Austin, L. G. and Luckie, P. T. 1972. *Powder Technology*, 5, p. 267-277.
- Austin, L. G. and Luckie, P. T. 1976 Ein empirisches Modell für Windsichterdaten. *Zement-Kalk-Gyps*, 29, p. 452-457.
- Beraldo, J. L. 1987. Moagem de minérios em moinhos tubulares, editora Edgard Blucher Ltda, São Paulo, 143 p.
- Bond, F. C. 1952. The third theory of comminution. *Mining Engineering*, May., Vol.93.
- Charles, R. J. 1957. Energy-size reduction relationships in comminution. *Transactions of the AIME*, jan.
- Fernandes, C. & Peres, A.C. 1999. Optimisation of the grinding circuit at arafertil, Brazil. *Minerals Engineering*, Vol. 12, n°8, p. 969-984.
- Figueira, H. O., Almeida, S. M. e Neto, J. P. 1998. Tratamento de minérios, 2° ed, Adão Benvindo da Luz *et al.* (ed)., Rio de Janeiro: CETEM/CNPq, p. 107-205.
- Finch, J. A. 1983. Modelling a fish-hook in hydrocyclone selectivity curves. *Powder Technology*, n° 80, p. 39-50.
- Guillaneau, J.C., Villeneuve, J., Desbiens, A. et Hodouin, D. 1996. Optimisation des installations de broyage. *Mines & Carrières. Les techniques III-IV. Revue de la société de l'industrie minérale. Suplement au numéro de novembre, Paris*, p. 150-212.
- Herbst, J.A. 1990. Techniques de modélisation et de simulation pour l'amélioration des opérations de broyage. *Mines & Carrières. Les techniques 4/90. Revue de la société de l'industrie minérale. Suplement à juillet, Vol 72*, p. 125-134.
- Hukki, R. T. 1961. Proposal for a salomonic settement between the theories of rittinger, Kick and Bond. *Transactions of the AIME*, Vol. 222.
- Kapur, P. C., Pande D., Fuerstenau, D. W. 1997. Analysis of single-particle breakage by impact grinding. *International journal of mineral processing*, Vol. 49, p. 223-236.
- Kelsall, D. F. 1953. A further study of the hydraulic cyclone. *Chemical Engineering Science*, n° 2, p. 254-272.
- Kemal, Y., Cho, H., Austin, L. G. 1999. The modelling of dry grinding of quartz in tumbling media mills. *Powder Technology*, 105, p. 210-221.
- King, R. P. 1996. Modelling and simulation of mineral processing systems. Study notes of course of the Department of Metallurgical Engineering, University of Utah, Salt Lake City, p. 1.1-5.43.

- Lynch, A.J. 1977. Mineral Crushing and grinding circuits. Their simulation, optimisation, design and control. Elsevier scientific publishing company, Amsterdam, Oxford, New York, 340 p.
- Luckie, P. T. and Austin. L. G. 1975. Mathematical analysis of mechanical air separator selectivity curves. Trans. I.M.M. 84, p. C253-C255.
- Luckie, P. T. and Austin. L. G. 1973. Technique for derivation of selectivity functions from experimental data. Tenth international mineral processing congress, ed. Jones M. J., Londres, England, p.773-790.
- Napier-Munn, T.J. *et al.* 1996. Mineral Comminution Circuits – Their Operation and optimisation. Julius Kruttschnitt Mineral Research Centre (JKMRC), The University of Queensland (ed), Austrália, 413p.
- Navageswararao K. 2000. A critical analysis of the fish hook effect in hidrocyclone classifiers. Chemical Engineering Journal , Vol. 80, p. 251-256.
- Navageswararao K. 1999. Reduced efficiency curves of industrial hydrocyclones – an analysis for plant practice. Minerals Engineering, Vol. 12, n°5, p. 517-544.
- Rawle, A. 1996. Importance de l'analyse granulométrique en cimenterie. Ciments, Bétons, Plâtres, Chaux, n° 818 – 1/96, p. 50-54.
- Rawle, A. 1996. Importance de l'analyse granulométrique en cimenterie (2^{ème} partie). Ciments, Bétons, Plâtres, Chaux, n° 820 – 3/96, p. 195-200.
- Schofield, C. G. 1980. Homogenisation / Blending Systems Design and Control for Minerals Processing. Series on bulk materials handling, Ed.Trans Tech Publications, Clausthal, germany, Vol. 2, p.126-145.
- Sepulveda, J. E. & Gutierrez, L. R. 1986. Dimensionamiento y optimizacion de plantas concentradoras mediante tecnicas de modelacion matematica, Centro de Investigacion Minera y Metalurgica, Santiago, Chile, p. 97-120.
- Tavares, L. M. & King, R. P. 1998. Single-particle fracture under impact loading. International journal of mineral processing, 54, p.1-28.
- Zhang, Y. M. & Napier-Munn, T. J. 1995. Effects of particle size distribution, surface area and chemical composition on Portland cement strength. Powder Technology, 83, p..245-252.

