

ESTE EXEMPLAR CORRESPONDE A REDAÇÃO FINAL
DA TESE DEFENDIDA POR PAULO ROBERTO TAMDIUS
JUNIOR E APROVADA PELA
COMISSÃO JULGADORA EM 30 / 07 / 1993.

Leonardo Goldstein Jr
ORIENTADOR

COMINUIÇÃO DE PARTÍCULAS DE XISTO
CALCINADO EM UM LEITO FLUIDIZADO
CIRCULANTE A FRIO

UNIVERSIDADE ESTADUAL DE CAMPINAS
FACULDADE DE ENGENHARIA MECÂNICA
DETF - DEPARTAMENTO DE ENGENHARIA TÉRMICA E DE FLUIDOS

TESE DE : MESTRADO.

TÍTULO DA TESE : COMINUIÇÃO DE PARTÍCULAS DE XISTO
CALCINADO EM UM LEITO FLUIDIZADO
CIRCULANTE A FRIO.

AUTOR : PAULO ROBERTO TARDIN JÚNIOR

ORIENTADOR : LEONARDO GOLDSTEIN JÚNIOR OK

APROVADO POR : Leonardo Goldstein Jr.

PROF. DR. LEONARDO GOLDSTEIN JR., Pres.

Sandra Cristina dos Santos Rocha
PROF. DRA. SANDRA CRISTINA DOS SANTOS ROCHA

Geraldo Lombardi
PROF. DR. GERALDO LOMBARDI

CAMPINAS, 30 DE JULHO DE 1993

SÃO PAULO - BRASIL

A meus pais, pela presença na
ausência.

AGRADECIMENTOS

Ao Prof. Dr. Leonardo Goldstein Jr., pela dedicação, pelo incentivo e pela valorosa orientação no desenvolvimento deste trabalho e no meu desenvolvimento pessoal.

Ao amigo Wilson Denadaí, companheiro e irmão em toda esta jornada.

Aos professores Geraldo Lombardi e Josmar Davilson Pagliuso, do Laboratório de Metrologia do IPAI-USPSCar, por terem contribuído na realização da fase experimental deste trabalho.

Aos colegas Luciano de Almeida Marcato, Marcelo Faustino, Marcelo Yasuhiko Yaginuma e Rubens Marra Filho, pelo trabalho em equipe durante os testes experimentais.

Aos técnicos da oficina do Laboratório de Metrologia do IPAI, Antônio Nelson Cordeiro, Theodomiro Fernando Luchesi e Hélio J. Doniseti Trebi, pela colaboração durante os testes experimentais.

Ao Wilton Furquim, pelas figuras deste trabalho.

À CAPES, pela bolsa de estudos concedida.

Aos colegas de pós-graduação e a todos os amigos que direta ou indiretamente, puderam contribuir para realização deste trabalho.

SUMÁRIO

O objetivo principal deste trabalho foi estudar o processo de cominuição de partículas de xisto calcinado em um leito fluidizado circulante rápido a frio.

Foi construído um sistema dotado de uma coluna com 0,300 m de diâmetro e 2,2 m de altura, de vidro tipo PIREX e com dispositivo de recirculação constituído de acrílico. Foram realizados 32 testes em batelada, com o objetivo de verificar experimentalmente o efeito de parâmetros operacionais na taxa de cominuição das partículas de xisto. As velocidades de fluidização utilizadas variaram de 2,5 a 5,0 m/s. Os inventários eram compostos de 30 e 40 kg. Os diâmetros médios das cinzas eram de 410, 421, 427, 484 e 898 μm . Os testes foram feitos com 15 e 30 minutos de duração e o material mostrou-se bastante friável.

A partir das observações experimentais, foi proposto um modelo de simulação do processo de cominuição, que admitiu a existência de dois mecanismos básicos: geração de finos por atrito e fragmentação mecânica.

ABSTRACT

The main objective of this work was to study the comminution of calcined shale particles in a batch fast fluidized bed at ambient temperature.

An experimental system was built consisting of a 0.30 m diameter vertical riser, 2.2 m high, with primary and secondary air injection, primary and secondary cyclones and a solids reinjection valve. About 32 tests were performed to check the effect of the operational conditions on the particles comminution rate. The fluidization velocities ranged from 2.50 to 5.00 m/s. The initial solid particles mass loads were 30 and 40 kg; the Sauter mean diameter were 410; 421; 427; 484 and 898 μm . The tests duration were 15 and 30 minutes. The material showed considerable friability.

Based on the experimental observations, a model proposed to simulate the comminution process, assuming the existence of two basic mechanisms: particles size reduction by attrition and mechanical fragmentation.

ÍNDICE

	Pág.
CAPÍTULO 1 - INTRODUÇÃO.....	
1.1 - Mecanismos Básicos do Processo de Cominuição de Partículas.....	1
1.2 - Estado da Arte.....	5
1.3 - Características e Objetivos deste Trabalho	44
CAPÍTULO 2 - DISPOSITIVO E PROCEDIMENTO EXPERIMENTAL.....	
2.1 - Introdução.....	1
2.2 - Programação dos Testes.....	1
2.3 - Configuração do Sistema Experimental.....	4
2.4 - Partes Principais do Sistema Experimental.	8
2.4.1 - Distribuidor de Ar Primário.....	8
2.4.2 - Distribuidor de Ar Secundário.....	10
2.4.3 - Válvula de Recirculação.....	12
2.4.4 - Válvula de Amostragem.....	15
2.4.5 - Válvula de Realimentação.....	17
2.4.6 - Sistema de Insuflamento de Ar.....	18
2.4.7 - Ciclones e Filtros de Manga.....	21
2.5 - Instrumentação e Medidas.....	24
2.6 - Procedimento Experimental.....	31
CAPÍTULO 3 - APRESENTAÇÃO E ANÁLISE DOS RESULTADOS.....	
3.1 - Introdução.....	1
3.2 - Evolução Granulométrica do Inventário para Amostras Típicas.....	3
3.3 - Análise da Influência dos Parâmetros Operacionais na Cominuição do Particulado.....	8

3.3.1 - Efeito da Velocidade Superficial de Fluidização no Processo de Cominuição do Particulado.....	8
3.3.2 - Influência do Inventário Inicial na Redução de Tamanho do Particulado.....	10
3.3.3 - Efeito da Duração da Batelada na Redução do Tamanho do Particulado.	11
3.3.4 - Influência da Granulometria Inicial do Inventário na Redução de Tamanho do Particulado.....	15

CAPÍTULO 4 - MODELAGEM DO FENÔMENO DA COMINUIÇÃO DE PARTÍCULAS EM UM LEITO FLUIDIZADO CIRCULANTE A FRIO.....

4.1 - Introdução.....	1
4.2 - Modelo Físico Adotado.....	2
4.3 - Equacionamento do Modelo.....	4
4.4 - Determinação da Constante de Atrito e da Constante de Fragmentação.....	11
4.4.1 - Determinação da Constante de Atrito.....	11
4.4.2 - Determinação da Constante de Fragmentação.....	12
4.5 - Análise dos Resultados Obtidos pelo Modelo Matemático	16

CAPÍTULO 5 - CONCLUSÕES E RECOMENDAÇÕES..... 1

APÊNDICE I - TABELAS COM AS ANÁLISES GRANULOMÉTRICAS FEITAS PARA OS TESTES EXPERIMENTAIS..... 1

APÊNDICE II - TABELAS COM AS DISTRIBUIÇÕES DE PRESSÃO AO LONGO DO SISTEMA EXPERIMENTAL E CONDIÇÕES OPERACIONAIS..... 1

APÊNDICE III - RESULTADOS OBTIDOS PARA AS CONSTANTES DE ATRI- TO E DE FRAGMENTAÇÃO	1
APÊNDICE IV - GRÁFICOS COM AS DISTRIBUIÇÕES GRANULOMÉTRICAS DOS FINOS COLETADOS	1
REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS.....	1

NOMENCLATURA

a1	Constante Empírica
a2	Constante Empírica
ar	Coefficiente de Atrito
At	Área da Seção Transversal do Leito
Ap	Percentual de Finos Gerados por Atrito Relativo ao Inventário do Leito
b1	Coefficiente Empírico
b2	Constante Empírica
ci	Coefficiente de Distribuição de Energia
cz	Coefficiente Empírico
Co	Concentração de Oxigênio na Fase Particulada
d	Diâmetro de Sauter de uma Partícula
\bar{d}	Diâmetro Médio de Sauter de Partículas Pertencentes a um dado Inventário
dfc	Diâmetro Médio de Sauter de Finos Gerados por Atrito
Dg	Difusividade Térmica do Oxigênio
\bar{d}_i	Diâmetro Médio de Sauter de Partículas Pertencentes a Faixa Granulométrica i
\bar{d}_o	Diâmetro Médio de Sauter de Partículas Alimentadas
d _{o,min}	Menor Diâmetro de Partículas Alimentadas
d _{o,max}	Maior Diâmetro de Partículas Alimentadas
d _{ofe}	Diâmetro Elutriável das Subpartículas Fragmentadas Reduzidas por Atrito
d _{oe,min}	Diâmetro Mínimo das Subpartículas Fragmentadas
d _{oe,max}	Diâmetro Máximo das Subpartículas Fragmentadas
d _t	Diâmetro Terminal de uma Partícula
E _c	Taxa de Elutriação Total de Finos de Carbono
E _{cc}	Taxa de Elutriação dos Resíduos de Combustão e dos Finos Formados pelo Atrito das Subpartículas geradas devido a fragmentação primária
E _{cfa}	Taxa de Elutriação de Partículas Finas Alimentadas
E _{cfr}	Taxa de Elutriação de Partículas Fragmentadas

E_{cnq}	Taxa de Elutriação do Carbono Contido nas Partículas não Queimadas
E_{csa}	Taxa de Elutriação das Subpartículas Fragmentadas de Tamanho Inicial d_0
e_i	Grau de Esfericidade das Partículas de Diâmetro \bar{d}_i
F	Taxa de Alimentação do Carbono Fixo no Leito
$F(A_p)$	Função de A_p
f_i	Somatória das Frações de Massa Correspondentes aos Diâmetros Menores do que \bar{d}_i
$f(t)$	Função do Tempo de Fluidização
g	Aceleração Gravitacional
h	Altura do Leito num Dado Ponto Qualquer
H_0	Altura Estática do Leito
k_a	Constante de Atrito Dependente Somente do Material
k_a'	Constante de Atrito
k_a''	Constante de Atrito
k_{ca}	Constante de Atrito
k_e	Constante Empírica
k_{ec}	Constante Empírica
k_{fr}	Constante de Fragmentação
k_p	Constante Dependente do Tamanho Inicial das Partículas
k_s	Constante de Reação da Superfície das Partículas de Carbono
L	Altura Total do Leito Borbulhante
m	Coefficiente Empírico
M	Inventário do Leito
M_c	Inventário de Carbono no Leito
M_{c0}	Inventário Inicial de Carbono no Leito
m_i	Inventário do Leito de Partículas de Diâmetro \bar{d}_i
m_{i0}	Inventário Inicial do Leito de Partículas de Diâmetro \bar{d}_i
m_{if}	Inventário Final do Leito de Partículas de Diâmetro \bar{d}_i
M_0	Inventário Inicial do Leito
N	Número de Faixas Granulométricas Utilizadas
N_c	Número de Diferentes Materiais Presentes no Leito

Pb	Potência Efetiva de Cominuição
Pk	Taxa de Fornecimento de Energia Cinética para as Partículas
Ra	Taxa de Produção de Finos por Atrito
Rai	Taxa de Produção de Finos por Atrito Proveniente da Faixa Granulométrica i
Rac	Taxa de Produção de Finos de Carbono por Atrito
Ra(t)	Taxa de Produção de Finos por Atrito Instantânea
Rfr	Taxa de Produção de Fragmentos
Rfri	Taxa de Produção de Fragmentos Proveniente da Faixa Granulométrica i
ri	Raio das Partículas de Diâmetro \bar{d}_i
Rr	Taxa Relativa de Produção de Finos por Atrito
Sh	Número de Sherwood
t	Tempo de Duração do Processo de Fluidização
t'	Tempo onde Ocorre a Taxa Máxima de Produção de Finos Por Atrito
tb	Tempo Efetivo de Queima
U	Velocidade Superficial de Fluidização
Umf	Velocidade Mínima de Fluidização
Umf _i	Velocidade Mínima de Fluidização para a Faixa Granulométrica i
Wc	Peso Atômico do Carbono
xi	Fração de Massa das Partículas de Diâmetro \bar{d}_i
xio	Fração de Massa Inicial das Partículas de Diâmetro \bar{d}_i
xif	Fração de Massa Final das Partículas de Diâmetro \bar{d}_i
x _{dof}	Fração de Massa das Partículas de Diâmetro d_{of}

SÍMBOLOS GREGOS

α	Constante Empírica
ΔP	Diferencial de Pressão entre a Entrada e a Saída do Leito
η	Eficiência de Conversão de Energia
γ	Constante Empírica

ξ	Razão de Conversão do Carbono Fixo
ρ_c	Densidade de Carbono no Leito
ρ_a	Densidade Aparente das Partículas do Leito
ρ_{si}	Densidade Aparente das Partículas do Leito de Diâmetro \bar{d}_i
σ	Desvio-Padrão da Distribuição Granulométrica das Partículas
σ_s	Resistência Linear das Partículas a Compressão

LISTA DE FIGURAS

Número	Descrição	Página
1.1	Fenômeno da Cominuição em Série-Paralelo	4
2.1	Leito Fluidizado Rápido - Configuração Esquemática do Sistema Experimental	5
2.2	Vista Lateral do Reator com LFC a Frio	6
2.3	Vista Frontal do Reator com LFC a Frio	7
2.4	Injetores do Distribuidor de Ar Primário, Apresentados em Suas Três Configurações	9
2.5	Distribuição dos Injetores de Ar Sobre a Placa Suporte do Distribuidor de Ar Primário	10
2.6	Desenho Esquemático do Distribuidor de Ar Secundário	11
2.7	Válvula de Recirculação de Sólidos com Detalhe da Válvula de Amostragem	13
2.8	Válvula de Recirculação Instrumentada	14
2.9	Vista Lateral da Válvula de Amostragem	16
2.10	Desenho Esquemático da Válvula de Realimentação de Sólidos	17
2.11	Soprador de Lóbulos Soma, a Frente do Compressor de Parafuso Worthington	19
2.12	Torre de resfriamento para o Ar Primário e Secundário	20
2.13	Sopradores Centrífugos Ligados em Série, com Vazões de 5,3 e 10,0 m ³ /min	21
2.14	Ciclone Primário e Secundário	22
2.15	Filtros Utilizados para Retenção das Partículas Finas de Cinzas de Xisto, Abaixo de 10 µm, que Escaparam pela Saída do Ciclone Secundário	23
2.16	Vibrador de Peneiras Utilizado para Ensaios de Granulometria	25
2.17	Balança Utilizada na Pesagem das Amostras Coletadas	27

2.18	Painel com Manômetros Tipo Tubo em U Utilizados para Leitura de Diversas Tomadas de Pressão ao Longo do Sistema Experimental	28
2.19	Painel com Manômetros Tipo Tubo em U Utilizados para Leitura de Diversas Tomadas de Pressão ao Longo do Sistema Experimental	29
2.20	Instrumentação e Pontos de Medida	30
2.21	Desenho Esquemático das Válvulas Utilizadas para Operação do Sistema Experimental	31
2.22	Funil de Alimentação das Cinzas de Xisto Calcinado no LFC	32
2.23	Variação da Distribuição Granulométrica com o Tempo de Peneiramento	34
2.24	Fotografias de Partículas da Corrida 13, Tiradas com Microscópio Eletrônico	37
3.1	Distribuição Granulométrica do Material Coletado no Pé do Ciclone Secundário	6
3.2	Distribuição Granulométrica do Material Coletado no Pé do Ciclone Secundário	6
3.3	Distribuição Granulométrica do Material Coletado no Pé do Ciclone Secundário	7
3.4	Redução do Inventário Presente no Leito com o Tempo	8
3.5	Redução do Inventário Presente no Leito com o Tempo	9
3.6	Influência do Inventário Inicial na Redução de Tamanho do Particulado	11
3.7	Influência da Duração da Corrida na Redução de Tamanho do Particulado	12
3.8	Evolução da Granulometria do Material Particulado do Inventário com o Tempo	13
3.9	Evolução da Granulometria do Material Particulado do Inventário com o Tempo	13
3.10	Evolução da Granulometria do Material Particulado do Inventário com o Tempo	14

3.11	Influência da Granulometria Inicial do Inventário na Redução de Tamanho do Particulado	15
3.12	Influência do Diâmetro Médio do Inventário Inicial na Quantidade de Massa Atritada	17
3.13	Influência do Diâmetro Médio do Inventário Inicial na Quantidade de Massa Fragmentada	18
4.1	Modelo Físico Esquemático do Processo de Cominuição	3
4.2	Fluxograma do Modelo Matemático Desenvolvido para Determinação da D.G. do Inventário Final, a Partir de Merrick e Highley (1974)	8
4.3	Fluxograma do Modelo Matemático Desenvolvido para Determinação da D.G. do Inventário Final, a Partir da Equação Alternativa para taxa de Geração de Finos e Fragmentos	9
4.4	Comparação Entre a D.G. do Inventário Final Obtida pelo Modelo Numérico, com Uso de Passos de Tempo iguais a 1 e 30 segundos	10
4.5	Determinação Gráfica da Constante Média Empírica de Atrito	12
4.6	Determinação Gráfica da Constante Média Empírica de Fragmentação	15
4.7	Comparação Entre a D.G. do Inventário Final Experimental e a D.G. do Inventário Final Obtida pelo Modelo Matemático	16
4.8	Comparação Entre a D.G. do Inventário Final Experimental e a D.G. do Inventário Final Obtida pelo Modelo Matemático	17
4.9	Comparação Entre a D.G. do Inventário Final Experimental e a D.G. do Inventário Final Obtida pelo Modelo Matemático	17
4.10	Comparação Entre a D.G. do Inventário Final Experimental e a D.G. do Inventário Final Obtida pelo Modelo Matemático	19

4.11	Comparação Entre a D.G. do Inventário Final Experimental e a D.G. do Inventário Final Obtida pelo Modelo Matemático	19
4.12	Comparação Entre a D.G. do Inventário Final Experimental e a D.G. do Inventário Final Obtida pelo Modelo Matemático	20
4.13	Comparação Entre a D.G. do Inventário Final Experimental e a D.G. do Inventário Final Obtida pelo Modelo Matemático	20
4.14	Comparação Entre a D.G. do Inventário Final Experimental e a D.G. do Inventário Final Obtida pelo Modelo Matemático	21
4.15	Comparação Entre a D.G. do Inventário Final Experimental e a D.G. do Inventário Final Obtida pelo Modelo Matemático	21
4.16	Influência do Diâmetro Médio do Inventário Inicial na Taxa de Cominuição das Partículas - Curvas Obtidas por Simulação Numérica	23
4.17	Influência da Duração da Batelada na Redução do Tamanho das Partículas	24
APIII.2	Resultados Obtidos Pelo Modelo Matemático	2
APIV.1	Distribuição Granulométrica Acumulativa de Amostras dos Finos Coletados no Ciclone Secundário	1
APIV.2	Distribuição Granulométrica Acumulativa de Amostras dos Finos Coletados nos Filtros de Manga	5

LISTA DE TABELAS

Número	Descrição	Página
2.1	Preparação dos Testes	2
2.2	Distribuição Granulométrica Inicial das Cinzas de Xisto Calcinado	3
2.3	Comparação Entre as Distribuições Granulométricas ao Final da Corrida 31, Obtidas pelo Método de Aspiração de Todo Material do Leito e Homogeneização em Tambor pelo Método do Tubo de PVC	35
3.1	Corridas Realizadas com Cinzas de Xisto Calcinado no LFC	2
3.2	Distribuições Granulométricas do Inventário Inicial e Final - Amostra A - Corrida 16	4
3.3	Distribuições Granulométricas do Inventário Inicial e Final - Amostra B - Corrida 22	4
3.4	Distribuições Granulométricas do Inventário Inicial e Final - Amostra C - Corrida 29	5
API.1	Distribuições Granulométricas Obtidas Experimentalmente para os Inventários Inicial e Final	1
APII.1	Distribuições de Pressão ao Longo do Sistema Experimental	1
APII.2	Condições Operacionais das Corridas Realizadas	3
APIII.1	Resultados Obtidos Para as Constantes de Atrito e de Fragmentação	1

INTRODUÇÃO

1.1 - Mecanismos Básicos do Processo de Cominuição de Partículas

A cominuição das partículas sólidas usadas em reatores com leito fluidizado gás-sólido afeta de modo direto a eficiência do processo e o controle da emissão de particulados sólidos para o meio ambiente.

Para o caso de partículas combustíveis, por exemplo, os modos pelos quais a redução do tamanho da partícula influenciam na perda de carbono da mesma não são simples. Assim, admitindo-se que as partículas queimam sob a predominância da difusão externa, a cominuição aumenta a taxa de combustão, reduz a carga e a concentração de carbono no leito e, por conseguinte, a perda de eficiência devido ao arraste do carbono junto com os sólidos do leito.

Por outro lado, o aumento da superfície exposta de carbono causa um aumento da taxa de geração de finos de tamanho elutriável, os quais diminuem a eficiência de combustão devido ao maior arraste de material do leito.

As propriedades do combustível e as condições operacionais dos reatores influenciam na cominuição. Como um exemplo, a classe e a composição mássica do combustível sólido, sua volatilidade e seu conteúdo de cinzas, o índice de inchamento, a aspereza e a resistência mecânica afetam a ruptura das partículas durante a volatilização bem como o tamanho dos fragmentos das partículas, permanecendo constantes as demais condições operacionais.

O aumento da velocidade de fluidização aumenta a taxa de geração de finos produzidos por atrito abrasivo, aumentando o número de colisões por unidade de tempo, o volume do leito e a quantidade de material atritado em cada colisão.

Em 1991, Chirone, Massimilla e Salatino sintetizaram as informações disponíveis e propuseram a existência de quatro mecanismos básicos que atuariam no processo de cominuição do particulado em um reator com leito fluidizado borbulhante no qual ocorre combustão (CLFB):

A) *Fragmentação Primária:* A fragmentação primária das partículas carbonáceas ocorre dentro do leito poucos segundos após a injeção de partículas no mesmo, em consequência da tensão interna devido à volatilização, choque térmico e a desumidificação. A tensão de volatilização depende da liberação dos voláteis. Esta ocorre em taxas influenciadas não somente pelas propriedades do particulado mas também pelas taxas de calor trocado entre o leito e as partículas combustíveis. O comportamento da fragmentação primária dos carvões tem sido caracterizado por meio de diferentes parâmetros, sendo eles:

.Fator de multiplicação do número de partículas, N/N_i , onde N é o número de partículas ao final do processo e N_i é o número de partículas no início do processo;

.Probabilidade da partícula de resistir à fragmentação, S_f , dada pela quantidade de partículas não fragmentadas relativamente à massa de fragmentos;

.Diâmetro médio das partículas não fragmentadas mais a dos fragmentos encontrados no leito após volatilização, e

.Tempo de volatilização.

B) *Fragmentação Secundária:* A fragmentação secundária ocorre no começo da combustão e resulta do enfraquecimento da partícula de combustível, devido à combustão, seguida de quebra, por colisões, das pontes que conectam os vários elementos das partículas.

C) *Fragmentação Percolativa Uniforme:* A fragmentação percolativa uniforme ocorre no último estágio da queima, quando a partícula tem seu tamanho reduzido e sua combustão está controlada pela difusão intraparticular. Nestas condições, as conexões estruturais das partículas entram em colapso subitamente devido à coalescência e ao alargamento dos poros. A fragmentação percolativa uniforme torna-se importante quando o combustor é alimentado com partículas de baixa granulometria ou com alta porosidade.

D) *Atrito:* O atrito é um fenômeno pelo qual finos são gerados na superfície de uma partícula-mãe por meio de choques

entre as próprias partículas e das partículas contra a parede do reator e do sistema como um todo e podem ocorrer com a presença ou não de combustão.

Estudos efetuados a frio tendo o carvão como material sujeito a atrito, não podem ter seus resultados diretamente estendidos para a descrição do fenômeno de atrito na presença da combustão. Primeiro, não é fácil estabelecer se a taxa de cominuição à qual os trabalhos se referem está relacionada ao atrito ou a alguma combinação de fragmentação mais atrito. Segundo, para os experimentos feitos a frio sob condições de atrito mecânico, não ocorre aumento da geração de finos devido à reação com o gás fluidizante.

A proporção do carbono atritado é pequena, aproximadamente 10%, do carbono total injetado no leito borbulhante; porém, este percentual é de interesse no projeto do equipamento requerido para realizar a combustão fluidizada de maneira eficiente e ambientalmente aceitável.

Estudos realizados, como no presente trabalho, com um leito rápido a frio, sugerem a existência de fragmentação mecânica das partículas do leito, em adição a geração de finos por atrito abrasivo.

O desempenho de um combustor fluidizado que queima carvão ou outro material carbonáceo depende da perda de finos de tamanho elutriável do leito. A estimativa destas perdas tem sido feita pela investigação do fenômeno da cominuição e como ele se combina com a combustão para geração de finos elutriáveis. Os fenômenos levados em consideração são as fragmentações primária, secundária e percolativa uniforme, todas ativadas pela combustão, e o atrito, na presença ou não da combustão. Junto com a elutriação dos finos do combustível alimentado, a fragmentação por percolação uniforme e o atrito constituem os mecanismos que afetam diretamente a geração de finos elutriáveis. As fragmentações primária e secundária influenciam o fenômeno mas, por si só, não contribuem de maneira significativa para a elutriação de material do leito, constituindo parte preliminar do

processo.

A Figura 1.1 a seguir ilustra esquematicamente o processo de cominuição em um CLFB.

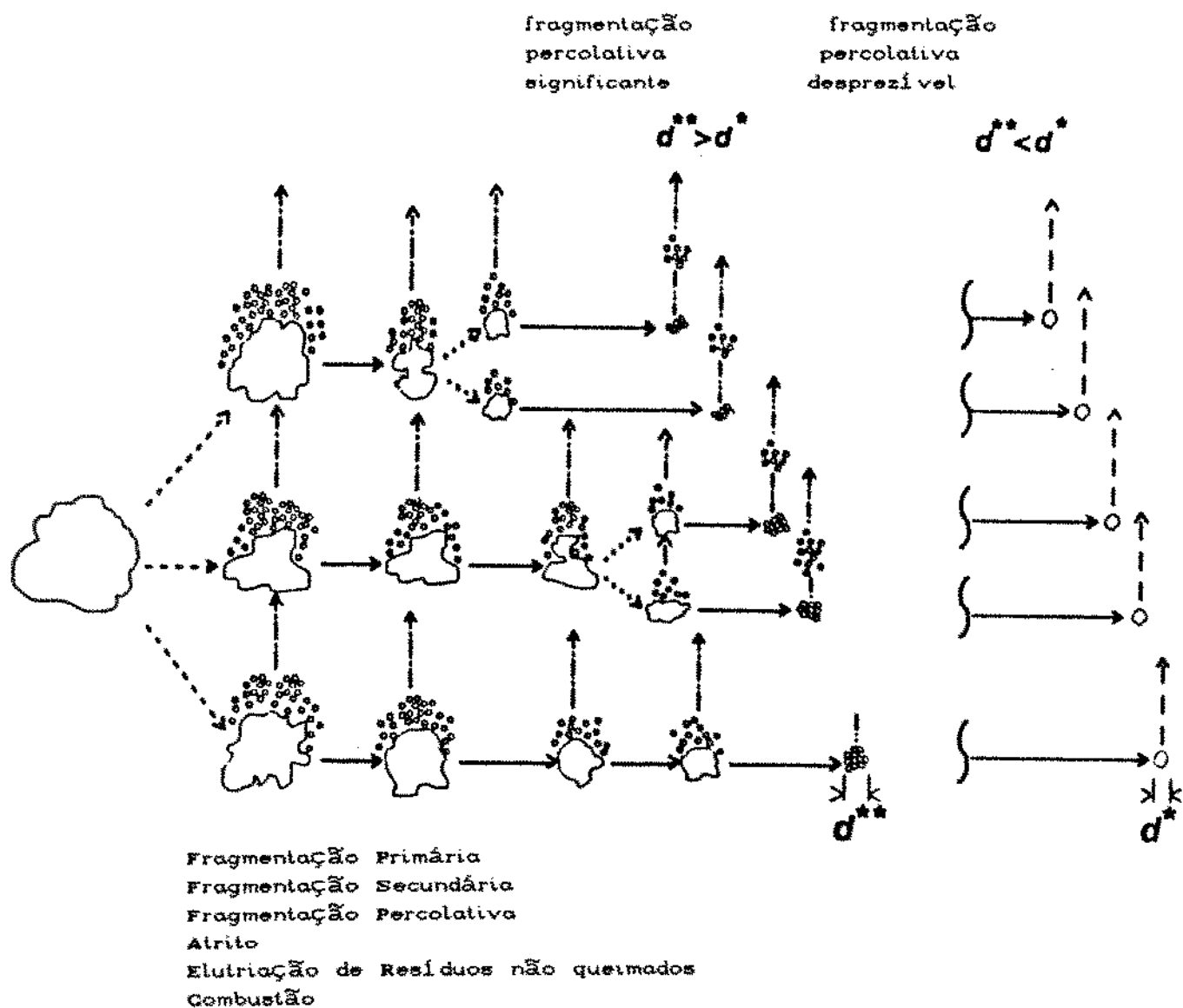


Figura 1.1 - Fenômeno da Cominuição em Série-Paralelo.

1.2 - Estado da Arte

Epstein (1948), em um dos primeiros trabalhos desenvolvidos sobre cominuição de partículas sólidas, desenvolveu um modelo estatístico para analisar o mecanismo de quebra de partículas.

Ele admitiu que um processo de quebra pode ser considerado como uma sucessão de eventos discretos, e desta forma, considerou a distribuição granulométrica (d.g.) acumulativa inicial por massa, isto é, o percentual de massa das partículas menores ou iguais ao tamanho d , $F_0(d)$, como uma distribuição log-normal e admitiu que $F_1(d)$ era a d.g. obtida após um primeiro passo no processo de quebra, tal que, no n -ésimo passo, obtem-se $F_n(d)$. Com isso, Epstein introduziu funções essencialmente estatísticas para concepção do seu modelo.

Contudo, o modelo não foi testado contra dados experimentais e, devido às suas hipóteses serem extremamente restritivas, não houve avanços posteriores do mesmo.

Forsythe e Hertwig (1949) realizaram experimentos em laboratório para verificar o comportamento do atrito mecânico em um processo de craqueamento catalítico fluidizado à frio em batelada, com partículas de sílica-alumina e sílica-magnésia variando de 177 μm a 44 μm , velocidade de fluidização de 0,24 m/s e coluna do reator em vidro com 25,4 mm de diâmetro interno (DI) e 1500 mm de altura. Os testes realizados tiveram duração de 1 hora e após os mesmos, observaram que:

.Os dois tipos de partículas catalíticas possuem o mesmo grau de friabilidade, estando portanto na mesma faixa de resistência ao atrito;

.A resistência ao atrito das partículas catalíticas aumenta rapidamente durante a operação e o atrito mecânico é a principal causa deste fenômeno, visto que ele aumenta a esfericidade da partícula;

.A presença de partículas finas no reator reduz a taxa de atrito de partículas grosseiras, e

.Os finos produzidos após cada teste tiveram diâmetros predominantemente menores do que 10 μm .

Gwyn (1969) realizou testes em batelada em um sistema experimental baseado no trabalho de Forsythe e Hertwig (1949) e também utilizou partículas catalíticas de sílica-alumina.

O equipamento operou com uma descarga de gás constante, tal que os finos gerados por atrito mecânico que foram elutriados, tinham diâmetro menor do que 37 μm .

As partículas de sílica-alumina usadas tinham diâmetros uniformes ou d.g. extensas, com diâmetros médios de 51 a 260 μm . Ele observou que a d.g. dos finos gerados por atrito mecânico manteve-se constante em todos os testes feitos. A taxa de geração de finos por atrito variou sistematicamente com o tempo t para cada tamanho de partícula utilizada, sendo menor para as partículas de menor tamanho.

A taxa relativa de geração de finos por atrito, R_r , definida como o percentual de finos gerados por atrito relativamente ao inventário inicial do leito, por unidade de tempo, para leito com partículas de granulometria uniforme e tamanho médio \bar{d} , pôde ser representada por:

$$R_r = K_p \cdot t^m, \quad (1.1)$$

onde m é um expoente aproximadamente constante para qualquer tamanho de partícula catalítica, t é o tempo de duração do processo de fluidização e k_p é obtido como função do tamanho inicial da partícula, dado por:

$$k_p = \alpha \cdot \bar{d}^{-2/3}, \quad (1.2)$$

onde α é uma constante.

Para o caso do leito com d.g. inicial extensa, Gwyn, com

base em uma função de distribuição granulométrica log-normal, que representou de forma satisfatória a d.g. inicial de partículas catalíticas, chegou ao seguinte resultado para a taxa relativa de geração de finos por atrito:

(1.3)

$$\ln(R_r) = -((2/3) \cdot \ln(\bar{d}) + (2/9) \cdot \sigma^2 - \ln(a) - 3 \cdot \ln(\bar{d}_{fc}) - \ln[\bar{d}_{i(0,5)}]) \cdot \ln t$$

ou

$$\ln(R_r) = -\gamma + \ln[\bar{d}_{i(0,5)}] \cdot \ln t \quad , \quad (1.4)$$

onde \bar{d}_i = diâmetro médio das partículas alimentadas na faixa granulométrica i ;

$\bar{d}_{i(0,5)}$ = diâmetro médio das partículas alimentadas na faixa granulométrica i correspondente ao percentual acumulado em massa igual a 50% ;

σ = desvio-padrão da d.g., dado por $\sigma = \ln[\bar{d}_{i(0,84)}] - \ln[\bar{d}_{i(0,5)}]$;

\bar{d}_{fc} = diâmetro médio dos finos gerados por atrito;

$a = \alpha / \bar{d}_{fc}^3$, e

$$\gamma = -(2/3) \cdot \ln(\bar{d}) - (2/9) \cdot \sigma^2 + \ln(a) + 3 \cdot \ln(\bar{d}_{fc})$$

Considerando o atrito como único responsável pela geração de finos na superfície das partículas alimentadas, a construção de um gráfico log-log da massa de finos gerados por atrito versus tempo, produziu curvas com mesma declividade, tanto para inventários com d.g. uniforme como com d.g. extensas.

A equação 1.4 foi comparada com dados de equipamentos comercial e de laboratório e, embora os resultados de um equipamento apresentem diferenças em relação aos de outro, devido à diferença de escala, a equação 1.4 previu de maneira

satisfatória o comportamento do atrito nas duas unidades.

Kutyavina e Baskakov (1972), em experimentos feitos em um leito fluidizado borbulhante (LFB) a frio de 250 mm de DI e 1500 mm de altura, utilizando carvão com alto teor de enxofre e "chamotte" pulverizado, com granulometria uniforme de 400 μm , mostraram que a taxa de geração de finos por atrito, R_a , decresce com o aumento da esfericidade das partículas, confirmando a observação feita também por Forsythe e Hertwig (1949). Eles observaram também que R_a é dependente do tempo de fluidização e aumenta quase que linearmente com a velocidade de fluidização.

Merrick e Highley (1974) desenvolveram um modelo para descrever o comportamento do atrito a frio e na presença de combustão em um CLFB alimentado por material de d.g. extensa e operado continuamente. Os testes experimentais foram realizados em regime permanente e cada teste durou cerca de 100 horas. O material alimentado foi carvão ou carvão mais calcário, com granulometria de 15900 ou 31800 μm até zero. As velocidades de fluidização utilizadas variaram de 0,61 a 2,44 m/s e as temperaturas do leito de 754 a 949 °C. A altura do leito variou de 610 a 1220 mm, com uma seção quadrada de 914,4x914,4 mm, reduzida posteriormente para 914,4x457,2 mm, para uma altura do combustor de 3960 mm. Foram usados dois ciclones para coleta de finos, com reciclagem ou não no ciclone primário e/ou secundário.

Os autores admitiram que os finos são gerados somente por atrito, não levando em conta a fragmentação.

Eles consideraram que, de acordo com a Lei de Rittinger (1867) para a redução de partículas por atrito, a taxa de criação de uma nova área superficial é proporcional a taxa de energia inserida. Como a d.g. dos finos gerados manteve-se aproximadamente constante, a taxa de criação de nova área superficial é proporcional à taxa de geração de finos. Assim, a taxa de energia inserida nas partículas pôde ser tomada proporcional a $U-U_{mf}$ e também ao inventário presente no leito,

permitindo o correlacionamento da taxa de produção de finos por atrito, R_a , por:

$$R_a = k_a \cdot C (U - U_{mf}) \cdot M \quad , \quad (1.5)$$

onde k_a = constante de atrito;
 M = inventário presente no leito;
 U = velocidade superficial de fluidização, e
 U_{mf} = velocidade mínima de fluidização.

A constante k_a representa a proporção de massa do leito que foi convertida para finos em 1 hora, com $U-U_{mf}$ igual a 0,3 m/s. Foi observado experimentalmente que seu valor depende exclusivamente da friabilidade do material. Para o calcário, a constante k_a foi avaliada como $3,3 \times 10^{-2} \text{ m}^{-1}$ e à $9,8 \times 10^{-9} \text{ m}^{-1}$ para as cinzas de carvão. Eles admitiram que a equação 1.5 se aplicava não somente ao leito como um todo mas também a cada faixa granulométrica presente no leito, ou seja:

$$R_{ai} = k_a \cdot C (U - U_{mf}) \cdot M_i \quad , \quad (1.6)$$

onde R_{ai} = taxa de atrito nas partículas de diâmetro d_i , e
 M_i = inventário das partículas de diâmetro \bar{d}_i .

Para determinar a taxa de redução do diâmetro da partícula com o tempo, foi obtido:

$$\frac{d\bar{d}_i}{dt} = - \frac{k_a}{3} \cdot C (U - U_{mf}) \cdot \bar{d}_i \quad (1.7)$$

Porém, quando a equação 1.7 foi usada no modelo numérico,

resultou que a d.g. teórica do leito foi consideravelmente mais grosseira do que a encontrada experimentalmente, ou seja, partículas maiores sofreram menor abrasão do que a prevista pelo modelo. Argumentaram que a possível causa deste efeito seria que, embora as partículas grosseiras estivessem em contínuo contato com outras partículas, as partículas menores dispenderiam parte de seu tempo nos vazios entre as partículas maiores. Durante este tempo, nenhuma atrito ocorreria nas partículas menores. Assim, esquematizando:

$$\left(\begin{array}{l} \text{fração de tempo que} \\ \text{uma partícula peque-} \\ \text{na gasta em um vazio} \\ \text{(onde não há atrito)} \end{array} \right) \approx \left(\begin{array}{l} \text{fração de vazios} \\ \text{maiores do que o} \\ \text{tamanho da par-} \\ \text{tícula} \end{array} \right) \quad e$$

$$\left(\begin{array}{l} \text{distribuição} \\ \text{do tamanho} \\ \text{dos vazios} \\ \text{do leito} \end{array} \right) = \left(\begin{array}{l} \text{distribuição} \\ \text{granulométrica} \\ \text{do particulado dada} \\ \text{pela fração de massa} \end{array} \right)$$

Desta forma, eles introduziram um fator de correção, que seria a fração de tempo no qual o atrito realmente ocorre. Do esquema apresentado, o tempo no qual o atrito ocorre é dado pela fração de vazios menores que o tamanho da partícula. Como a distribuição de vazios no leito foi considerada igual a d.g. do particulado, então o fator de correção pode ser dado por f_i , a somatória das frações de massa correspondentes aos diâmetros menores do que \bar{d}_i .

Acoplando este fator de correção às equações 1.6 e 1.7, eles obtiveram:

$$R_{ai} = -k_a' \cdot f_i \cdot (U - U_{mf}) \cdot M_i \quad (1.8)$$

e

$$\frac{d\bar{d}_i}{dt} = - \frac{k_a' \cdot f_i \cdot (U - U_{mf}) \cdot \bar{d}_i}{3} \quad (1.9)$$

onde k_a' é uma constante de atrito dependente da friabilidade do material e da d.g..

De posse deste equacionamento, Merrick e Highley propuseram um modelo de simulação do processo de elutriação devido a produção de finos por atrito, usando as seguintes hipóteses:

.A taxa total de conversão do material do leito em finos gerados por atrito é descrita pela equação 1.5;

.A taxa de redução do diâmetro médio das partículas do leito devido ao atrito ou a reação das partículas com o gás fluidizante é dada pela equação 1.9, e

.O material do leito comporta-se de maneira homogênea, tal que amostras retiradas do reator ao longo do tempo têm a mesma d.g. que o leito.

A determinação em cada instante do inventário disponível em uma dada granulometria foi feita pelo balanço de massa na faixa em um dado intervalo de tempo:

$$\left[\begin{array}{l} \text{massa pertencente} \\ \text{a faixa granulométrica} \\ \text{; no instante } t + \Delta t \end{array} \right] = \left[\begin{array}{l} \text{massa pertencente} \\ \text{a faixa granulométrica} \\ \text{; no instante } t \end{array} \right] +$$

$$\left[\begin{array}{l} \text{massa de} \\ \text{partículas} \\ \text{de diâmetro} \\ \text{di alimenta-} \\ \text{das no leito} \end{array} \right] + \left[\begin{array}{l} \text{massa de partículas} \\ \text{recebidas da faixa} \\ \text{imediat. superior} \\ \text{devido a redução} \\ \text{por atrito} \end{array} \right] + \left[\begin{array}{l} \text{massa de finos} \\ \text{produzidos por} \\ \text{atrito (apenas para} \\ \text{menor faixa} \\ \text{granulométrica} \end{array} \right]$$

$$- \left[\begin{array}{l} \text{massa perdida} \\ \text{correspondente} \\ \text{aos finos gerados} \\ \text{por atrito} \end{array} \right] - \left[\begin{array}{l} \text{massa perdida} \\ \text{para a f.g.} \\ \text{imediat. infer.} \\ \text{devido a atrit.} \end{array} \right] - \left[\begin{array}{l} \text{massa de partíc.} \\ \text{capturadas pelos} \\ \text{ciclones e} \\ \text{não recicladas} \end{array} \right]$$

Os resultados obtidos pelo modelo foram:

.A d.g. prevista para o material elutriado está de acordo com os dados experimentais nas faixas granulométricas mais finas, porém é menos precisa para as faixas de tamanhos maiores;

.O diâmetro médio do leito calculado pelo modelo foi geralmente menor do que o experimental.

A explicação para ambas as constatações seria de que, na realidade, houve elutriação de partículas com tamanho maior do

que o tamanho máximo considerado elutriável.

As observações experimentais mostraram que:

.A eficiência de combustão e da retenção do enxofre pode ser consideravelmente melhorada pela reciclagem dos finos;

.A maior parte da massa perdida por atrito é proveniente das partículas maiores do leito e é resultante da produção de finos menores do que $63 \mu\text{m}$, e

.Finos reciclados para o leito aumentam a taxa de elutriação, diminuem o diâmetro médio do particulado no leito, diminuem a densidade do leito, aumentam a emissão de partículas para a atmosfera e reduzem o tamanho de finos maiores devido ao atrito entre partículas produzindo finos finíssimos na linha de reinjeção de sólidos no reator.

Chen, Sishla e Arastoopour (1980) desenvolveram um modelo para prever a d.g. de partículas e a quantidade de finos gerados durante o atrito a frio de partículas em um LFB. Uma série de testes foram feitos em um reator com $63,5 \text{ mm}$ de DI a temperatura ambiente. Para a coleta de finos foi utilizado um ciclone. As partículas usadas foram "char" de lignita e siderita, com diâmetros variando de 115 a $274 \mu\text{m}$. A velocidade superficial do gás foi de $0,52 \text{ m/s}$ para corridas com siderita e $0,24 \text{ m/s}$ para corridas com lignita. Após os testes, foram feitas as seguintes observações pelos autores:

.A taxa de atrito inicial é alta devido ao grande excesso de área superficial inicial das partículas (irregularidades);

.A taxa de atrito aumenta com a diminuição do orifício da placa distribuidora do gás fluidizante;

.A taxa de atrito é maior para pressões maiores no reator, e

.O diâmetro médio dos finos coletados foi de $54 \mu\text{m}$.

Os autores propuseram um modelo; porém, devido ao uso de parâmetros inerentes ao equipamento e ao material utilizado, o modelo não foi levado adiante.

Rajan e Wen (1980) desenvolveram um modelo para simulação da

combustão de carvão em um CLFB capaz de prever a eficiência de combustão, a elutriação de "char" e de calcário e a correspondente d.g. do leito e do material elutriado, a taxa de retirada de sólidos do leito, o perfil de temperatura do leito, a retenção de dióxido de enxofre, as emissões de dióxido de enxofre e NOx e as concentrações de oxigênio, monóxido de carbono, voláteis, dióxido de enxofre e NOx ao longo da altura do combustor. O intuito do trabalho foi formular um modelo completo para um CLFB levando em conta parâmetros não considerados ou apenas parcialmente considerados em trabalhos anteriores, tais como:

.Volatilização do carvão e a subsequente combustão dos voláteis e do "char" residual, e

.Atrito e elutriação de "char" e calcário.

Rajan e Wen, basearam a modelagem do fenômeno de atrito na presença de combustão no leito no modelo de Merrick e Highley (1974), segundo o qual a taxa de geração de finos por atrito é proporcional a taxa de energia mecânica inserida no leito.

A rotina do modelo matemático desenvolvido para simular o comportamento do atrito utilizou o mesmo balanço de massa feito a cada instante para cada faixa granulométrica por Merrick e Highley.

A validade do modelo completo foi testada em uma série de condições operacionais baseadas em dados experimentais da National Coal Board (1971), da Exxon Research and Engineering Company (1976) e da NASA Lewis Research Center (1978), com boa concordância.

Donsi, Massimilla e Miccio (1981) realizaram experimentos para investigar a relação entre a taxa de carbono elutriado devido a redução de tamanho por combustão e atrito a quente e a taxa de alimentação dos mesmos no leito. O trabalho foi realizado em regime permanente, com uma razão ar/carvão alimentado maior do que a estequiométrica. Para isso, eles utilizaram um CLFB de 110 mm de DI e 2000 mm de altura.

Dois ciclones foram usados para remover os finos elutriados dos gases de saída, com a quantidade de material separado pelo segundo ciclone correspondendo a menos do que 10% dos finos coletados.

Um tipo de carvão betuminoso foi utilizado, em quatro faixas granulométricas distintas, dadas por 400 a 1000 μm ; 1000 a 1800 μm ; 1800 a 3000 μm e 1000 a 3000 μm . Areia foi utilizada como material inerte em duas faixas granulométricas distintas: 200 a 400 μm e 550 a 1000 μm . A velocidade de fluidização variou de 0,55 a 1,30 m/s e a temperatura do leito entre 750 e 850 °C. O combustor foi operado continuamente por aproximadamente 10 horas e os resultados basearam-se em 58 corridas.

Os finos elutriados apresentaram uma estrutura homogênea composta de cinzas e pontos de carbono fixo. As seguintes hipóteses foram feitas pelos autores ao correlacionar os resultados experimentais:

.A fragmentação na presença de combustão de partículas de carvão no leito pode ser negligenciada;

.A volatilização do carvão é um processo rápido em relação à combustão e à produção de finos por atrito;

.As partículas de carvão alimentadas bem como as partículas volatilizadas tem perfil esférico;

.A queima do carvão volatilizado ocorre de acordo com o modelo de redução de uma esfera desenvolvido por Levenspiel (1972), e

.O atrito das partículas elutriadas nos ciclones é desprezível.

Para todos os experimentos feitos, a massa de carbono perdido nos finos elutriados aumentou com o decréscimo do excesso de ar, com o aumento da velocidade de fluidização, com o decréscimo do diâmetro da partícula do carvão alimentado e com o decréscimo do diâmetro das partículas de areia no leito.

A perda de carbono por elutriação seria constituída por duas parcelas: as partículas de carvão parcialmente queimadas, consumidas até o diâmetro d_t , com velocidade terminal igual à

velocidade de fluidização e os finos produzidos por atrito das partículas de carvão durante a queima no leito.

A taxa de elutriação total de finos de carbono, E_c , variou de 2 a 15% da taxa de alimentação de carbono fixo, F , dependendo das condições operacionais.

A contribuição das partículas de carvão parcialmente queimadas para elutriação seria dada, segundo os autores, por $(d_t/\bar{d})^3 \cdot F$ e, conseqüentemente, para d_t variando entre 100 e 200 μm e \bar{d} nas faixas de 1000 a 3000 μm e 400 a 1000 μm , a quantidade de carbono não queimada perdida, por unidade de tempo, seria da ordem de 0,1 a 10% de F , respectivamente. Desta forma, observaram que quase todos os finos coletados pelos ciclones nos experimentos com carvão de 1000 a 3000 μm foram produzidos exclusivamente por atrito. A taxa de elutriação de finos de carbono, E_c , e o inventário de carbono no leito puderam ser relacionados por meio da correlação:

$$E_c = k_e \cdot M_c \quad , \quad (1.10)$$

onde k_e = constante, e
 M_c = inventário de carbono no leito.

O valor de k_e obtido foi de $6,0 \times 10^{-3} \text{ min}^{-1}$. Ele praticamente não variou para diferentes valores de excesso de ar, altura e temperatura do leito; em relação ao diâmetro das partículas de areia, tal conclusão não pôde ser garantida. Por outro lado, mudanças na velocidade de fluidização e no diâmetro médio do carvão exerceram influência significativa na taxa de elutriação E_c . A constante k_e aumentou por um fator de 2 com a duplicação da velocidade de fluidização e de uma ordem de grandeza com o decréscimo da granulometria do carvão de 1000-3000 μm para 400-1000 μm . Os autores adotaram, então, a hipótese feita por Merrick e Highley (1974), relativa a R_a , e admitiram que E_c também pode ser considerada proporcional ao excesso de velocidade de fluidização. Assim, a equação 1.10 pode ser reescrita como a

equação 1.5, tal que:

$$E_c = k_{ec} \cdot (U - U_{mf}) \cdot M_c \quad (1.11)$$

O valor da constante k_{ec} , obtido a partir desta equação, foi de $1,3 \times 10^{-8} \text{ m}^{-1}$. Valores na faixa de 3×10^{-5} e $3 \times 10^{-4} \text{ m}^{-1}$ haviam sido obtidos por Merrick e Highley para cinzas e calcário. Ecnq, a descarga de carbono contido nas partes não queimadas das partículas de carvão elutriado do leito seria determinada por:

$$E_{cnq} = F \cdot \sum_{d_{o,min}}^{d_{o,max}} (d_i / \bar{d}_i)^3 \cdot x_i \quad (1.12)$$

onde $d_{o,max}$ = máximo diâmetro da partícula alimentada, e
 $d_{o,min}$ = mínimo diâmetro da partícula alimentada.

Merrick e Highley, no entanto, haviam considerado que a taxa de produção de finos por atrito na presença de combustão seria proporcional à superfície total de queima das partículas de carvão expostas ao atrito no leito, e não apenas ao inventário de carbono fixo. A superfície total de queima do carbono seria proporcional a M_c / \bar{d} , onde \bar{d} é o diâmetro médio de Sauter das partículas de carvão, dado por:

$$\bar{d} = \frac{1}{\sum x_i / \bar{d}_i} \quad (1.13)$$

Assim, o cálculo da taxa de geração de finos de carbono por atrito, R_{ac} , seria obtido a partir de:

$$R_{ac} = E_c - E_{cnq} = k_{ca} \cdot \frac{(U - U_{mf}) \cdot M_c}{\bar{d}} \quad (1.14)$$

onde k_{ca} é a constante de geração de finos de carbono por atrito e para a qual obtiveram o valor de 2.1×10^{-7} . Eles observaram que, durante a obtenção de k_{ca} , os valores obtidos para $E_{c\eta}$ pela equação 1.12 foram maiores do que os obtidos pela equação 1.14, a partir de resultados de E_c e R_{ac} . Isto indicaria que, na faixa granulométrica do carvão utilizado, ocorreria a elutrição de partículas maiores do que d_t , promovida pela explosão de bolhas na câmara de expansão do reator.

Kono (1981) realizou testes experimentais à frio com partículas de sílica-alumina para medição das taxas de produção de finos por atrito de partículas grosseiras em três tipos de LF: borbulhante, de jorro e de jorro fluidizado. As taxas de produção de finos por atrito foram medidas para diferentes parâmetros operacionais, geométricos e fatores de escala.

Devido à alta resistência das partículas usadas, não ocorreu fragmentação mecânica. Os finos gerados foram coletados por um ciclone primário e um filtro de manga. Cada corrida durou entre 8 e 12 horas. A taxa relativa de produção de finos por atrito foi expressa por:

$$R_r = - \frac{1}{M} \cdot \frac{dM}{dt} \quad (1.15)$$

ou

$$M = M_0 \cdot \exp \left(- R_r / 100 \cdot t \right) \quad , \quad (1.16)$$

onde M_0 é igual ao inventário inicial no leito.

Os finos coletados no ciclone e no filtro foram menores do que $88 \mu\text{m}$. As condições operacionais para testes em leito borbulhante foram:

- .Diâmetro das partículas - 970 a $4000 \mu\text{m}$;
- .Velocidade de fluidização - $1,5$ a $5 (U/U_{mf})$;
- .Razão L_c/D_t - $0,25$ a 2 , onde L_c é a altura do leito em condições de mínima fluidização e D_t o diâmetro do leito;

- .Densidade do gás - 0,45 a 4,6 kg/m³;
- .Temperatura do leito - 25 a 504 °C;
- .Pressão no leito - 0,101 a 0,405 MPa, e
- .Diâmetro do leito - 105 a 1790 mm.

Como resultado para o LFB, Kono observou que a taxa de produção de finos por atrito seria influenciada principalmente pela velocidade de fluidização e pela razão L_c/D_t , e não muito pelo diâmetro da partícula. Esta última conclusão difere do resultado obtido, a partir da equação 1.14, por Donsi, Massimilla e Miccio (1981), em testes com presença de combustão, utilizando carvão betuminoso, segundo os quais o diâmetro médio das partículas do leito influencia de modo significativo a taxa de produção de finos de carbono por atrito.

Vaux e Schruben (1983) realizaram testes experimentais com o propósito de descrever matematicamente como a taxa de cominuição de sólidos em um LFB operando por batelada decresce com o tempo, devido ao atrito, conforme já fora estudado por Kutuyavina e Baskakov (1972).

O trabalho foi capaz de descrever a influência da extensão do atrito, A_p , na taxa de produção de finos por atrito, R_a , sendo A_p dada pelo percentual de finos gerados relativamente ao inventário do leito, em cada batelada. Para isso utilizaram calcário de 350 a 495 μm em um LFB de 70 mm de DI operando com velocidade mínima de fluidização de 0,16 m/s e excesso de velocidade no leito de $U-U_{mf} = 0,30$ m/s. Estes testes foram realizados em intervalos de tempo que ao todo deram 650 horas.

Para testes a quente (815 °C), utilizaram um LFB com 86 mm de DI e calcário com granulometria variando de 495 a 710 μm , em um total de 200 horas de testes, realizados em intervalos de tempo pré-definidos e excesso de velocidade no leito de 0,2 m/s. O modelo inicial de Vaux para medir a taxa relativa de produção de finos por atrito $R_r(h)$ em um LFB propunha:

$$\frac{R_r(h).h}{U - U_{mf}} = f(t). \left[\frac{g \cdot \rho_s}{\sigma_s} \cdot h^2 \right] , \quad (1.17)$$

onde $f(t)$ = função do tempo, adimensional;
 h = altura do leito em condições de excesso de ar controlado;
 ρ_s = densidade do leito;
 σ_s = resistência linear à compressão das partículas sólidas, e
 g = aceleração gravitacional.

Através de analogia com a cinética das reações químicas, os autores sugeriram que a taxa de produção de finos por atrito poderia não depender do tempo decorrido, mas sim de A_p . Em decorrência, a equação 1.17 foi modificada para:

$$\frac{R_r(h).h}{U - U_{mf}} = F(A_p). \left[\frac{g \cdot \rho_s}{\sigma_s} \cdot h^2 \right] , \quad (1.18)$$

onde $F(A_p)$ é uma função de A_p .

A integração da taxa de produção de finos por atrito ao longo do comprimento do leito mostrou que a taxa média de produção de finos por atrito, R_a , seria igual a taxa relativa de produção de finos por atrito na metade da altura do leito, $L/2$, isto é:

$$R_a(L) = R_r(L/2) \quad (1.19)$$

Deste modo,

$$\frac{R_a \cdot L}{U - U_{mf}} = F(A_p) \cdot \left[\frac{g \cdot \rho_s}{2 \cdot \sigma_s} \cdot L^2 \right] \quad (1.20)$$

O parâmetro A_p pode ser relacionado com a taxa relativa de produção de finos por atrito através de:

$$R_r = \frac{dA_p}{dt} \quad (1.21)$$

A função $F(A_p)$ foi avaliada experimentalmente, para valores de L , $U - U_{mf}$, g , ρ_s e σ_s constantes, medindo os valores de A_p em vários intervalos de tempo e calculando dA_p/dt . Com isto, foi possível, através da equação 1.18, construir uma tabela com os valores de dA_p/dt , A_p e $F(A_p)$ e plotar A_p versus tempo de fluidização e $F(A_p)$ versus A_p (%).

Para os testes a quente, procedimento análogo foi realizado e o gráfico $F(A_p)$ versus A_p foi plotado. De acordo com os resultados obtidos, eles concluíram que a principal dificuldade do modelo residiria na necessidade de definir, de forma padronizada, um método apropriado para medição da tensão linear, σ_s , das partículas sólidas no leito.

Os autores sugeriram que o atrito na zona borbulhante poderia ser governado pela equação 1.20, para o leito operando a frio ou na presença de combustão.

Arena, D'Amore e Massimilla (1983) estenderam o trabalho de Donsi, Massimilla e Miccio (1981), comparando a geração de finos de carbono por atrito na presença de combustão contra a geração de finos por atrito mecânico durante a fluidização de um carvão betuminoso. Para os testes a quente, os autores utilizaram um CLFB operando em batelada com 140 mm de DI, temperatura do leito variando de 650 a 950 °C, altura estática do leito na faixa

de 2000 a 4000 mm, velocidades de fluidização de 0,78 a 1,60 m/s, excesso de ar de 0,9 a 1,4, areia com granulometria na faixa de 200 a 1400 μm e carvão com d.g. compreendida entre 400 a 1000 μm e 1000 a 3000 μm .

Para estudos de atrito sem combustão foram feitos testes sob condições inertes, usando como gás fluidizante o nitrogênio, em um pequeno LFB de 40 mm DI e 1100 mm de altura na temperatura de 850 °C, operando em batelada.

Para o estudo do atrito na presença de combustão, os autores consideraram que, para carvão queimando de acordo com o modelo de redução de partícula esférica, a combustão do carvão e o atrito poderiam ser considerados como fenômenos paralelos, ou seja, a taxa instantânea de redução do carbono de um leito de partículas de carvão, assumidas de diâmetro d , seria dada por:

$$\frac{dd}{dt} = \left[\frac{dd}{dt} \right]_c + \left[\frac{dd}{dt} \right]_a \quad (1.22)$$

onde $(dd/dt)_c$ é a taxa de redução do diâmetro das partículas devido à combustão e $(dd/dt)_a$ é a taxa de redução devido ao atrito.

A taxa de redução das partículas carbonáceas devido à combustão seria dada, conforme trabalho original de Campbell e Davidson (1975), por:

$$\left[\frac{-dd}{dt} \right]_c = C_o \cdot \frac{1}{\frac{d \cdot \rho_c}{2 \cdot W_c \cdot Sh \cdot D_g} + \frac{\rho_c}{2 \cdot W_c \cdot k_s}} \quad (1.23)$$

$$\left[\begin{array}{l} \text{termo de re-} \\ \text{istência di-} \\ \text{fusional} \end{array} \right] \quad \left[\begin{array}{l} \text{termo de resis-} \\ \text{tência cinética} \end{array} \right]$$

onde

- C_o = concentração de oxigênio na fase particulada;
- D_g = difusividade térmica do oxigênio;
- ρ_c = densidade de carbono no leito;
- W_c = peso atômico do carbono;
- Sh = número de Sherwood para partículas de carbono, e
- k_s = constante da taxa de reação da superfície do carbono.

A componente de redução do diâmetro das partículas por atrito seria dada por:

$$-(dd/dt)_a = k_a'' \cdot (U - U_{mf}) \quad , \quad (1.24)$$

onde k_a'' é uma constante.

A equação 1.24 é consistente com a relação 1.14 usada por Donsi, Massimilla e Miccio (1981) para correlacionar a taxa de carbono atritado R_{ac} com a carga de carbono no leito M_c e o diâmetro de Sauter das partículas de carvão, \bar{d} , para o diâmetro no leito variando do tamanho $d_{o,min}$ até $d_{o,max}$, os tamanhos inicial mínimo e máximo das partículas alimentadas.

A razão M_c/\bar{d} , para uma dada densidade de carbono no leito, representaria a superfície global de carvão exposta para atrito. Foi demonstrado por Donsi, Massimilla e Miccio (1981) que $k_a'' = k_{ca}/3$.

Os resultados experimentais levaram os autores a estimar a fração de partículas de carvão fragmentado arrastada em torno de 0,1% do carvão injetado no leito e a não considerar a elutriação direta de partículas geradas por fragmentação primária.

Assim, a taxa de carbono elutriado e coletado nos ciclones, E_c , seria resultante das contribuições de:

.Finos elutriáveis introduzidos com o carvão alimentado, E_{cfa} ;

.Resíduos elutriáveis da combustão e do atrito das subpartículas formadas pela fragmentação primária do carvão

alimentado, E_{csa} , e

.Finos formados pelo atrito destas subpartículas enquanto queimam no leito, R_{ac} .

Assim,

$$E_c = E_{cfa} + E_{csa} + R_{ac} \quad (1.25)$$

A contribuição de E_{cfa} , correspondente aos finos contidos no carvão alimentado, seria praticamente inexistente.

Assim, a equação 1.25 reduzir-se-ia a:

$$E_c = E_{csa} + R_{ac} \quad (1.26)$$

E_{csa} é a taxa de elutriação das subpartículas fragmentadas de carvão de tamanho inicial d_{of} , que foram reduzidas por combustão e atrito até o tamanho $d_{of*} = 250 \mu m$, que seria o diâmetro elutriável; seu valor poderia ser estimado a partir da d.g. das subpartículas fragmentadas, dado por:

$$E_{csa} = F \cdot \int_{d_{of, min}}^{d_{of, max}} (d_{of*}/d_{of})^3 \cdot x_{dof} \cdot d_{dof} \quad (1.27)$$

onde x_{dof} é a fração de massa das partículas de diâmetro d_{of} , obtida experimentalmente.

Foi observado que, com o aumento da velocidade de fluidização, o diâmetro elutriável d_{of*} sofreu um aumento.

Os autores observaram também que material de diâmetro mais grosseiro foi coletado no ciclone quando, para a velocidade de fluidização duplicada (1,60 m/s), a granulometria da areia foi aumentada de 200-400 para 1000-1400 μm . Isto sugeriu que o tamanho da areia utilizada teria algum efeito na d.g. dos finos

gerados por atrito, o que, em princípio, contrariaria a observação de Merrick e Highley (1974), segundo a qual a d.g. dos finos gerados por atrito seria independente das condições operacionais do sistema experimental.

A comparação entre as taxas de carbono atritado coletado nos testes com combustão e com leito inerte, fluidizado por nitrogênio, não pôde ser imediata, já que os últimos foram feitos em batelada. Mas, levando em conta que os valores de R_{ac}/M_c na presença de combustão, em processo contínuo, são uma ou duas ordens de magnitude maiores do que os obtidos para leito inerte em batelada, os autores concluíram que, em princípio, a geração de finos em um leito fluidizado à quente seria mais ativa na presença da combustão do que em um leito sem a presença de combustão.

Quanto à dependência das taxas de produção de finos por atrito em relação às condições operacionais do CLFB, os autores concluíram que:

.A d.g. do carvão no leito praticamente não é afetada pelas mudanças do diâmetro das partículas de areia e do excesso de ar, e é ligeiramente alterada pelas mudanças da velocidade de fluidização U e da temperatura do leito;

.A diferença entre a d.g. do carvão alimentado e a do carvão presente no leito aumenta com o aumento da faixa granulométrica usada para o carvão alimentado;

.O aumento da temperatura do leito e do excesso de ar resultam no decréscimo da taxa de elutriação dos finos gerados por atrito na presença de combustão, R_{ac} ;

.Para uma dada temperatura do leito e um dado excesso de ar, R_{ac} é mais alta quanto mais grosseiro for o carvão. O inventário de carbono no leito, M_c , mostrou tendência semelhante.

.Mudanças substanciais ocorridas em M_c com a variação da temperatura do leito são particularmente encontradas quando se opera com carvões de baixa granulometria, onde prevalece o termo de resistência cinética à redução das partículas por combustão.

Com carvões mais grosseiros, o termo de resistência difusional para combustão de partículas prevalece, conforme a eq. 1.23;

.O decréscimo do excesso de ar e o aumento de U produzem um acréscimo de R_{ac} e um acréscimo na carga de carbono do leito, M_c . Valores consideravelmente menores de M_c foram obtidos quando se usou partículas de areia de alta granulometria, o que confirmou as observações de Donsi et al. (1981);

.Foram obtidos valores de k_{ca} de cerca de 1.86×10^{-7} , contra um valor igual a 2.1×10^{-7} , obtido por Donsi, Massimilla e Miccio (1981), e os autores observaram ainda que k_{ca} decresceu com a diminuição da granulometria da areia de 1000-1400 μm para 400-600 μm , o que comprovaria mais uma vez que a taxa de elutriação total do carbono decresce com a diminuição da granulometria da areia.

Chirone, D'Amore, Massimilla e Mazza (1985) estenderam os estudos feitos por Donsi, Massimilla e Miccio (1981) e Arena, D'Amore e Massimilla (1983) em um CLFB operado continuamente e realizaram experimentos em um CLFB operado em batelada.

Nos experimentos de Donsi et al. e Arena et al. , a constante de atrito k_{ca} do carvão testado permaneceu praticamente constante, independentemente do diâmetro médio das partículas do leito, da velocidade de fluidização, da temperatura do leito, do ponto de alimentação do combustível no reator e do excesso de ar. Porém, ela foi significativamente afetada pela mudança da granulometria da areia usada como material inerte.

Os experimentos em batelada seriam mais apropriados para permitir a separação dos efeitos de atrito e fragmentação primária e o estudo da influência da combustão no atrito pela mudança da concentração de oxigênio na entrada do gás fluidizante.

O trabalho confirmou a hipótese de Arena et al. (1983), de que, para operação em batelada, a combustão e o atrito de partículas de "char" dentro do leito ocorrem em paralelo.

O carvão usado foi do tipo betuminoso, com diâmetro

variando de 4250 a 5560 μm , temperatura do leito variando de 750 a 950 $^{\circ}\text{C}$, velocidade de fluidização de 0,5 a 1,1 m/s, várias concentrações de oxigênio na entrada e saída do gás e areia como material inerte, com granulometria na faixa de 300 a 400 μm .

O combustor consistia de uma coluna vertical de 40 mm de DI e 1000 mm de altura, alimentado em batelada por carvão ou "char", com inventários de 3,4 e 2,5 g, respectivamente.

Os autores admitiram que as taxas de geração de finos carbonáceos no leito eram iguais às taxas de coleta de finos nos filtros.

Para as condições experimentais do trabalho, o tempo efetivo de queima, t_b , foi determinado como aquele no qual a concentração de CO_2 na saída do combustor seria diferente de zero.

O progresso da redução do tamanho das partículas de "char" por combustão e por atrito foi expresso em termos da razão \bar{d}/\bar{d}_0 , onde \bar{d} é o diâmetro médio das partículas de carvão ou "char" no leito a cada instante e \bar{d}_0 o diâmetro médio inicial das partículas combustíveis alimentadas no leito. Esta razão foi correlacionada em função da conversão do carbono fixo, dada por:

$$\xi = \frac{M_{co} - M_c}{M_{co}} \quad (1.28)$$

onde M_{co} é o inventário de carbono alimentado no leito, resultando na correlação empírica:

$$\frac{\bar{d}}{\bar{d}_0} = (1 - \xi)^{1/3} \quad (1.29)$$

A razão \bar{d}/\bar{d}_0 também foi correlacionada empiricamente com a relação t/t_b , onde t_b é o tempo efetivo de queima, sendo obtida a correlação :

$$\frac{\bar{d}}{d_0} = [1 - t/t_b]^{2/3} \quad (1.30)$$

Foram plotadas curvas da taxa total de elutriação, E_c , em função da duração da batelada, t , para atrito na presença ou não de combustão. Pôde-se observar que novamente o atrito na presença de combustão foi, no mínimo, uma ordem de grandeza maior do que o atrito puramente mecânico.

A mudança do uso do carvão para o "char" durante o processo de combustão não resultou em mudanças significativas nas curvas de elutriação em função do tempo. Foi observado ainda que a mudança da razão t/t_b não alterou de modo significativo a d.g. dos finos gerados.

O diâmetro médio do carvão alimentado influenciou de forma amena as curvas de elutriação em função do tempo t . Verificou-se ainda que, para um dado diâmetro de carvão alimentado, o parâmetro t_b e a perda da eficiência de combustão aumentam à medida que a concentração de oxigênio na entrada do gás e a temperatura no leito diminuem.

O modelo de atrito foi baseado novamente na hipótese de que a taxa instantânea de finos carbonáceos gerados de uma partícula de "char" é proporcional à superfície exposta da mesma, bem como ao excesso de velocidade do gás fluidizante ($U - U_{mf}$), conforme Donsi, Massimilla e Miccio (1981) e Merrick e Highley (1974).

A constante k_{ca} , determinada por Donsi et al. (1981) e Arena et al. (1983) para uso na equação 1.14, havia se baseado em dados experimentais obtidos para R_{ac} , M_c e \bar{d} em operação de um CLFB na presença de combustão. Para os testes feitos em batelada pelos presentes autores, a constante k_{ca} foi determinada pela expressão:

$$k_{ca} = \frac{\int_0^{t_b} \frac{R_{ac}}{(U - U_{mf}) \cdot M_c / \bar{d}} \cdot dt}{t_b} \quad (1.31)$$

que forneceria um valor médio da constante de atrito durante o intervalo de tempo em que a combustão realmente ocorre.

As curvas obtidas para R_{ac} em função de t na presença de combustão apresentaram um ponto de máximo, cuja ocorrência foi explicada como consequência dos efeitos opostos de dois fenômenos que se desenvolveriam durante o processo:

.O progresso desordenado da frente de combustão, que resultaria na geração e aumento das irregularidades destacáveis das partículas, e

.A redução da superfície de queima, que reduziria o número de irregularidades a serem destacadas.

A análise dos dados indicou que o integrando da equação 1.31 tornou-se praticamente constante em $t \geq t'$, sendo t' o tempo no qual o ponto de máximo da taxa de produção de finos por atrito ocorreu. Isto significaria que um valor aproximado de k_{ca} poderia ser obtido para uso no intervalo de tempo $t_b - t'$, a partir da equação 1.14.

Os valores obtidos pelas equações 1.14 e 1.31 deram próximos, indicando o grau de precisão do método empregado. Em particular, o procedimento baseado nos dados coletados para $t \geq t'$ e o uso da equação 1.14 deram valores de k_{ca} em razoável acordo com o valor de 1.86×10^{-7} , obtido para o mesmo carvão por Arena et al. (1983).

Salatino e Massimilla (1985) desenvolveram um modelo matemático, baseado nos trabalhos de Donsi, Massimilla e Miccio (1981), Arena, D'Amore e Massimilla (1983) e Chirone, D'Amore, Massimilla e Mazza (1985), no qual passariam a explicitar a interação entre a combustão nos poros, o enfraquecimento da estrutura mecânica da partícula e o atrito durante a combustão fluidizada de um carvão mineral, não mais considerando os fenômenos como ocorrendo em paralelo.

Resultados obtidos em um CLFB, operado em batelada, com 40 mm de DI foram usados para testar o modelo. O CLFB operou a temperatura de 850 °C, com partículas de carvão de 5000 μm e

areia com granulometria de 300 a 400 μm . O leito foi fluidizado a velocidade de 0,80 m/s e possuía 100 mm de altura. Os finos coletados variaram de 0 a 150 μm , com 75% das partículas abaixo de 50 μm .

Segundo Merrick e Highley (1974), a geração de finos por atrito, com ou sem a presença de combustão, seria proporcional ao excesso de velocidade do gás, sendo k_a uma constante empírica de atrito. Embora de interesse prático na modelagem da combustão em leito fluidizado, esta abordagem constituiria apenas uma primeira aproximação, por não explicitar a interação entre a combustão do carbono nos poros, que causa o enfraquecimento da estrutura mecânica do carvão, e o atrito.

Diferenças nos valores de k_{ca} obtidos entre testes de combustão contínua em leito fluidizado com vários tamanhos de partículas inertes no leito, feitos por Arena et al. (1983), e testes de combustão em CLFB operado por batelada com diferentes concentrações de oxigênio no gás fluidizante, realizados por Chirone et al. (1985), sugeririam que tal interação não seria desprezível.

O novo modelo proposto admitiu que, para um dado carvão e um dado excesso de velocidade do gás ($U - U_{mf}$), a taxa de regressão da superfície externa da partícula, dado pela razão \bar{d}/\bar{d}_0 , depende do grau de enfraquecimento local e que este, por sua vez, seria determinado pelo grau de conversão de carbono da superfície externa da partícula, ξ . Com isso, o trabalho ofereceria uma base física mais detalhada para a modelagem dos dados obtidos durante a combustão em um CLFB operando em batelada.

A interação entre o enfraquecimento da estrutura da partícula devido à queima do carbono dentro dos poros e o efeito abrasivo das colisões do material do leito contra a superfície das partículas de carvão, que é o aspecto principal do modelo, diferenciaria o processo com combustão do processo apenas com atrito puramente mecânico.

A concordância razoável entre os dados teóricos e experimentais obtida através das curvas da taxa de produção de

finos por atrito em função do tempo para várias concentrações de oxigênio mostrou a coerência física do modelo.

Arena, D'Amore, Massimilla, Meo e Miccio (1986) avaliaram as constantes de atrito em vários CLFB de escala laboratorial, operando continuamente, para testar a influência do tamanho do combustor na taxa de produção de finos por atrito. Para isso, usaram partículas de carvão betuminoso, com granulometria de 400 a 1000 μm e 6000 a 9000 μm em leitos com areia e velocidades de fluidização de 0,8 e 1,6 m/s. A equação 1.14, de Donsi et al. (1981), foi utilizada.

Eles compararam os resultados obtidos com os de Arena et al. (1983) e, para tanto, fizeram testes em CLFB's de 40; 140 e 370 mm DI, com características semelhantes ao combustor utilizado por Arena, que tinha 140 mm de DI.

Concluíram que, para os CLFB de 140 e 370 mm, a carga de carbono específica do leito, ou seja, o inventário de carbono por unidade de área da seção transversal do combustor, A_t , diminui de maneira linear com o excesso de ar. Para o CLFB de 40 mm, não ocorreu variação, o mesmo sendo constatado para a taxa de produção de finos por atrito, R_{ac} .

A constante de atrito obtida não foi afetada substancialmente pelas mudanças no excesso de ar na faixa até 40%. Porém, o uso de partículas de areia de 300 μm e 1100 μm aumentou a constante k_{ca} de $1,86 \times 10^{-7}$ para $12,1 \times 10^{-7}$, respectivamente, o que contrariaria em princípio o postulado de Merrick e Highley, segundo o qual a constante de atrito dependeria exclusivamente das partículas utilizadas.

A partir de curvas de R_{ac} em função de $(U-U_{mf}) \cdot Mc / (A_t \cdot \bar{d})$, os autores fizeram uma comparação da constante k_{ca} obtida para os CLFB's de seção maior, no caso o de 370 mm com o combustor de 140 mm usado por Arena et al. (1983). O valor de k_{ca} obtido por eles apresentou uma diferença significativa em relação ao obtido por Arena, devido, possivelmente, à diferença de escala entre os dois combustores.

Eles concluíram ainda que a influência do tamanho dos sólidos do leito na taxa de produção de finos por atrito somente poderia ser investigada em combustores com mais de 100 mm de DI.

Ray, Jiang e Wen (1987), baseados no trabalho de Merrick e Highley (1974), desenvolveram um modelo para atrito abrasivo que tem como princípio básico o tratamento da energia fornecida por unidade de superfície ou volume como um parâmetro relacionado a taxa de produção de finos por atrito, R_a . Seus experimentos foram feitos em um LFB operado em batelada, de 100 mm de DI e 1200 mm de altura, utilizando calcário como material fluidizado, com diâmetro variando de 300 μm a 1000 μm e velocidades de fluidização de 1,14 a 1,53 m/s.

R_a foi obtida experimentalmente como a massa de partículas elutriadas devido à cominuição por atrito, relativamente ao tempo do teste. Concluíram que o aumento da velocidade superficial do leito não alteraria a d.g. dos finos gerados, fenômeno observado também por Merrick e Highley .

De acordo com o modelo proposto, para materiais com tamanho natural de grão, como o carvão e o calcário, a taxa de geração de finos por atrito seria proporcional tanto à área superficial como ao volume das partículas do leito e, conseqüentemente, da potência efetiva de quebra. Esta potência, P_b , é fornecida pelo gás e poderia ser dada em termos do diferencial de pressão entre a entrada e a saída dos gases no reator, ΔP :

$$P_b = U \cdot A_t \cdot \Delta P \quad (1.32)$$

Quando a velocidade superficial do gás U excede a velocidade de mínima fluidização U_{mf} , ΔP permanece constante e igual a $M \cdot g / A_t$. Daí, substituindo:

$$P_b = M \cdot g \cdot U \quad (1.33)$$

Como o atrito ocorre somente após a velocidade de mínima fluidização ter sido excedida, a taxa de fornecimento de energia cinética para as partículas, P_k , poderia ser obtida de:

$$P_k = M.g.(U - U_{mf}) \quad (1.34)$$

A taxa de geração de finos por atrito R_a , como já foi dito, seria proporcional à taxa de energia de quebra efetiva P_b , tal que:

$$R_a = a_r.P_b \quad , \quad (1.35)$$

onde a_r é o coeficiente de atrito, admitido como uma propriedade do material.

A taxa de recebimento de energia cinética P_k seria relacionada com a potência efetiva de quebra P_b através de uma eficiência de conversão de energia, η , diretamente proporcional a $U-U_{mf}$. Assim,

$$P_b = \eta.P_k \quad (1.36)$$

e, substituindo as eqs. 1.34 e 1.35 na equação 1.36:

$$R_a = \eta.a_r.g.(U - U_{mf}).M \quad (1.37)$$

Para materiais friáveis, a eficiência de conversão de energia chegaria a um valor constante quase que imediatamente após a velocidade de mínima fluidização ser excedida.

A equação 1.37 pode ser comparada com a equação desenvolvida por Merrick e Highley para determinação da taxa de atrito, com $k_a = \eta.a_r.g.$

Os autores plotaram R_a como função de $U-U_{mf}$ para inventários de várias granulometrias e obtiveram uma relação linear, o que os levou a afirmar que o produto $ar.\eta.g$ seria uma constante. Eles concluíram ainda que a equação 1.37 seria válida somente quando os sólidos inertes e os sólidos testados no leito possuíssem d.g. semelhante. A equação 1.14, desenvolvida por Donsí, Massimilla e Miccio (1981), seria utilizada apenas quando a granulometria do material testado fosse maior do que a do material total do leito.

Eles desenvolveram também um modelo para determinar a d.g. do material testado com base na analogia com uma reação química endotérmica. Assim sendo, a taxa de "reação" total seria obtida a partir da potência inserida P_b . As demais hipóteses admitidas foram:

.O atrito é o principal mecanismo de cominuição;

.A mistura de partículas é uniforme no leito;

.A potência efetiva de cominuição P_b , referente a cada componente da mistura i é proporcional à área superficial total destes materiais. Um coeficiente de distribuição de energia c_i foi admitido para cada componente i , tal que $P_{bi} = c_i.A_i$, onde A_i seria a área total da superfície das partículas de cada componente i ;

.As partículas estão em regime permanente no que se refere ao atrito, e

.Processos sob as mesmas condições mecânicas fornecem a mesma potência efetiva total de cominuição P_b para o sistema, quer ele seja constituído por apenas um componente ou por uma mistura de componentes. Assim, para uma mistura de N_c componentes no leito:

$$P_b = \sum_{i=1}^{N_c} P_{bi} \quad (1.38)$$

A taxa de atrito para cada componente i seria dada por:

$$\begin{aligned}
 R_{ai} &= a_{ri} \cdot P_{bi} \\
 &= a_{ri} \cdot c_i \cdot A_i \\
 &= \frac{a_{ri} \cdot c_i \cdot A_i \cdot P_b}{\sum_{j=1}^{N_c} c_j \cdot A_j} \quad (1.39)
 \end{aligned}$$

Por outro lado, a área total da superfície das partículas do componente i da mistura seria calculada de:

$$A_i = \frac{3 \cdot M \cdot x_i}{e_i \cdot r_i \cdot \rho_{si}} \quad (1.40)$$

onde r_i seria o raio das partículas de tamanho i e e_i o grau de esfericidade da partícula na faixa granulométrica i . Substituindo a equação 1.40 na equação 1.39, resultou:

$$\begin{aligned}
 R_{ai} &= \frac{\frac{c_i \cdot x_i}{e_i \cdot r_i \cdot \rho_{si}} \cdot a_{ri} \cdot P_b}{\sum_{j=1}^{N_c} \left(\frac{c_j \cdot x_j}{e_j \cdot r_j \cdot \rho_{sj}} \right)} \quad (1.41)
 \end{aligned}$$

Para o caso de um único material componente com tamanhos diferentes de partículas, ter-se-ia:

$$\begin{aligned}
 R_{ai} &= a_{ri} \cdot \frac{x_i / r_i}{\sum_{j=1}^{N_f} (x_j / r_j)} \cdot P_b \quad (1.42)
 \end{aligned}$$

e, portanto,

$$R_{ai} = \text{ari} \cdot \eta \cdot g \cdot (U - U_{mf}) \cdot \frac{x_i/r_i}{\sum_{j=1}^{Nf} (x_j/r_j)} \cdot M \quad (1.43)$$

Esta equação é análoga à equação proposta por Merrick e Highley para prever a d.g. do particulado durante o processo de fluidização.

Pécora, Goldstein Jr., Pagliuso e Lombardi (1988), no primeiro trabalho existente na literatura sobre modelagem do processo de cominuição de partículas em um leito fluidizado circulante (LFC), utilizaram dados experimentais obtidos em um reator rápido à frio, para xisto britado com granulometria na faixa de 0 a 2380 μm . Eles desenvolveram um modelo de produção de finos por atrito, baseado em Merrick e Highley (1974).

O sistema experimental consistia em um reator com 300 mm de DI e 2220 mm de altura, com injeção secundária de ar e velocidade superficial no leito rápido variando de 2,16 a 5,04 m/s. O sistema era dotado de dois ciclones, sendo que a recirculação no ciclone primário era total. A série de experimentos envolveu operação em batelada com tempos variando entre 1 e 2 horas, sendo a d.g. inicial de cada teste igual a d.g. final do teste anterior.

A modelagem foi feita baseada nas equações de Merrick e Highley, sendo a constante de atrito calculada experimentalmente através da determinação experimental da taxa de geração de finos por atrito, dada por:

$$R_{ai} = \left[\sum_{i=1}^{Nf} (C_{mf} - m_{io}) \right] / t \quad (1.44)$$

para $(C_{mf} - m_{io}) > 0$,

onde m_{if} = massa da faixa granulométrica i ao final do teste, e
 m_{io} = massa da faixa granulométrica i no início do teste.

O valor médio obtido para a constante de atrito k_a foi de $17,10 \times 10^{-6} \text{ m}^{-1}$, usando a velocidade superficial do leito denso como referência, e $4,38 \times 10^{-6} \text{ m}^{-1}$ para a velocidade do leito rápido.

O material quebrado foi distribuído nas faixas granulométricas inferiores através da correlação :

$$\frac{m_{i+1}}{m_i} = \left[\frac{\bar{d}_{i+1}}{\bar{d}_i} \right]^3 \quad (1.45)$$

A observação das d.g. finais obtidas nos testes mostrou uma quantidade mínima de finos gerada, com a última faixa granulométrica praticamente não tendo recebido material durante as bateladas. Isto significa que o modelo acabou sendo usado para descrever um processo de fragmentação, e não de atrito abrasivo. O balanço de massa executado foi o seguinte:

$$\left[\begin{array}{l} \text{MASSA EM UMA DETERMINADA} \\ \text{FAIXA GRANULOMÉTRICA NUM} \\ \text{DADO INSTANTE} \end{array} \right] = \left[\begin{array}{l} \text{MASSA} \\ \text{INICIAL} \end{array} \right] - \left[\begin{array}{l} \text{MASSA PERDIDA} \\ \text{DEVIDO A} \\ \text{FRAGMENTAÇÃO} \end{array} \right] + \left[\begin{array}{l} \text{MASSA PROVENIENTE} \\ \text{DAS FAIXAS COM} \\ \text{PARTÍCULAS DE DI-} \\ \text{AMETRO MAIOR} \end{array} \right]$$

Os resultados obtidos previram razoavelmente bem a d.g. final do particulado, com uma quantidade maior de material nas últimas faixas granulométricas do que a prevista pelo modelo. Isto foi interpretado como devido a pouca altura (2200 mm) do reator, o que teria ocasionado choques das partículas contra o topo do reator, não previstos pelo modelo.

Chirone, Salatino e Massimilla (1989) desenvolveram um modelo para analisar o processo de fragmentação secundária durante a combustão em um CLFB de dois tipos de "char": um com alto e outro com baixo índice de inchamento. O modelo foi baseado em funções estatísticas que expressavam a probabilidade das partículas fragmentarem e a distribuição dos fragmentos. Para isto, eles realizaram testes experimentais em batelada com um combustor de 40 mm de DI, equipado com um cesto feito com uma malha de 0,6 mm, para permitir a coleta do "char" fragmentado dentro do leito. O combustor foi operado a 900 °C, com areia de 300 a 400 μm como material inerte, concentrações de oxigênio no gás de entrada do reator variando de 5 a 21% e partículas de "char" alimentadas com diâmetros nominais iguais a 3000 e 5000 μm . A velocidade de fluidização utilizada foi de 0,4 m/s, para todas as corridas.

O modelo descreveu satisfatoriamente o processo de fragmentação secundária no CLFB e os autores concluíram, através de observações experimentais, que:

.O "char" com baixo índice de inchamento (igual a 1,0) apresentou fragmentação secundária desprezível, e

.A fragmentação secundária é significativa no "char" com alto índice de inchamento (igual a 2,5), quando o mesmo é alimentado com partículas de diâmetro nominal igual a 5000 μm ou quando fluidizado em velocidades maiores do que 0,4 m/s.

Arena, Cammarota, Massimilla, Siciliano e Basu (1990), em um dos poucos trabalhos publicados sobre cominuição de partículas em combustores com leito fluidizado circulante (CLFC), realizaram experimentos em batelada com um CLFC de 41 mm de DI e 6100 mm de altura, utilizando "char" mineral de 2270 μm e areia de 155 μm .

As condições operacionais adotadas foram tais que o efeito do atrito pôde ser isolado dos outros mecanismos de cominuição. Em experimentos anteriores, realizados em leito borbulhante por Chirone et al. (1985), as taxas de geração de finos por atrito eram determinadas diretamente, através da retenção dos finos de

carvão contidas na corrente de gases na saída.

Neste experimento, que teve como escopo estender a informação das condições de atrito proveniente de leitos borbulhantes típicos para leitos em regime de transporte, próprio do CLFC, a geração total de finos foi obtida através de um balanço de finos carbonáceos ao longo de todo o combustor. Assim, em um dado instante t , o seguinte balanço deveria ser satisfeito:

$$\text{[TAXA LÍQUIDA DE GERAÇÃO DE FINOS]} = \text{[TAXA DA VARIÇÃO DE FINOS NA COLUNA ASCENDENTE DO COMBUSTOR]} + \text{[TAXA DA VARIÇÃO DE FINOS NA COLUNA DE RECIRCULAÇÃO]} + \text{[TAXA DE FINOS COLETADOS NO CICLONE SECUNDÁRIO]} + \text{[TAXA DE FINOS COLETADOS NO CICLONE TERCIÁRIO]}.$$

As velocidades de fluidização utilizadas variaram de 4 a 6 m/s e o fluxo mássico de sólidos de 90 a 200 kg/(s.m²).

Foram realizados testes com atrito mecânico a quente, fluidizados com gás inerte, e com atrito na presença de combustão e os autores concluíram que as taxas de atrito no processo puramente mecânico são insignificantes com respeito às resultantes do atrito na presença de combustão.

Os autores observaram também que o ponto máximo da curva da taxa de geração de finos por atrito em função do tempo cresce com o aumento da concentração de sólidos na coluna ascendente. Para avaliação das constantes de atrito, foram utilizadas a equação 1.14, já presente no trabalho de Donsi et al. (1981) e Arena et al. (1983) e a equação 1.31, presente no trabalho de Chirone et al. (1985).

A equação 1.14 foi utilizada para operação contínua de um CLFB e a equação 1.31 para operação em batelada. Como uma primeira aproximação, a equação 1.31 foi estendida para determinar a constante de atrito em um CLFC, usando a massa de carvão presente na coluna ascendente do reator no início do processo, o diâmetro médio de Sauter das partículas de carvão, \bar{d} , e as taxas de geração de finos obtidas do balanço líquido de

geração de finos dado anteriormente. Desta forma, as constantes de atrito obtidas foram plotadas em um gráfico como função do fluxo de massa de sólidos recirculando, G_s , tendo eles observado um decréscimo linear da constante de atrito com G_s . Os valores de k_{ca} obtidos foram da mesma ordem de grandeza do que os encontrados por Arena et al. (1983) para CLFB. Em particular, para o mesmo carvão e material inerte no leito, a razão $K_{ca}(CLFC)/K_{ca}(CLFB)$ variou entre 1 e 4.

Concluindo, os autores observaram que o atrito do carbono em um CLFC apresentaria características somente parcialmente similares às encontradas em um CLFB, ambos operando em batelada. Eles concluíram ainda que, tanto para o CLFB como para o CLFC, a geração de finos sob condições de atrito puramente mecânicas é uma ordem de grandeza menor do que a existente em condições de atrito na presença de combustão.

Os autores afirmaram também que a equação para determinação da taxa de geração de finos por atrito, previamente usada em um CLFB se aplicaria, de uma forma geral, ao CLFC. As constantes de atrito obtidas em um CLFC seriam geralmente maiores e afetadas pela taxa de recirculação de sólidos.

Salatino e Massimilla (1991) desenvolveram um modelo 3-D para investigar o processo combinado de combustão e fragmentação percolativa de carbono.

O modelo é baseado na discretização de um campo dentro de uma estrutura cúbica, que representaria a partícula original do material carbonáceo, com sua porosidade.

Uma simulação de Monte Carlo foi usada para separar partes (células) da estrutura cúbica que seriam removidas devido à combustão e à fragmentação percolativa. A fração de células removidas por percolação em relação ao número total removido por combustão mais percolação, bem como a d.g. do material percolado foram calculadas como função das seguintes variáveis: estrutura original de vazios e distribuição de tamanho dos vazios, profundidade de penetração da combustão e tamanho de cada célula

da estrutura cúbica.

O modelo previu a eficiência de combustão do carbono e a d.g. dos finos gerados como função da porosidade e da distribuição do tamanho dos poros.

A dificuldade da simulação consiste na escolha do tamanho adequado das unidades celulares usadas, visto que este parâmetro é função das propriedades físicas e químicas do material carbonáceo considerado.

Pis, Fuertes, Artos, Suárez e Rubiera (1991), estenderam os trabalhos desenvolvidos por Kono (1981) e Ray, Jiang e Wen (1987), estudando o atrito em um LFB à frio com 140 mm de DI e 2200 mm de altura, operando em batelada com cinzas de carvão de três granulometrias distintas: 200 a 315 μm , 315 a 500 μm e 500 a 1000 μm .