ANEXO A
MODELAGEM DO SEPARADOR

O PROGRAMA

Algoritmo - Programa @Matlab – Modelo de Whiten

%%%

% Entrar com os valores de Eficiência atual (over flow) para cada tamanho " d"

% Entrar com os valores de tamanhos (micrometros) usados para cálculo da eficiência atual

format short

open INPUTDADOS

%%%

C=0.27;

*Cs=C*100*

d50c=29;

x=D./d50c;

X=length(x);

d=length(D);

m=d;

ea=length(Ea);

% PARTE 1: Escolha dos valores dos parâmetros

%%%

%Parâmetro alfa =A(l)

%comanda os grosseiros

%aumentar alfa significa trazer a curva mais para a esquerda (torná-la mais perpendicular ao eixo x)

A=[3.0];

%Parâmetro beta =B(i)

%comanda os finos e acomoda o efeito de fish hook

%comanda pico para baixo (diminuindo) ou para cima (aumentando)

B=[1.55];

%Parâmetro beta asterisco =Ba(j)

% comanda pico para esquerda ou direita

% aumentar ba significa trazer a curva mais para a esquerda

% tb comanda pico para baixo ou para cima

Ba=[1.95];

%PARTE 2: Modelagem da curva de partição

%%%

for i=1:a

for j=1:b

for k=1:ba

for d=1:m

*PC(d)=(1+(B(j)*Ba(k)*x(d)))*(exp(A(i))-1);*

*PB(d)= exp(A(i)*Ba(k)*x(d))+exp(A(i))-2;*

Div(d)=PC(d)/PB(d);

*S(d)=Cs*Div(d);*

E(d)=S(d)-Ea14(d);

end

Diferença=abs(E);

Erro=Diferença'

maxdif=max(Diferença)

mindif=min(Diferença)

media=mean(Diferença)

Desvio=std(Diferença)

mediana=median(Diferença)

end

end

end

%

PARTE GRÁFICA: exemplo

%%%

semilogx(D,S,'-k.',D,Ea14,'-g.')

legend('curva simulada','1350rpm')

axis([3 100 0 50]);

grid off

title('22/08/01 Flap 85%')

xlabel('Tamanho (micrômetros)')

ylabel('Eficiência (%)')