Os finos elutriados foram coletados usando-se um ciclone e um filtro selado. A velocidade de fluidização foi de 1 m/s. A taxa de geração de finos por atrito foi definida pela equação 1.15, dada por Kono (1981). De acordo com esta expressão, o percentual de finos gerados por atrito relativamente ao inventário do leito poderia ser definido como:

$$A_p = 100 \cdot \ln (M_0/M) \quad (1.46)$$

O processo de atrito mostrou um comportamento transitório nos estágios iniciais. Para expressar a variação da taxa de produção de finos por atrito com o tempo foi proposta a correlação empírica:

$$Ra(t) = Ra \cdot (1 + a_1 \cdot e^{-b_1 \cdot t}) \quad (1.47)$$

onde a_1 e b_1 são coeficientes cujos valores dependem das características do material bem como das condições operacionais, e R_a é a taxa de atrito sob condições de regime permanente.

O valor de A_p foi determinado para cada experimento de acordo com a equação 1.46. A taxa de atrito $R_{a(t)}$ foi calculada por diferenciação numérica de A_p , pois $R_{a(t)} = dA_p/dt$.

Os autores observaram que a d.g. dos finos produzidos por atrito foi independente do tamanho inicial das partículas-mãe, conforme já visto por Merrick e Highley (1974).

O processo de atrito foi estudado sob longos períodos de tempo, acima de 48 horas. O valor de A_p foi obtido experimentalmente através da quantidade de finos produzidos por atrito, considerados menores do que $100 \mu\text{m}$. Para tanto, foi utilizada a seguinte correlação, obtida empiricamente da curva de A_p em função de t , analogamente a Vaux et al. (1983):

$$A_p = a_2 + b_2 \cdot t - \frac{a_2}{1 + c_2 \cdot t} \quad , \quad (1.48)$$

onde a_2 , b_2 e c_2 são constantes empíricas.

A taxa de produção de finos por atrito com o tempo não foi alterada pela variação da granulometria das cinzas usadas. O valor usado para $R_{a(t)}$ foi:

$$R_{a(t)} = R_a \cdot \left[1 + \frac{k_2}{(1 + c_2 \cdot t)^2} \right] \quad , \quad (1.49)$$

onde $R_a = 10^{-2} \cdot b_2$ e $k_2 = a_2 \cdot c_2 / b_2$.

Os valores experimentais, obtidos por diferenciação numérica

dos valores de A_p , foram comparados aos obtidos pela equação 1.47, com boa concordância.

Quanto à influência da altura estática do leito, H_o , em relação à taxa de atrito R_a , Kono (1981) considerou que $R_a \approx H_o^{0.78}$, enquanto Ray et al. (1987) e Merrick e Highley (1974) haviam concluído ser R_a independente de H_o . Neste trabalho, os autores chegaram à mesma observação dos dois últimos trabalhos. Eles adotaram a equação para taxa de produção de finos por atrito de Merrick e Highley, dada por $R_a = k_a \cdot (U - U_{mf}) \cdot M$, e plotaram uma curva de R_a em função de $(U - U_{mf}) \cdot M$, obtendo para k_a o valor de $1,6 \times 10^{-7} \text{ m}^{-1}$.

Brown, Jeffrey, Ahrens e Christofides (1992) realizaram experimentos em um CLFB, operado continuamente, de 200 mm de DI, com altura de leito de 150 mm e altura livre acima da superfície do leito de 1200 mm para o estudo da cominuição de partículas, com ênfase no processo de fragmentação na presença de combustão, tendo utilizado cinco tipos de carvão, cada um deles usado em várias velocidades de fluidização.

A granulometria dos carvões variou de 2360 a 9530 μm e o excesso de velocidade de fluidização de 0,47 a 1,28 m/s. A faixa de temperatura de combustão foi de 744 a 969 $^{\circ}\text{C}$ e como material inerte, foi utilizada areia, na faixa de 425 a 600 μm .

Eles consideraram a taxa total de elutriação do carbono, E_c , expressa por:

$$E_c = E_{cfa} + E_{cc} + R_{ac} + E_{cfr} \quad (1.50)$$

onde E_{cfa} = elutriação devido a fração de finos alimentada inicialmente para o leito;
 E_{cfr} = elutriação das partículas fragmentadas, e
 E_{cc} = elutriação de resíduos da combustão.

No trabalho em questão, E_{cfr} foi praticamente eliminada devido ao procedimento de duplo peneiramento feito nas amostras

de carvão, o qual retirou a possibilidade de finos serem alimentados. Ecc foi estimada através do uso do modelo de redução de uma partícula esférica de carvão, usado também por Donsi, Massimilla e Miccio (1981), cuja correlação é dada pela equação 1.12. De acordo com esta equação, a contribuição de Ecc para o total de carbono elutriado torna-se desprezível para partículas maiores do que aproximadamente 500 μm .

A elutriação do carbono devido ao atrito, R_{ec} , é dada pela equação 1.7, de Merrick e Highley (1974).

A taxa de elutriação devida a fragmentação devido a combustão foi tomada como:

$$E_{cfr} = k_{fr} \cdot M_c \quad , \quad (1.51)$$

onde k_{fr} é uma constante de fragmentação, inversamente proporcional ao tamanho da partícula.

O carbono perdido por fragmentação foi admitido independente da velocidade de fluidização, o que, segundo os autores, é uma hipótese razoável, visto que em baixo Número de Reynolds de partícula, o Número de Nusselt é, portanto, a taxa de aquecimento, é fracamente dependente da vazão do gás.

Substituindo-se as equações 1.7 e 1.51 na equação 1.50 e dividindo por M_c , foi obtida uma expressão para avaliar a contribuição relativa do atrito e da fragmentação para a perda de carbono:

$$E_c/M_c = k_{ca} \cdot (U - U_{mf}) + k_{fr} \quad (1.52)$$

A taxa de elutriação por unidade de massa no leito, E_c/M_c , foi plotada contra o excesso de velocidade no leito, $U - U_{mf}$. Eles observaram que, embora exista alguma dispersão nos pontos

experimentais para cada carvão, nenhuma evidência de que E_c/W_c aumenta com $U - U_{mf}$ na faixa de 0,56 a 1,24 m/s foi encontrada. Concluíram também que a constante de atrito k_{ca} , na equação 1.52, é muito pequena e que a fragmentação é responsável pela maior parte do material elutriado.

Donsí et al. (1981) haviam constatado que a fragmentação não é importante para a elutriação do carvão. Porém, quando observaram que somente o atrito não poderia explicar seus resultados para a elutriação, especialmente para pequenas partículas, admitiram que a combustão contribuiu de maneira decisiva para a taxa de elutriação, dada pela equação 1.12.

Os autores deste trabalho, baseados em seus resultados, preferiram assumir que a fragmentação seria uma explicação melhor para a elutriação de "char" no leito. Dados por eles obtidos sugeriram que a constante de fragmentação aumenta com o carbono fixo contido no carvão, mas não existem dados suficientes para sustentar quantitativamente esta hipótese.

Pode-se considerar que, para as curvas de E_c/M_c em função de $(U - U_{mf})$ que foram traçadas, eles provavelmente não indicaram nenhuma tendência devido à pouca quantidade de pontos experimentais em cada curva (3 a 4 pontos apenas).

1.3 - Características e Objetivos deste Trabalho

São escassos os trabalhos publicados sobre o processo de cominuição de partículas em reatores com leito fluidizado circulante, e os trabalhos existentes não consideram a simulação do processo de atrito mais fragmentação, e/ou são experimentos feitos em equipamentos de escala laboratorial.

Há, portanto, necessidade de levantamentos experimentais em sistemas de dimensões maiores e o uso de material combustível de fontes diversas.

Este trabalho estuda o fenômeno de cominuição de partículas em um reator de LFC⁽¹⁾ à frio operado em batelada, com 300 mm de

DI e 2220 mm de altura, construído em vidro tipo PIREX e com dispositivo de recirculação inteiramente em acrílico, para visualização do fenômeno como um todo. Para isto, foram utilizadas cinzas de xisto calcinado com diâmetro variando de 300 a 1000 μm e velocidade de fluidização de 2,5 a 5 m/s.

Foram realizados trinta e dois testes em batelada, com inventários de 30 e 40 kg e tempo de duração de 15 e 30 minutos, através dos quais os seguintes parâmetros foram avaliados:

- .Taxa de recirculação dos sólidos;
- .Distribuição granulométrica do material do leito, do ciclone secundário e dos filtros;
- .Descargas do ar primário e do ar secundário;
- .Distribuição de pressão ao longo do sistema experimental;
- .Razão sólido/gás recirculado, e
- .Taxas de produção de finos por atrito e de fragmentação.

O xisto utilizado foi o da reserva de Irati, São Mateus do Sul - PR, que a PETROBRÁS queima em um CLFC piloto para geração de vapor. O xisto de Irati é utilizado para a extração de óleo combustível por meio do processo PETROSIX, desenvolvido pela própria companhia. Neste processo, o xisto é britado e, em seguida, enviado à retorta onde se procede a extração do óleo. Porém, o material abaixo de uma certa granulometria, não pode ser utilizado pela retorta, e é então separado. Este material representa 25% do total, o que justifica o esforço empreendido para a sua queima de maneira economicamente viável. O xisto de Irati tem 79% de teor de cinzas, 4,1% de enxofre e poder calorífico de 1170 kcal/kg, constituindo um combustível pobre, típico para a queima em combustores com leito fluidizado com a utilização de calcário para redução de SO_2 (Pagliuso, 1987).

O uso de cinzas no estudo do fenômeno tem interesse, pois elas constituem o material que predomina na composição da carga de um leito circulante.

O objetivo principal deste trabalho foi o de levantar experimentalmente o efeito de vários parâmetros no processo de redução das partículas e modelar matematicamente o fenômeno em um

reator de LFC à frio.

O modelo matemático desenvolvido foi baseado nas equações clássicas de Merrick e Highley (1974) para prever a distribuição granulométrica final do inventário.

(1) Quando a velocidade do gás que escoava através de um leito fluidizado borbulhante é aumentada, a característica bifásica e heterogênea do leito vai gradualmente uniformizando-se, culminando em um estado turbulento no qual bolhas discretas e largas estão geralmente ausentes. Na superfície do leito elas ainda continuam presentes, embora consideravelmente mais difusas do que em um leito borbulhante. Este regime se estende até a velocidade de transporte, além da qual os sólidos alimentados pela parte inferior do reator são arrastados pelo fluxo de gás, esvaziando o leito caso não exista recirculação ou alimentação contínua de sólidos. A concentração da suspensão resultante depende não somente da velocidade do gás, mas também da descarga de sólidos. Se a descarga de sólidos é baixa, resulta em uma suspensão diluída e, se os sólidos são alimentados em uma taxa suficientemente alta, é possível manter o reator com uma concentração relativamente alta de sólidos, condição típica de leitos fluidizados rápidos.

Sob condições de fluidização rápida, a característica bifásica, inerente a fluidização borbulhante, praticamente não existe, tal que o problema de falta de contato entre as duas fases torna-se desprezível. A homogeneidade dos leitos fluidizados rápidos minimiza os problemas presentes em leitos fluidizados borbulhantes. A fluidização rápida de partículas finas com altas velocidades do gás oferece uma enorme área para o contato gás-sólido e reduz a resistência interna das partículas. Uma maior diferença entre a velocidade do gás e a velocidade das partículas pode ser obtida por meio da redução da seção transversal do reator, aumentando assim a sua capacidade de carga por unidade de área. A mistura axial do gás também é reduzida, a qual é um fator significativo no aumento do rendimento e da seletividade de certos processos com fases gasosas. A alta velocidade do gás também aumenta a taxa de transferência de massa gás-sólido, auxiliando na minimização dos problemas associados com leitos fluidizados borbulhantes, os quais sofrem um rápido decréscimo no coeficiente de transferência de massa quando o tamanho das partículas é reduzido. Com altas velocidades do gás também é possível controlar a taxa de circulação de sólidos, mantendo uma alta concentração de sólidos no leito. A fluidização rápida está sendo usada atualmente nas indústrias de petróleo, metalúrgicas, químicas e de produção de energia. A combustão de combustíveis com baixo poder calorífico e/ou alto teor de enxofre em caldeiras com leito fluidizado circulante pode ser feita com alta eficiência térmica e controle da emissão de NOx e SOx, já existindo várias caldeiras comerciais em operação.

DISPOSITIVO E PROCEDIMENTO EXPERIMENTAL

2.1 - Introdução

Neste capítulo se descreve a programação dos testes, a configuração do dispositivo experimental, os principais componentes do sistema, a instrumentação utilizada e o procedimento experimental.

2.2 - Programação dos Testes

O trabalho realizado visou a determinação da distribuição granulométrica final de uma carga de xisto calcinado, em condições controladas, para determinar a influência dos parâmetros de interesse:

- . Inventário;
- . Velocidade Superficial de Fluidização;
- . Granulometria Inicial do Particulado, e
- . Duração do teste.

Os testes foram realizados a frio e em batelada. O material utilizado foi proveniente de um combustor em leito fluidizado circulante existente na Petrobrás, em São Mateus do Sul, PR, que já sofrera os processos de atrito e fragmentação na presença de combustão.

Os testes realizados analisaram a cominuição do xisto calcinado pelo efeito do atrito e da fragmentação mecânica, para misturas de partículas binárias ou ternárias, que forneceram subsídio para o estudo de modelagem apresentado no Capítulo 4.

Foram realizadas 32 corridas experimentais, agrupadas em 5 séries, conforme a Tabela 2.1.

Tabela 2.1 - Preparação dos Testes.

Série	Corrida	Condições Operacionais			
		Inventário (kg)	Duração (min)	U (m/s)	Diâm. Méd. Inic. (mm)
1	1	40	30	3,80	0,427
	2			3,95	
	3			4,00	
	4			4,30	
	5			4,35	
	6			4,70	
2	7	30	30	2,89	0,421
	8			3,95	
	9			3,99	
	10			4,02	
	11			4,67	
	12			4,71	
	13			4,73	
	14			4,74	
3	15	30	15	3,31	0,410
	16			3,85	
	17			3,99	
	18			4,02	
	19			4,57	
	20			4,61	
4	21	30	15	3,31	0,484
	22			3,86	
	23			3,93	
	24			4,41	
	25			4,66	
	26			4,72	
5	27	30	15	3,21	0,898
	28			3,49	
	29			3,76	
	30			4,45	
	31			4,63	
	32			4,81	

Em cada uma das séries é possível analisar o efeito da velocidade superficial, mantidos constantes os demais parâmetros.

A comparação entre as séries 1 e 2 fornece o efeito do inventário; a das séries 2 e 3 o efeito da duração e das séries 3, 4, 5, o efeito do tamanho inicial das partículas sólidas. Às séries de 1 a 3 correspondem a d.g. inicial de amostra A, conforme a Tabela 2.2. À série 4 corresponde a amostra B e, à série 5, a amostra C.

Tabela 2.2 - Distribuição Granulométrica Inicial das Cinzas de Xisto Calcinado.

\bar{d}_i (mm)	x_i		
	A	B	C
1,3000	-	-	0,6198
0,9200	-	-	0,2824
0,8550	-	0,3942	-
0,7750	-	-	0,0121
0,6500	-	0,4460	0,0382
0,5650	0,5802	-	-
0,5050	-	0,0392	0,0075
0,3585	0,3600	-	-
0,2845	-	0,0595	-
0,2535	0,0306	-	0,0326
0,1795	0,0112	-	-
0,1185	0,0099	0,0049	-
0,0750	0,0055	0,0175	-
0,0660	-	-	0,0075
0,0530	0,0020	0,0011	-
0,0220	0,0004	0,0017	-
\bar{d} (mm)	0,4120	0,4740	0,8970

A amostra A tem diâmetro médio de Sauter igual a 0,412 mm, com um desvio-padrão igual a 0,424 mm.

A amostra B tem diâmetro médio de Sauter de 0,474 mm e desvio-padrão de 0,666 mm, enquanto os valores para a amostra C são 0,897 mm e 0,993 mm, respectivamente.

Como se pode observar, as amostras A e B têm um valor médio relativamente próximo, mas a amostra A é mais estreita. Já a amostra C tem diâmetro médio maior e o maior desvio-padrão. Convém ressaltar que a média de Sauter é usada neste trabalho porque ela é definida tendo em vista propiciar a mesma área superficial para distribuições granulométricas diferentes. O fenômeno da cominuição por atrito, conforme proposta de Merrick e Highley (1974), com base na lei de Rittinger, é diretamente proporcional à área das partículas envolvidas.

Estudou-se também a influência do tempo de peneiramento na determinação da distribuição granulométrica de uma amostra. Foram realizados ainda testes com microscópio eletrônico para visualizar o efeito do processo de cominuição na forma e na aspereza superficial das partículas.

2.3 - Configuração do Sistema Experimental

A Figura 2.1 mostra a configuração esquemática do sistema experimental utilizado neste trabalho, destacando seus principais elementos.

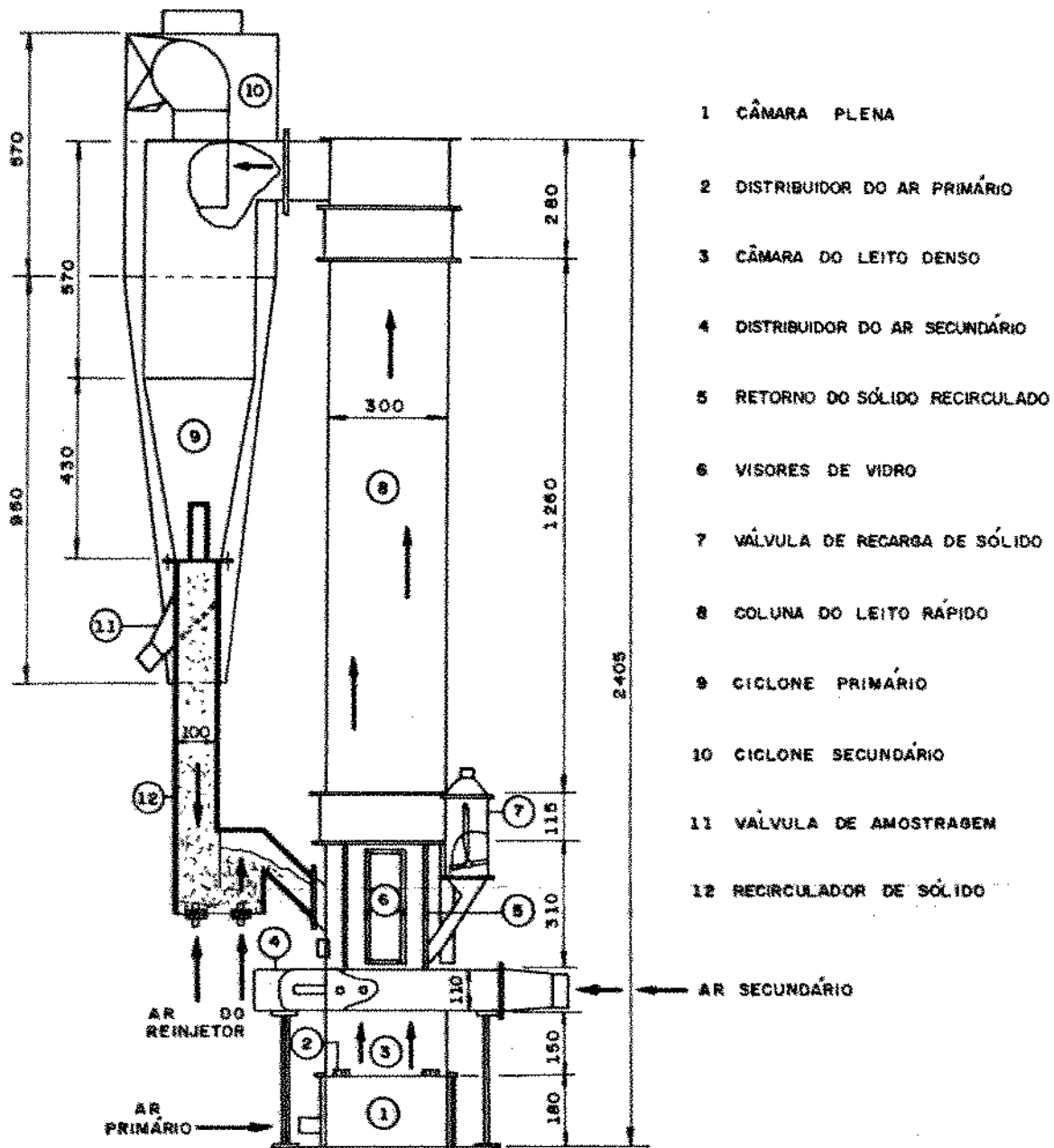


Figura 2.1 - Leito Fluidizado Rápido - Configuração Esquemática do Sistema Experimental.

O sistema testado corresponde a um reator com leito fluidizado rápido, construído para operar a frio para efeito dos testes de interesse no presente trabalho. Ele consiste da coluna

de leito rápido (8), com 0,300 m de diâmetro e 2,2 m de altura, construída em vidro PIREX, com injeção primária (2) e secundária (4) de ar de fluidização, ciclones primário (9) e secundário (10) e uma válvula para recirculação de sólidos (12). A suspensão gás-sólidos passa através do ciclone primário, após ter escoado ao longo da coluna ascendente (8). Neste ciclone os sólidos são separados e recirculados para a base da coluna através da válvula de recirculação. Os sólidos coletados durante a amostragem (11) são reintroduzidos no sistema através da válvula de realimentação (7).

O sistema opera em condições próximas a atmosférica, e pode ser observado nas fotografias reproduzidas nas Figuras 2.2 e 2.3.

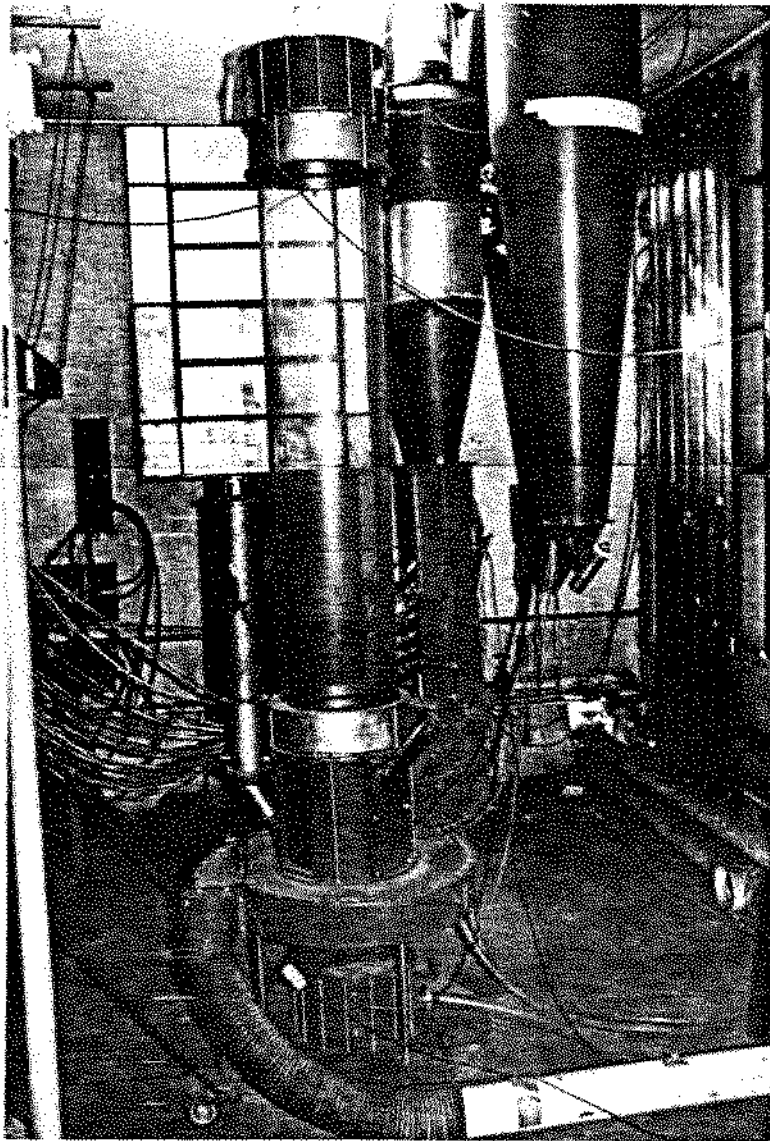


Figura 2.2 - Vista Lateral do Reator com LFC a Frio.

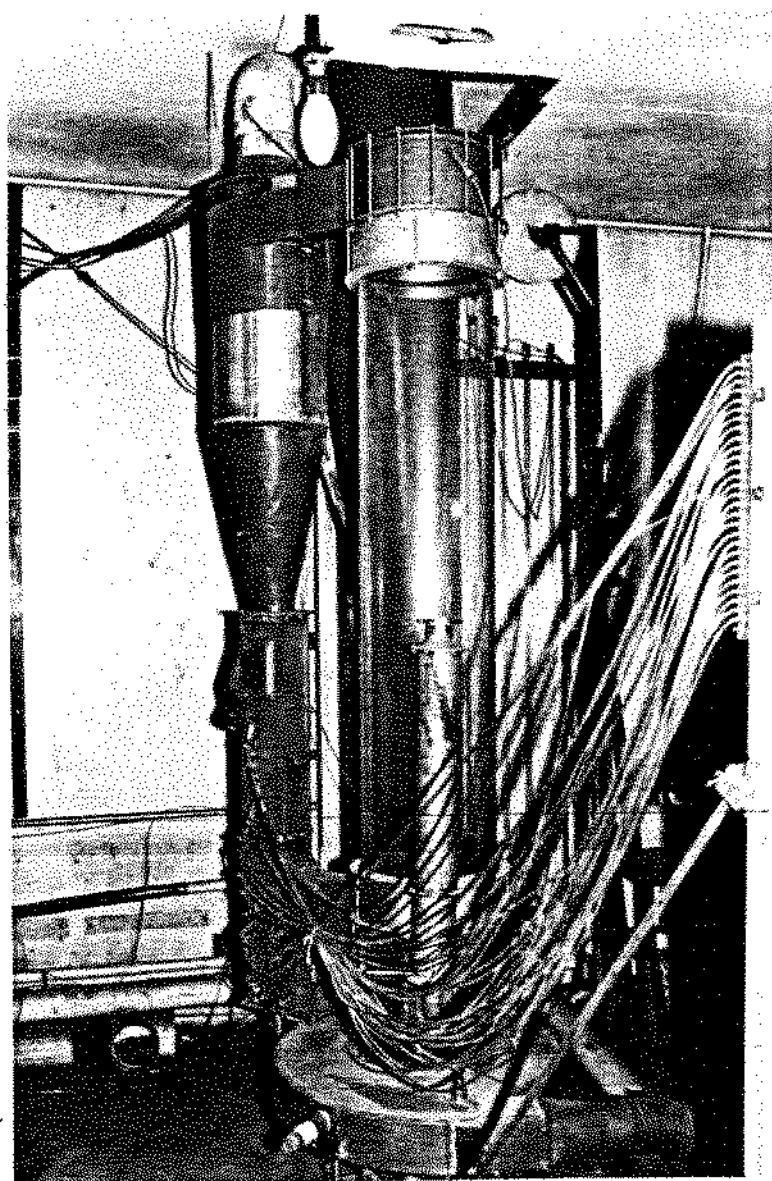


Figura 2.3 - Vista Frontal do Reator com LFC a Frio.

O dispositivo experimental foi o mesmo utilizado anteriormente por Pagliuso (1987), com as modificações que se mostraram necessárias para o bom andamento do presente trabalho. As principais mudanças introduzidas consistiram no aumento da válvula de realimentação, na introdução de um tubo de desvio na

alimentação do ar primário, para permitir a partida do equipamento em regime e na introdução de filtros de manga após os ciclones. A instrumentação também foi modificada para permitir a operação do sistema, a nível de troca de mangueiras dos manômetros e construção de novos termopares, para medidas das temperaturas do ar primário e secundário. Descreve-se a seguir os componentes principais do sistema experimental.

2.4 - Partes Principais do Sistema Experimental

2.4.1 - Distribuidor de Ar Primário

O distribuidor de ar primário está instalado sobre a câmara plena (1), local onde o ar proveniente do compressor de parafuso é desacelerado; ele tem como função principal receber o ar de fluidização e distribuí-lo, através de seus injetores (2), para formação do leito denso (3).

Os injetores do distribuidor primário são do tipo torre e foram adotados por duas razões: impedir o retorno do particulado para a câmara plena com o leito em repouso, e porque costumam ser usados em combustores com leito fluidizado.

De forma geral, as principais características do distribuidor de ar primário são:

. Diâmetro dos Orifícios Radiais dos Injetores :	8,5 mm
. Número de Orifícios Radiais..... :	36
. Razão entre o Diâmetro dos Orifícios Radiais e o seu Comprimento..... :	1,76
. Velocidade Superficial do Gás no Orifício do Distribuidor..... :	43,27 m/s
. Comprimento de Penetração do Jato no Leito... :	34,0 mm
. Perda de Carga no Distribuidor..... :	315 mmH ₂ O

A Figura 2.4 mostra o desenho esquemático dos injetores tipo torre em suas três configurações adotadas, conforme a posição na placa: 01 central, 04 internos e 04 periféricos.

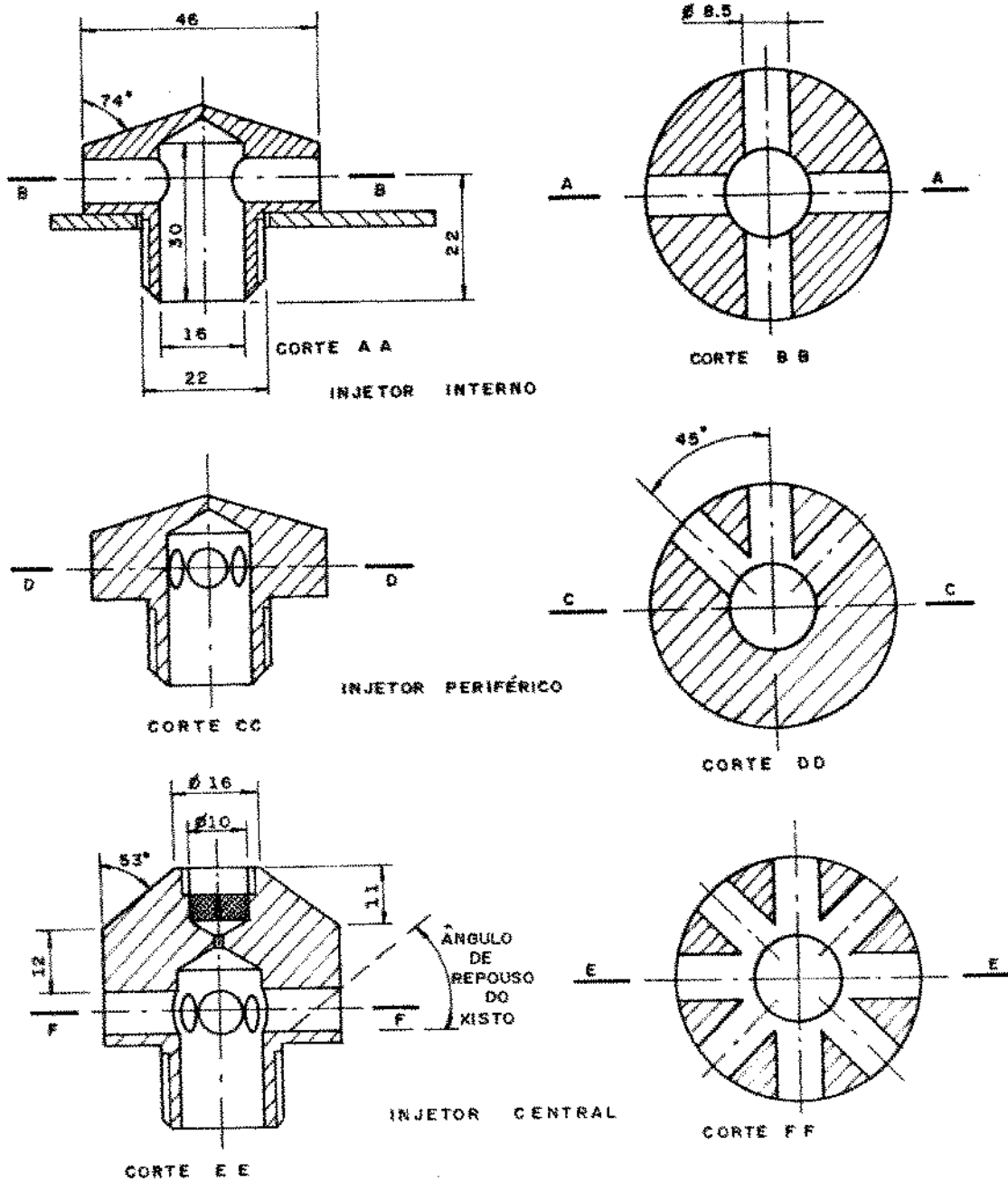


Figura 2.4 - Injetores do Distribuidor de Ar Primário, Apresentados em Suas Três Configurações.

A Figura 2.5 apresenta o esquema da disposição dos injetores na placa do distribuidor. As setas do desenho indicam a direção dos jatos e a sua penetração no leito, calculada segundo Merry (1981).

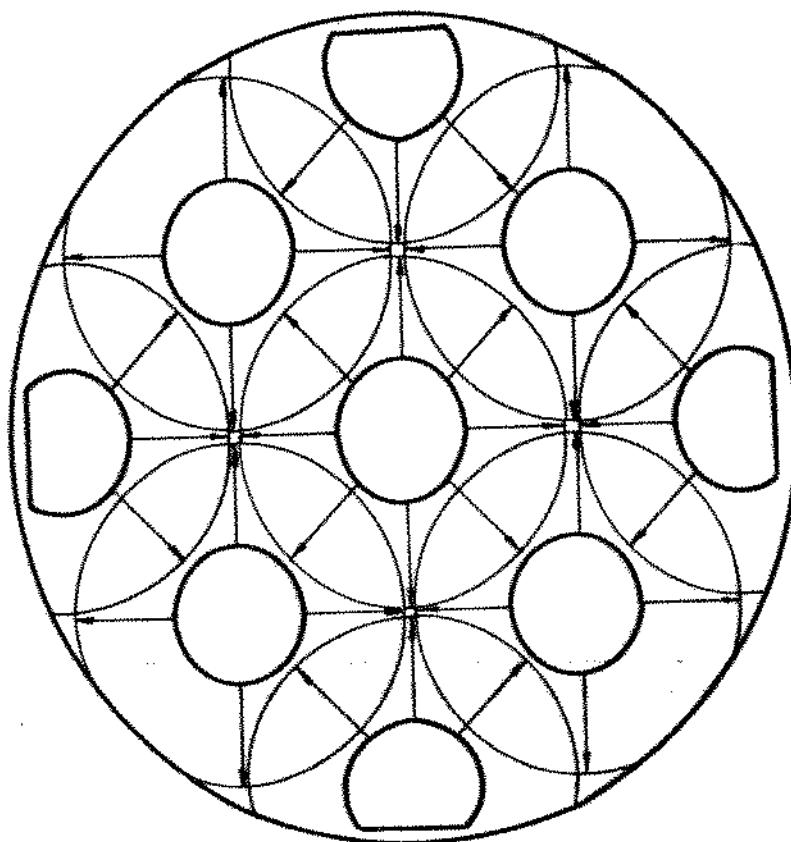


Figura 2.5 - Distribuição dos Injetores de Ar Sobre a Placa Suporte do Distribuidor de Ar Primário.

2.4.2 - Distribuidor de Ar Secundário

O distribuidor de ar secundário está situado logo acima da câmara de leito denso e sua função é introduzir no leito uma segunda corrente de ar, aumentando a velocidade e o arraste do material, dando origem ao leito rápido.

A Figura 2.6 mostra o desenho esquemático do distribuidor

secundário.

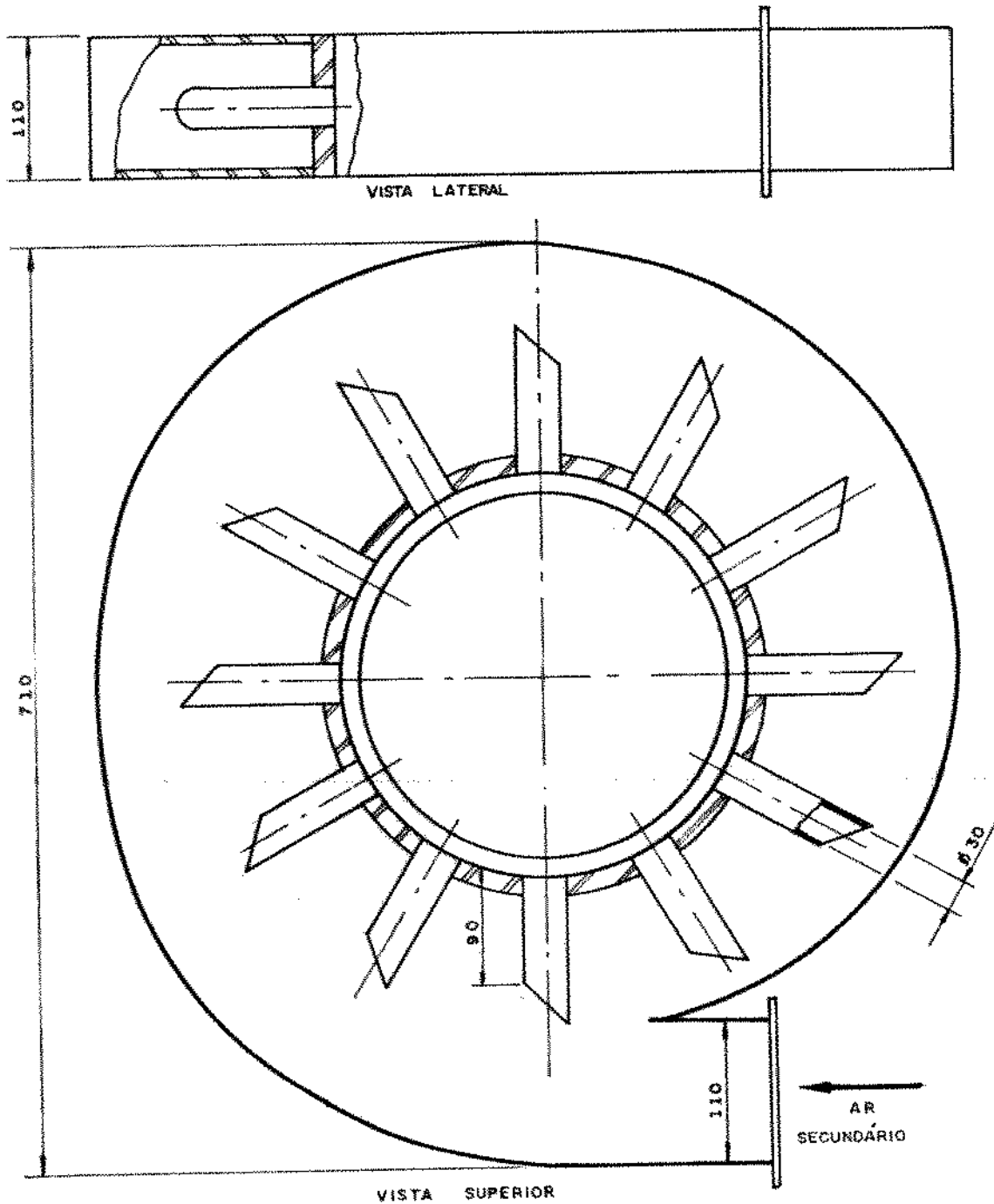


Figura 2.6 - Desenho Esquemático do Distribuidor de Ar Secundário.

Ele é constituído por uma voluta com seção transversal

retangular, em cuja parede interna são fixados radialmente doze tubos com a extremidade chanfrada a 45°. A construção em voluta e os tubos chanfrados destinam-se a uniformizar a vazão do ar através dos tubos injetores. O número par de tubos produz jatos axialmente alinhados, evitando a incidência dos mesmos sobre a parede e, conseqüentemente, seu desgaste.

As condições operacionais estimadas para o distribuidor de ar secundário, de acordo com Botterill (1983) e Kunii e Levenspiel (1984), são dadas na tabela abaixo,

Vazão (m ³ /min)	ΔP_d (mmHzO)	ΔP_b (mmHzO)	$\Delta P_d/\Delta P_b$ (adm)
4	10,5	200	0,052
8	42,0	267	0,157
12	94,6	337	0,280
16	168,0	400	0,420

onde ΔP_d = perda de carga no distribuidor, e
 ΔP_b = diferencial de pressão no leito.

2.4.3 - Válvula de Recirculação (Válvula J)

A Figura 2.7 mostra o desenho esquemático da válvula J, que é fundamental na operação de leitos recirculantes.

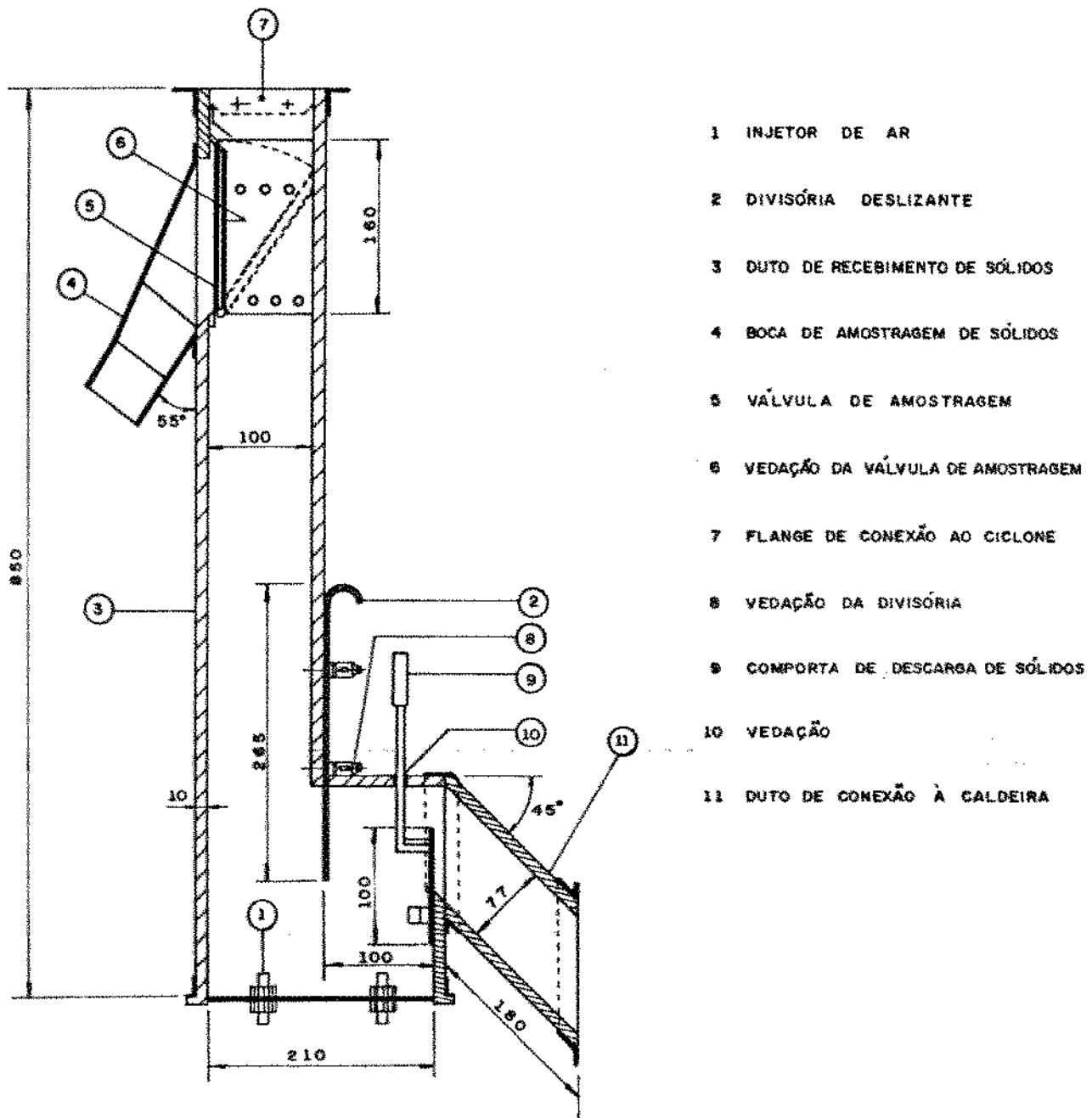


Figura 2.7 - Válvula de Recirculação de Sólidos com Detalhe da Válvula de Amostragem.

A válvula J foi utilizada porque:

. Possibilita a operação estável em todas as condições operacionais do leito;

- . Consome pouca potência de insuflamento;
- . Não permite escoamento reverso (no sentido leito-ciclone), e
- . Não reduz a eficiência do ciclone.

A válvula J providencia a formação de um "selo" de material sólido, que impede o escoamento reverso do gás, da coluna ascendente do reator para a perna do ciclone.

O controle da reinjeção de sólidos pela válvula de recirculação pode ser feito através das condições de fluidização do leito ascendente. O leito descendente é mantido próximo a condição de mínima fluidização, o que permite a movimentação do particulado sólido e reduz o risco de perda de eficiência do ciclone.

Na Figura 2.8 pode-se observar a válvula J e a sua instrumentação.

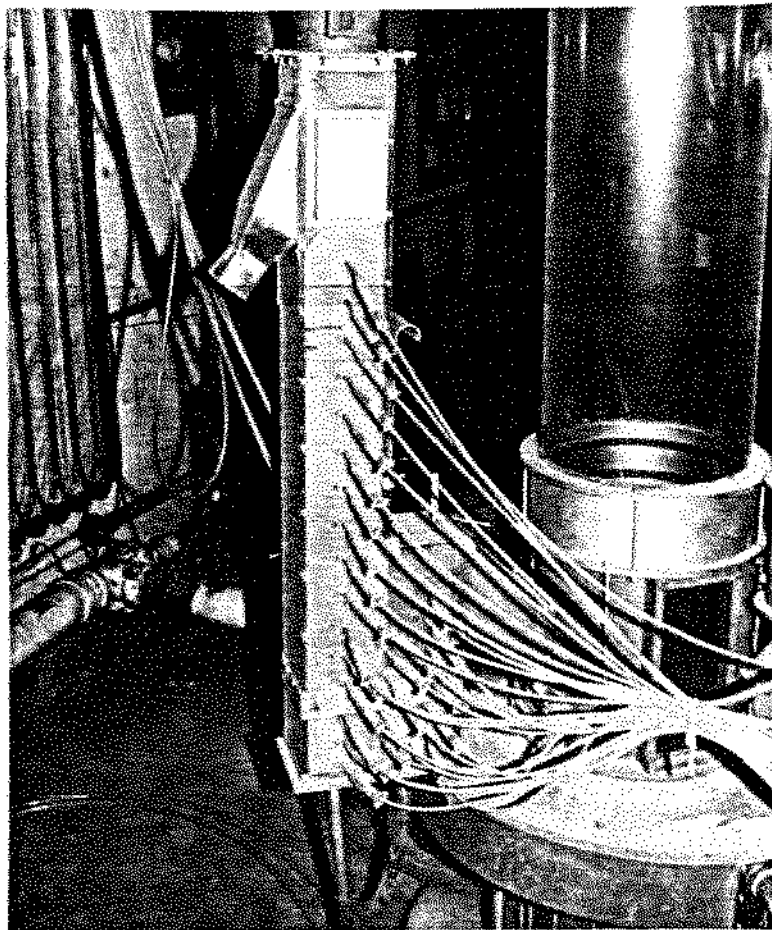


Figura 2.8 - Válvula de Recirculação Instrumentada.

Os distribuidores de ar do leito ascendente e descendente da válvula de recirculação são compostos por dois injetores tipo torre com seis orifícios de 2 mm cada.

A válvula J possui ainda duas divisórias deslizantes, mostradas na Figura 2.7, uma para controle da altura do leito ascendente (9) e outra para controle da área da seção de passagem (2) entre a perna do ciclone e o leito ascendente da válvula. A última tem ainda a função de impedir o escoamento reverso do gás através da válvula de recirculação durante o início da operação, ocasião em que não existe o selo de material sólido, propiciando, portanto, as condições necessárias para sua formação.

2.4.4 - Válvula de Amostragem

A válvula de amostragem foi montada na parte superior do leito descendente da válvula J. Ela foi projetada para:

- . Permitir abertura e fechamento rápidos;
- . Impedir acúmulo de material em qualquer de suas partes;
- . Dar vazão aos sólidos sem obstáculos, e
- . Não alterar as características globais do escoamento durante a medida da taxa de recirculação de sólidos.

A Figura 2.9 fornece uma visão lateral da válvula de amostragem, com seu dispositivo de medição de tempo de abertura, descrito posteriormente na seção 2.5.

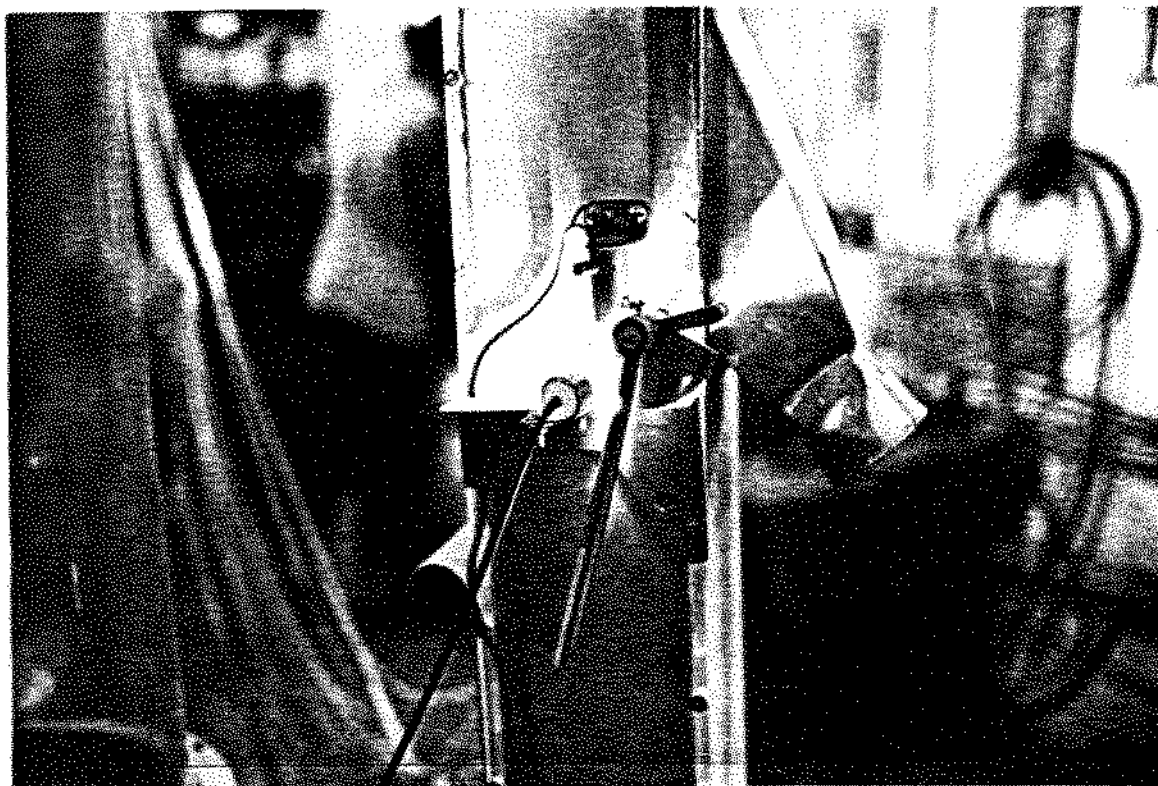


Figura 2.9 - Vista Lateral da Válvula de Amostragem.

A válvula de amostragem é do tipo portinhola e a inclinação da boca de amostragem, por onde é retirado o material do leito, é idêntica à da portinhola, quando está na posição aberta. A lâmina da portinhola e a abertura de saída tem largura igual a dimensão interna do recirculador, não havendo, portanto, degraus ou saliências, permitindo assim o livre escoamento do sólido para fora do sistema.

A construção da lâmina da portinhola foi feita em aço inoxidável, com uma folha de feltro de 5 mm de espessura entre as chapas, permitindo a vedação do conjunto tanto na posição aberta

como fechada.

2.4.5 - Válvula de Realimentação

O material retirado pela válvula de amostragem para pesagem e análise granulométrica deve retornar ao leito para não alterar suas condições, influenciando no processo de cominuição do material. Para isto, utilizou-se uma válvula de realimentação de sólidos, conforme mostrado na Figura 2.10, que permite a realimentação dos sólidos sem a interrupção da operação.

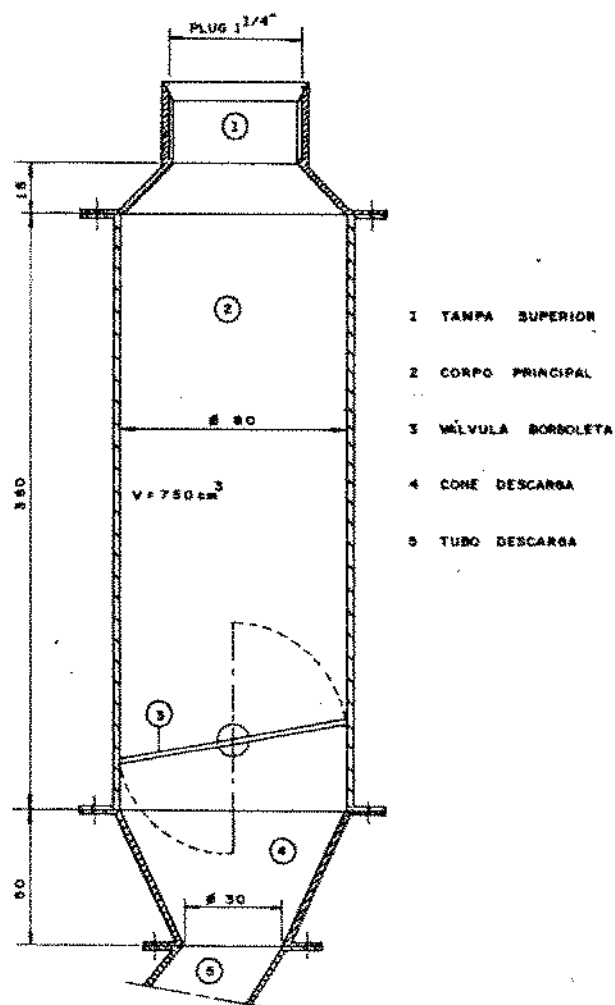


Figura 2.10 - Desenho Esquemático da Válvula de Realimentação de Sólidos.

2.4.6 - Sistema de Insuflamento de Ar

O sistema de insuflamento de ar é constituído de uma central de suprimento de ar, composta por máquinas de alta e baixa pressão, de dutos de insuflamento e de um sistema de resfriamento e secagem de ar, dotado de torre de resfriamento à água, separador centrífugo e dois trocadores de calor.

Complementando o sistema, foram montados dois conjuntos de tanques para armazenagem de ar comprimido, um com 6 unidades de $0,5 \text{ m}^3$ cada e outro com 4 unidades de $0,12 \text{ m}^3$ cada, que permitiam a manutenção de pressão na rede.

Os dutos de insuflamento eram constituídos por duas linhas de distribuição, uma de alta pressão com 1,5 polegadas de diâmetro e outra para baixa pressão, com 6 polegadas de diâmetro.

A central de abastecimento era composta de:

. Ar primário: um compressor de parafuso (Worthington) com capacidade de $5,3 \text{ m}^3/\text{min}$, pressão de trabalho de 10 kgf/cm^2 e velocidade de insuflamento de $1,34 \text{ m/s}$, e

. Ar secundário: um soprador de lóbulos (Soma) com capacidade de $16 \text{ m}^3/\text{min}$, pressão de trabalho de $0,4 \text{ kgf/cm}^2$ e velocidade de insuflamento de $4,03 \text{ m/s}$ e dois sopradores centrífugos com vazões de $10,0 \text{ m}^3/\text{min}$ e $5,3 \text{ m}^3/\text{min}$.

As Figuras 2.11 a 2.13 apresentam fotografias do sistema de insuflamento de ar.

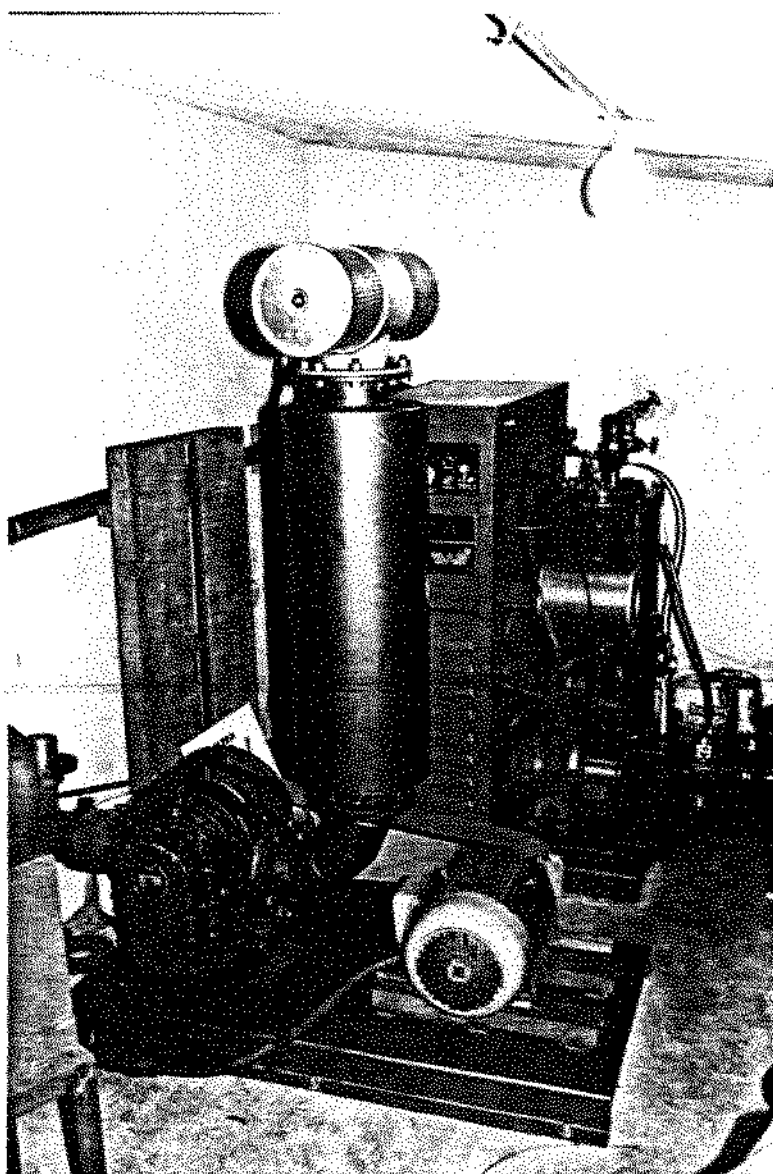


Figura 2.11 - Soprador de Lóbulos Soma, a Frente do Compressor de Parafuso Worthington.

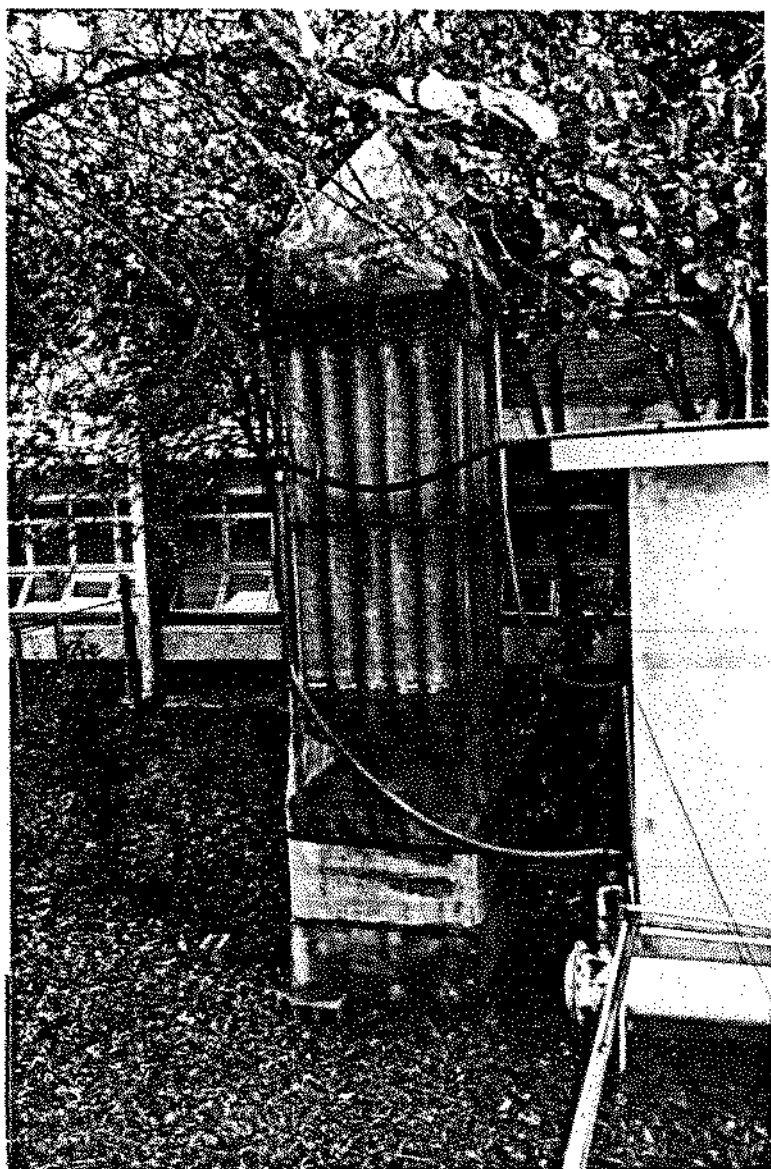


Figura 2.12 - Torre de Resfriamento para o Ar Primário e Secundário.

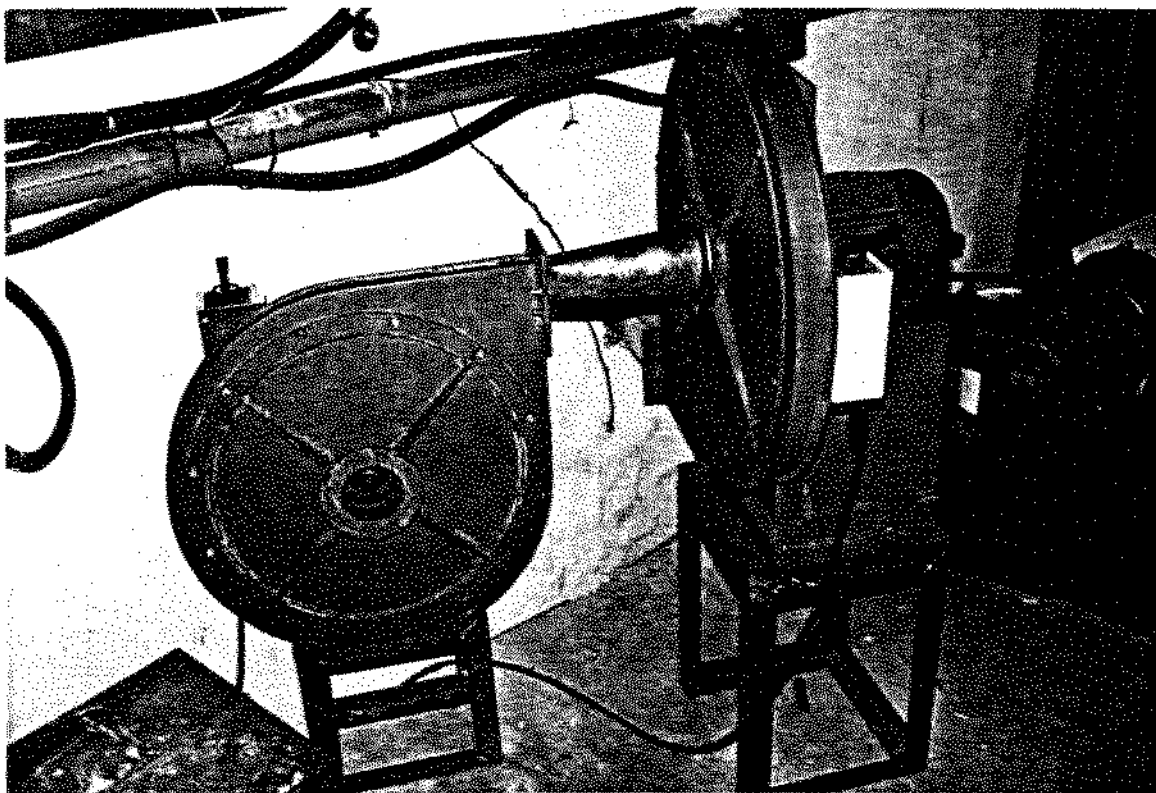


Figura 2.13 - Sopradores Centrifugos Ligados em Série, com Vazões de 5,3 e 10,0 m³/min.

2.4.7 - Ciclones e Filtros de Manga

Para a recirculação dos sólidos no leito, foi utilizado um ciclone primário tipo Lapple, com visor de vidro no pé para visualização do escoamento em espiral no seu interior.

Como um dispositivo pré-coletor de finos gerados, utilizou-se um ciclone secundário tipo Stairmand. Este ciclone não era conectado a coluna descendente de recirculação de sólidos, servindo basicamente para coleta das partículas finas geradas por atrito e/ou fragmentação mecânicos.

As Figuras 2.14 apresentam um desenho esquemático dos dois ciclones.

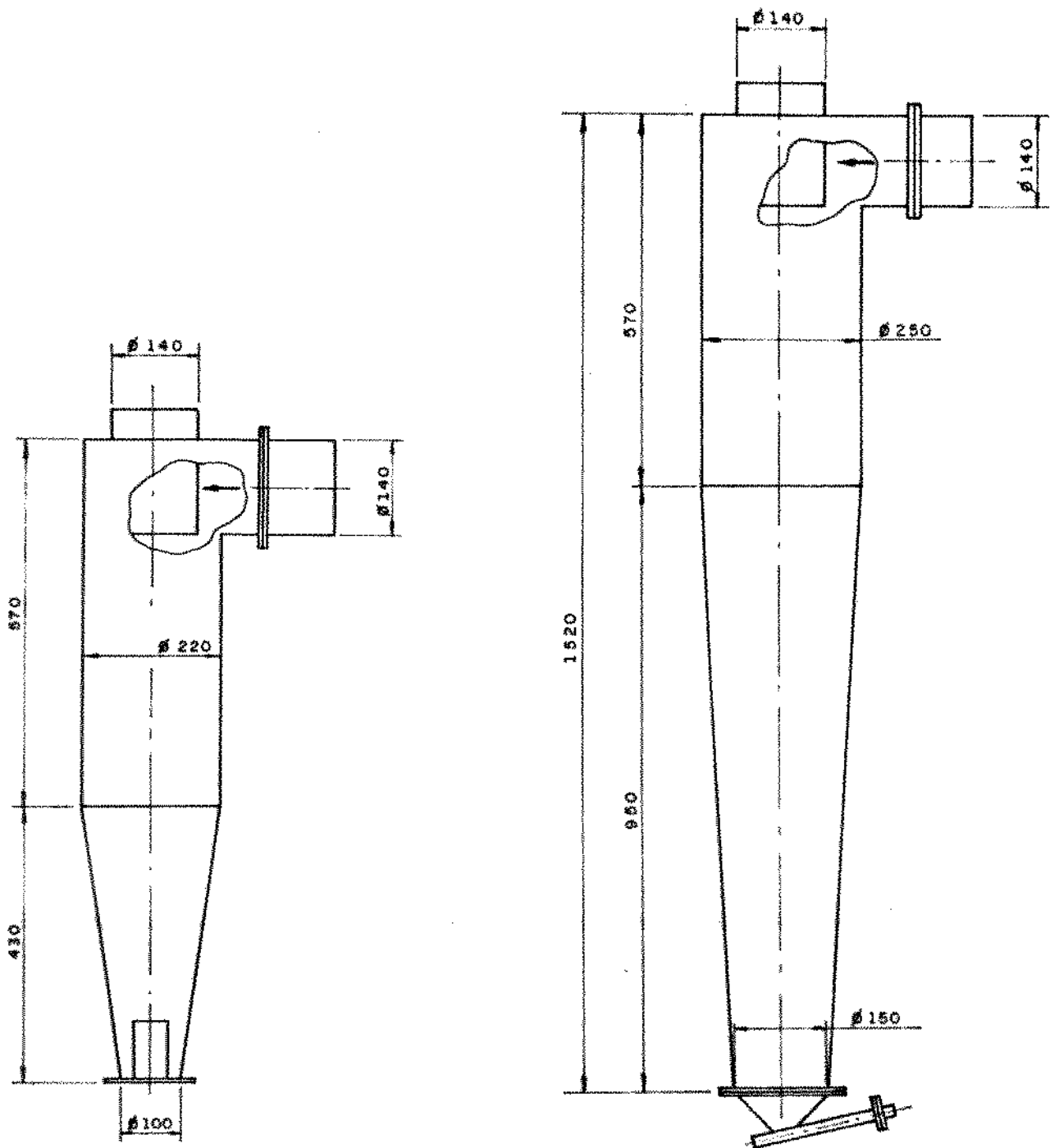


Figura 2.14.a - Ciclone Prim.

Figura 2.14.b - Ciclone Secun.

Para coleta dos finos abaixo de $10 \mu\text{m}$ gerados, foram utilizados dois filtros de manga em paralelo, cada um com 0,5 m de diâmetro e 2,5 m de altura. Estes filtros tinham em sua base funis coletores. A Figura 2.15 apresenta uma fotografia dos filtros de manga.

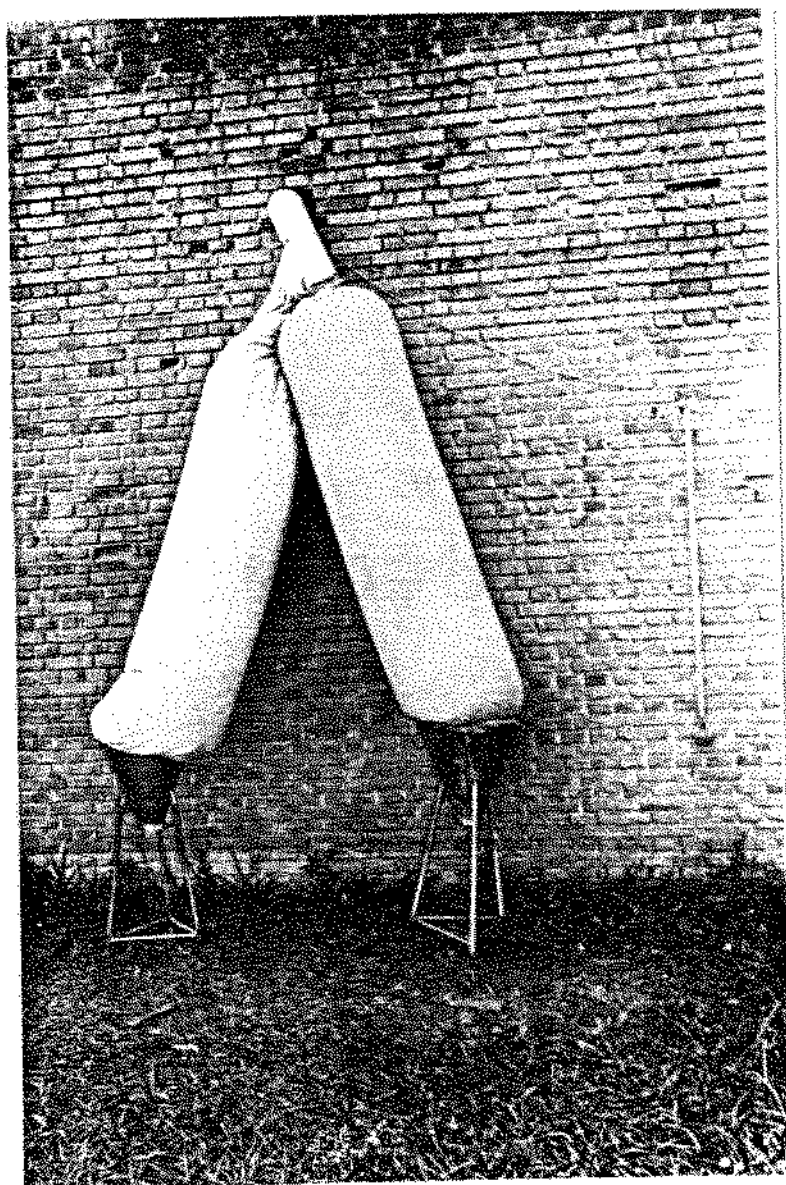


Figura 2.15 - Filtros Utilizados para Retenção das Partículas Finas de Cinzas de Xisto Calcinado, Abaixo de $10\ \mu\text{m}$, que Escaparam pela Saída do Ciclone Secundário.

2.5 - Instrumentação e Medidas

Para determinação dos parâmetros de interesse neste trabalho, foram realizadas as seguintes medidas:

- .Distribuição granulométrica do material coletado no ciclone secundário;
- .Distribuição granulométrica do leito final;
- . Distribuição granulométrica do material coletado nos filtros;
- .Temperatura do ar primário, secundário e ambiente;
- .Pressões nas placas de orifício para medidas de vazão, e
- .Pressão barométrica local;

De posse das medidas acima, obtidas diretamente, os seguintes parâmetros puderam ser calculados:

- .Descargas do ar primário e secundário;
- .Diâmetro médio do particulado, e
- .Taxa de recirculação de sólidos.

a. Descargas do ar primário e secundário: estas descargas foram determinadas através de um programa computacional que incorpora as correções previstas pela ASME. Ele utiliza como dados de entrada a pressão barométrica local, as perdas de carga nas placas de orifício, as pressões à montante das placas, as temperaturas do ar primário e secundário e a temperatura ambiente. Como dados de saída, o programa fornece as vazões e as velocidades do ar primário e do ar secundário.

b. Diâmetro médio do particulado: o diâmetro foi determinado através da análise granulométrica do material, via peneiramento vibratório, conforme Figura 2.16, e foi dado segundo a definição de Sauter:

$$\bar{d} = \frac{1}{\sum x_i / d_i}$$

onde \bar{d} = diâmetro médio de Sauter, mm;
 x_i = fração de massa pertencente a faixa granulométrica i , e
 \bar{d}_i = diâmetro médio da faixa granulométrica i , mm.

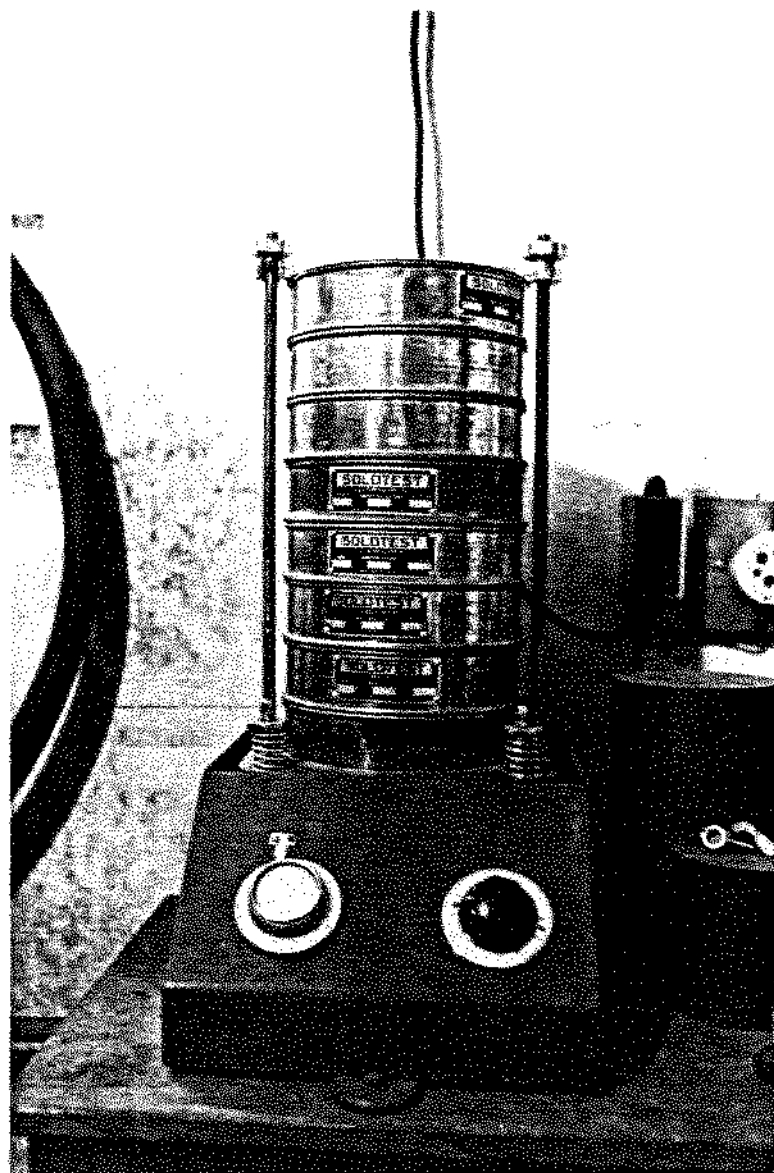


Figura 2.16 - Vibrador de Peneiras Utilizado para Ensaios de Granulometria.

c. Taxa de recirculação de sólidos: a taxa foi calculada pela relação entre a massa de sólidos coletada com a abertura da válvula de amostragem pelo tempo de abertura da mesma.

As medidas de descarga do ar primário, do ar secundário e do ar injetado nos dois leitos da válvula de recirculação foram feitas a partir de placas de orifício construídas segundo a ASME (1959,1971), com as seguintes características construtivas:

.Ar primário:	diâmetro do orifício da placa.....	28,43 mm
	diâmetro da tubulação.....	34,50 mm
.Ar secundário:	diâmetro do orifício da placa.....	81,88 mm
	diâmetro da tubulação.....	98,50 mm
.Ar Válvula J:	diâmetro do orifício da placa.....	9,85 mm
	diâmetro da tubulação.....	15,00 mm

Os manômetros associados às placas de orifício e ao restante das tomadas de pressão são do tipo tubo em U, trabalhando com água e mercúrio como fluido manométrico.

Para determinação da taxa de recirculação de sólidos, utilizou-se a válvula de amostragem, com acionamento manual, acoplada a um cronômetro eletrônico por meio de uma foto-célula. Na posição fechada, os sólidos passam diretamente para a válvula de recirculação. Na posição aberta, o escoamento de sólidos é desviado acionando uma foto-célula, que passa a captar a luz emitida por uma lâmpada incandescente adequadamente posicionada, conforme Figura 2.9, acionando o cronômetro automaticamente.

A massa de sólidos recirculada, bem como a massa coletada nos filtros e o material amostrado, foram pesados numa balança eletrônica marca Mettler, mostrada na Figura 2.17, com precisão de décimo de grama, e analisadas granulometricamente através de peneiramento vibratório. As massas coletadas no leito e no ciclone secundário foram pesadas em balança eletrônica marca Toledo, com precisão de 100 gramas, devido à maior massa envolvida, e analisadas granulometricamente.

As temperaturas dos escoamentos à montante das placas de orifício do ar primário e secundário foram obtidas por meio de termopares de cobre-constantan, tipo T, de fabricação própria e lidas em um multímetro marca HP, com 1 micro-volt de fundo de escala. A pressão barométrica foi medida em um

barômetro de mercúrio marca Princo, tipo Fortin, com correção para temperatura local.

O controle das descargas do ar dos injetores da válvula J foram feitos por meio de válvulas tipo gaveta. Para o ar primário, o controle da descarga da linha principal foi feito por uma válvula tipo gaveta, sendo usadas duas válvulas esfera num desvio, utilizado para partir o sistema em regime. O ar secundário teve sua descarga controlada por válvula tipo borboleta, devido ao maior diâmetro da tubulação.



Figura 2.17 - Balança Utilizada na Pesagem das Amostras Coletadas.

Para medida da perda de pressão no distribuidor primário

foram instaladas uma tomada de pressão na câmara plena e uma sonda fixa, localizada imediatamente acima da placa do distribuidor.

Para obtenção da perda de carga do distribuidor secundário, também foi utilizada uma sonda, com a extremidade na altura dos centros dos orifícios do distribuidor, colocada junto a parede, fora da região de incidência de jatos.

Ao todo foram instaladas 15 tomadas de pressão ao longo do sistema experimental, conforme Figuras 2.18 e 2.19.

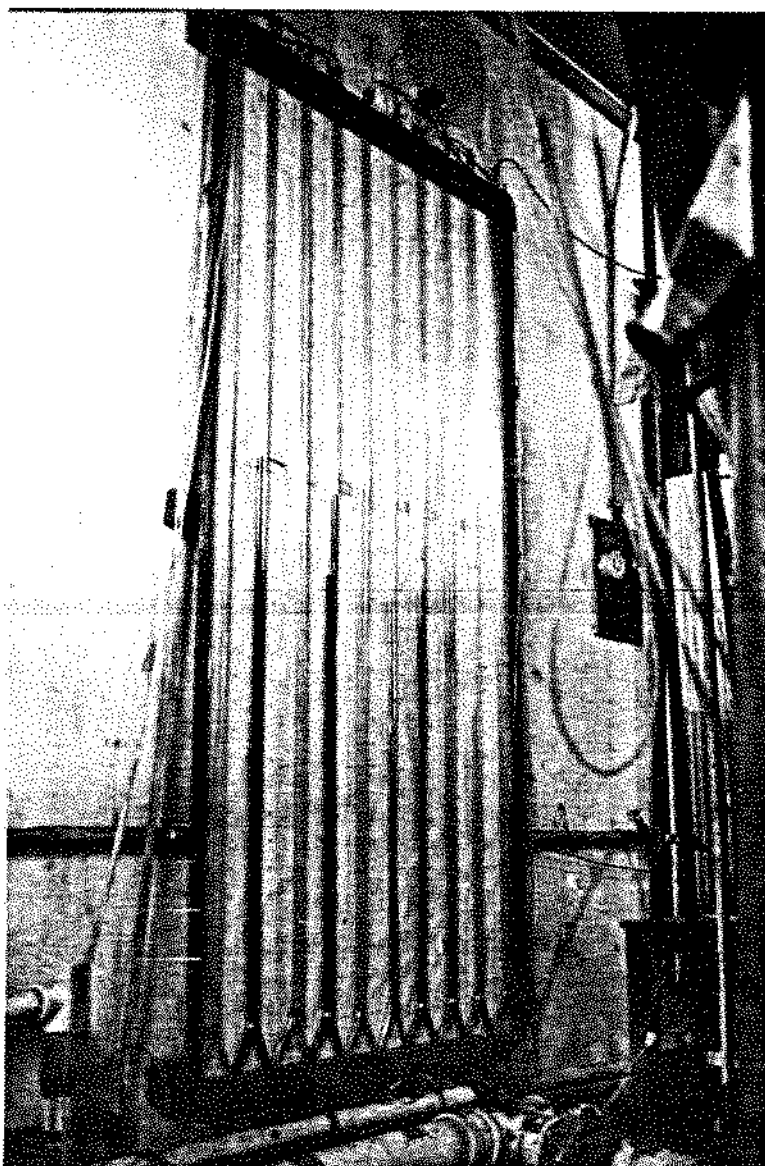


Figura 2.18 - Painel com Manômetros Tipo Tubo em U Utilizados para Leitura de Diversas Tomadas de Pressão ao Longo do Sistema Experimental.

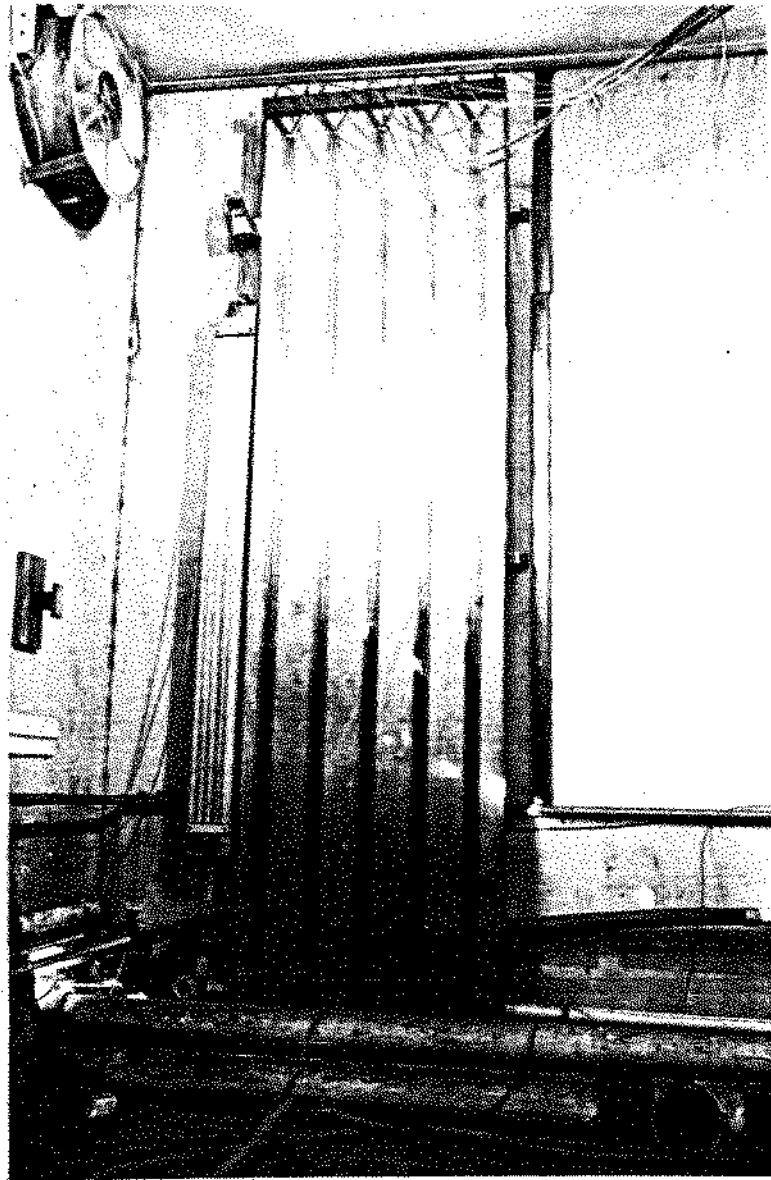
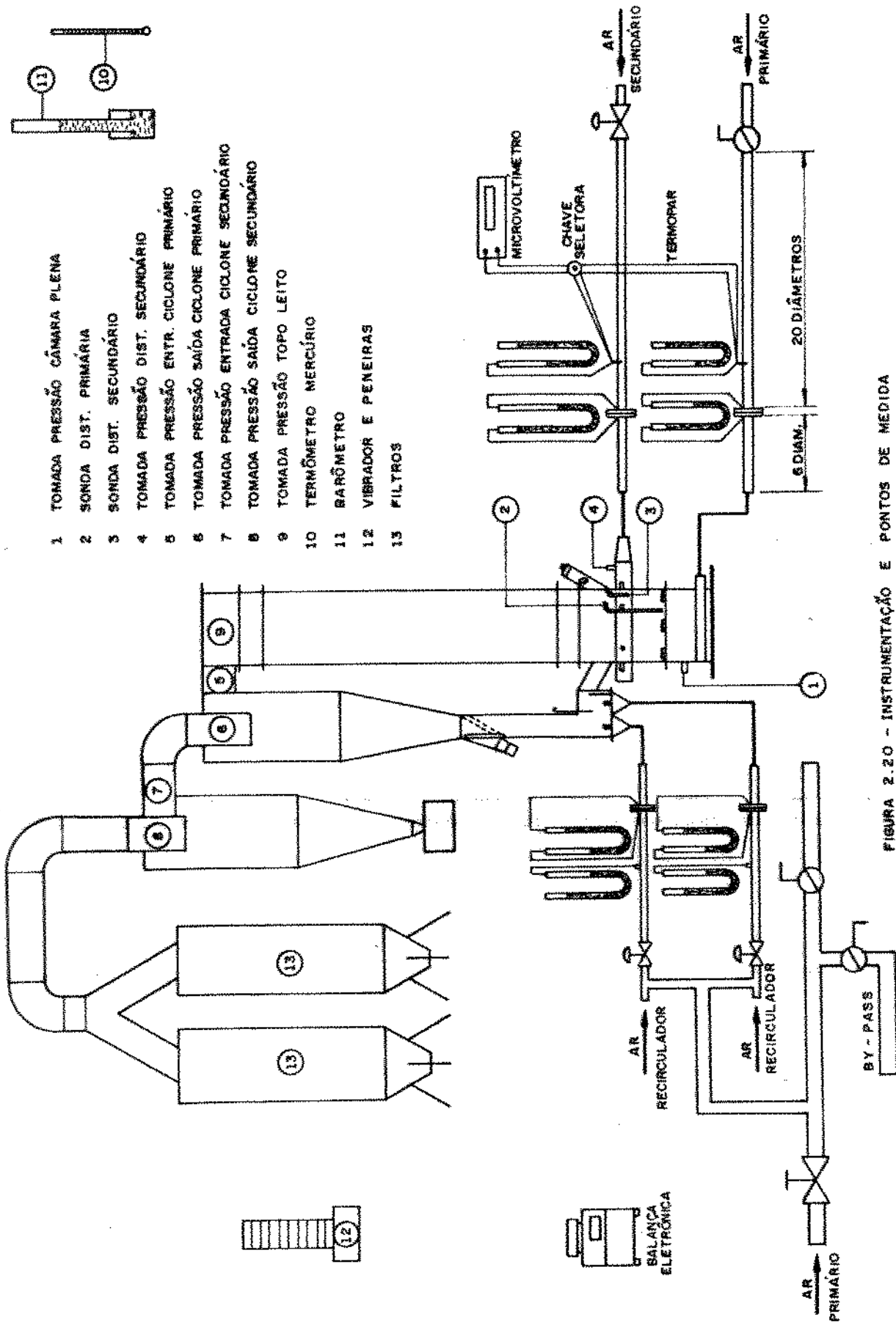


Figura 2.19 - Painel com Manômetros Tipo Tubo em U Utilizados para Leitura de Diversas Tomadas de Pressão ao Longo do Sistema Experimental.

Filtros para retenção do particulado foram colocados nos pontos mais críticos de tomada de pressão, para evitar entupimentos. O apêndice II fornece as pressões medidas ao longo do sistema experimental para as corridas realizadas.

A Figura 2.20 traz um arranjo esquemático da instrumentação utilizada no sistema experimental, indicando sua localização.



- 1 TOMADA PRESSÃO CÂMARA PLENA
- 2 SONDA DIST. PRIMÁRIA
- 3 SONDA DIST. SECUNDÁRIO
- 4 TOMADA PRESSÃO DIST. SECUNDÁRIO
- 5 TOMADA PRESSÃO ENTR. CICLONE PRIMÁRIO
- 6 TOMADA PRESSÃO SAÍDA CICLONE PRIMÁRIO
- 7 TOMADA PRESSÃO ENTRADA CICLONE SECUNDÁRIO
- 8 TOMADA PRESSÃO SAÍDA CICLONE SECUNDÁRIO
- 9 TOMADA PRESSÃO TOPO LEITO
- 10 TERMÔMETRO MERCÚRIO
- 11 BARÔMETRO
- 12 VIBRADOR E PENEIRAS
- 13 FILTROS

FIGURA 2.20 - INSTRUMENTAÇÃO E PONTOS DE MEDIDA

2.6 - Procedimento Experimental

Devido à grande perda de carga ocasionada pelos filtros de manga e ao risco de ruptura, optou-se pela realização das corridas em bateladas intermediárias de 05 minutos, ao fim das quais se coletava o material retido nos filtros e no ciclone secundário e se amostrava o leito. Assim, por exemplo, para corridas com duração de 15 minutos, eram realizadas 3 bateladas, cada uma com 5 minutos.

A fim de detalhar o procedimento experimental, a Figura 2.21 apresenta as válvulas utilizadas no controle do processo.