Parâmetro do modelo	Nome do arquivo	2EUF-11:15	2EUF-11:00	2EUF-15:00	2EUF-12:00	2EUF-10:30	2EUF-14:30	2EUF-10:00	2EUF-12:30	2EUF-14:00	2EUF-09:30	2EUF-13:00	2EUF-13:30	
	Umidade (%)*	12,5	12,5	12,5	12,5	12,5	12,5	12,5	12,5	12,5	12,5	12,5	12,5	12,5
	D50c	27	29	31	29	32	35	35	35	35	35	35	35	37
	C	0,27	0,27	0,21	0,28	0,28	0,27	0,21	0,25	0,25	0,28	0,28	0,27	
	Alfa	3,0	3,0	3,0	3,0	3,0	3,0	3,0	3,0	3,0	3,0	3,0	3,0	3,0
	Beta	1,38	1,55	2,2	1,55	1,58	1,6	2,5	2,0	1,9	1,3	1,6	1,55	
	Beta*	1,82	1,95	2,1	2,0	2,3	2,3	2,5	2,5	2,4	2,4	2,4	2,5	
	Flap (%)	85	85	85	90	90	90	95	95	95	100	100	100	
	Rotação (rpm)	1450	1400	1350	1450	1400	1350	1450	1400	1350	1450	1400	1350	
	Eficiência overflow	1µm	40	35	30	35	38	35	30	35	34	35	38	33
20µm		20	20	20	20	20	22	20	20	20	20	20	20	
40µm		1,0	3,0	1,0	1,0	0,5	1,0	1,0	1,5	2,5	1,5	2,0	2,0	
60µm		0,0	0,5	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,5	0,0	0,0	0,5	

* Umidade clínquer ≈ cinza

Tabela A.1– Amostragem do dia 22/08/01.

Parâmetro do modelo		Graf1	Graf2	Graf3	Graf4	Graf5
	Umidade (%)	<i>15</i>	<i>15</i>	<i>15</i>	<i>15</i>	<i>15</i>
	D50c	<i>42</i>	<i>42</i>	<i>42</i>	<i>22</i>	<i>22</i>
	C	<i>0,27</i>	<i>0,27</i>	<i>0,32</i>	<i>0,65</i>	<i>0,65</i>
	Alfa	<i>2,2</i>	<i>2,2</i>	<i>2,2</i>	<i>1,2</i>	<i>1,2</i>
	Beta	<i>3,0</i>	<i>3,0</i>	<i>2,5</i>	<i>1,2</i>	<i>1,2</i>
	Beta*	<i>3,5</i>	<i>3,5</i>	<i>3,5</i>	<i>3,0</i>	<i>3,0</i>
	Flap (%)	<i>90</i>	<i>85</i>	<i>100</i>	<i>90</i>	<i>80</i>
	Rotação (rpm)	<i>1400</i>	<i>1400</i>	<i>1350</i>	<i>1300</i>	<i>1300</i>
	Eficiência overflow					
1µm	<i>39</i>	<i>39</i>	<i>42</i>	<i>65</i>	<i>60</i>	
20µm	<i>20</i>	<i>20</i>	<i>28</i>	<i>24</i>	<i>24</i>	
40µm	<i>2</i>	<i>2</i>	<i>2,5</i>	<i>2,5</i>	<i>2,5</i>	
60µm	<i>0</i>	<i>0</i>	<i>0</i>	<i>2</i>	<i>2</i>	

* Umidade clínquer ≈ cinza

Tabela A.2 – Resultados da modelagem: amostragem do dia 15/01/02.

ANEXO B
METODOLOGIA
(Planilhas de amostragem)

Tabela B.1 - Planilha de amostragem do dia 05/04/01.

Tempo	Alim (t/h)	Retorno (t/h)	Ouvido (%)	Flap (%)	Rot/sep (rpm)	Blaine
09:00	25.4	138	71	63	1307	5170
09:15	25.3	143	70	63	1307	5110
09:30	26.8	147	71	63	1307	5180
09:45	26.9	150	69	65	1307	5250
10:00	26.9	150	71	68	1307	5220
10:15	24.3	150	69	68	1307	5080
10:30	23.3	150	68	68	1307	5160
10:45	23.4	150	67	68	1307	5200
11:00	27.2	150	69	68	1307	5200
11:15	26.9	148	72	68	1307	5150
11:30	27.6	150	71	68	1307	5160
11:45	28	150	72	70	1307	5240
12:00	27.9	150	72	70	1307	5240
12:15	27.8	150	71	72	1307	5240
12:30	27.8	150	71	72	1307	5190
12:45	27.9	150	70.5	72	1307	5200
13:00	27.7	145	71	72	1307	5110
13:15	27.9	141	71	72	1307	5090
13:30	27.5	140	70	72	1307	5070
13:45	27.6	133	71	72	1307	5210
14:00	28	131	71	72	1307	5250
14:15	27.8	128	70	72	1307	5190
14:30	27.9	132	71	72	1307	5150
14:45	27.6	125	70	72	1307	5150
Média	26.89	143.79	70.40	69.25	1307	5175.42