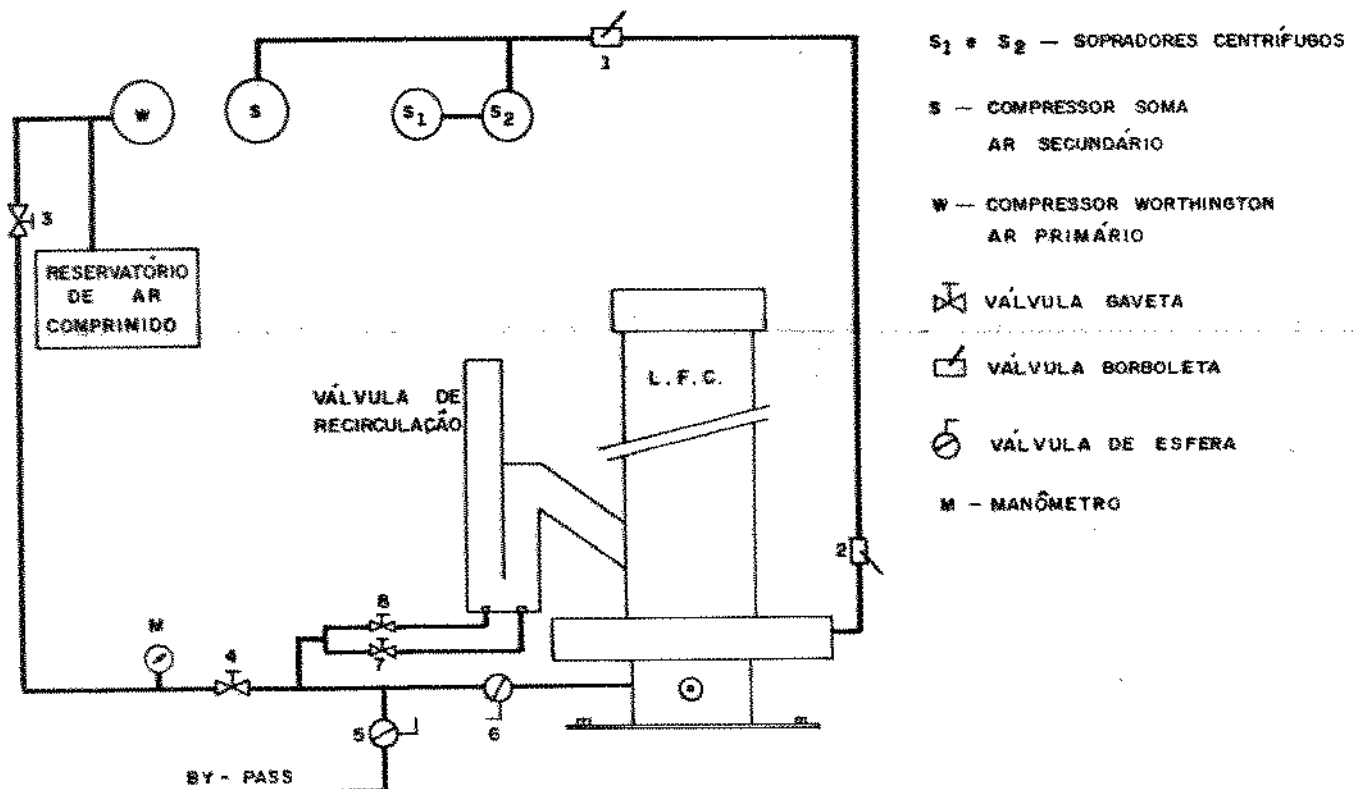


Figura 2.21 - Desenho Esquemático das Válvulas Utilizadas para Operação do Sistema Experimental.

Inicialmente, antes de acionar o sistema, anota-se a pressão

barométrica local e a temperatura ambiente, bem como se retira uma amostra do inventário em um tambor, homogeneizando-se o material por movimentos de rolagem padronizados e, finalmente, retirando-se a amostra.

O inventário desejado (30 ou 40 kg) foi colocado no leito e na válvula J, através de um funil conforme Figura 2.22, verificando-se a priori o posicionamento adequado da lâmina que separa os leitos ascendente e descendente da válvula J, determinado em testes preliminares.

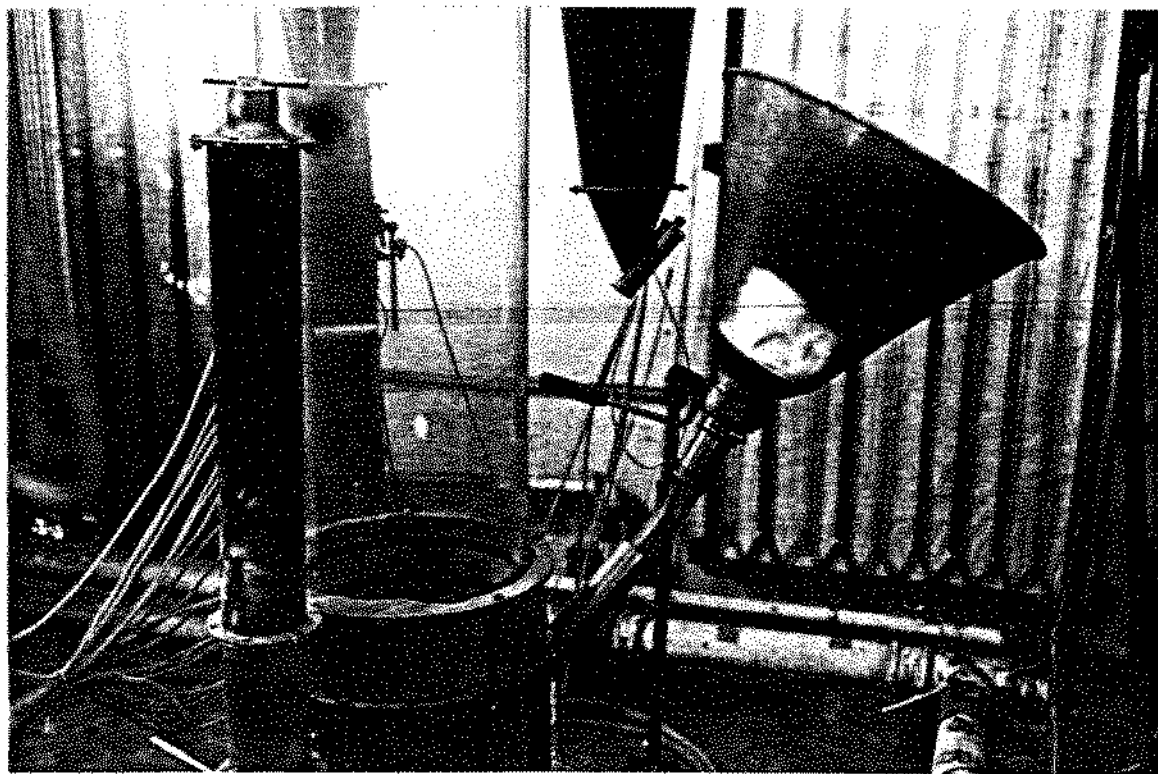


Figura 2.22 - Funil de Alimentação das Cinzas de Xisto Calcinado no LFC.

Para iniciar o processo, aciona-se o compressor de parafuso

do ar primário W, com as válvulas 3,4,6,7 e 8 fechadas e a válvula 5 totalmente aberta, até que a pressão dos reservatórios de ar comprimido se iguale à pressão de descarga do compressor W, quando é aberta a válvula 3.

Quando o manômetro M da linha do ar primário atinge a pressão de regime de 70 kgf/cm^2 , abre-se a válvula 4 até atingir a pressão desejada na linha, que fornece a descarga programada.

Em seguida, posiciona-se as válvulas 7 e 8 de injeção de ar na válvula J para que se obtenha a condição de mínima fluidização no material particulado presente na mesma.

Antes de abrir a válvula 6, que fornece a alimentação de ar primário do LFC, faz-se a partida do sistema de insuflamento de ar secundário, abrindo-se a válvula 1 e posicionando a válvula 2, de maneira a conseguir a descarga desejada. Quando necessário, são acionados os sopradores centrífugos S1 e S2, mantidas fechadas suas entradas de admissão de ar. Em seguida aciona-se o soprador de lobúlos S simultaneamente com a abertura da admissão de ar dos sopradores centrífugos.

Concomitantemente ao procedimento descrito no parágrafo anterior, abre-se a válvula 6 e fecha-se a válvula 5, simultaneamente, permitindo ao sistema entrar em regime quase que de imediato, com insuflamento desejado de ar primário, secundário e nos injetores da válvula J.

A taxa de recirculação é medida em seguida, retirando-se material pela válvula de amostragem. O material é pesado e uma pequena quantidade é separada para análise granulométrica; ele é retornado ao leito através da válvula de realimentação. A seguir, faz-se a leitura dos diferenciais de pressão no sistema experimental.

Na metade da duração de cada batelada, aproximadamente 2,5 minutos, faz-se a leitura das temperaturas do ar primário e secundário.

Após o desligamento do sistema de insuflamento de ar, com o leito em repouso, retira-se uma amostra do mesmo e coleta-se o material retido nos filtros e no ciclone secundário.

Repete-se o mesmo procedimento descrito para cada batelada.

Com isso, ao final da corrida, em 15 ou 30 minutos, foi possível determinar o inventário presente no leito a cada 5 minutos, bem como a massa elutriada que foi coletada nos filtros e no ciclone secundário. Os sólidos do leito e os coletados no ciclone foram homogeneizados, pesados, amostrados e analisados granulometricamente. O material recolhido no filtro foi analisado por sedigrafia.

O material restante no leito e na válvula J ao final de cada corrida era retirado através de um sistema de aspiração, que utilizava mangueiras e um tambor, e permitia acondicionar o material em um saco.

A escolha do tempo de peneiramento adequado para determinação da granulometria do material particulado foi feita baseada na análise granulométrica do material após intervalos sucessivos de peneiramento. Assim, para uma amostra da corrida 25, o seguinte gráfico pôde ser feito:

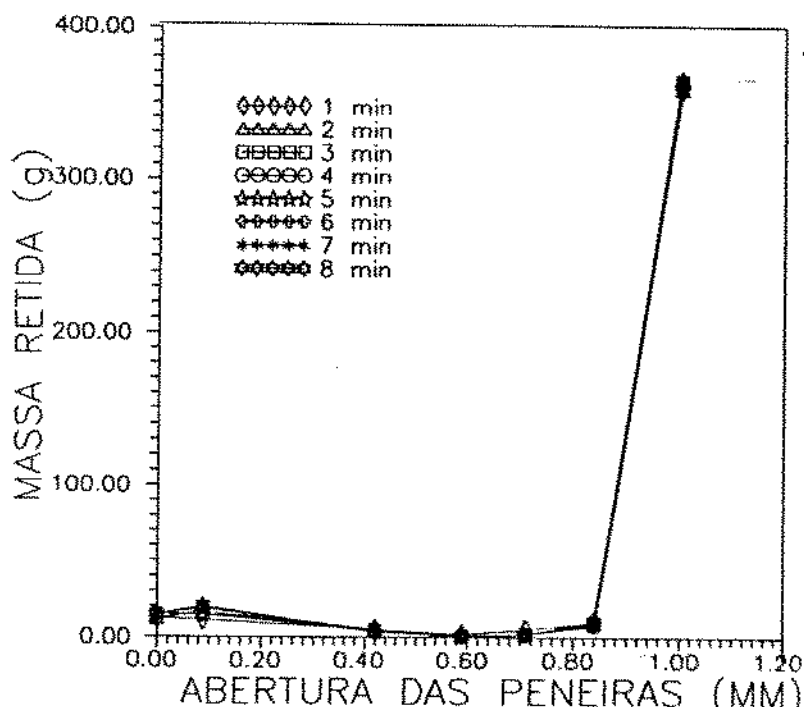


Figura 2.23 - Variação da Distribuição Granulométrica com o Tempo de Peneiramento.

De acordo com o gráfico obtido, pode-se concluir que, para o tempo de peneiramento de até oito minutos, nenhuma mudança significativa na amostra analisada ocorreu. Sendo assim, o tempo de peneiramento adotado foi de oito minutos.

A amostra do leite, ao fim de cada batelada, foi coletada usando-se um tubo de PVC de 10 cm de diâmetro, introduzido até o fundo do leite, de maneira a propiciar uma amostra representativa ao longo da altura do leite. A Tabela 2.3 confirma a validade do procedimento adotado, comparando a granulometria da amostra coletada com o tubo de PVC com a granulometria da amostra do material coletado por aspiração.

Tabela 2.3 - Comparação Entre as Distribuições Granulométricas ao Final da Corrida 31, Obtidas pelo Método de Aspiração de Todo Material do Leite e Homogeneização em Tambor e pelo Método do Tubo de PVC.

DISTRIBUIÇÃO GRANULOMÉTRICA DO LEITO FINAL - CORRIDA 31

d_i (mm)	x_{i1}	x_{i2}	dm_1 (mm)	dm_2 (mm)	dm_1/dm_2
0,5650	0,3476	0,3455	0,1252	0,1233	0,99
0,3585	0,1953	0,2045			
0,2535	0,1413	0,1375			
0,1795	0,0676	0,0624			
0,1185	0,0540	0,0497			
0,0750	0,0800	0,0682			
0,0530	0,0310	0,0491			
0,0220	0,0833	0,0832			

x_{i1} = fração em massa da componente de diâmetro d_i correspondente ao procedimento de retirada total do material do leite por aspiração.

x_{i2} = fração em massa da componente de diâmetro d_i correspondente ao procedimento da retirada de apenas uma pequena quantidade de material do leite através de um tubo de PVC.

O sistema de amostragem foi adotado porque a retirada total

do inventário do leito em cada batelada, se realizado várias vezes, poderia ocasionar alterações na granulometria do material, devido a influência do processo de aspiração.

A análise granulométrica dos finos coletados no ciclone secundário ($< 88 \mu\text{m}$) bem como da fração mais fina do material que permaneceu no leito ($< 44 \mu\text{m}$) ao final de cada batelada, foi realizada para um grupo de amostras correspondentes as corridas 18 a 23, escolhidas aleatoriamente.

As distribuições granulométricas foram determinadas através da técnica de sedimentação causada pela força gravitacional, denominada sedigrafia, utilizando um sedígrafo automatizado. Para isso, foram preparadas dispersões de 1,5 g para cada amostra de pó em 30 ml de solução básica ($\text{pH} = 8,0$) de NH_4 em água bidestilada, que, antes de serem colocadas no sedígrafo, recebiam uma dose de ultrassom por 3 minutos. Tais procedimentos com a solução foram tomados a fim de evitar que as partículas se aglomerassem ou agregassem devido às forças interatômicas e/ou eletrostáticas capazes de atrair partículas microscópicas.

Para análise granulométrica dos finos coletados nos filtros, utilizou-se seis amostras provenientes de testes escolhidos aleatoriamente e preparou-se dispersões com água bidestilada, contendo 9 a 10 gotas de solução concentrada de NH_4 , a fim de deixar o pH na faixa de 8,0 a 9,0. Foi colocada na solução 1,2 g do pó e então este foi submetido ao ultrassom por 3 minutos, sendo em seguida sedimentado através da técnica de sedigrafia.

A densidades média das amostras, necessárias ao processo de sedigrafia, foram medidas através de um Picnômetro à Hélio, cujo princípio de funcionamento é o da medição do volume de pó através do deslocamento de um gás em uma câmara de expansão. A densidade média obtida foi de 2886 kg/m^3 .

Foram ainda separadas amostras de partículas de xisto, provenientes dos inventários inicial e final da corrida 16, para que fotografias microscópicas, com ampliação de até 5000 vezes, fossem tiradas, permitindo a visualização das características de forma e de superfície das partículas, conforme as Figuras 2.24.

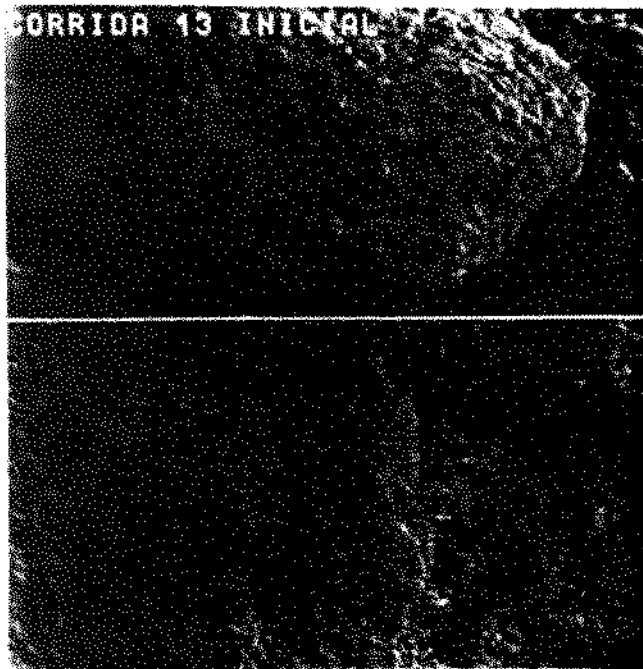


Figura 2.24.a - Partícula com 600 μm Presente no Inventário Inicial da Corrida 13, 1000 Vezes Aumentada. Parte Inferior - 3000x.

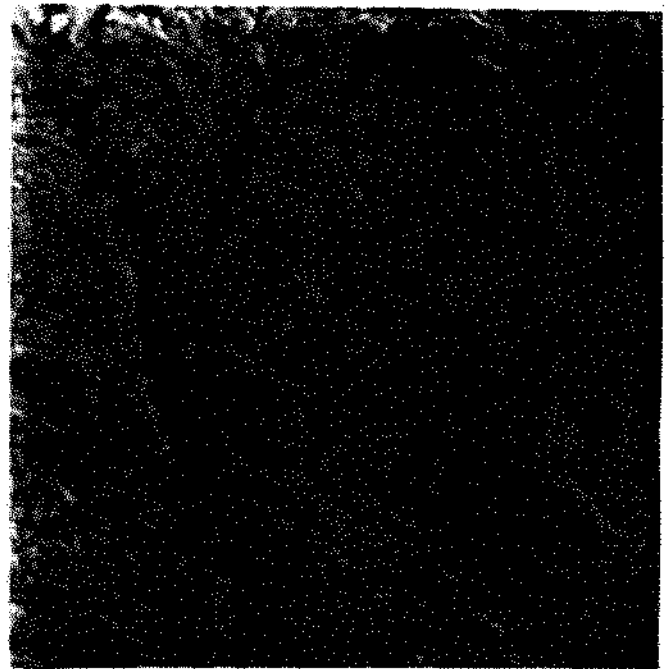


Figura 2.24.b - Superfície da Partícula da Fig. 2.24.a com 5000x de Aumento.

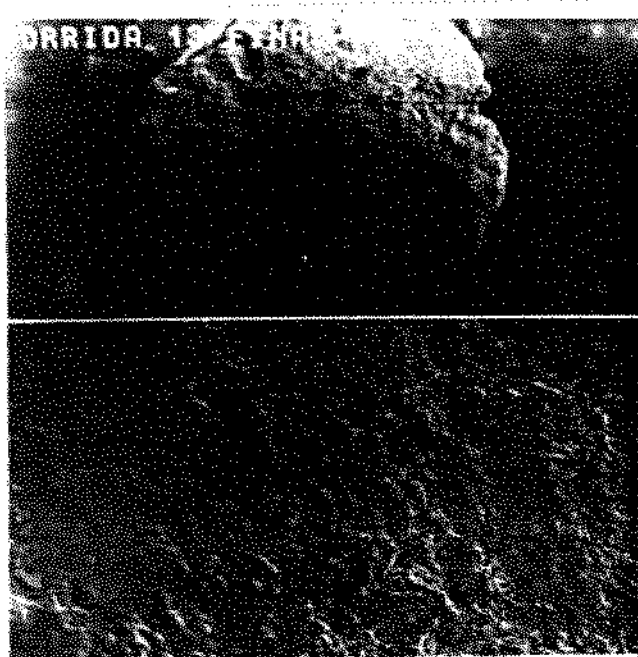


Figura 2.24.c - Partícula com 500 μm Presente no Inventário Final da Corrida 13, 1000 Vezes Aumentada. Parte Inferior - 3000x.

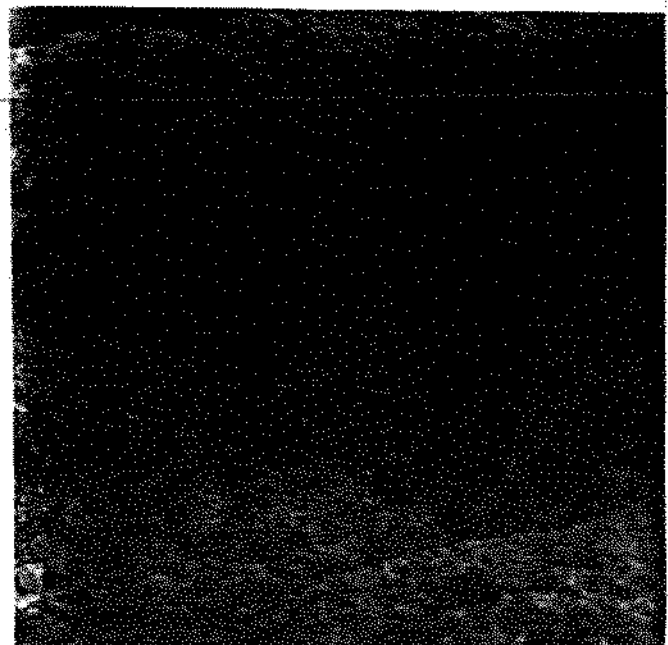


Figura 2.24.d - Superfície da Partícula da Fig. 2.24.c com 5000x de Aumento.

A Figura 2.24.a mostra, em sua parte superior, uma partícula de aproximadamente 600 μm , ampliada 1000 vezes, presente no inventário inicial da corrida 16. Na parte inferior, uma parte de sua superfície é aumentada 3000 vezes. A Figura 2.24.b mostra uma ampliação de 5000 vezes, onde se observa a existência de um alto grau de aspereza.

Na Figura 2.24.c, tem-se uma partícula presente no inventário final da corrida 16, de aproximadamente 500 μm , aumentada 1000 vezes, onde pode-se observar o arredondamento resultante. A redução da aspereza superficial pode ser constatada pelo exame da superfície, aumentada 3000 vezes, apresentada na parte inferior da figura, bem como na Figura 2.24.d, para um aumento de 5000 vezes. Os dados da corrida 16 estão na Tabela 2.1.

APRESENTAÇÃO E ANÁLISE DOS RESULTADOS

3.1 - Introdução

Inicialmente, neste capítulo, são apresentados os resultados experimentais obtidos nas corridas realizadas em diferentes condições operacionais, conforme programação mostrada no item 2.2.

É discutido a seguir a evolução da distribuição granulométrica do particulado devido ao processo de cominuição e a influência dos diversos parâmetros operacionais na redução de tamanho das partículas alimentadas no LFC.

Os apêndices I e II contém o conjunto detalhado dos resultados obtidos nas corridas feitas.

Devido à degradação granulométrica rápida e intensa das partículas de xisto, os experimentos em batelada não estão propriamente em regime permanente, visto que a d.g. e a massa do material recirculante alteram-se continuamente, sendo os finos gerados elutriados para fora do "loop" e coletados no ciclone secundário e nos filtros.

No presente trabalho, foi utilizado xisto calcinado, material que sofrera previamente atrito e fragmentação na presença de combustão em um CLFC existente na Petrobrás, em São Mateus do Sul - PR. Ele esteve sujeito, durante o processo de recirculação nos testes realizados, somente ao atrito e à fragmentação de origem mecânica.

A tabela 3.1 apresenta as condições operacionais das corridas realizadas, que forneceram os dados utilizados para a análise da influência dos diversos parâmetros operacionais na cominuição do particulado, incluindo o valor dos diâmetros médios inicial \bar{d}_0 e final \bar{d}_f do inventário.

Tabela 3.1 - Corridas realizadas com cinzas de xisto calcinado no LFC.

CORRIDA No.	Ud (m/s)	U (m/s)	U-Umf ⁽²⁾ (m/s)	M (kg)	\bar{d}_o (mm)	\bar{d}_f (mm)	t (min)	
S E R I E 01	01	0,70	3,80	3,62	40	0,4605	0,0264	30
	02	0,85	3,96	3,78	40	0,4066	0,0256	30
	03	0,97	4,00	3,82	40	0,4281	0,0252	30
	04	0,68	4,30	4,12	40	0,4560	0,0290	30
	05	0,81	4,35	4,17	40	0,4196	0,0261	30
	06	0,97	4,70	4,52	40	0,4210	-	25
S E R I E 02	07	0,86	2,89	2,71	30	0,4104	0,0521	30
	08	0,72	3,95	3,77	30	0,4332	0,0285	30
	09	0,84	3,99	3,81	30	0,4383	0,0289	30
	10	0,94	4,02	3,84	30	0,4153	0,0208	30
	11	0,69	4,67	3,84	30	-	-	20
	12	0,83	4,71	4,53	30	-	-	20
	13	0,64	4,73	4,55	30	-	-	20
	14	0,95	4,74	4,56	30	-	-	20
S E R I E 03	15	0,72	3,31	3,14	30	0,3972	0,0434	15
	16	0,68	3,85	3,68	30	0,4120	0,0509	15
	17	0,85	3,99	3,82	30	0,4096	0,0331	15
	18	0,96	4,02	3,85	30	0,4096	0,0295	15
	19	0,67	4,57	4,40	30	0,4206	0,0388	15
	20	0,83	4,61	4,44	30	0,4113	0,0271	15
S E R I E 04	22	0,70	3,86	3,63	30	0,4738	0,0421	15
	23	0,83	3,93	3,70	30	0,4607	0,0304	15
	21	0,72	3,31	3,08	30	0,4171	0,0434	15
	24	1,05	4,41	4,18	30	0,5287	0,0306	15
	25	0,69	4,66	4,43	30	0,4165	0,0284	15
	26	1,05	4,72	4,49	30	0,6079	0,0392	15
S E R I E 05	27	0,66	3,21	2,66	30	0,8634	0,0511	15
	28	0,67	3,49	2,94	30	0,9629	0,0451	15
	29	0,67	3,76	3,21	30	0,8969	0,0456	15
	30	1,05	4,45	3,90	30	0,8852	0,0413	15
	31	1,04	4,63	4,08	30	0,8878	0,0368	15
	32	1,05	4,81	4,26	30	0,8862	0,0313	15

(2) - Umf foi calculada utilizando a média dos diâmetros médios de Sauter para as partículas dos inventários de cada série.

onde U_d - velocidade superficial do leito denso;
 U - velocidade superficial do leito rápido;
 U_{mf} - velocidade mínima de fluidização;
 d_o - diâmetro médio inicial do inventário, e
 d_f - diâmetro médio final do inventário.

A série 1 tem diâmetro médio de 0,427 mm, com desvio de 7,3 % em torno da média. As séries 2 e 3 têm diâmetros médios de 0,421 e 0,410 mm, respectivamente, com desvio máximo de 3,9 %. A série 4, tem diâmetro médio de 0,484 mm, com desvio em torno da média de 13 %. A série 5, de diâmetro médio igual a 0,898 mm, apresentou um desvio máximo de 6,7 % em relação a média.

O efeito da cominuição das partículas foi bastante acentuado e, nas corridas 6, 11, 12, 13 e 14, inicialmente programadas para uma duração de 30 minutos, todo inventário se elutriou antes do prazo previsto. Estas corridas correspondem às de maior velocidade nas séries 1 e 2. Nas demais séries, de duração programada para 15 minutos, o fenômeno não ocorreu.

3.2 - Evolução Granulométrica do Inventário para Amostras Típicas

Durante o processo de fluidização, as partículas do inventário sofrem um intenso processo de cominuição, tendo parte de seu material elutriado e coletado no ciclone secundário e nos filtros de manga. São apresentados a seguir os resultados obtidos para as distribuições granulométricas finais do material restante no leito, no ciclone secundário e nos filtros de manga, ao final da corrida.

As Tabelas 3.2 a 3.4 apresentam as distribuições granulométricas do inventário inicial e final para a amostra A, correspondente as corridas das séries 1,2 e 3, para a amostra B, relativa a série 4 e para a amostra C, que corresponde as corridas da série 5. Foram usadas como exemplo as corridas 16, 22 e 29.

Tabela 3.2 - Distribuições Granulométricas do Inventário Inicial e Final - Amostra A - Corrida 16.

\bar{d}_i (mm)	M_{i0} (kg)	M_{if} (kg)			x_{i0}	x_{if}
		Leito	Ciclone	Filtros		
0,5650	17,406	4,358	0,290	-	0,5802	0,1618
0,3585	10,800	5,323	0,910	-	0,3600	0,2162
0,2535	0,918	1,804	0,430	-	0,0306	0,0773
0,1795	0,336	1,202	0,350	-	0,0112	0,0537
0,1185	0,297	1,024	0,510	-	0,0099	0,0531
0,0750	0,165	1,436	-	-	0,0055	0,0498
0,0530	0,060	0,646	-	-	0,0020	0,0224
0,0220	0,012	2,207	-	-	0,0004	0,0765
0,0160	-	-	7,260	-	-	0,2519
0,0002	-	-	-	1,074	-	0,0372
$\bar{d}_0 = 0,412$ mm		$\bar{d}_f = 0,051$ mm		$\bar{d}_f/\bar{d}_0 = 0,124$		

Tabela 3.3 - Distribuições Granulométricas do Inventário Inicial e Final - Amostra B - Corrida 22.

\bar{d}_i (mm)	M_{i0} (kg)	M_{if} (kg)			x_{i0}	x_{if}
		Leito	Ciclone	Filtros		
0,8550	11,826	1,276	0,162	-	0,3942	0,0506
0,6500	13,380	4,587	1,241	-	0,4460	0,2052
0,5050	1,176	0,969	0,613	-	0,0392	0,0557
0,2845	1,785	1,668	0,923	-	0,0595	0,0912
0,1185	1,227	0,655	0,961	-	0,0409	0,0569
0,0750	0,525	1,236	-	-	0,0175	0,0435
0,0530	0,033	0,713	-	-	0,0011	0,0251
0,0220	0,051	0,964	-	-	0,0017	0,0339
0,0160	-	-	10,970	-	-	0,3863
0,0002	-	-	-	1,464	-	0,0515
$\bar{d}_0 = 0,474$ mm		$\bar{d}_f = 0,042$ mm		$\bar{d}_f/\bar{d}_0 = 0,089$		

Tabela 3.4 - Distribuições Granulométricas do Inventário Inicial e Final - Amostra C - Corrida 29.

\bar{d}_i (mm)	M_{i0} (kg)	M_{if} (kg)			x_{i0}	x_{if}
		Leito	Ciclone	Filtros		
1,3000	18,594	5,157	0,082	-	0,6198	0,1843
0,9200	8,472	4,272	0,105	-	0,2824	0,1539
0,7750	0,363	0,646	0,041	-	0,0121	0,0242
0,6500	1,146	1,702	0,069	-	0,0382	0,0623
0,5050	0,225	0,663	0,063	-	0,0075	0,0255
0,2540	0,978	1,798	-	-	0,0326	0,0632
0,0660	0,225	0,866	-	-	0,0075	0,0305
0,0220	0,000	1,547	-	-	0,0000	0,0544
0,0160	-	-	10,020	-	-	0,3524
0,0002	-	-	-	1,403	-	0,0493
$d_0 = 0,897$ mm		$d_f = 0,046$ mm		$d_f/d_0 = 0,051$		

O inventário final é constituído pelo material que permaneceu no leito mais o material que deixou o leito e foi coletado na perna do ciclone secundário e nos filtros. Pode-se observar a grande quantidade de finos gerados e o aumento das frações de massa correspondentes aos diâmetros intermediários. Este fenómeno repetiu-se em todas as corridas realizadas, conforme pode-se constatar examinando as tabelas do apêndice I.

As Figuras 3.1 a 3.3 detalham a distribuição granulométrica do material coletado ao pé do ciclone secundário no final da corrida. Pode-se observar em todos os casos, uma grande concentração de finos, definidos neste trabalho, como material particulado menor do que $44 \mu\text{m}$, em torno de 85% da massa coletada. Estes finos foram analisados por sedigrafia, conforme capítulo 2, e o diâmetro médio obtido foi de $16 \mu\text{m}$, com valores variando de 14 a $18 \mu\text{m}$ e desvio em torno da média de 13%. A este material deve-se adicionar os finos coletados nos filtros de manga, tipicamente com granulometria variando de $1,6$ a $1,8 \mu\text{m}$, conforme testes de sedigrafia realizados, descritos no capítulo 2. O apêndice IV apresenta resultados detalhados referentes a d.g. dos finos coletados no ciclone secundário e nos filtros de

manga ao fim das corridas para as quais foram realizados testes de sedigrafia.

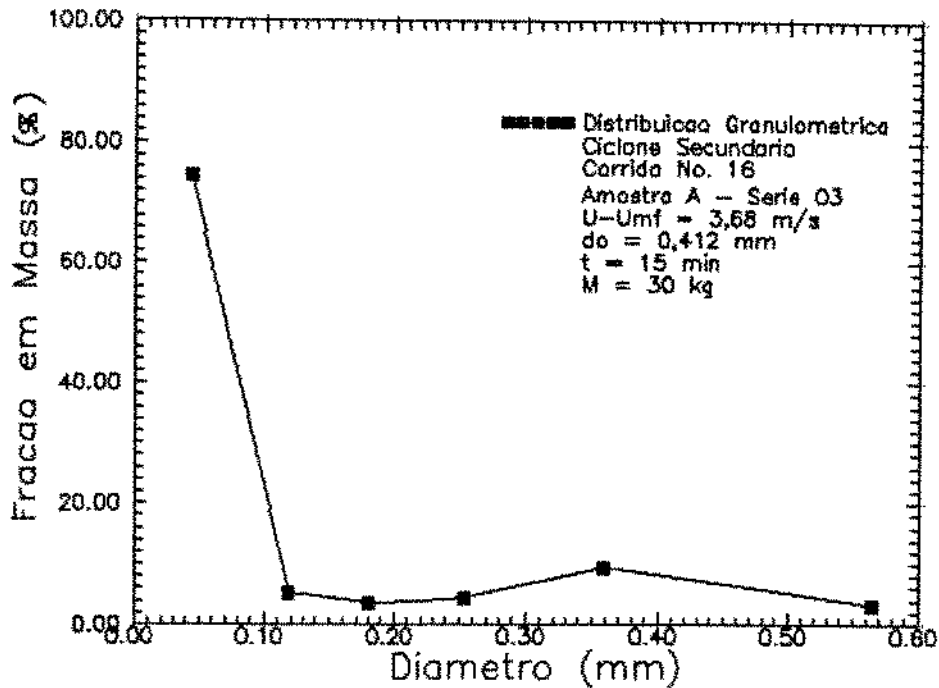


Figura 3.1 - Distribuição granulométrica do material coletado no pé do ciclone secundário.

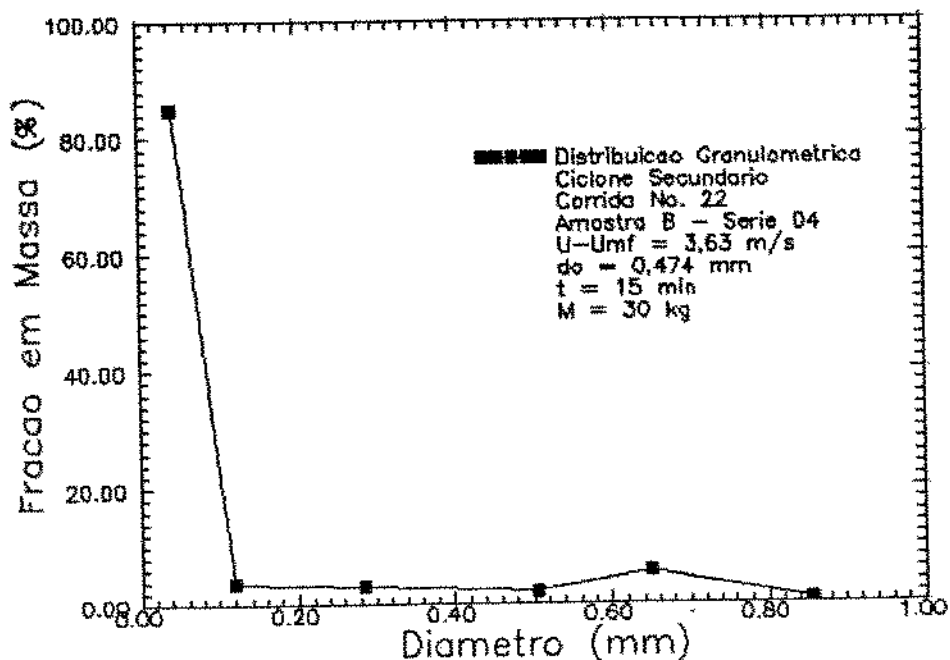


Figura 3.2 - Distribuição granulométrica do material coletado no pé do ciclone secundário.

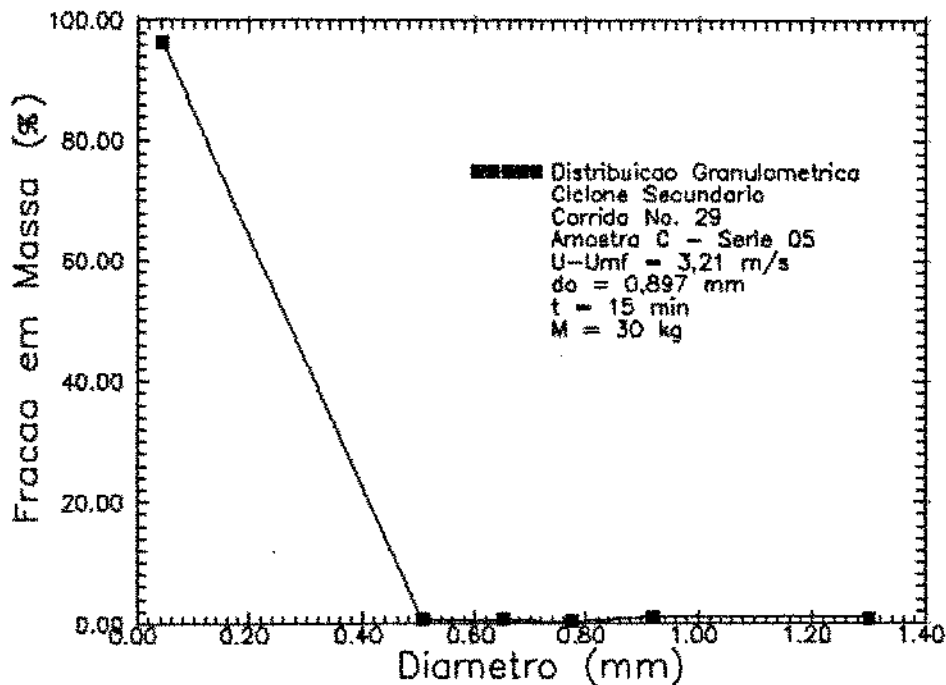


Figura 3.3 - Distribuição granulométrica do material coletado no pé do ciclone secundário.

As condições do teste, os inventários utilizados e as granulometrias iniciais não modificaram de modo significativo a granulometria dos finos gerados, o que confirmou a observação de Merrick e Highley (1974), válida originalmente para leito borbulhante, segundo a qual a distribuição granulométrica dos finos gerados independe das condições do teste, pois só dependeria do material utilizado.

A d.g. do leito final mostrou um percentual de finos na faixa de 10% a 15% do total de material presente no leito ao final das corridas. Uma explicação possível seria a existência de uma quantidade fixa de finos incapaz de ser elutriada, pois ficaria "prisioneira" entre as partículas maiores, na forma de aglomerados.

A análise da distribuição final do inventário após os testes, conforme as Tabelas 3.2 a 3.4, mostra um aumento significativo das frações mássicas das faixas granulométricas intermediárias. Como a distribuição inicial é basicamente

binária, seria difícil supor que o atrito fosse o único mecanismo de cominuição envolvido, reduzindo as partículas-mãe até os diâmetros inferiores, acima do valor correspondente aos finos gerados.

Esta verificação será considerada posteriormente na proposição do modelo de cominuição desenvolvido no capítulo 4.

3.3 - Análise da Influência dos Parâmetros Operacionais na Cominuição do Particulado

3.3.1 - Efeito da Velocidade Superficial de Fluidização no Processo de Cominuição do Particulado

Da Tabela 3.1, para todas as séries de corridas realizadas, quanto maior o excesso de velocidade de fluidização, $U-U_{mf}$, maior a taxa de material cominuído e, conseqüentemente, maior a redução de tamanho do particulado. As Figuras 3.4 e 3.5 mostram a variação do inventário presente no leito com o tempo, para as corridas das séries 2 e 3.

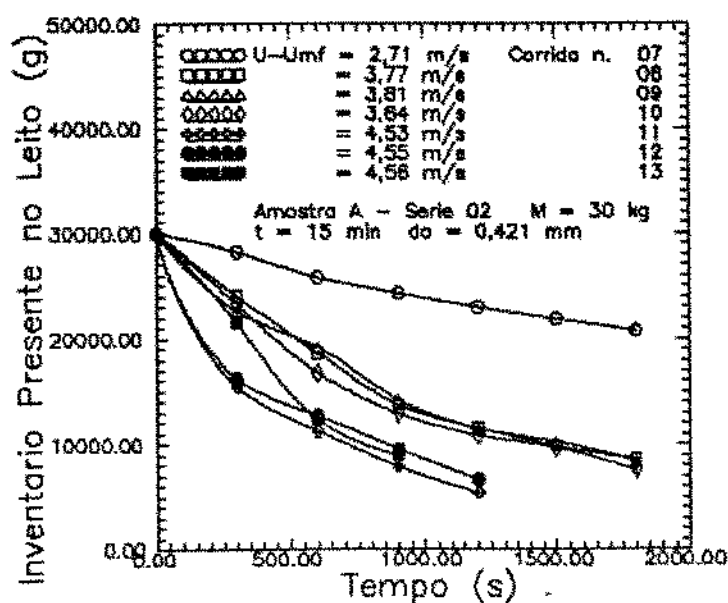


Figura 3.4 - Redução do Inventário Presente no Leito com o Tempo.

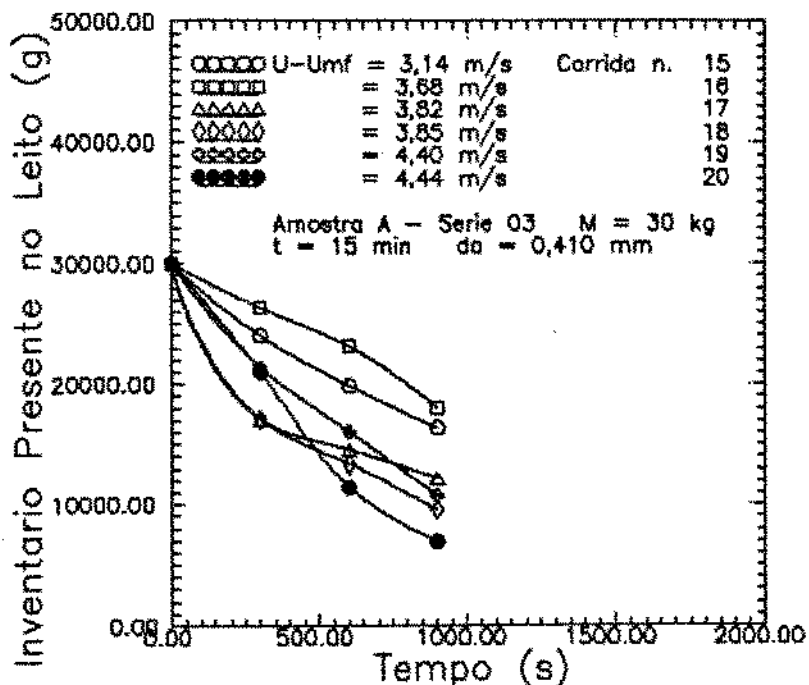


Figura 3.5 - Redução do Inventário Presente no Leito com o Tempo.

Pode-se notar que, quanto maior a velocidade de fluidização, maior a redução do inventário presente no leito, o que aconteceu devido à maior geração de finos produzidos por atrito. Kutiyavina e Baskakov (1972), em experimentos realizados a frio em um LFB, foram os primeiros a observar este fenômeno.

Em 1974, Merrick e Highley, usando um dispositivo experimental constituído por um CLFB alimentado continuamente, confirmaram esta observação, simulando inclusive o fenômeno de geração de finos por atrito abrasivo através de uma equação na qual R_a seria diretamente proporcional a $U-Umf$.

De 1974 a 1991, todos os autores que analisaram a influência da velocidade de fluidização na taxa de redução do tamanho de partículas, inclusive aqueles que trabalharam com LFC, observaram uma dependência diretamente proporcional entre ambos.

Porém, em 1992, Brown, Jeffrey, Ahrens e Christofides realizaram experimentos em um CLFB, operado continuamente, e não

observaram nenhuma evidência de que a taxa de cominuição das partículas por atrito e por fragmentação devida a combustão dependesse de $U-U_{mf}$. Contudo, devido aos poucos pontos experimentais obtidos por estes autores, não se pode fazer uma análise conclusiva.

Assim, de acordo com o exposto, pode-se confirmar para o leito rápido a mesma dependência da velocidade superficial válida para o leito borbulhante.

3.3.2 - Influência do Inventário Inicial na Redução de Tamanho do Particulado

A taxa de cominuição de partículas por atrito e por fragmentação devida a combustão é proporcional ao inventário presente no leito, tanto para o caso de leito borbulhante com para leito circulante, conforme foi discutido na seção 1.2 do capítulo 1. Apenas os autores italianos, que trabalharam com CLFB alimentado continuamente ou em batelada, admitiram que, para a análise da taxa de produção de finos de carbono por atrito, R_{ac} seria proporcional a M_c/\bar{d} , que é uma medida da área superficial das partículas de carbono expostas ao processo de cominuição.

A Figura 3.6 mostra os resultados obtidos neste trabalho para LFC com inventários de 30 e 40 kg.

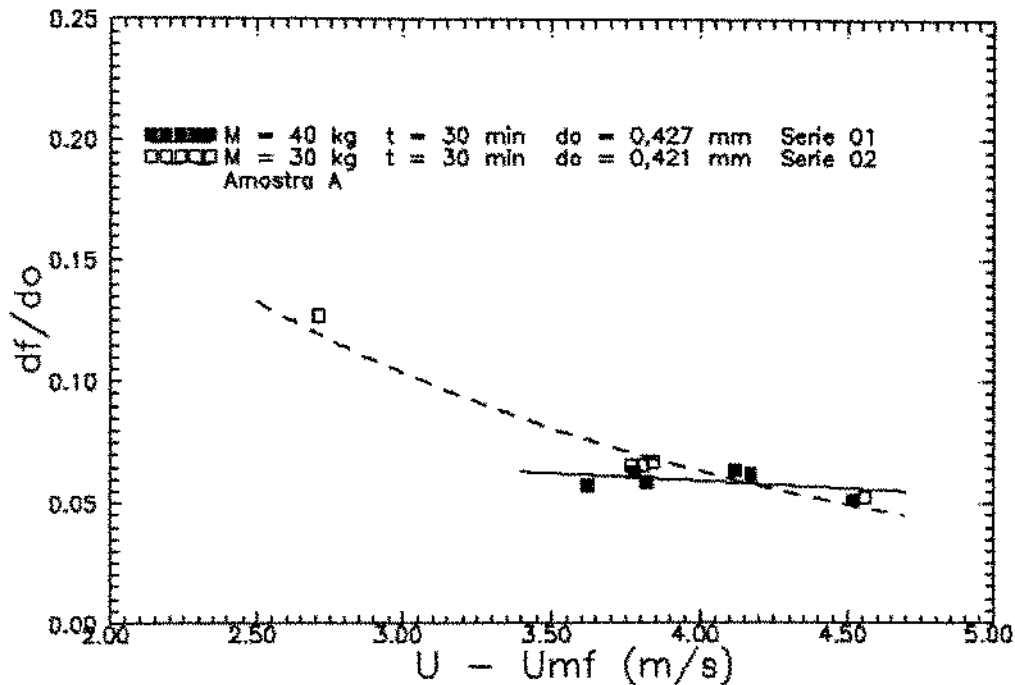


Figura 3.6 - Influência do Inventário Inicial na Redução de Tamanho do Particulado.

Pode-se observar que a curva correspondente ao inventário de 30 kg apresenta uma menor redução de tamanho do particulado quando comparada à do inventário de 40 kg. Para excessos de velocidade de fluidização maiores do que 3,5 m/s, o efeito do inventário tende a se tornar menos significativo.

Há uma redução do tamanho do particulado com o aumento da velocidade, como já foi visto; para corridas com inventário de 40 kg e excesso de velocidade de fluidização maior do que 4,5 m/s, ocorreu total elutriação do material.

3.3.3 - Efeito da Duração da Batelada na Redução do Tamanho do Particulado

Neste trabalho, o tempo de duração do processo de fluidização mostrou uma influência significativa na redução de

tamanho do particulado no leito, que foi acentuada pelo fato do processo não ter atingido durante as corridas um regime efetivamente permanente, com a diminuição do inventário remanescente no leito pela elutriação dos finos gerados. A Figura 3.7 mostra que o diâmetro médio final do inventário varia exponencialmente com o excesso de velocidade de fluidização e que, quanto maior o tempo de duração do teste, maior a taxa de cominuição e, conseqüentemente, menor o diâmetro médio final das partículas do inventário.

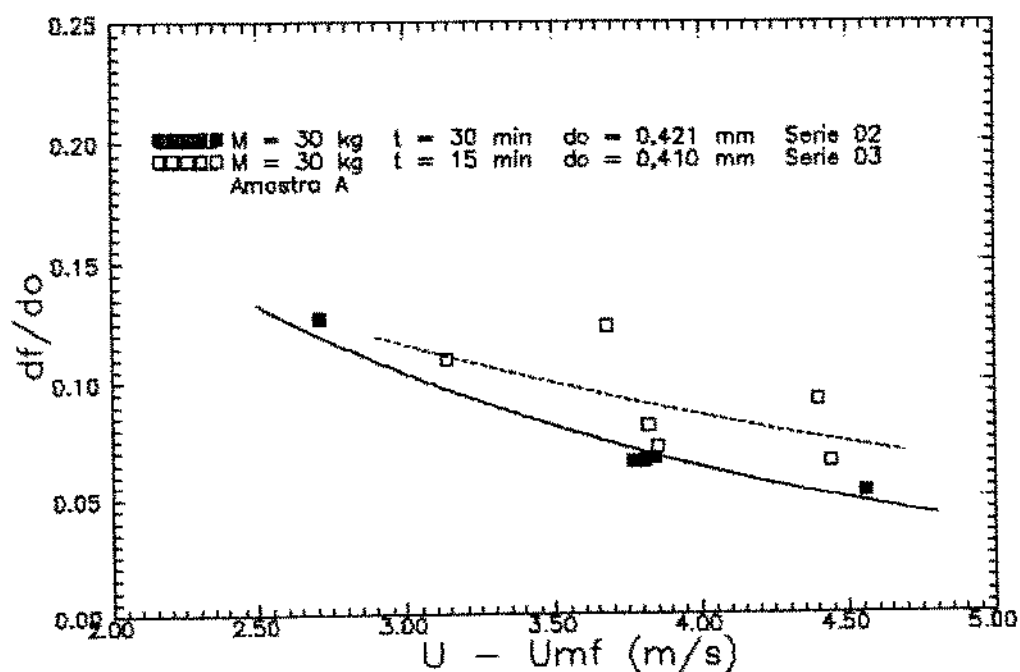


Figura 3.7 - Influência da Duração da Corrida na Redução de Tamanho do Particulado.

As Figuras 3.8 a 3.10, referentes a inventários de 30 kg, duração total de 15 minutos e particulados correspondentes à corridas da série 5, amostra C, apresentam a evolução da distribuição granulométrica acumulativa ao longo do tempo. Em todas as situações pode-se observar uma grande alteração na distribuição granulométrica do inventário total no início da operação, com alta produção de finos, mas, principalmente, um significativo aumento das frações mássicas intermediárias, o que

se pode imaginar como decorrência de um fenômeno de fragmentação mecânica.

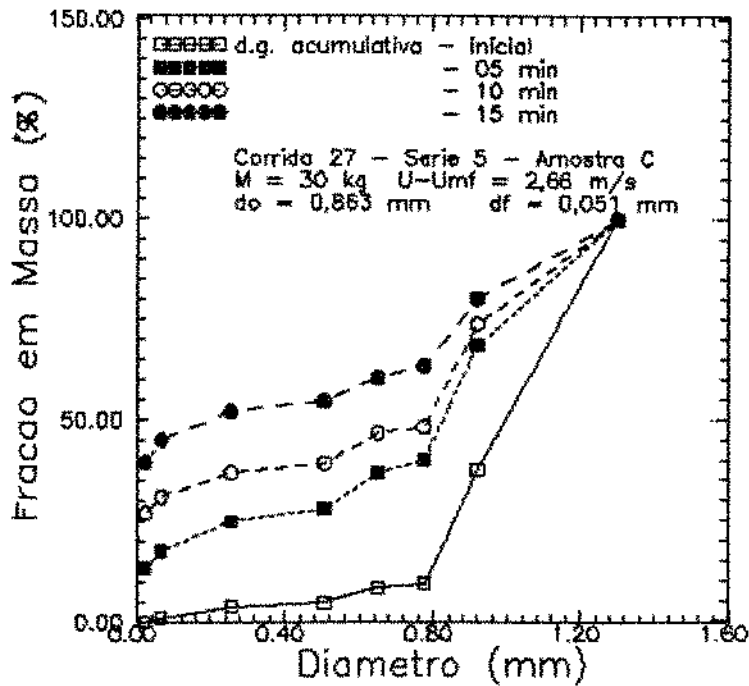


Figura 3.8 - Evolução da Granulometria do Material Particulado do Inventário com o Tempo.

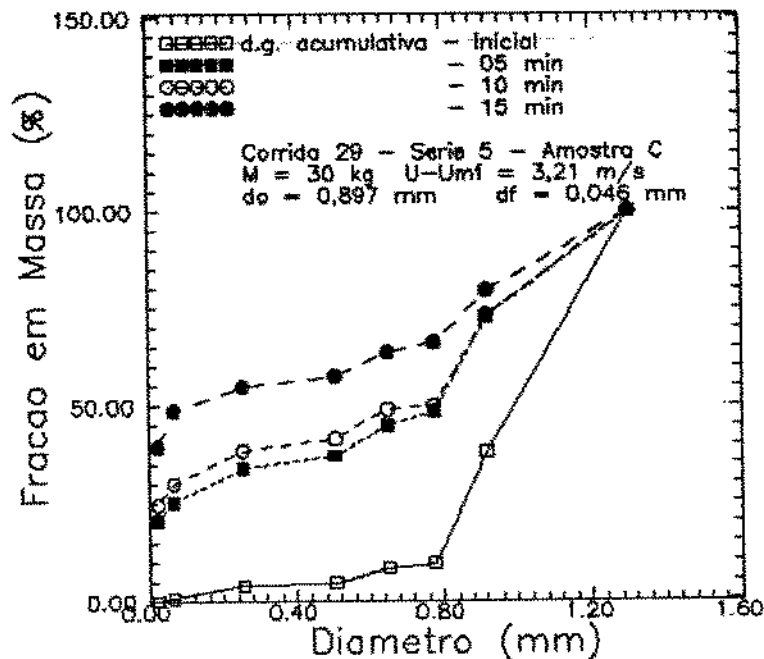


Figura 3.9 - Evolução da Granulometria do Material Particulado do Inventário com o Tempo.

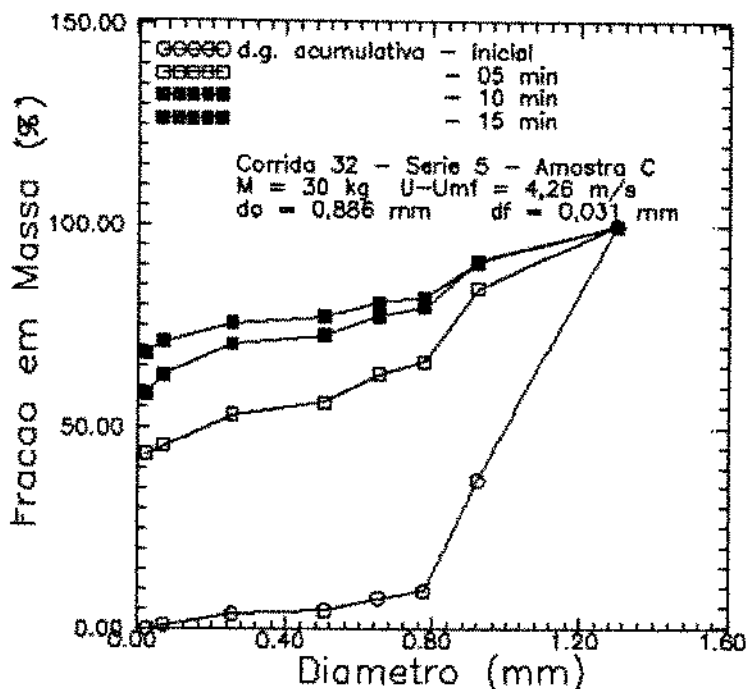


Figura 3.10 - Evolução da Granulometria do Material Particulado do Inventário com o Tempo.

A maior intensidade da cominuição no início da corrida ocorre provavelmente como proporcional ao maior inventário existente inicialmente no leito e devido à maior irregularidade superficial das partículas, como constatado nas fotografias obtidas por microscópio eletrônico, apresentadas no capítulo 2. Forsythe e Hertwig (1949); Kutiyavina e Baskakov (1972) e Chen, Sishtla e Arastoopour (1980), utilizando dispositivos experimentais constituídos de um LFB, operado em batelada, também chegaram a mesma conclusão; observaram que a taxa de produção de finos por atrito, inicialmente alta devido a maior irregularidade das partículas, tende a decrescer com o tempo até um valor estável, devido ao arredondamento das mesmas.

3.3.4 - Influência da Granulometria Inicial do Inventário na Redução de Tamanho do Particulado

A Figura 3.11 apresenta a influência do diâmetro médio inicial na redução de tamanho do particulado, para os testes realizados neste trabalho.

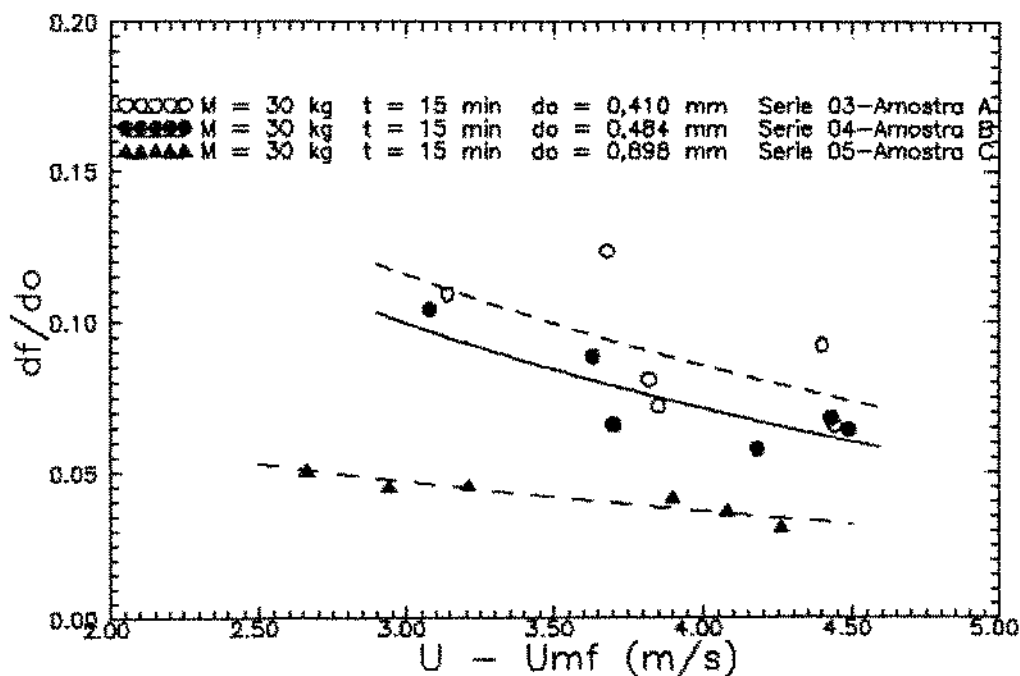


Figura 3.11 - Influência da Granulometria Inicial do Inventário na Redução de Tamanho do Particulado.

Pode-se observar que, quanto maior o diâmetro médio inicial do inventário, maior a taxa de cominuição das partículas, confirmando os resultados obtidos por Merrick e Highley (1974) e Arena, D'Amore e Massimilla (1983), através do uso de CLFBs operados continuamente e em batelada, respectivamente, e Pécora, Goldstein, Pagliuso e Lombardi (1988), para LFC a frio operado em batelada. Contudo, existem controvérsias quanto ao efeito da granulometria inicial na taxa de redução do tamanho do particulado por atrito.

Kono, em 1981, utilizando partículas catalítica grosseiras em um LFB à frio alimentado em batelada, não observou dependência significativa entre a granulometria inicial das partículas e a taxa de produção de finos por atrito.

Pis et al. (1991), trabalhando com cinzas de carvão com distribuições estreitas e extensas, utilizando um LFB alimentado em batelada, observaram que a d.g. inicial das partículas não alterou o valor de R_0 com o tempo.

Comparando-se na Figura 3.11 os resultados da série 3, amostra A, com os da série 4, amostra B, a primeira com de e área superficial 15% e 30% menores do que a segunda, respectivamente, e d.g. mais estreita, verifica-se que elas sofrem maior taxa de cominuição. As corridas relativas a amostra C, da série 5, que têm diâmetro médio inicial 220% maior do que a amostra A e d.g. mais extensa, conforme foi apresentado na Tabela 2.2, sofreram a maior redução de tamanho do particulado.

Os experimentos realizados por Arena et al. (1983), em um CLFB operado em batelada e alimentado com partículas de carvão com d.g. extensa, mostraram que, quanto maior a extensão da d.g. do particulado, maior seria a taxa de cominuição por atrito.

Neste trabalho, no entanto, o efeito da extensão da d.g. inicial foi inferior ao da área superficial das partículas.

Analisa-se a seguir o efeito do tamanho das partículas iniciais na taxa de geração de finos e de fragmentos. A Figura 3.12 apresenta a influência do diâmetro médio do inventário inicial na quantidade de finos gerados .

Pode-se observar que, as corridas pertencentes às séries 03, 04 e 05, amostra A, B e C, respectivamente, com diâmetro médio de 0,410; 0,484 e 0,898 mm mostram que a taxa de geração de finos por atrito abrasivo é diretamente proporcional ao tamanho inicial das partículas do leite, conforme fora observado para leite fluidizado borbulhante.

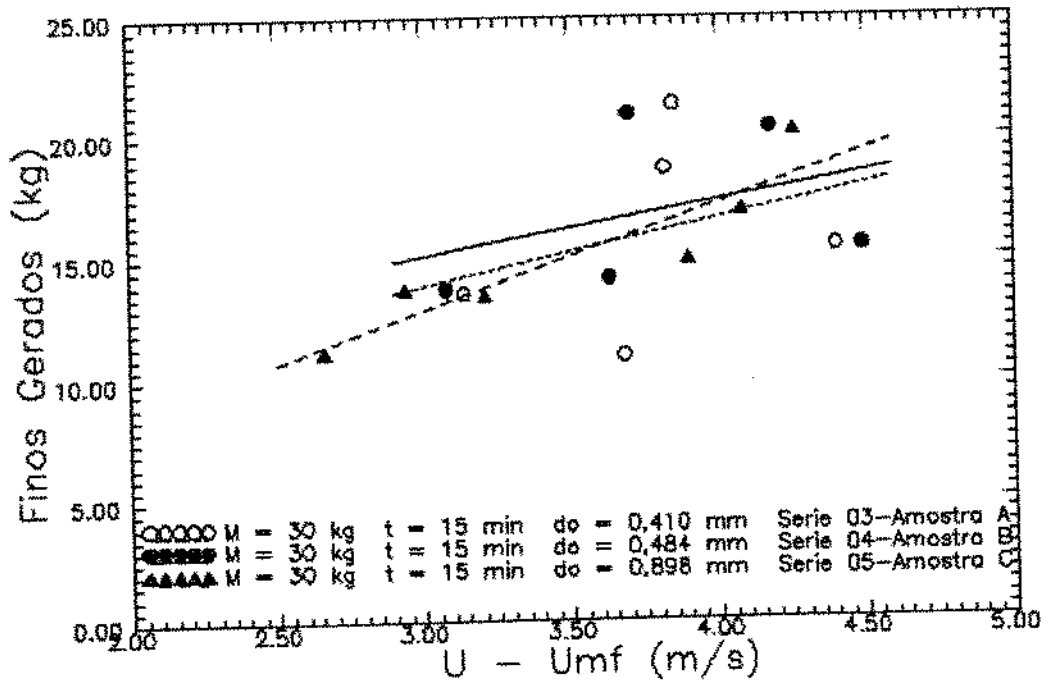


Figura 3.12 - Influência do Diâmetro Médio do Inventário Inicial na Quantidade de Massa Atritada.

A influência da granulometria inicial do inventário na geração de massa fragmentada é apresentada na Figura 3.13. A figura apresenta um comportamento análogo ao visto para o atrito, com os inventários de partículas com maior tamanho inicial gerando uma maior quantidade de fragmentos.

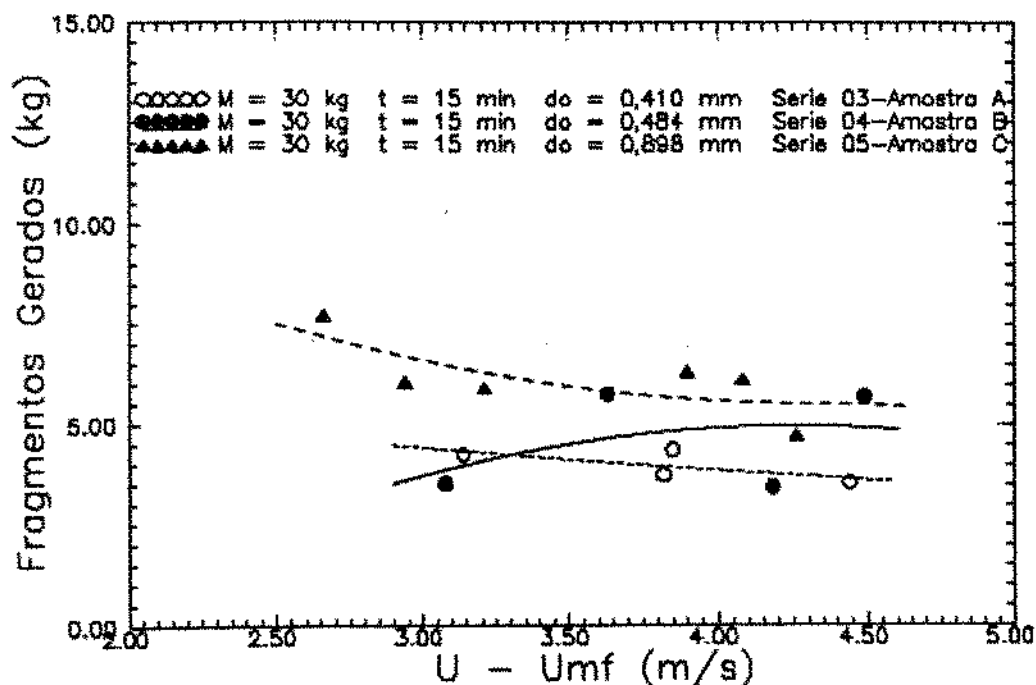


Figura 3.13 - Influência do Diâmetro Médio do Inventário Inicial na Quantidade de Massa Fragmentada.

De acordo com as Figuras 3.12 e 3.13, pode-se concluir que, quanto maior o diâmetro médio das partículas de um dado inventário, mantendo-se constante os demais parâmetros operacionais, maior a massa de finos gerados e maior a quantidade de fragmentos produzidos.

Convém ressaltar que a massa de fragmentos obtida para cada corrida, apresentada na Figura 3.13, é determinada através de um balanço de massa em cada faixa granulométrica, dado posteriormente no capítulo 4.

MODELAGEM DO FENÔMENO DA COMINUIÇÃO DE PARTÍCULAS
EM UM LEITO FLUIDIZADO CIRCULANTE A FRIO

4.1 - Introdução

De acordo com o estado da arte apresentado no primeiro capítulo, pode-se observar que não existem modelos para descrever o processo de cominuição de partículas em um leito fluidizado rápido.

Merrick e Highley (1974) apresentaram um modelo para prever a taxa de atrito e a d.g. do particulado no leito e no sistema de coleta de finos em um CLFB. Eles desconsideraram o processo de fragmentação; o atrito na presença de combustão foi incorporado na equação $R_a = k_a \cdot (U - U_{mf}) \cdot M$.

De 1980 a 1991, um grupo de pesquisadores italianos realizou uma série de experimentos em leitos fluidizados borbulhantes, apresentados em diversas publicações. Algumas consideraram o atrito abrasivo e outras o atrito mais a fragmentação devida a combustão. Foram modelados os fenômenos da fragmentação primária, secundária e percolativa, que é a única, segundo os autores, que produz partículas de tamanho elutriável. Os modelos forneceram a taxa de geração de fragmentos e sua distribuição.

Em 1988, Pécora, Goldstein Jr., Pagliuso e Lombardi, estenderam os estudos do fenômeno da cominuição de LFB para LFC, propondo um modelo baseado nas equações de Merrick e Highley (1974), que permite estimar a d.g. do inventário final. O modelo simulou o fenômeno como devido à fragmentação mecânica.

Em 1990, Arena, Cammarota, Massimilla, Siciliano e Basu realizaram experimentos em batelada em um CLFC. Eles utilizaram o modelo originalmente desenvolvido por Donsi et al. (1981) para CLFB, considerando apenas o atrito abrasivo e negligenciando o processo de fragmentação.

Em 1992, com Brown, Jeffrey, Ahrens e Christofides, surgiu, como foi visto anteriormente, o primeiro trabalho que considerou o atrito abrasivo e a fragmentação como processos predominantes na elutriação de partículas do leito. Todavia, os experimentos, que foram realizados em um CLFB, forneceram poucos pontos

experimentais, não sendo possível determinar a constante de atrito e a de fragmentação de modo satisfatório.

Neste capítulo, foi desenvolvido um modelo para prever a taxa de produção de finos por atrito abrasivo, a taxa de fragmentação mecânica e a d.g. das partículas do inventário final num leito fluidizado rápido a frio.

4.2 - Modelo Físico Adotado

As tabelas com as d.g. inicial e final dos inventários usados nas várias corridas realizadas, apresentadas no apêndice I, permitem observar que uma grande quantidade de material foi deslocada para a última faixa granulométrica (menor do que $44 \mu\text{m}$) e que as faixas granulométricas intermediárias apresentaram um aumento da fração mássica. Com base nesta informação experimental, admitiu-se que a massa deslocada para a última faixa granulométrica seria resultante de atrito abrasivo.

O aumento de massa em cada faixa intermediária seria devido aos fragmentos recebidos das faixas granulométricas superiores, descontando a perda de massa por atrito e por fragmentação para as faixas inferiores. Assim, o modelo contempla dois mecanismos básicos de cominuição: atrito abrasivo e fragmentação mecânica.

As hipóteses básicas adotadas para o modelo de cominuição foram:

- a. As partículas do leito estão sujeitas ao atrito abrasivo e a fragmentação de origem mecânica, exceto os finos gerados (menores que $44 \mu\text{m}$);
- b. A massa de fragmentos gerada em cada faixa granulométrica é distribuída de maneira uniforme para as faixas granulométricas inferiores;
- c. O processo de cominuição de uma determinada faixa granulométrica é independente das restantes;
- d. Partículas abaixo de $88 \mu\text{m}$, que constituem a faixa granulométrica imediatamente superior à faixa dos finos, não

sofrem fragmentação mecânica, e

e. O ganho de massa das faixas granulométricas intermediárias proveniente da redução das partículas das faixas superiores por atrito é desprezível em comparação à massa de fragmentos recebida.

A Figura 4.1 apresenta o desenho esquemático do modelo físico de cominuição adotado.

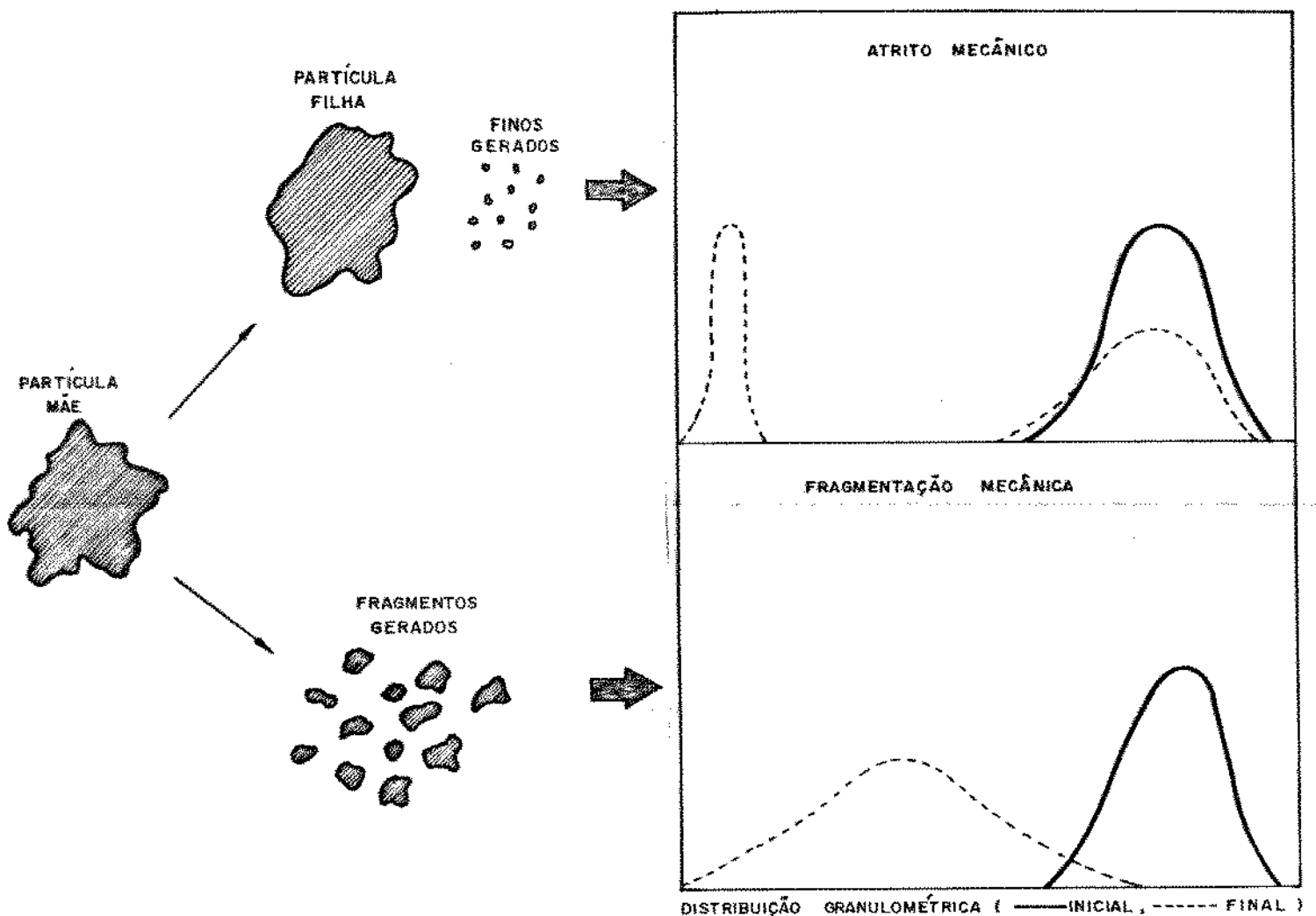


Figura 4.1 - Desenho Esquemático do Processo de Cominuição.

4.3 - Equacionamento do Modelo

O processo de geração de finos por atrito foi modelado com base na proposta de Merrick e Highley (1974), desenvolvida originalmente para leito fluidizado borbulhante.

Segundo Merrick e Highley, a geração de finos por atrito em regime permanente para partículas de carvão e calcário em um CLFB operando continuamente seria dada por:

$$R_a = \frac{dM}{dt} = k_a \cdot (U - U_{mf}) \cdot M \quad (4.1)$$

Para partículas de uma determinada faixa granulométrica, a taxa de atrito pode ser escrita como

$$R_{ai} = \frac{dM_i}{dt} = k_a' \cdot f_i \cdot (U - U_{mf}) \cdot M_i \quad (4.2)$$

Como a taxa de redução de tamanho do particulado para uma determinada faixa granulométrica não é afetada pelas restantes, conforme a hipótese c, vem:

$$R_a = \sum_{i=1}^n R_{ai} \quad (4.3)$$

Desta equação se obtém o valor da constante k_a' :

$$k_a' = \frac{R_a}{\sum_{i=1}^n f_i \cdot (U - U_{mf}) \cdot M_i} \quad (4.4)$$

Ray, Jiang e Wen (1987) desenvolveram um modelo alternativo semelhante ao de Merrick e Highley, conforme visto no capítulo 1. Para a determinação da taxa de produção de finos por atrito em cada faixa granulométrica, eles propuseram a seguinte equação:

$$R_{ai} = \frac{dM}{dt} = k_a \cdot (U - U_{mf}) \cdot \frac{x_i/r_i}{\sum_{j=1}^n (x_j/r_j)} \cdot M \quad (4.5)$$

Ambas as formulações foram adaptadas para a utilização no presente trabalho.

Levando em consideração que o processo de cominuição das partículas não atingiu propriamente um regime permanente, devido principalmente ao alto grau de friabilidade do material utilizado, as equações anteriores foram consideradas como válidas em regime transiente. Assim sendo, vem:

.Cálculo da perda de massa instantânea de uma determinada faixa granulométrica i por atrito abrasivo, $dM_{wi,t}$, a partir de Merrick e Highley:

$$dM_{wi,t} = f_{i,t} \cdot k_a'(t) \cdot (U - U_{mf}) \cdot M_{i,t} \cdot dt \quad (4.6)$$

.Cálculo da Constante de Atrito k_a' :

$$k_a'(t) = \frac{R_a}{\sum_{i=1}^n f_{i,t} \cdot (U - U_{mf}) \cdot M_{i,t}} \quad (4.7)$$

.Cálculo da perda de massa instatânea por faixa granulométrica i devido ao atrito abrasivo, $dM_{wi,t}$, a partir de Ray, Jiang e Wen:

$$dM_{(i),t} = k_a \cdot (U - U_{mf}) \cdot \frac{x_{i,t}/r_i}{\sum_{j=1}^n (x_{j,t}/r_j)} \cdot M \cdot dt \quad (4.8)$$

O fenômeno da diminuição por fragmentação mecânica foi simulado seguindo um equacionamento semelhante ao do atrito, considerando uma constante de fragmentação adequada, k_{fr} , obtida experimentalmente a partir dos testes realizados, conforme será descrito no item 4.4:

.Cálculo da taxa total de produção de fragmentos (R_{fr}):

$$R_{fr} = k_{fr} \cdot (U - U_{mf}) \cdot M \quad (4.9)$$

.Cálculo da perda de massa instantânea de uma faixa granulométrica i devido a fragmentação, $dM_{(fr)i,t}$:

$$dM_{(fr)i,t} = f_{i,t} \cdot k_{fr}'(t) \cdot (U - U_{mf}) \cdot M_{i,t} \cdot dt \quad (4.10)$$

.Cálculo da constante de fragmentação k_{fr}' :

$$k_{fr}'(t) = \frac{R_{fr}}{\sum_{i=1}^n f_{i,t} \cdot (U - U_{mf}) \cdot M_{i,t}} \quad (4.11)$$

.Cálculo alternativo da perda de massa instantânea por faixa granulométrica devido a fragmentação, $dM_{(fr)i,t}$:

$$dM_{(fr)i,t} = k_{fr} \cdot (U - U_{mf}) \cdot \frac{x_{i,t}/r_i}{\sum_{j=1}^n (x_{j,t}/r_j)} \cdot M \cdot dt \quad (4.12)$$

As equações 4.1 e 4.6 a 4.12 permitem o cálculo das taxas de geração de finos e fragmentos e a realização do balanço de massa descrito a seguir, em cada instante:

$$\left(\begin{array}{l} \text{MASSA PERTENCENTE A} \\ \text{FAIXA GRANULOMÉTRICA } i \\ \text{EM CADA INSTANTE} \end{array} \right)_{M_{i,t}} = \left(\begin{array}{l} \text{MASSA PERTENCENTE A} \\ \text{FAIXA GRANULOMÉTRICA} \\ \text{ } i \text{ NUM INSTANTE ANTERIOR } i \end{array} \right)_{M_{i,t-\Delta t}} -$$

$$\left(\begin{array}{l} \text{MASSA PERDIDA DEVIDO A} \\ \text{GERAÇÃO DE FINOS POR} \\ \text{ATRIÇÃO ABRASIVO} \end{array} \right)_{dM(a)_i,t} - \left(\begin{array}{l} \text{MASSA CEDIDA AS FAIXAS} \\ \text{GRANULOMÉTRICAS INFERIORES} \\ \text{DEVIDO A FRAGMENTAÇÃO} \end{array} \right)_{dM(f)_i,t} +$$

$$\left(\begin{array}{l} \text{MASSA RECEBIDA DAS FAIXAS} \\ \text{GRANULOMÉTRICAS SUPERIORES} \\ \text{DEVIDO A FRAGMENTAÇÃO} \end{array} \right)_{\sum_{j=1}^{N-2} dM(f)_j,t} + \left(\begin{array}{l} \text{MASSA DE FINOS RECEBIDA} \\ \text{DEVIDO AO ATRITO (SOMEN-} \\ \text{TE PARA ÚLTIMA F.G.)} \end{array} \right)_{\sum_{i=1}^{N-1} dM(a)_i,t}$$

N - 2

A Figura 4.2 traz o diagrama de blocos correspondente ao procedimento adotado. A Figura 4.3 considera a utilização das equações alternativas da taxa de geração de finos e fragmentos.

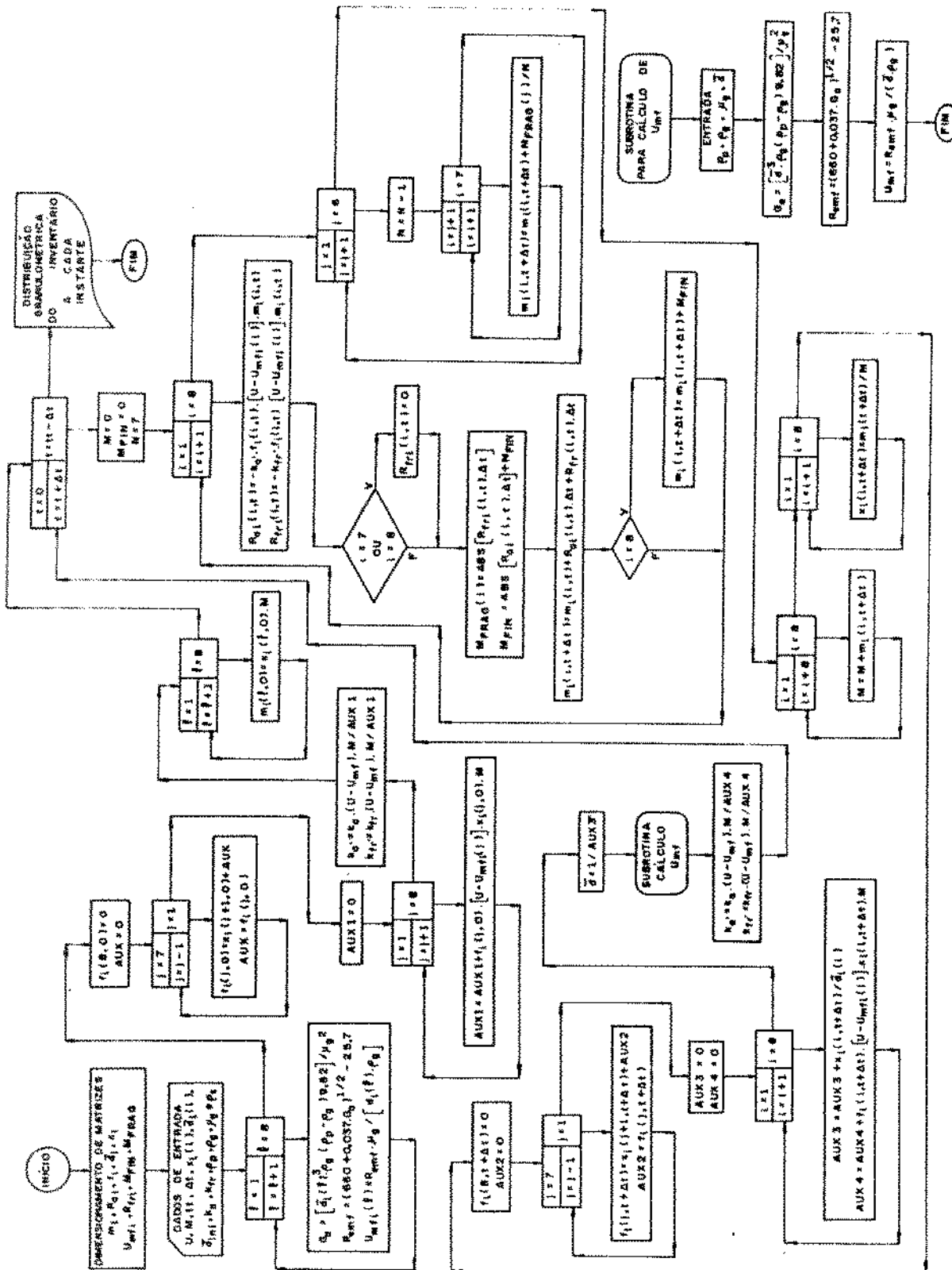


Figura 4.2 - Diagrama de Blocos do Modelo Desenvolvido a Partir das Equações de Merrick e Highley (1974).

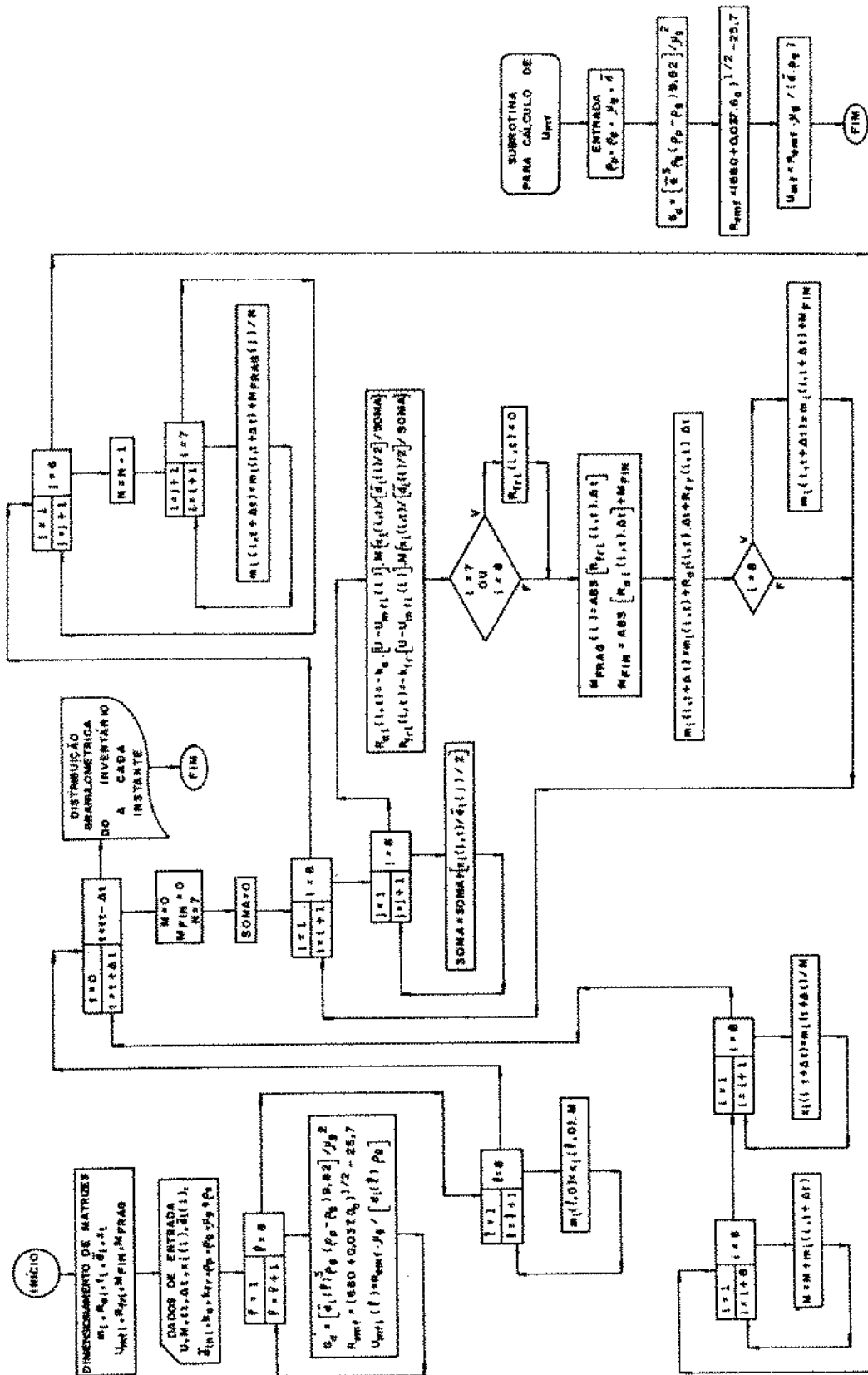


Figura 4.3 - Diagrama de Blocos do Modelo Desenvolvido a Partir das Equações Alternativas.

A modelagem foi feita utilizando intervalos de tempo de 30 segundos ($\Delta t = 30$ s). A adoção deste intervalo se mostrou adequada, conforme se verificou pela comparação dos resultados obtidos com diferentes valores do intervalo. A figura 4.4 compara os resultados gerados para os intervalos de 1 e 30 segundos, por exemplo, com concordância dos valores obtidos, não justificando a necessidade de intervalos menores.

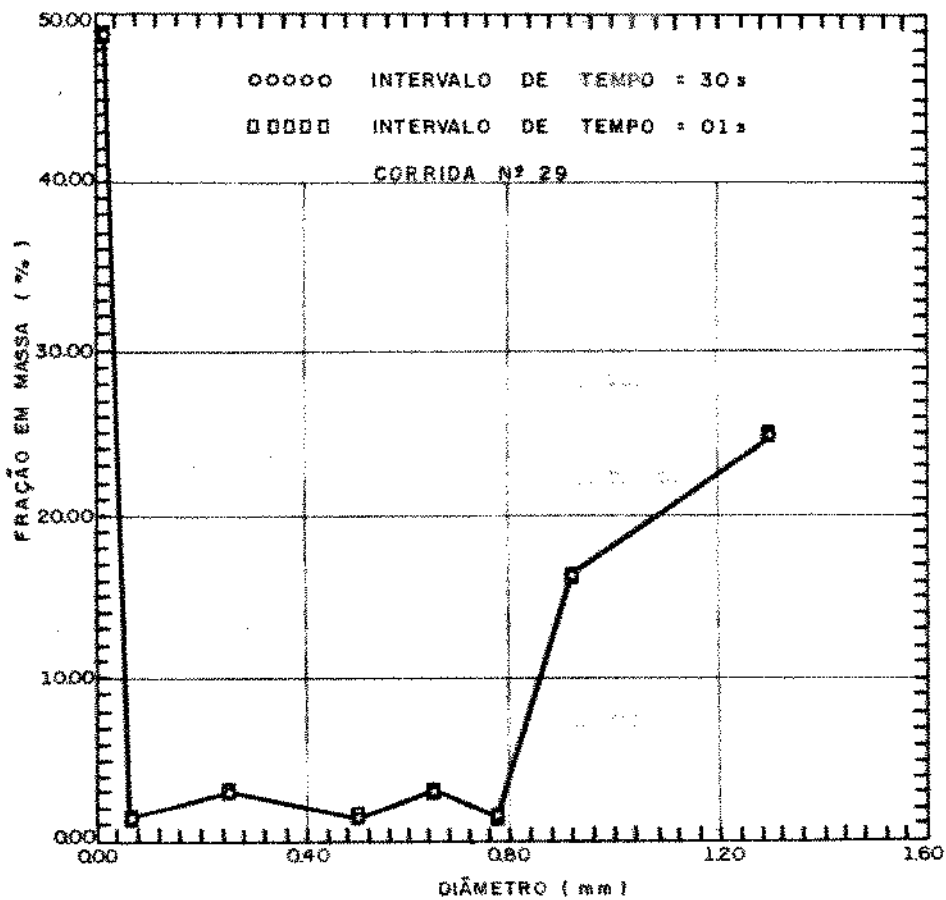


Figura 4.4 - Comparação Entre A D.G. do Inventário Final Obtida pelo Modelo Matemático, com Uso de Intervalos iguais a 1 e 30 segundos.