*Total de horas de amostragem: 5,5 horas contínuas

Tabela B.2 - Planilha de amostragem do dia 21/08/01.

Tempo	Alim (t/h)	Retorno (t/h)	Ouvido (%)	Flap (%)	Rot/sep (rpm)
09:00	24,8	140	69,2	100	1400
09:15	25,4	140	73,1	100	1400
09:30	25,2	147	72,4	100	1400
09:45	23,3	150	71,3	95	1400
10:00	21,2	150	70,1	95	1400
10:15	22,1	150	67,6	90	1400
10:30	15,3	150	57,1	90	1400
10:45	19,9	150	64,7	85	1300
11:00	18,1	150	60,6	85	1300
11:15	18,1	150	60,3	90	1300
11:30	20,7	150	64,7	90	1300
11:45	22,7	130	65,5	95	1300
12:00	23,1	98	67,9	95	1300
12:15	25,1	75	74,5	100	1300
12:30	20,1	53	67,8	100	1300
Média	21,7	132,2	67,1	94,0	1346,7

*Total de horas de amostragem: 3,5 horas contínuas

Tabela B.3 - Planilha de amostragem do dia 22/08/01.

Tempo	Alim (t/h)	Retorno (t/h)	Ouvido (%)	Flap (%)	Rot/sep (rpm)
09:00	24	150	67,8	100	1450
09:15	23	150	64,1	100	1450
09:30	23	150	66,3	100	1450
09:45	23	150	65	95	1450
10:00	24	150	67,1	95	1450
10:15	24	150	67,3	90	1400
10:30	24	148	67,9	90	1400
10:45	25,4	150	66,6	85	1400
11:00	25,5	150	65,8	85	1400
11:15	27	150	69,8	85	1450
11:30	26	150	68	85	1450
11:45	26,2	150	67,7	90	1450
12:00	26,3	150	65,5	90	1450
12:15	25,9	150	66,8	95	1400
12:30	25,4	150	67,8	95	1400
12:45	25,7	150	66,2	100	1400
13:00	24,8	150	64,3	100	1400
13:15	24,6	150	64,5	100	1350
13:30	24,7	150	64,7	100	1350
13:45	24,6	150	64,8	95	1350
14:00	24,8	150	64,5	95	1350
14:15	24	150	62,9	90	1350
14:30	24,1	150	63	90	1350
14:45	24	150	64,3	85	1350
15:00	23,6	150	63,8	85	1350
Média	24,7	149,9	65,9	92,8	1402,0

*Total de horas de amostragem: 6 horas contínuas

Tabela B.4 - Planilha de amostragem do dia 15/01/02.

Tempo	Alim (t/h)	Retorno (t/h)	Ouvido (%)	Flap (%)	Rot/sep (rpm)
12:45	27	123	66,8	70	1300
13:00	27	128	68,3	90	1300
13:15	27	121	71,0	100	1300
13:30	27	125	71,0	70	1300
13:45	27	124	74,0	80	1300
14:00	25	130	74,0	80	1300
14:15	25	139	73,0	80	1300
14:30	25	135	73,0	80	1300
14:45	25	140	72,0	80	1300
15:00	25	145	72,0	100	1300
15:15	25	138	72,0	100	1300
15:30	25	136	72,0	100	1350
15:45	25	132	73,3	100	1350
16:00	25	133	73,0	100	1350
16:15	25	129	71,9	99	1350
16:30	22,9	116	72,8	99	1350
16:45	25,3	112	72,5	84	1397
17:00	25,5	123	70,5	91	1397
Média	24,7	149,9	65,9	92,8	1402,0

*Total de horas de amostragem: 4 horas contínuas

ANEXO C
O CIRCUITO DE MOAGEM
(Planta e fotos do circuito de moagem)



Figura C.1 – Vista externa da câmara 1 do moinho de bolas.