4.4 - Determinação da Constante de Atrito e da Constante de Fragmentação

4.4.1 - Determinação da Constante de Atrito

A constante empírica de atrito k_a foi determinada a partir da massa de finos gerados, alocados à última faixa granulométrica n (diâmetro menor que $44 \mu\text{m}$), dada por:

$$M_{\text{finos}} = M_{\text{fn}} - M_{\text{on}} \quad , \quad (4.13)$$

onde M_{finos} = massa de finos gerada, kg;
 M_{fn} = massa final do inventário presente na última faixa granulométrica, kg, e
 M_{on} = massa inicial do inventário presente na última faixa granulométrica, kg.

A taxa experimental de produção de finos por atrito pode ser dada por:

$$R_a = M_{\text{finos}}/t \quad (4.14)$$

Conhecendo R_a , pode-se calcular a constante empírica de atrito k_a para cada corrida, através da equação 4.1. Como a d.g. dos finos gerados se mostrou independente das condições operacionais dos diferentes testes, considerou-se que o valor de k_a é dependente somente da friabilidade do material, conforme fora observado por Merrick e Highley, para leite borbulhante.

A Figura 4.5 apresenta os dados experimentais obtidos para as várias corridas. O valor de k_a é determinado como o coeficiente angular da curva, igual a $1,42 \times 10^{-4} \text{ 1/m}$ para o material testado, inferior à do carvão testado por Merrick e Highley.

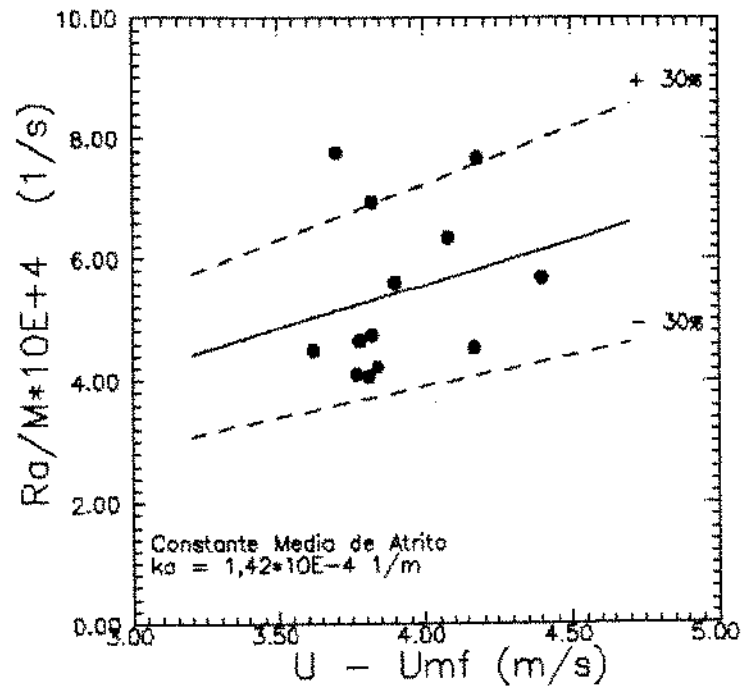


Figura 4.5 - Determinação da Constante Média de Atrito.

As retas tracejadas representam o intervalo no qual os pontos experimentais possuem desvio máximo e mínimo de 30% em torno da reta obtida por ajuste linear.

4.4.2 - Determinação da Constante de Fragmentação

A determinação da constante de fragmentação k_{fr} não pode ser feita de maneira direta. Há necessidade de um balanço de massa em cada faixa granulométrica intermediária. Assim, por exemplo, para uma distribuição em 8 faixas, a quantidade de fragmentos gerados é dada pela soma da massa de fragmentos que cada faixa manda para as faixas de diâmetros inferiores. Para a faixa granulométrica 3, pode-se escrever que:

(4.15)

$$M_{f3} = M_{o3} + M_{13} \gamma_{fr} + M_{23} \gamma_{fr} - M_{34} \gamma_{fr} - M_{35} \gamma_{fr} - M_{36} \gamma_{fr} - M_{37} \gamma_{fr} - M_{38} \gamma_{fr}$$

onde M_{fa} = Massa de partículas na faixa 3 ao fim do processo;
 M_{oa} = Massa de partículas na faixa 3 no início do processo;
 $M_{1a} \text{fr} + M_{2a} \text{fr}$ = Massa de fragmentos recebida pela faixa 3, proveniente das faixas 1 e 2;
 $M_{4a} \text{fr} - M_{5a} \text{fr} - M_{6a} \text{fr} - M_{7a} \text{fr} - M_{8a} \text{atr}$ = Massa de fragmentos cedida pela faixa 3 para as faixas inferiores, e
 $M_{8a} \text{atr}$ = Massa de finos gerados na faixa 3.

Para determinar a distribuição da massa de fragmentos gerados numa faixa granulométrica para as faixas inferiores admitiu-se um processo uniforme, isto é, para o exemplo citado:

$$M_{4a} \text{fr} = M_{5a} \text{fr} = M_{6a} \text{fr} = M_{7a} \text{fr} = M_{8a} \text{fr} / 4 \quad , \quad (4.16)$$

onde $M_{8a} \text{fr}$ é a massa total de fragmentos gerados pela faixa 3.

A quantidade de finos gerados em cada faixa granulométrica foi calculada como segue, tomando o exemplo da faixa 3:

$$M_{8a} \text{atr} = x_{03} \cdot M_{\text{finos}} \quad , \quad (4.17)$$

onde $x_{03} = M_{oa} / M_o$, ou seja, a massa de finos gerada por faixa foi admitida proporcional à fração mássica inicial da faixa.

Rearranjando a equação 4.15, vem:

$$\begin{aligned} M_{oa} - M_{fa} - M_{8a} \text{atr} &= [M_{4a} \text{fr} + M_{5a} \text{fr} + M_{6a} \text{fr} + M_{7a} \text{fr} + M_{8a} \text{atr}] \\ &\quad - [M_{1a} \text{fr} + M_{2a} \text{fr}] \\ &= M_{8a} \text{fr} - [M_{1a} \text{fr} + M_{2a} \text{fr}] \end{aligned} \quad (4.18)$$

Pode-se escrever uma equação deste tipo para cada uma das faixas restantes, obtendo-se o sistema:

$$M_{01} - M_{f1} - M_{10} \Delta t_r = M_1 \Delta t_r$$

$$M_{02} - M_{f2} - M_{20} \Delta t_r = M_2 \Delta t_r - M_{12} \Delta t_r$$

$$M_{03} - M_{f3} - M_{30} \Delta t_r = M_3 \Delta t_r - [M_{13} \Delta t_r + M_{23} \Delta t_r]$$

$$\vdots$$

$$M_{06} - M_{f6} - M_{60} \Delta t_r = M_6 \Delta t_r - [M_{16} \Delta t_r + M_{26} \Delta t_r + M_{36} \Delta t_r + M_{46} \Delta t_r + M_{56} \Delta t_r]$$

Introduzindo equações do tipo 4.17 e 4.18 resulta o sistema:

$$M_{01} - M_{f1} - M_{10} \Delta t_r = + M_1 \Delta t_r$$

$$M_{02} - M_{f2} - M_{20} \Delta t_r = - M_1 \Delta t_r / 6 + M_2 \Delta t_r$$

$$M_{03} - M_{f3} - M_{30} \Delta t_r = - M_1 \Delta t_r / 6 - M_2 \Delta t_r / 5 + M_3 \Delta t_r$$

$$M_{04} - M_{f4} - M_{40} \Delta t_r = - M_1 \Delta t_r / 6 - M_2 \Delta t_r / 5 - M_3 \Delta t_r / 4 + M_4 \Delta t_r$$

$$M_{05} - M_{f5} - M_{50} \Delta t_r = - M_1 \Delta t_r / 6 - M_2 \Delta t_r / 5 - M_3 \Delta t_r / 4 - M_4 \Delta t_r / 3 + M_5 \Delta t_r$$

$$M_{06} - M_{f6} - M_{60} \Delta t_r = - M_1 \Delta t_r / 6 - M_2 \Delta t_r / 5 - M_3 \Delta t_r / 4 - M_4 \Delta t_r / 3 + M_5 \Delta t_r / 2 + M_6 \Delta t_r$$

O sistema anterior possui seis equações à seis incógnitas: $M_1 \Delta t_r$, $M_2 \Delta t_r$, $M_3 \Delta t_r$, $M_4 \Delta t_r$, $M_5 \Delta t_r$ e $M_6 \Delta t_r$, cuja somatória resulta na massa fragmentada total, M_{fr} . A solução deste sistema pode ser obtida pelo escalonamento da matriz correspondente:

$$\begin{array}{cccccc|l} 1 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & : & M_{01} - M_{f1} - M_{10} \Delta t_r \\ -1/6 & 1 & 0 & 0 & 0 & 0 & : & M_{02} - M_{f2} - M_{20} \Delta t_r \\ -1/6 & -1/5 & 1 & 0 & 0 & 0 & : & M_{03} - M_{f3} - M_{30} \Delta t_r \\ -1/6 & -1/5 & -1/4 & 1 & 0 & 0 & : & M_{04} - M_{f4} - M_{40} \Delta t_r \\ -1/6 & -1/5 & -1/4 & -1/3 & 1 & 0 & : & M_{05} - M_{f5} - M_{50} \Delta t_r \\ -1/6 & -1/5 & -1/4 & -1/3 & -1/2 & 1 & : & M_{06} - M_{f6} - M_{60} \Delta t_r \end{array}$$

Com a determinação da massa fragmentada total M_{fr} para cada corrida, é possível calcular a taxa de fragmentação:

$$R_{fr} = M_{fr}/t \quad , \quad (4.19)$$

e, em seguida, a constante de fragmentação K_{fr} , obtida através da equação 4.9, para cada corrida feita. Análogamente ao feito para a constante de atrito, construiu-se o gráfico da Figura 4.6.

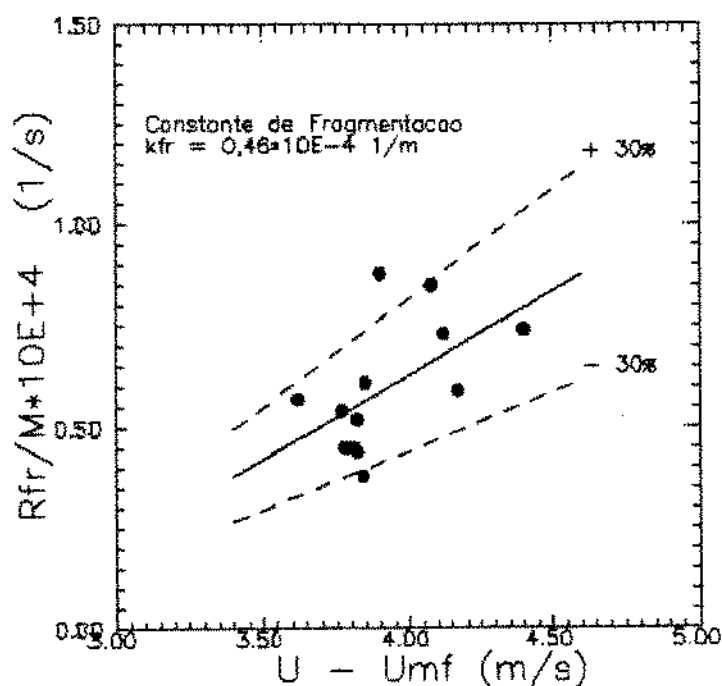


Figura 4.6 - Determinação da Constante Média de Fragmentação.

De acordo com o coeficiente angular da curva, o valor médio de k_{fr} obtido foi $0,46 \times 10^{-4} \text{ m}^{-1}$. As retas tracejadas representam o intervalo no qual os pontos experimentais possuem desvio máximo e mínimo de 30% em torno da reta obtida por ajuste linear.

O apêndice III apresenta uma tabela com todas as constantes obtidas para as corridas realizadas.

Das 27 corridas realizadas, que não sofreram elutriação total do material, 18 foram utilizadas para a determinação de k_a e k_{fr} . Os resultados experimentais das 9 corridas restantes foram comparados com os valores previstos pelo modelo proposto, a saber:

Série 3 (Amostra A) - Corridas 15, 16 e 20;

Série 4 (Amostra B) - Corridas 21, 22 e 26, e

Série 5 (Amostra C) - Corridas 27, 29 e 32.

4.5 - Análise dos Resultados Obtidos pelo Modelo Matemático

Os gráficos apresentados nas Figuras 4.7 a 4.9 fazem a comparação entre a d.g. do inventário final, obtida através do modelo de cominuição desenvolvido, com a d.g. experimental correspondente.

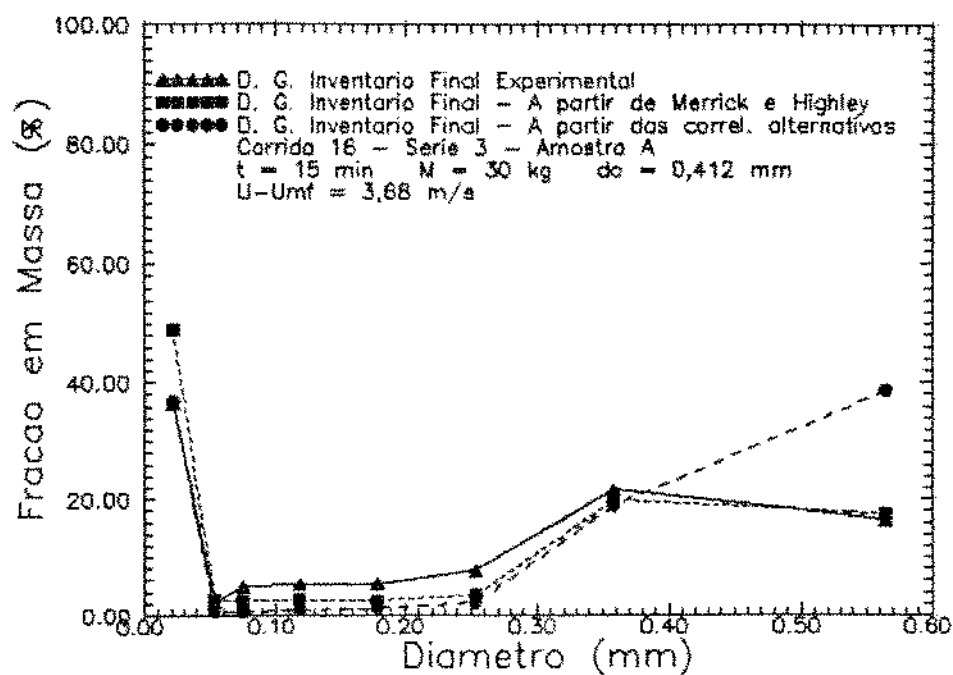


Figura 4.7 - Comparação Entre a D.G. Final Obtida pelo Modelo Matemático e a D.G. do Inventário Final Experimental - Amostra A.

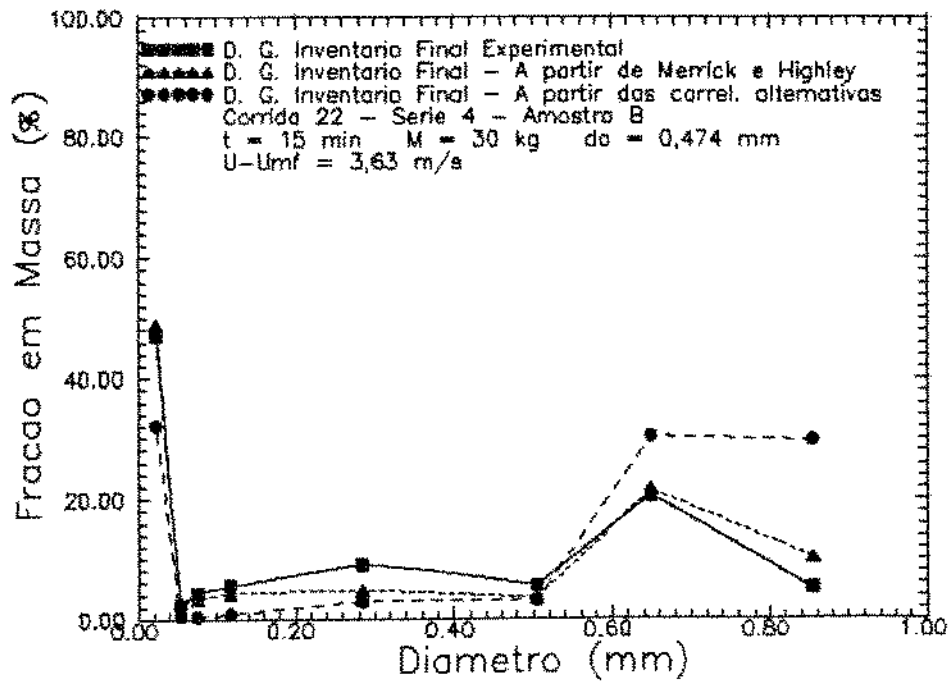


Figura 4.8 - Comparação Entre a D.G. Final Obtida pelo Modelo Matemático e a D.G. do Inventário Final Experimental - Amostra B.

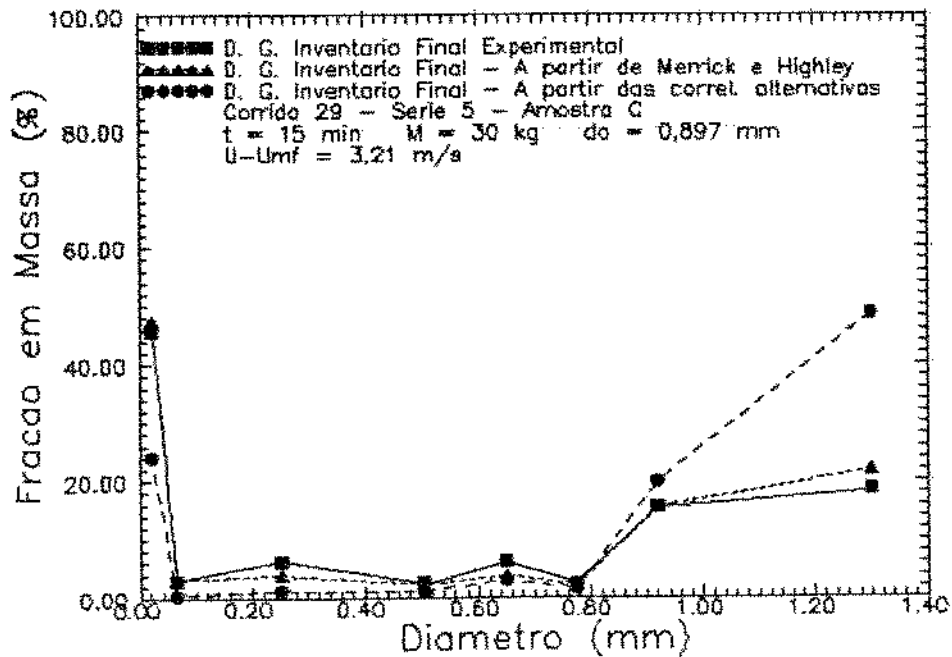


Figura 4.9 - Comparação Entre a D.G. Final Obtida pelo Modelo Matemático e a D.G. do Inventário Final Experimental - Amostra C.

Pode-se observar que o modelo desenvolvido a partir das correlações de Merrick e Highley apresentou melhores resultados do que àquele desenvolvido a partir das correlações alternativas de Ray, Jiang e Wen. A modelagem a partir de correlações semelhantes às propostas por Merrick e Highley aproximou melhor os resultados experimentais, para diferentes valores do diâmetro médio inicial e da velocidade de fluidização do gás. O modelo desenvolvido a partir das correlações alternativas previu uma diminuição por atrito inferior a verificada experimentalmente, o mesmo ocorrendo, com menor intensidade, na previsão da fração mássica das faixas intermediárias. A proposta de Merrick e Highley era de que a taxa de produção de finos por atrito seria proporcional à área superficial das partículas do leito. A formulação de Ray et al. considerou que a taxa seria proporcional não apenas à área superficial, mas ao volume das partículas. Isto seria válido originalmente para materiais com tamanho natural de grão, isto é, materiais encontrados na natureza em granulometrias típicas, sem qualquer beneficiamento, como o carvão e o calcário, segundo os autores. Porém, para o caso do xisto, esta hipótese provavelmente não se aplique, visto que este material possui uma estrutura amorfa, diferente da estrutura cristalina do carvão e do calcário.

Os resultados obtidos confirmam a eficácia e a consistência física das correlações propostas a partir de Merrick e Highley e vem a constatar o seu potencial de uso em um modelo que dedique-se a simular os processos de atrito abrasivo e fragmentação mecânica de partículas em leitos fluidizados circulantes.

Através das Figuras 4.10 a 4.15 foram comparados os resultados obtidos para a d.g. do inventário final teórica, somente a partir de Merrick e Highley, com a d.g. do inventário final experimental, para outras corridas realizadas.

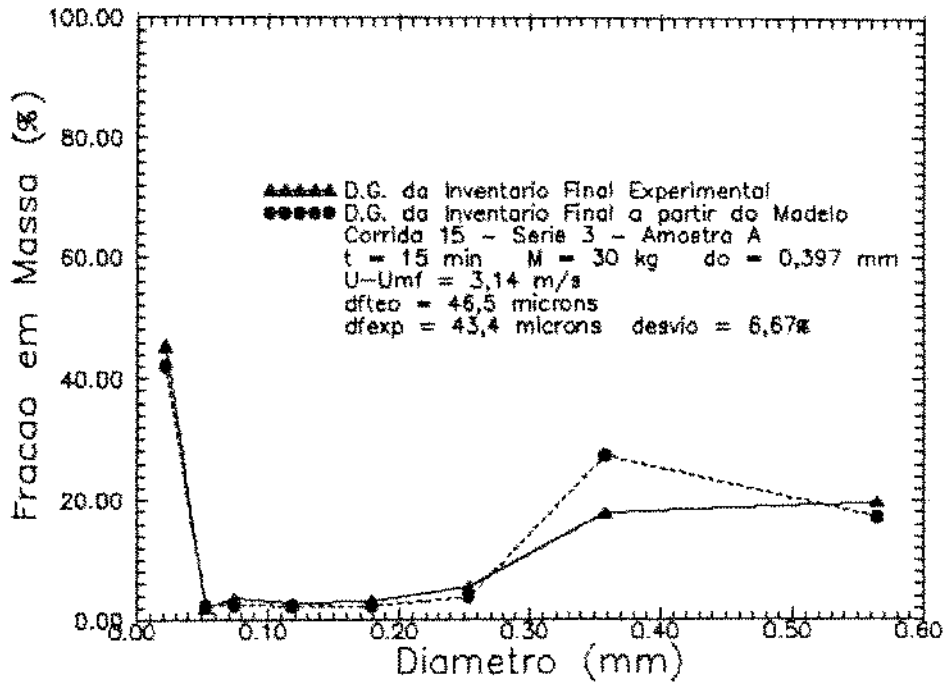


Figura 4.10- Comparação Entre a D.G. Final Obtida pelo Modelo Matemático e a D.G. do Inventário Final Experimental - Amostra A.

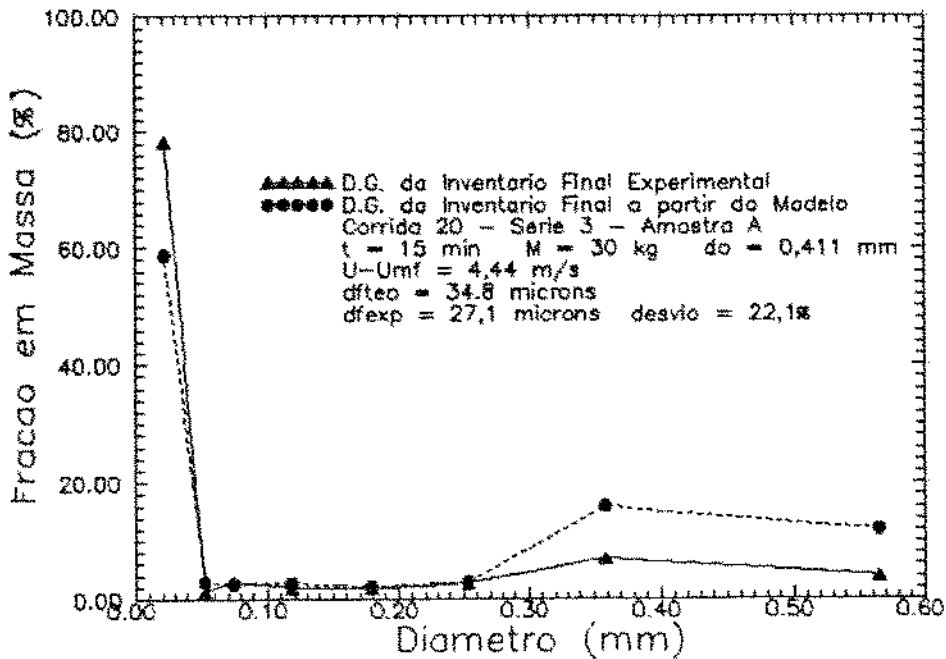


Figura 4.11- Comparação Entre a D.G. Final Obtida pelo Modelo Matemático e a D.G. do Inventário Final Experimental - Amostra A.

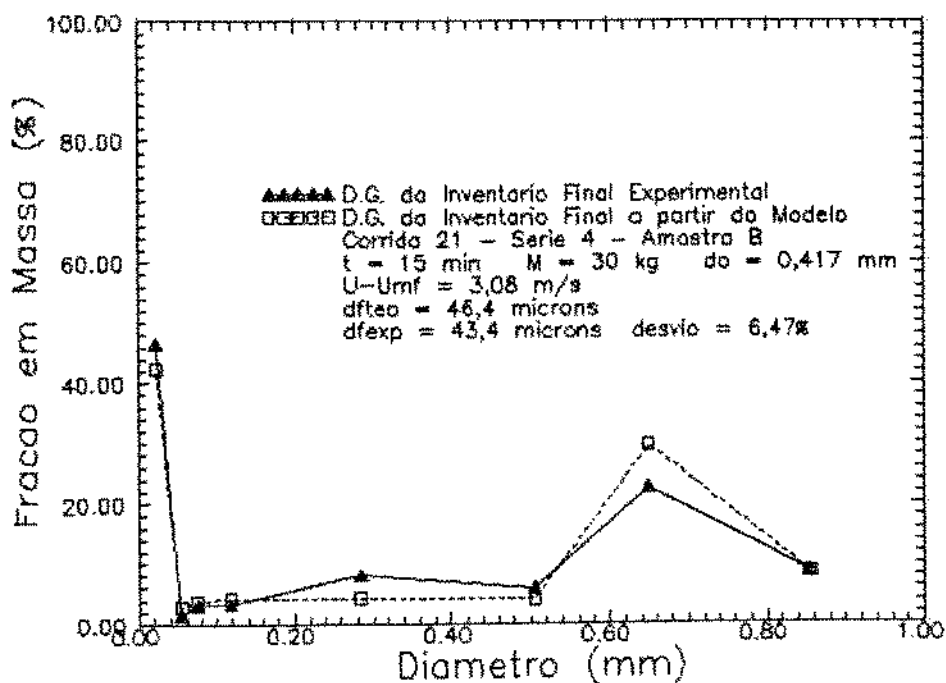


Figura 4.12- Comparação Entre a D.G. Final Obtida pelo Modelo Matemático e a D.G. do Inventário Final Experimental - Amostra B.

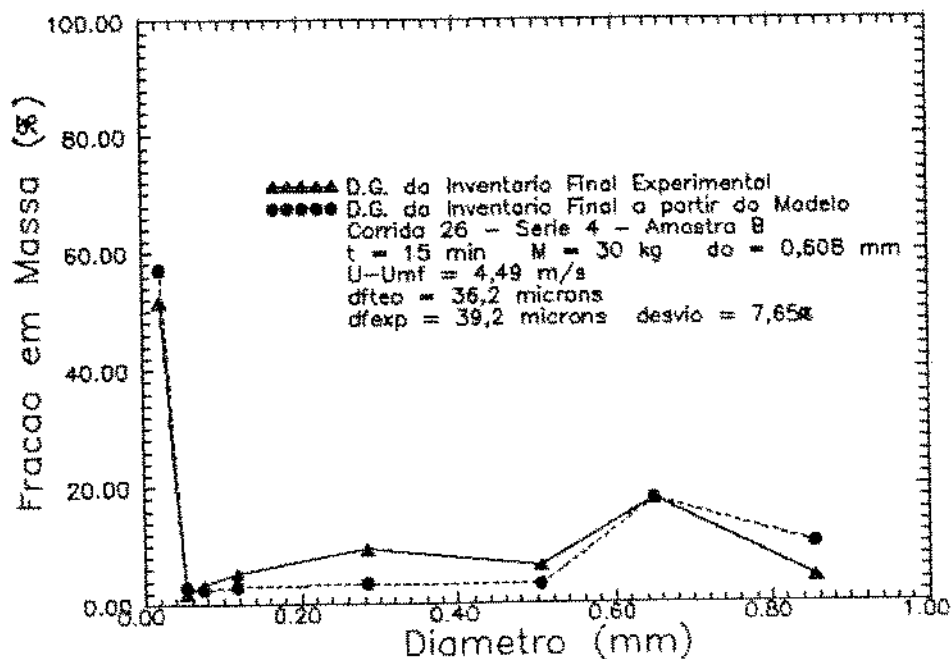


Figura 4.13- Comparação Entre a D.G. Final Obtida pelo Modelo Matemático e a D.G. do Inventário Final Experimental - Amostra B.

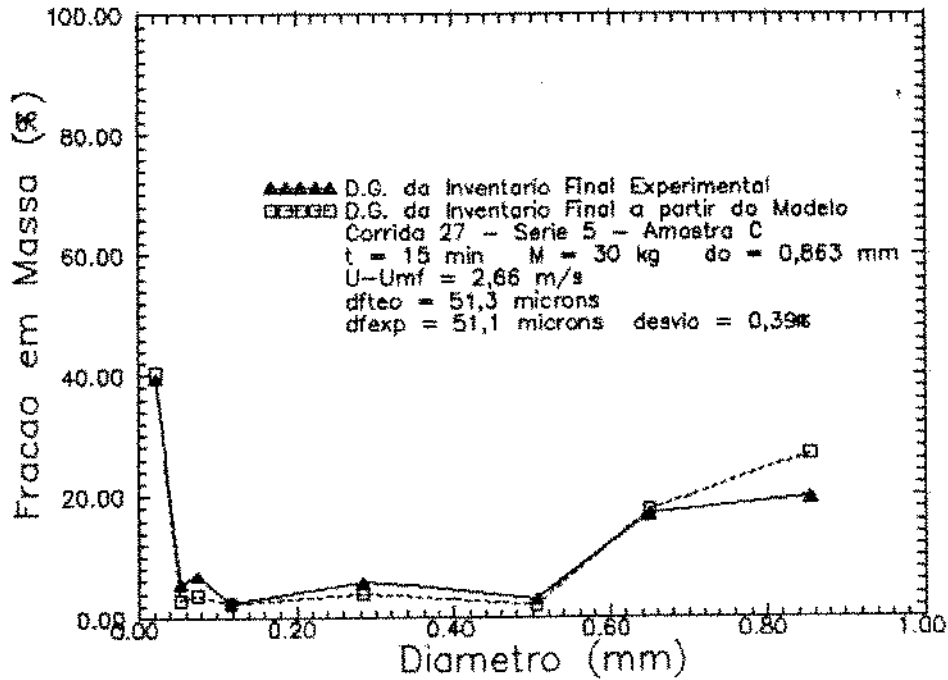


Figura 4.14- Comparação Entre a D.G. Final Obtida pelo Modelo Matemático e a D.G. do Inventário Final Experimental - Amostra C.

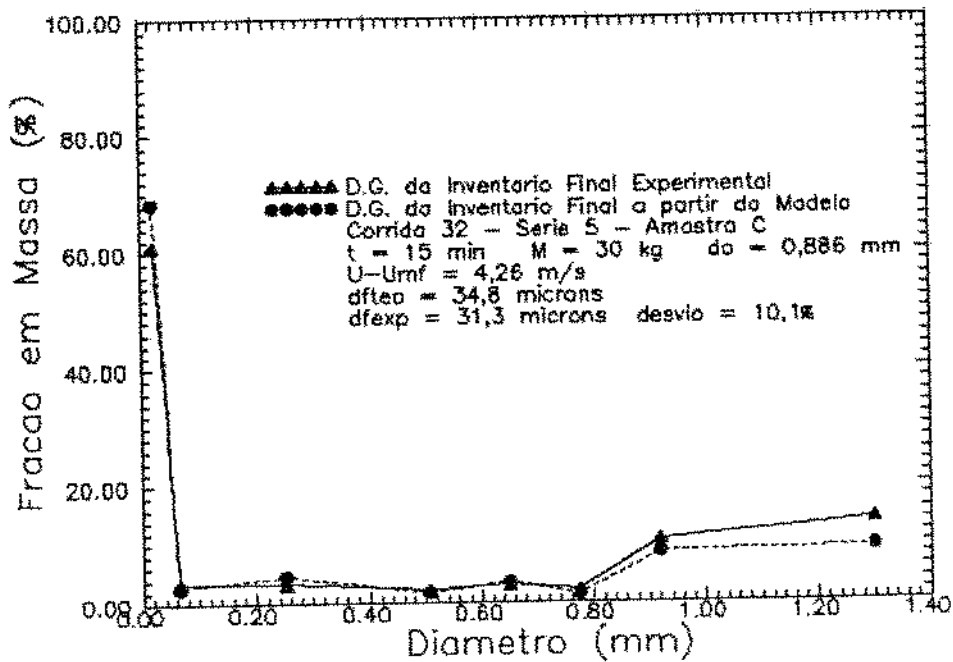


Figura 4.15- Comparação Entre a D.G. Final Obtida pelo Modelo Matemático e a D.G. do Inventário Final Experimental - Amostra C.

Observando as Figuras 4.7 a 4.15, pode-se notar que as corridas apresentaram em geral uma quantidade de massa nas faixas granulométricas intermediárias ligeiramente maior do que a prevista pelo modelo. Isto provavelmente ocorreu devido à quantidade de partículas que tiveram seu tamanho reduzido por atrito e migraram para a faixa granulométrica imediatamente inferior, fenômeno que não foi levado em conta pelo modelo.

Pode-se observar também que, em geral, o modelo é mais preciso à medida que aumenta o diâmetro médio inicial das partículas, i.e., os resultados do modelo se aproximam dos valores experimentais quando se vai das corridas com amostra A ($\bar{d}_0 = 0,410$ mm) para corridas com amostra C ($\bar{d}_0 = 0,898$ mm). As corridas com particulado de menor tamanho (amostra A) também mostram uma boa previsão da distribuição final nas faixas intermediárias. A comparação dos diâmetro médios de Sauter para as d.g. finais, teórica e experimental, mostra que o desvio entre elas aumenta com o aumento da velocidade superficial do gás.

O desvio médio obtido, em relação ao diâmetro médio de Sauter, entre a d.g. teórica do inventário final obtida pelo modelo e a d.g. final experimental para as 9 corridas testadas foi de 8,8 %, com valores na faixa de 0,39 a 22,13 %. Isto comprova a razoável precisão do modelo para prever a d.g. do inventário final das corridas realizadas.

Os resultados obtidos indicam que o modelo proposto permite analisar quantitativamente o efeito dos vários parâmetros na cominuição das partículas. Assim, o gráfico apresentado na Figura 4.16 mostra as curvas obtidas por simulação numérica para corridas com d.g. inicial, inventário e tempo de fluidização idênticos aos das corridas 16, 22 e 29, para várias velocidades de fluidização, permitindo testar a influência do diâmetro médio do inventário inicial na taxa de cominuição do particulado.

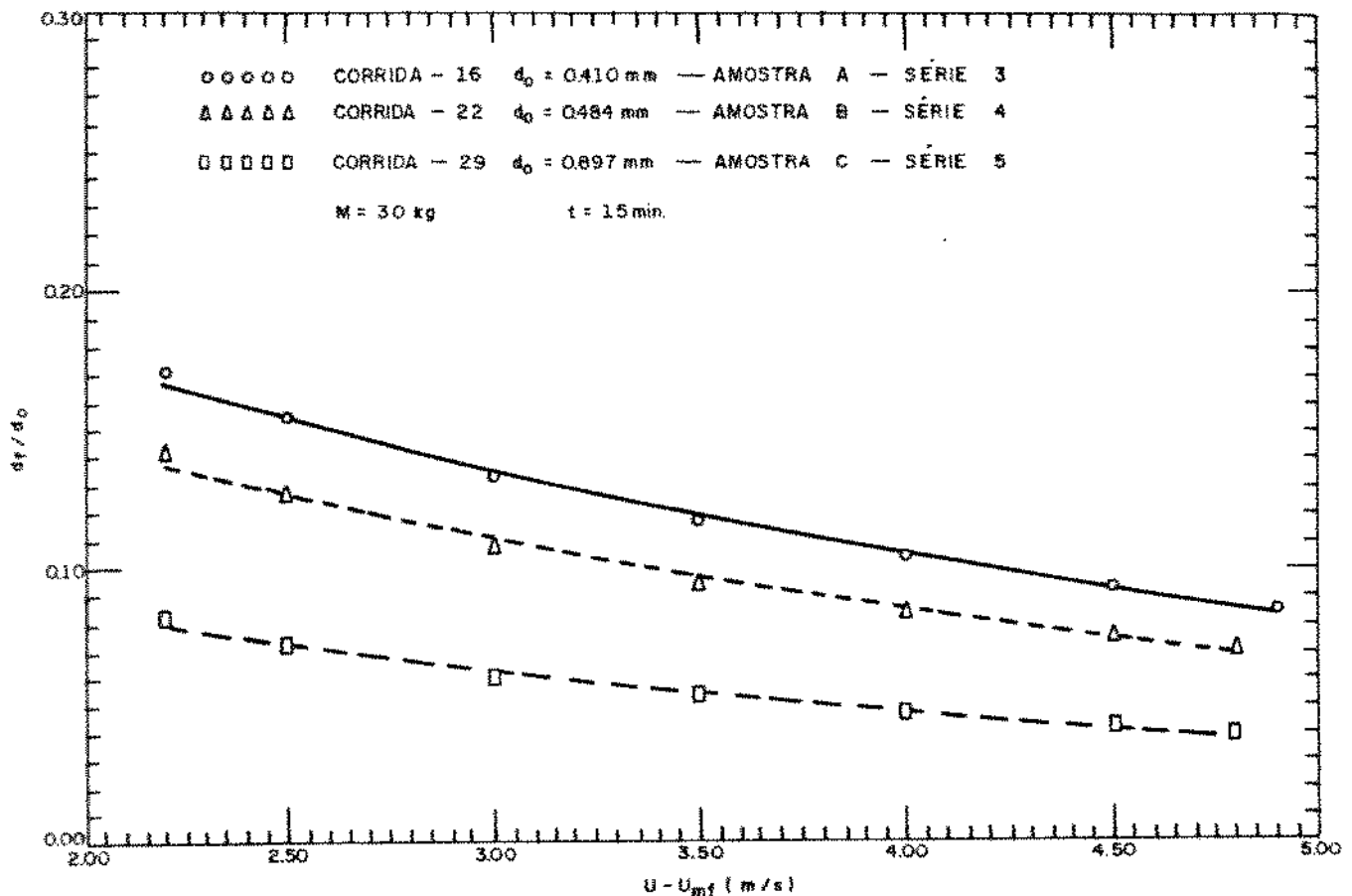


Figura 4.16 - Influência do Diâmetro Médio do Inventário Inicial no Processo de Cominuição das Partículas.
 Curvas Obtidas por Simulação Numérica.

Pode-se observar que, conforme visto experimentalmente no capítulo 03, quanto maior o diâmetro médio do inventário inicial, mais intenso será o processo de cominuição das partículas.

Na Figura 4.17, a corrida 29 foi simulada em várias velocidades de fluidização, para analisar a influência da duração da corrida na taxa de redução de tamanho do particulado.

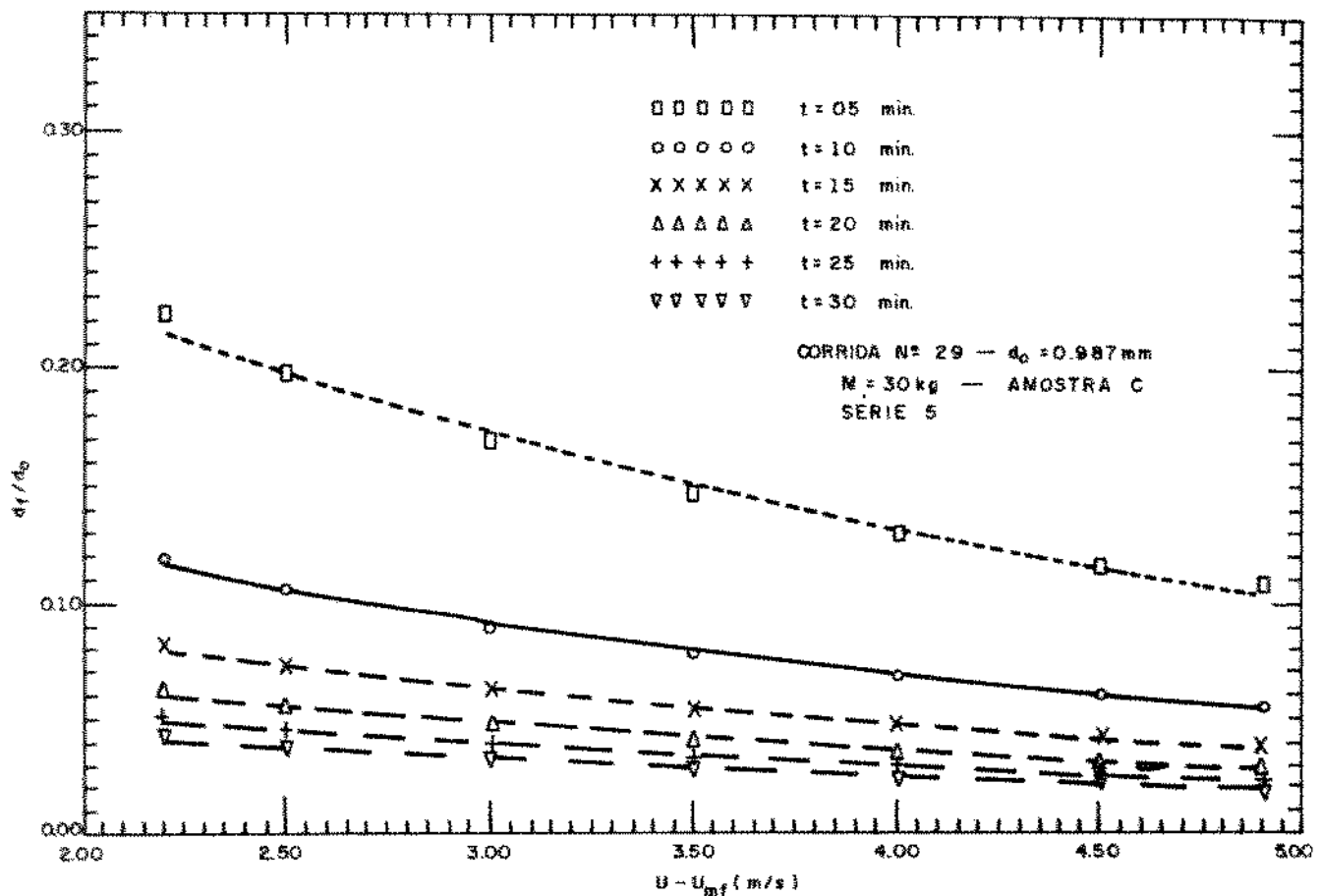


Figura 4.17 - Influência da Duração da Corrida na Redução do Tamanho das Partículas. Curvas Obtidas por Simulação Numérica.

Observar-se que, como verificado experimentalmente, quanto maior o tempo de fluidização, maior será o processo de cominuição das partículas. Experimentalmente, foi verificado também que os primeiros minutos da corrida são os mais severos no que se refere ao processo de cominuição, conforme capítulo 3. De acordo com a Figura 4.17, o modelo contempla esta observação experimental, pois pode ser visto que, aumentando-se o tempo da corrida simulada, menos severo vai se tornando o processo de cominuição das partículas.

CONCLUSÕES E RECOMENDAÇÕES

Embora o processo de cominuição de partículas em reatores com leito fluidizado já venha sendo estudado a cerca de duas décadas, a análise deste fenômeno, no contexto de leitos fluidizados circulantes, ainda é recente, com poucos trabalhos publicados e de abordagem relativamente restrita.

Nesta dissertação estudou-se o efeito dos diversos parâmetros operacionais no processo de cominuição de partículas de xisto em um reator com leito fluidizado circulante a frio, e se propôs um modelo do processo de cominuição.

As principais conclusões relativas aos resultados experimentais foram:

.As partículas de cinzas de xisto mostraram-se bastante friáveis, sofrendo rápida e intensa degradação granulométrica; em algumas corridas, ocorreu elutriação total do seu inventário;

.Ao final de cada corrida, o inventário sofreu um aumento das frações mássicas intermediárias e ocorreu uma produção considerável de finos (menor que $44 \mu\text{m}$) por atrito;

.A distribuição granulométrica dos finos gerados por atrito coletados ao final das corridas mostrou-se praticamente constante, independente das condições operacionais;

.A massa de fragmentos gerada por faixa granulométrica foi determinada através de um balanço de massa em cada faixa;

.A produção de finos por atrito diminui exponencialmente com o tempo;

.Os instantes iniciais de cada corrida realizada mostraram ser os mais severos no que se refere ao processo de cominuição das partículas;

.A distribuição granulométrica do leito ao final de cada corrida apresentou-se em geral uma característica: cerca de 10 a 15% de seu material eram finos abaixo de $44 \mu\text{m}$, para todas as corridas realizadas, independente das condições operacionais;

.Quanto maior a velocidade de fluidização, maior a taxa de cominuição das partículas;

.A taxa de cominuição das partículas de xisto foi diretamente proporcional ao inventário presente no leito;

.O diâmetro médio das partículas presentes no inventário diminuiu exponencialmente com o tempo da corrida, e

.Quanto maior o diâmetro médio inicial das partículas de um dado inventário, mantendo-se constante os demais parâmetros operacionais, maior a massa de finos e maior a quantidade de fragmentos produzidos.