Figura C.2 – Vista externa da câmara 2 do moinho de bolas.



Figura C.3 – Alimentação: entrada da câmara 1.



Figura C.4 – Grelha intermediária (k1/k2) do moinho de bolas: vista interna da câmara 1.

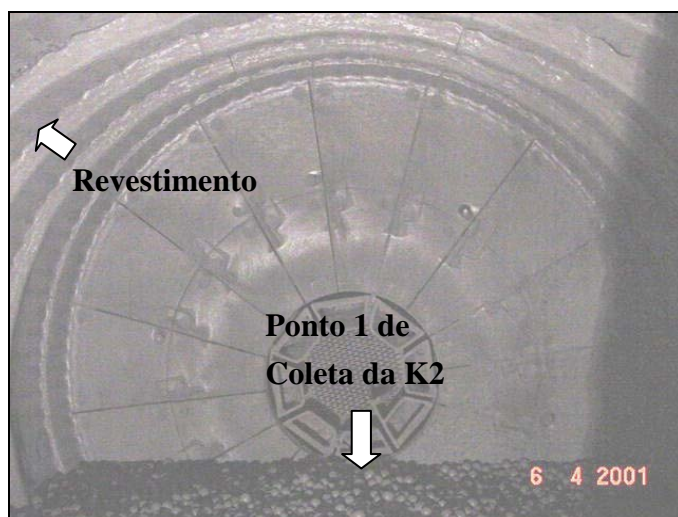


Figura C5 – Diafragma intermediário: vista interna da câmara 2.

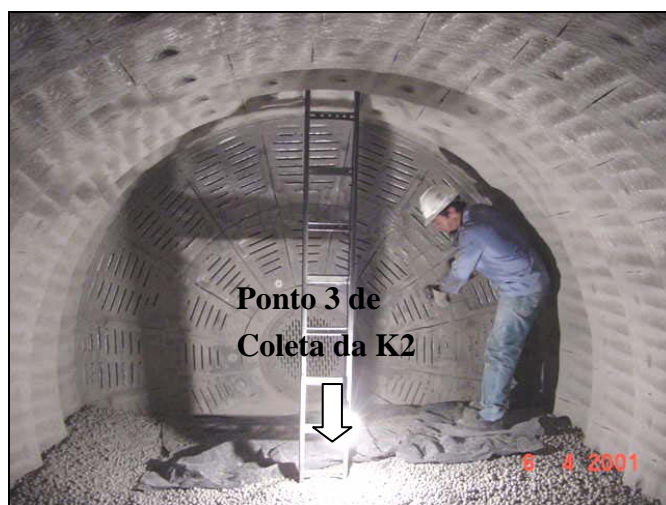


Figura C.6 – Grelhas de saída da câmara 2.



Figura C.7 – Detalhe da porta de entrada da câmara 1 usada para coleta de amostras e manutenção do moinho.



Figura C.8 – Filtro de magas do circuito de moagem de cimento.



Figura C.9 – Galpão que abriga o circuito de moagem: detalhe das correias transportadoras de alimentação do moinho.



Figura C.10 – Estocagem de clínquer.



Figura C.11 – Estocagem de cinza.



Figura C.12 – Estocagem de gesso.



Figura C.13 – Telas dos monitores da sala de controle do circuito de moagem.



Figura C.14 – Forno Kiln: fabricação do clínquer.



Figura C.15 – Sala de controle da qualidade do cimento: à esquerda fluorescência de raio-x.