Baseado na análise dos resultados experimentais, foi proposto um modelo de cominuição das partículas, que considerou a existência da geração de finos por atrito e a fragmentação mecânica.

O modelo desenvolvido à partir de Merrick e Highley (1974) previu razoavelmente bem a distribuição granulométrica do inventário ao final da corrida.

As corridas apresentaram geralmente uma quantidade de massa nas faixas granulométricas intermediárias ligeiramente maior do que a prevista pelo modelo, fato este possivelmente causado pela migração de partículas para uma faixa granulométrica imediatamente inferior devido à redução por atrito, fenômeno não previsto pelo modelo.

O modelo se torna mais preciso à medida que aumenta o diâmetro médio do inventário inicial da corrida.

O desvio entre o diâmetro médio de Sauter do inventário final experimental e teórico aumenta com o aumento da velocidade superficial de fluidização. Para as 9 corridas simuladas, o desvio médio obtido foi de 8,8%, para valores variando na faixa de 0,39 a 22,13%.

A seguir, algumas recomendações são feitas, visando estudos futuros sobre o processo de cominuição de partículas em um LFC:

.O uso de novas geometrias para o LFC poderia confirmar a existência do efeito da geometria do leito na determinação das constantes de atrito e de fragmentação;

.A extensão das velocidades de fluidização e o uso de partículas com granulometria uniforme poderia fornecer dados para uma análise do efeito da extensão da distribuição granulométrica na taxa de cominuição, e

. Testes na presença de combustão poderiam contribuir para a construção de um modelo de simulação mais globalizante.

Por fim, o uso de um modelo matemático que pudesse incorporar, em seu balanço de massa, o efeito da migração de partículas para a faixa granulométrica imediatamente inferior devido a redução de seu tamanho por atrito, poderia oferecer resultados ainda mais precisos para a distribuição granulométrica do inventário ao final de cada corrida.

TABELAS COM AS ANÁLISES GRANULOMÉTRICAS FEITAS PARA OS TESTES
EXPERIMENTAIS

Tabelas API.1 - Distribuições Granulométricas Obtidas Experimentalmente para os Inventários Inicial e Final:

DISTRIBUIÇÃO GRANULOMÉTRICA - INVENTÁRIO INICIAL/FINAL						
CORRIDA No. 01						
dmed (mm)	(xi)ini	(xi)fin	Mini (kg)	Mfin (kg)	dmi (mm)	dmf (mm)
0,5650	0,7474	0,0410	29,896	1,640	0,461	0,026
0,3585	0,2200	0,0639	8,800	2,556		
0,2535	0,0147	0,0203	0,588	0,812		
0,1795	0,0056	0,0140	0,224	0,560		
0,1185	0,0070	0,0130	0,280	0,520		
0,0750	0,0042	0,0254	0,168	1,016		
0,0530	0,0009	0,0121	0,036	0,484		
0,0220	0,0003	0,8104	0,012	32,416		
					<u>dmf/dmi</u>	<u>0,057</u>
total:	1,0001	1,0001	40,000	40,000		

DISTRIBUIÇÃO GRANULOMÉTRICA - INVENTÁRIO INICIAL/FINAL						
CORRIDA No. 02						
dmed (mm)	(xi)ini	(xi)fin	Mini (kg)	Mfin (kg)	dmi (mm)	dmf (mm)
0,5650	0,6149	0,0287	24,596	1,148	0,407	0,026
0,3585	0,3260	0,0561	13,040	2,244		
0,2535	0,0280	0,0222	1,120	0,888		
0,1795	0,0115	0,0135	0,460	0,540		
0,1185	0,0088	0,0127	0,352	0,508		
0,0750	0,0073	0,0184	0,292	0,736		
0,0530	0,0018	0,0095	0,072	0,380		
0,0220	0,0018	0,8389	0,072	33,556		
					<u>dmf/dmi</u>	<u>0,063</u>
total:	1,0001	1,0000	40,000	40,000		

DISTRIBUIÇÃO GRANULOMÉTRICA - INVENTÁRIO INICIAL/FINAL						
CORRIDA No. 03						
dmed (mm)	(xi)ini	(xi)fin	Mini (kg)	Mfin (kg)	dmi (mm)	dmf (mm)
0,5650	0,6137	0,0193	24,548	0,772	0,428	0,025
0,3585	0,3389	0,0497	13,556	1,988		
0,2535	0,0234	0,0211	0,936	0,844		
0,1795	0,0083	0,0153	0,332	0,612		
0,1185	0,0098	0,0135	0,392	0,540		
0,0750	0,0052	0,0197	0,208	0,788		
0,0530	0,0005	0,0083	0,020	0,332	dmf/dmi 0,059	
0,0220	0,0001	0,8532	0,004	34,127		
total:	0,9999	1,0001	40,000	40,000		

DISTRIBUIÇÃO GRANULOMÉTRICA - INVENTÁRIO INICIAL/FINAL						
CORRIDA No. 04						
dmed (mm)	(xi)ini	(xi)fin	Mini (kg)	Mfin (kg)	dmi (mm)	dmf (mm)
0,5650	0,7673	0,0642	30,692	2,568	0,456	0,029
0,3585	0,1850	0,0868	7,400	3,472		
0,2535	0,0215	0,0322	0,860	1,288		
0,1795	0,0109	0,0231	0,436	0,924		
0,1185	0,0083	0,0211	0,332	0,844		
0,0750	0,0058	0,0284	0,232	1,136		
0,0530	0,0009	0,0169	0,036	0,676	dmf/dmi 0,064	
0,0220	0,0002	0,7272	0,008	29,088		
total:	0,9999	0,9999	40,000	40,000		

DISTRIBUIÇÃO GRANULOMÉTRICA - INVENTÁRIO INICIAL/FINAL
CORRIDA No. 05

dmed (mm)	(xi)ini	(xi)fin	Mini (kg)	Mfin (kg)	dmi (mm)	dmf (mm)
0,5650	0,6263	0,0305	25,052	1,220	0,420	0,026
0,3585	0,3332	0,0612	13,328	2,448		
0,2535	0,0190	0,0217	0,760	0,868		
0,1795	0,0067	0,0155	0,268	0,620		
0,1185	0,0056	0,0145	0,224	0,580		
0,0750	0,0061	0,0233	0,244	0,932		
0,0530	0,0012	0,0131	0,048	0,524		
0,0220	0,0018	0,8181	0,072	32,724		
					dmf/dmi	0,062
total:	0,9999	0,9979	40,000	40,000		

DISTRIBUIÇÃO GRANULOMÉTRICA - INVENTÁRIO INICIAL/FINAL
CORRIDA No. 07

dmed (mm)	(xi)ini	(xi)fin	Mini (kg)	Mfin (kg)	dmi (mm)	dmf (mm)
0,5650	0,5512	0,1863	16,536	5,589	0,411	0,052
0,3585	0,3893	0,2661	11,679	7,983		
0,2535	0,0284	0,0680	0,852	2,040		
0,1795	0,0105	0,0327	0,315	0,981		
0,1185	0,0166	0,0273	0,498	0,819		
0,0750	0,0037	0,0371	0,111	1,113		
0,0530	0,0002	0,0213	0,006	0,639		
0,0220	0,0002	0,3637	0,006	10,911		
					dmf/dmi	0,127
total:	1,0001	1,0025	30,000	30,000		

DISTRIBUIÇÃO GRANULOMÉTRICA - INVENTÁRIO INICIAL/FINAL						
CORRIDA No. 08						
dmed (mm)	(xi)ini	(xi)fin	Mini (kg)	Mfin (kg)	dmi (mm)	dmf (mm)
0,5650	0,6657	0,0585	19,971	1,755	0,433	0,029
0,3585	0,2790	0,0838	8,370	2,514		
0,2535	0,0253	0,0324	0,759	0,972		
0,1795	0,0115	0,0200	0,345	0,600		
0,1185	0,0146	0,0187	0,438	0,561		
0,0750	0,0030	0,0335	0,090	1,005		
0,0530	0,0006	0,0140	0,018	0,420		
0,0220	0,0003	0,7392	0,009	22,176		
total:	1,0000	1,0001	30,000	30,000	dmf/dmi 0,066	

DISTRIBUIÇÃO GRANULOMÉTRICA - INVENTÁRIO INICIAL/FINAL						
CORRIDA No. 09						
dmed (mm)	(xi)ini	(xi)fin	Mini (kg)	Mfin (kg)	dmi (mm)	dmf (mm)
0,5650	0,5973	0,0674	17,919	2,022	0,438	0,029
0,3585	0,3730	0,1008	11,190	3,024		
0,2535	0,0177	0,0262	0,531	0,786		
0,1795	0,0042	0,0172	0,126	0,516		
0,1185	0,0036	0,0162	0,108	0,486		
0,0750	0,0036	0,0245	0,108	0,735		
0,0530	0,0004	0,0149	0,012	0,447		
0,0220	0,0001	0,7329	0,003	21,987		
total:	0,9999	1,0001	30,000	30,000	dmf/dmi 0,066	

DISTRIBUIÇÃO GRANULOMÉTRICA - INVENTÁRIO INICIAL/FINAL						
CORRIDA No. 10						
dmed (mm)	(xi)ini	(xi)fin	Mini (kg)	Mfin (kg)	dmi (mm)	dmf (mm)
0,5650	0,5851	0,0679	17,553	2,037	0,415	0,028
0,3585	0,3523	0,0725	10,569	2,175		
0,2535	0,0328	0,0292	0,984	0,876		
0,1795	0,0120	0,0189	0,360	0,567		
0,1185	0,0101	0,0166	0,303	0,498		
0,0750	0,0071	0,0240	0,213	0,720	dmf/dmi	0,067
0,0530	0,0007	0,0093	0,021	0,279		
0,0220	0,0000	0,7617	0,000	22,851		
total:	1,0001	1,0001	30,000	30,000		

DISTRIBUIÇÃO GRANULOMÉTRICA - INVENTÁRIO INICIAL/FINAL						
CORRIDA No. 15						
dmed (mm)	(xi)ini	(xi)fin	Mini (kg)	Mfin (kg)	dmi (mm)	dmf (mm)
0,5650	0,5102	0,1976	15,306	5,928	0,397	0,043
0,3585	0,4339	0,1780	13,017	5,340		
0,2535	0,0321	0,0553	0,963	1,659		
0,1795	0,0079	0,0310	0,237	0,930		
0,1185	0,0064	0,0268	0,192	0,804		
0,0750	0,0068	0,0355	0,204	1,065	dmf/dmi	0,109
0,0530	0,0011	0,0207	0,033	0,621		
0,0220	0,0015	0,4554	0,045	13,662		
total:	0,9999	1,0003	30,000	30,000		

DISTRIBUIÇÃO GRANULOMÉTRICA - INVENTÁRIO INICIAL/FINAL						
CORRIDA No. 16						
dmed (mm)	(xi)ini	(xi)fin	Mini (kg)	Mfin (kg)	dmi (mm)	dmf (mm)
0,5650	0,5802	0,1618	17,406	4,854	0,412	0,051
0,3585	0,3600	0,2162	10,800	6,486		
0,2535	0,0306	0,0773	0,918	2,319		
0,1795	0,0112	0,0537	0,336	1,611		
0,1185	0,0099	0,0531	0,297	1,593		
0,0750	0,0055	0,0498	0,165	1,494		
0,0530	0,0020	0,0224	0,060	0,672		
0,0220	0,0004	0,3656	0,012	10,968		
					dmf/dmi	0,124
total:	0,9998	0,9999	30,000	30,000		

DISTRIBUIÇÃO GRANULOMÉTRICA - INVENTÁRIO INICIAL/FINAL						
CORRIDA No. 17						
dmed (mm)	(xi)ini	(xi)fin	Mini (kg)	Mfin (kg)	dmi (mm)	dmf (mm)
0,5650	0,5497	0,1036	16,491	3,108	0,410	0,033
0,3585	0,3892	0,1288	11,676	3,864		
0,2535	0,0309	0,0426	0,927	1,278		
0,1795	0,0119	0,0288	0,357	0,864		
0,1185	0,0113	0,0264	0,339	0,792		
0,0750	0,0063	0,0355	0,189	1,065		
0,0530	0,0008	0,0084	0,024	0,252		
0,0220	0,0000	0,6259	0,000	18,777		
					dmf/dmi	0,081
total:	1,0001	1,0000	30,000	30,000		

DISTRIBUIÇÃO GRANULOMÉTRICA - INVENTÁRIO INICIAL/FINAL						
CORRIDA No. 18						
dmed (mm)	(xi)ini	(xi)fin	Mini (kg)	Mfin (kg)	dmi (mm)	dmf (mm)
0,5650	0,5334	0,0741	16,491	2,223	0,410	0,030
0,3585	0,4167	0,0849	11,676	2,547		
0,2535	0,0260	0,0328	0,927	0,984		
0,1795	0,0079	0,0207	0,357	0,621		
0,1185	0,0095	0,0206	0,339	0,618		
0,0750	0,0053	0,0385	0,189	1,155	dmf/dmi	0,072
0,0530	0,0008	0,0199	0,024	0,597		
0,0220	0,0004	0,7085	0,000	21,255		
total:	1,0001	1,0000	30,000	30,000		

DISTRIBUIÇÃO GRANULOMÉTRICA - INVENTÁRIO INICIAL/FINAL						
CORRIDA No. 19						
dmed (mm)	(xi)ini	(xi)fin	Mini (kg)	Mfin (kg)	dmi (mm)	dmf (mm)
0,5650	0,5664	0,0933	16,992	2,799	0,421	0,039
0,3585	0,3902	0,1698	11,706	5,094		
0,2535	0,0228	0,0683	0,684	2,049		
0,1795	0,0069	0,0471	0,207	1,413		
0,1185	0,0073	0,0579	0,219	1,737		
0,0750	0,0053	0,0339	0,159	1,017	dmf/dmi	0,092
0,0530	0,0009	0,0160	0,027	0,480		
0,0220	0,0002	0,5136	0,006	15,408		
total:	1,0000	0,9999	30,000	30,000		

DISTRIBUIÇÃO GRANULOMÉTRICA - INVENTÁRIO INICIAL/FINAL								
CORRIDA No. 20								
dmed (mm)	(xi)ini	(xi)fin	Mini (kg)	Mfin (kg)	dmi (mm)	dmf (mm)		
0,5650	0,5698	0,0383	17,094	1,149	0,411	0,027		
0,3585	0,3726	0,0691	11,178	2,073				
0,2535	0,0288	0,0277	0,864	0,831				
0,1795	0,0069	0,0192	0,207	0,576				
0,1185	0,0149	0,0184	0,447	0,552				
0,0750	0,0059	0,0309	0,177	0,927				
0,0530	0,0007	0,0136	0,021	0,408				
0,0220	0,0003	0,7826	0,009	23,478				
total:	0,9999	0,9998	30,000	30,000			dmf/dmi	0,066

DISTRIBUIÇÃO GRANULOMÉTRICA - INVENTÁRIO INICIAL/FINAL								
CORRIDA No. 21								
dmed (mm)	(xi)ini	(xi)fin	Mini (kg)	Mfin (kg)	dmi (mm)	dmf (mm)		
0,8550	0,3004	0,0866	9,012	2,598	0,417	0,043		
0,6500	0,5376	0,2260	16,128	6,780				
0,5050	0,0455	0,0596	1,365	1,788				
0,2845	0,0439	0,0806	1,317	2,418				
0,1185	0,0381	0,0333	1,143	0,999				
0,0750	0,0246	0,0326	0,738	0,978				
0,0530	0,0047	0,0148	0,141	0,444				
0,0220	0,0052	0,4664	0,156	13,992				
total:	1,0000	0,9999	30,000	30,000			dmf/dmi	0,104

DISTRIBUIÇÃO GRANULOMÉTRICA - INVENTÁRIO INICIAL/FINAL						
CORRIDA No. 22						
dmed (mm)	(xi)ini	(xi)fin	Mini (kg)	Mfin (kg)	dmi (mm)	dmf (mm)
0,8550	0,3942	0,0506	11,826	1,518	0,474	0,042
0,6500	0,4460	0,2052	13,380	6,156		
0,5050	0,0392	0,0557	1,176	1,671		
0,2845	0,0595	0,0912	1,785	2,736		
0,1185	0,0409	0,0569	1,227	1,707		
0,0750	0,0175	0,0435	0,525	1,305	dmf/dmi 0,089	
0,0530	0,0011	0,0251	0,033	0,753		
0,0220	0,0017	0,4717	0,051	14,151		
total:	1,0001	0,9999	30,000	30,000		

DISTRIBUIÇÃO GRANULOMÉTRICA - INVENTÁRIO INICIAL/FINAL						
CORRIDA No. 23						
dmed (mm)	(xi)ini	(xi)fin	Mini (kg)	Mfin (kg)	dmi (mm)	dmf (mm)
0,8550	0,3724	0,0415	11,172	1,245	0,461	0,030
0,6500	0,4667	0,1364	14,001	4,092		
0,5050	0,0404	0,0337	1,212	1,011		
0,2845	0,0506	0,0421	1,518	1,263		
0,1185	0,0449	0,0145	1,347	0,435		
0,0750	0,0216	0,0206	0,648	0,618	dmf/dmi 0,056	
0,0530	0,0020	0,0113	0,060	0,339		
0,0220	0,0012	0,7000	0,036	21,000		
total:	0,9998	1,0001	30,000	30,000		

DISTRIBUIÇÃO GRANULOMÉTRICA - INVENTÁRIO INICIAL/FINAL						
CORRIDA No. 24						
dmed (mm)	(xi)ini	(xi)fin	Mini (kg)	Mfin (kg)	dmi (mm)	dmf (mm)
0,8550	0,3968	0,0394	11,904	1,182	0,529	0,031
0,6500	0,4772	0,1268	14,316	3,804		
0,5050	0,0392	0,0392	1,155	1,176		
0,2845	0,0403	0,0440	1,209	1,320		
0,1185	0,0363	0,0163	1,089	0,489		
0,0750	0,0081	0,0232	0,243	0,696	dmf/dmi	0,058
0,0530	0,0025	0,0198	0,075	0,594		
0,0220	0,0003	0,6912	0,009	20,736		
total:	1,0000	0,9999	30,000	30,000		

DISTRIBUIÇÃO GRANULOMÉTRICA - INVENTÁRIO INICIAL/FINAL						
CORRIDA No. 25						
dmed (mm)	(xi)ini	(xi)fin	Mini (kg)	Mfin (kg)	dmi (mm)	dmf (mm)
0,8550	0,4074	0,0260	12,222	0,780	0,417	0,028
0,6500	0,4228	0,0892	12,684	2,676		
0,5050	0,0404	0,0288	1,212	0,864		
0,2845	0,0420	0,0475	1,260	1,425		
0,1185	0,0384	0,0167	1,152	0,501		
0,0750	0,0420	0,0227	1,260	0,681	dmf/dmi	0,068
0,0530	0,0057	0,0201	0,171	0,603		
0,0220	0,0012	0,7491	0,036	22,473		
total:	0,9999	1,0001	30,000	30,000		

DISTRIBUIÇÃO GRANULOMÉTRICA - INVENTÁRIO INICIAL/FINAL						
CORRIDA No. 26						
dmed (mm)	(xi)ini	(xi)fin	Mini (kg)	Mfin (kg)	dmi (mm)	dmf (mm)
0,8550	0,4888	0,0444	14,664	1,332	0,608	0,039
0,6500	0,4182	0,1774	12,546	5,322		
0,5050	0,0356	0,0640	1,068	1,920		
0,2845	0,0338	0,0940	1,014	2,820		
0,1185	0,0187	0,0532	0,561	1,596		
0,0750	0,0040	0,0335	0,120	1,005	dmf/dmi	0,065
0,0530	0,0006	0,0166	0,018	0,498		
0,0220	0,0004	0,5169	0,012	15,507		
total:	1,0001	1,0000	30,000	30,000		

DISTRIBUIÇÃO GRANULOMÉTRICA - INVENTÁRIO INICIAL/FINAL						
CORRIDA No. 27						
dmed (mm)	(xi)ini	(xi)fin	Mini (kg)	Mfin (kg)	dmi (mm)	dmf (mm)
1,3000	0,6238	0,1970	18,714	5,910	0,863	0,051
0,9200	0,2793	0,1692	8,379	5,076		
0,7750	0,0105	0,0306	0,315	0,918		
0,6500	0,0376	0,0577	1,128	1,731		
0,5050	0,0097	0,0255	0,291	0,765		
0,2540	0,0287	0,0695	0,861	2,085	dmf/dmi	0,059
0,0660	0,0101	0,0556	0,303	1,668		
0,0220	0,0004	0,3949	0,012	11,847		
total:	1,0001	1,0000	30,000	30,000		

DISTRIBUIÇÃO GRANULOMÉTRICA - INVENTÁRIO INICIAL/FINAL
CORRIDA No. 28

dmed (mm)	(xi)ini	(xi)fin	Mini (kg)	Mfin (kg)	dmi (mm)	dmf (mm)
1,3000	0,7019	0,2006	21,057	6,018	0,963	0,045
0,9200	0,2249	0,1515	6,747	4,545		
0,7750	0,0093	0,0188	0,279	0,564		
0,6500	0,0251	0,0546	0,753	1,638		
0,5050	0,0075	0,0224	0,225	0,672		
0,2540	0,0256	0,0571	0,768	1,713	dmf/dmi	0,047
0,0660	0,0058	0,0335	0,174	1,005		
0,0220	0,0000	0,4615	0,000	13,845		
total:	1,0001	1,0000	30,000	30,000		

DISTRIBUIÇÃO GRANULOMÉTRICA - INVENTÁRIO INICIAL/FINAL
CORRIDA No. 29

dmed (mm)	(xi)ini	(xi)fin	Mini (kg)	Mfin (kg)	dmi (mm)	dmf (mm)
1,3000	0,6198	0,1843	18,594	5,529	0,897	0,046
0,9200	0,2824	0,1539	8,472	4,617		
0,7750	0,0121	0,0242	0,363	0,726		
0,6500	0,0382	0,0623	1,146	1,869		
0,5050	0,0075	0,0255	0,225	0,765		
0,2540	0,0326	0,0632	0,978	1,896	dmf/dmi	0,051
0,0660	0,0075	0,0305	0,225	0,915		
0,0220	0,0000	0,4561	0,000	13,683		
total:	1,0001	1,0000	30,000	30,000		

DISTRIBUIÇÃO GRANULOMÉTRICA - INVENTÁRIO INICIAL/FINAL						
CORRIDA No. 30						
dmed (mm)	(xi)ini	(xi)fin	Mini (kg)	Mfin (kg)	dmi (mm)	dmf (mm)
1,3000	0,6440	0,1603	19,320	4,809	0,885	0,041
0,9200	0,2651	0,1356	7,953	4,068		
0,7750	0,0145	0,0215	0,435	0,645		
0,6500	0,0319	0,0564	0,957	1,692		
0,5050	0,0089	0,0249	0,267	0,747		
0,2540	0,0262	0,0578	0,786	1,734	dmf/dmi	0,047
0,0660	0,0089	0,0373	0,267	1,119		
0,0220	0,0005	0,5052	0,015	15,156		
total:	1,0000	0,9990	30,000	30,000		

DISTRIBUIÇÃO GRANULOMÉTRICA - INVENTÁRIO INICIAL/FINAL						
CORRIDA No. 31						
dmed (mm)	(xi)ini	(xi)fin	Mini (kg)	Mfin (kg)	dmi (mm)	dmf (mm)
1,3000	0,6723	0,1182	20,169	3,546	0,888	0,037
0,9200	0,2193	0,1088	6,579	3,264		
0,7750	0,0142	0,0197	0,426	0,591		
0,6500	0,0338	0,0584	1,014	1,752		
0,5050	0,0110	0,0283	0,330	0,849		
0,2540	0,0427	0,0562	1,281	1,686	dmf/dmi	0,041
0,0660	0,0064	0,0379	0,192	1,137		
0,0220	0,0003	0,5724	0,009	17,172		
total:	1,0000	0,9999	30,000	30,000		

DISTRIBUIÇÃO GRANULOMÉTRICA - INVENTÁRIO INICIAL/FINAL						
CORRIDA No. 32						
dmed (mm)	(xi)ini	(xi)fin	Mini (kg)	Mfin (kg)	dmi (mm)	dmf (mm)
1,3000	0,6292	0,0924	18,876	2,772	0,886	0,031
0,9200	0,2756	0,0852	8,268	2,556		
0,7750	0,0179	0,0138	0,537	0,414		
0,6500	0,0327	0,0351	0,981	1,053		
0,5050	0,0084	0,0168	0,252	0,504		
0,2540	0,0270	0,0455	0,810	1,365		
0,0660	0,0089	0,0273	0,267	0,819		
0,0220	0,0003	0,6837	0,009	20,511		
total:	1,0000	0,9998	30,000	30,000		
					dmf/dmi	0,035

TABELAS COM AS DISTRIBUIÇÕES DE PRESSÃO AO LONGO DO SISTEMA
EXPERIMENTAL É CONDIÇÕES OPERACIONAIS

Tabela APII.1 - Distribuição de Pressão ao Longo do Sistema Experimental.

CORRIDA No.	P _{prd} mmH ₂ O	P _{ect} mmH ₂ O	P _{pra} mmH ₂ O	P _{pas} mmH ₂ O	P _{pap} mmH ₂ O	P _{map} mmHg	P _{mas} mmH ₂ O	P _{tr} mmH ₂ O	P _{mr d} mmHg	P _{mr a} mmHg
01	543	353	761	141	581	727	775	549	100	138
02	331	388	1293	144	948	170	810	583	80	170
03	198	431	1690	140	1347	224	918	598	68	163
04	37	384	495	198	544	121	963	584	63	94
05	17	487	1284	188	833	163	961	649	68	160
06	197	499	1589	210	1348	228	1005	728	76	220
07	69	190	1327	60	900	94	561	312	45	97
08	221	351	637	155	627	123	787	533	68	104
09	287	416	1413	149	923	171	826	592	76	172
10	262	424	1399	143	1253	223	873	645	81	173
11	113	508	823	243	568	126	1016	673	71	133
13	205	491	579	255	479	121	1015	669	66	114
12	208	544	1420	228	905	173	1054	720	81	177
14	189	553	1311	217	1306	233	1073	750	79	171
15	242	308	842	105	603	127	1587	515	74	126
16	85	362	255	150	557	122	777	532	62	84
17	153	367	880	148	940	173	833	590	69	132
18	247	490	1310	142	1323	247	982	687	87	173
19	83	503	895	233	540	125	1063	722	76	131
20	147	557	1420	218	905	178	1090	760	78	181
22	117	380	765	150	597	129	825	567	70	132
23	188	408	1443	142	903	170	840	605	72	178
21	223	327	937	107	617	127	1590	508	68	128
24	110	457	1067	177	1413	145	1243	665	75	153
26	112	525	1067	210	1482	155	1123	718	76	154
25	91	507	797	237	558	145	1015	662	78	128
27	113	312	838	103	522	122	1597	472	62	123
29	112	362	842	142	533	128	867	580	70	130
28	45	345	1887	122	540	127	1210	972	72	133
30	65	450	1083	178	1457	145	1232	653	73	153
32	115	533	1120	220	1507	155	1100	700	90	168
31	98	500	1018	201	1437	145	1153	693	70	150

Tabela APII.1 - Continuação.

CORRIDA No.	Pip mmH ₂ O	Pia mmH ₂ O	Pesc1 mmH ₂ O	Pesc2 mmH ₂ O	Pfil mmH ₂ O
01	245	90	94	88	135
02	283	94	111	99	178
03	350	93	110	111	205
04	233	111	102	94	188
05	249	107	111	92	285
06	375	120	144	126	272
07	473	39	45	48	85
08	223	100	108	98	154
09	287	97	113	103	191
10	368	92	125	116	193
11	211	157	145	124	210
13	219	151	129	119	241
12	278	141	157	132	266
14	366	133	151	142	260
15	265	70	68	72	138
16	222	97	84	97	175
17	300	96	98	118	160
18	393	92	113	235	145
19	233	150	127	228	145
20	295	142	138	233	177
22	260	97	97	87	192
23	318	90	88	90	212
21	270	75	73	77	177
24	272	115	127	107	213
26	287	127	147	178	218
25	238	148	127	113	222
27	335	68	72	73	147
29	313	88	83	170	95
28	308	82	82	163	102
30	310	107	107	207	120
32	305	133	133	252	135
31	283	128	122	103	263

LEGENDA
.Pprd - pressão na placa de orifício da tubulação que alimenta ar para a parte descendente da válvula J.
.Pesc1 - pressão na entrada do ciclone 1.
.Ppra - pressão na placa de orifício da tubulação que alimenta ar para a parte ascendente da válvula J.
.Ppas - pressão na placa de orifício da tubulação de ar secundário.
.Ppap - pressão na placa de orifício da tubulação de ar primário.
.Pmap - pressão a montante da tubulação de ar primário.
.Pmas - pressão a montante da tubulação de ar secundário.
.Ptr - pressão no topo do reator.
.Pprd - pressão a montante da tubulação de ar da parte descendente da válvula J.
.Ppra - pressão a montante da tubulação de ar da parte ascendente da válvula J.
.Pip - pressão no injetor de ar primário.
.Pia - pressão no injetor de ar secundário.
.Pesc1 - diferença de pressão entre a entrada e a saída do ciclone 1.
.Pesc2 - diferença de pressão entre a entrada e a saída do ciclone 2.
.Pfil - pressão na entrada dos filtros.

Tabela APII.2 - Condições Operacionais das Corridas Realizadas.

CORRIDA	DATA	HORA	CONDIÇÕES OPERACIONAIS			MASSA FINAL (kg)		TAXA DE RECIRCULAÇÃO (l/min/10t)	PRESSÃO BAROMÉTR.	TEMPER. AMBIENTE (°C)	TEMP. AR PRIMÁRIO (microv)	TEMP. AR SECUNDÁRIO (microv)
			U (m/s)	IMPULSÃO (kg)	VARIAÇÃO (sis)	DÍM. MÉD. INT. (cm)	FILTROS					
01	11/05	15:00	3,80	40	30	25,133	7,860	0,634/0,464	695,1	25	850	1116
02	13/05	13:00	3,74	40	30	26,430	7,100	0,912/0,431	695,0	23	911	1258
03	14/05	08:00	4,30	40	30	29,572	6,500	0,876/0,391	694,9	23	779	1126
04	15/05	16:00	4,30	40	30	23,367	12,600	0,829/0,587	692,3	24	926	1323
05	15/05	15:00	4,35	40	30	26,430	6,333	1,299/0,347	692,3	24	1028	1372
06	18/05	15:00	4,70	40	30	-	-	0,587/0,0	692,3	24	911	1358
07	09/07	14:00	2,69	30	30	7,683	19,848	-71,097	698,6	19	865	995
08	19/05	13:00	3,95	30	30	19,508	8,650	0,679/0,363	693,2	24	915	1192
09	21/05	08:00	3,99	30	30	19,058	8,400	0,992/0,362	696,2	21	748	1096
10	22/05	10:00	4,02	30	30	19,893	7,350	1,284/0,367	697,0	20	877	1212
11	04/06	08:30	4,67	30	30	-	-	1,208/0,0	690,0	22	860	1246
12	20/05	13:00	4,73	30	30	-	-	0,870/0,0	694,3	23	926	1353
13	21/05	13:00	4,71	30	30	-	-	0,877/0,0	696,2	21	966	1432
14	22/05	15:00	4,74	30	30	-	-	0,929/0,0	695,2	23	999	1465
15	03/04	13:30	3,31	30	15	11,015	16,350	0,816/0,756	696,0	25	1001	1342
16	25/05	15:00	3,85	30	15	9,763	16,000	0,630/0,511	695,0	23	924	1146
17	26/05	13:00	3,99	30	15	13,313	12,200	0,790/0,716	695,2	23	931	1189
18	27/05	13:00	4,82	30	15	16,358	9,550	1,124/0,604	692,4	24	970	1235
19	28/05	08:00	4,37	30	15	17,160	10,750	0,909/0,658	692,1	23	847	1235
20	28/05	16:00	4,41	30	15	19,907	6,756	0,914/0,409	692,1	23	904	1370
21	29/05	10:00	3,84	30	15	14,603	12,350	1,151/0,776	695,0	21	913	1134
22	29/05	11:00	3,93	30	15	17,339	9,600	1,274/0,981	695,0	21	929	1308
23	30/05	13:00	3,31	30	15	13,638	13,150	1,077/0,899	696,4	25	983	1290
24	15/06	15:00	4,41	30	15	17,287	9,600	1,725/0,527	699,0	20	877	1190
25	26/06	10:00	4,72	30	15	17,773	9,450	1,305/0,686	699,0	20	853	1209
26	04/06	15:00	4,66	30	15	16,785	7,850	1,562/0,412	690,0	22	1018	1424
27	05/06	10:00	3,21	30	15	7,723	19,313	0,379/-	692,2	25	875	1259
28	05/06	15:00	3,78	30	15	10,385	16,650	0,630/0,892	692,2	25	1013	1256
29	09/06	13:00	3,49	30	15	9,973	16,850	0,668/-	695,0	24	978	1312
30	10/06	13:00	4,45	30	15	12,600	14,650	0,854/0,368	695,0	24	1008	1344
31	10/06	08:00	4,81	30	15	17,350	10,100	0,804/0,342	698,3	22	841	1201
32	12/06	10:00	4,63	30	15	15,358	11,850	1,178/0,504	700,0	21	868	1221

Nota: O balanço de massa ao final de cada corrida não fechou devido a perda de massa para o ambiente pelos filtros de manga e a entrada de material pela voluta do distribuidor de ar secundário.

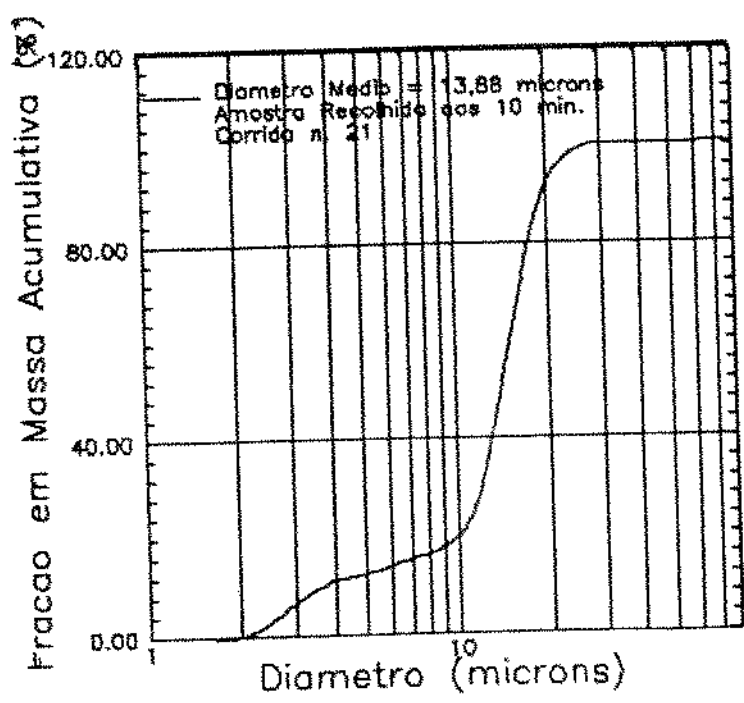
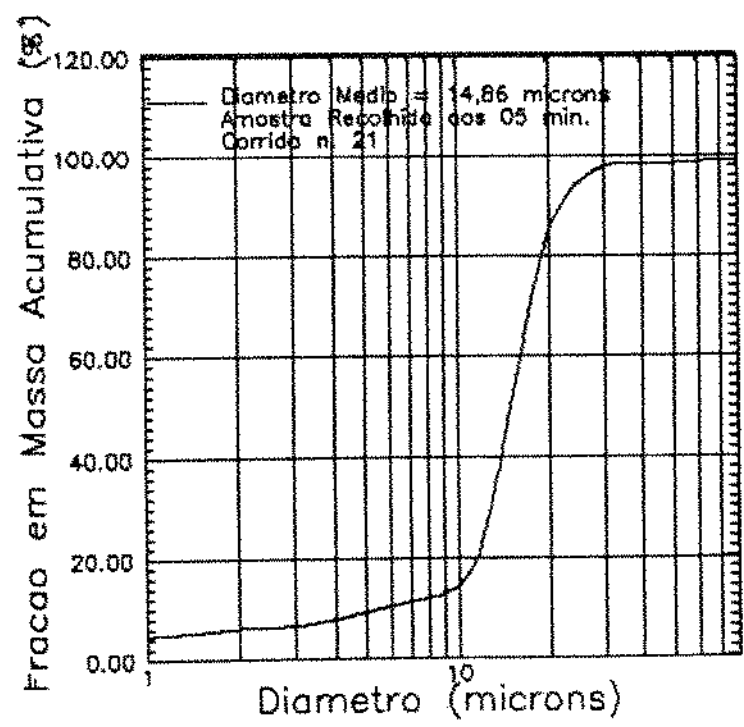
RESULTADOS OBTIDOS PARA AS CONSTANTES DE ATRITO E DE
FRAGMENTAÇÃO

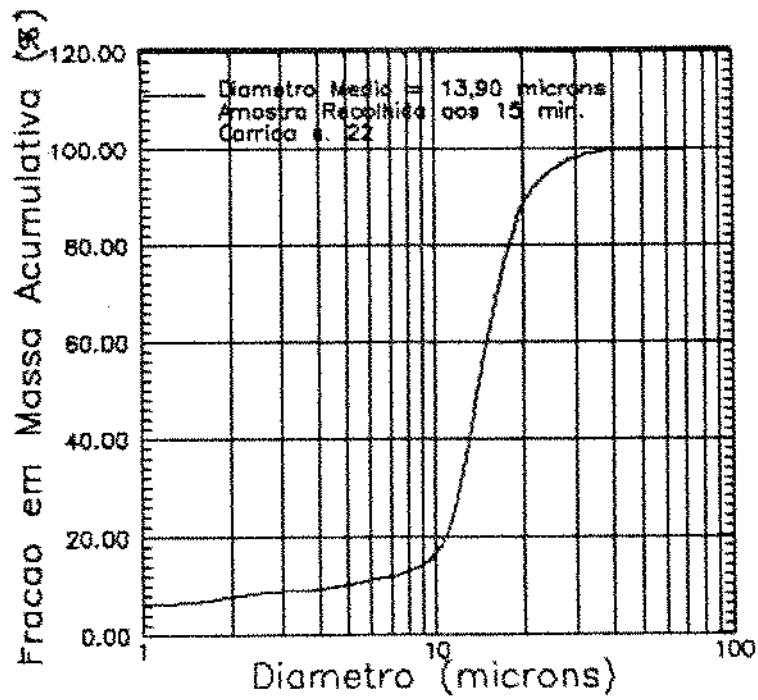
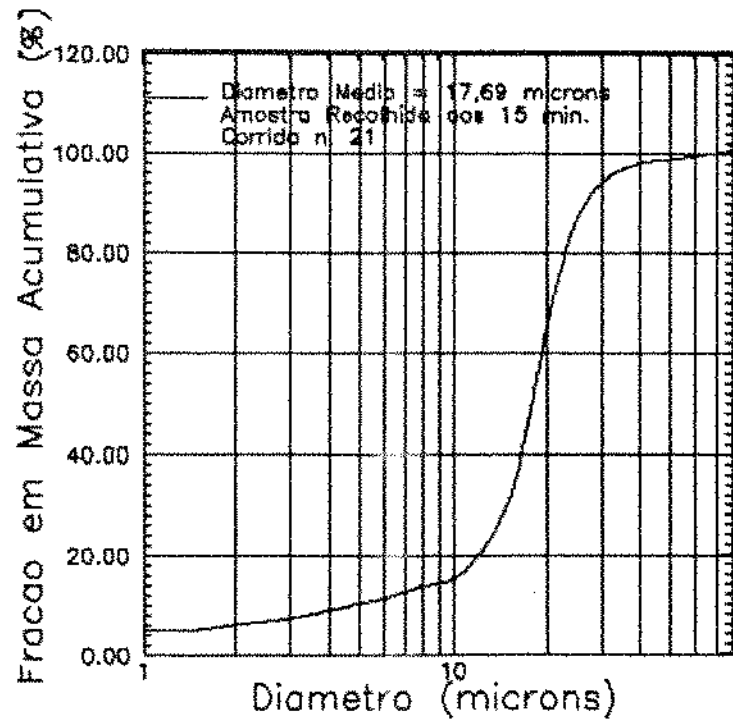
Tabela APIII.1 - Resultados Obtidos para as Constantes de Atrito e de Fragmentação.

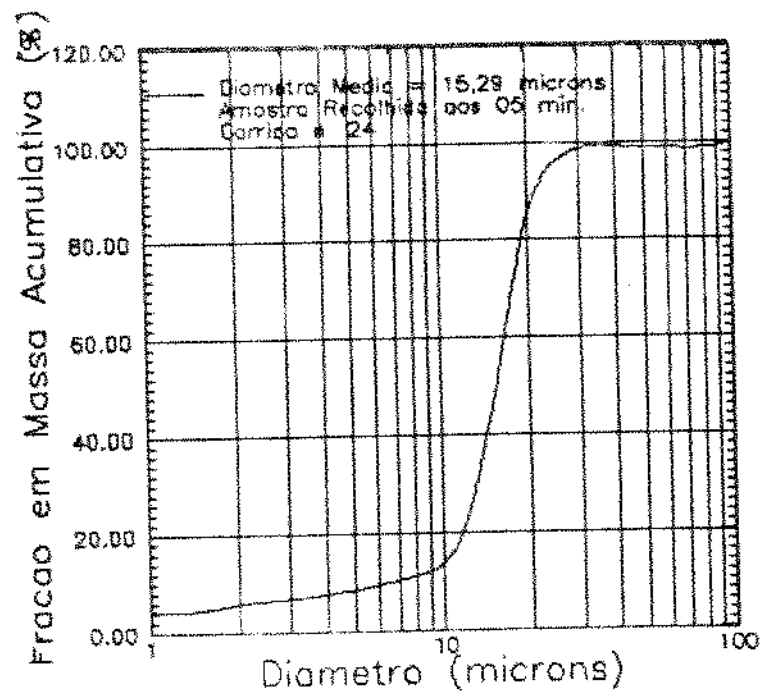
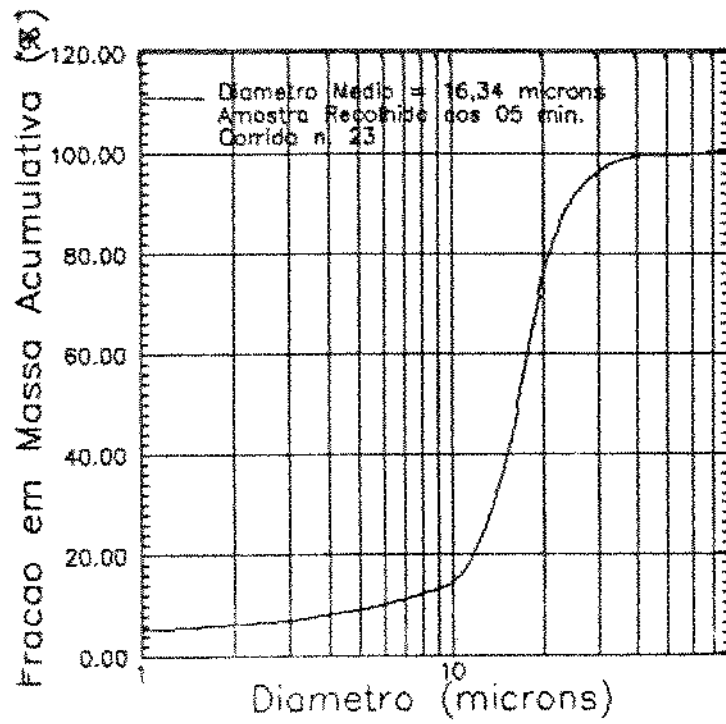
CORRIDA No.	Mfr (kg)	Mfinos (kg)	Kfr $\times 10^{-4}$ (1/m)	Kax $\times 10^{-4}$ (1/m)	Ra/Mx $\times 10^{-4}$ (1/s)	Rfr/Mx $\times 10^{-4}$ (1/s)	U-Umf (m/s)
01	4.118	32.404	0.16	1.24	4.50	0.57	3.62
02	3.209	33.484	0.12	1.23	4.65	0.45	3.78
03	3.203	34.123	0.12	1.24	4.74	0.44	3.82
04	5.288	29.080	0.18	0.98	4.04	0.73	4.12
05	4.220	32.652	0.14	1.09	4.54	0.59	4.17
07	4.832	10.905	0.25	0.75	2.02	0.67	2.71
08	3.893	22.167	0.14	1.09	4.11	0.54	3.77
09	3.252	21.984	0.12	1.07	4.07	0.45	3.81
10	2.729	22.851	0.10	1.10	4.23	0.38	3.84
15	4.261	13.617	0.19	1.61	5.04	0.59	3.14
16	6.593	10.956	0.25	1.10	4.06	0.92	3.68
17	3.739	18.777	0.14	1.82	6.95	0.52	3.82
18	4.377	21.255	0.16	2.04	7.87	0.61	3.85
19	5.334	15.402	0.17	1.30	5.70	0.74	4.40
20	3.544	23.469	0.11	1.96	8.69	0.49	4.44
21	3.537	13.836	0.16	1.66	5.12	0.49	3.08
22	5.774	14.100	0.22	1.44	5.22	0.80	3.63
23	2.348	20.964	0.09	2.10	7.76	0.33	3.70
24	3.428	20.727	0.11	1.84	7.68	0.48	4.18
25	2.934	22.437	0.09	1.88	8.31	0.41	4.43
26	5.701	15.495	0.18	1.28	5.74	0.79	4.49
27	7.742	11.835	0.40	1.65	4.38	1.08	2.66
28	6.086	13.845	0.29	1.74	5.13	0.85	2.94
29	5.928	13.683	0.26	1.58	5.07	0.82	3.21
30	6.324	15.141	0.23	1.44	5.61	0.88	3.90
31	6.132	17.163	0.21	1.56	6.36	0.85	4.08
32	4.725	20.502	0.15	1.78	7.59	0.66	4.26

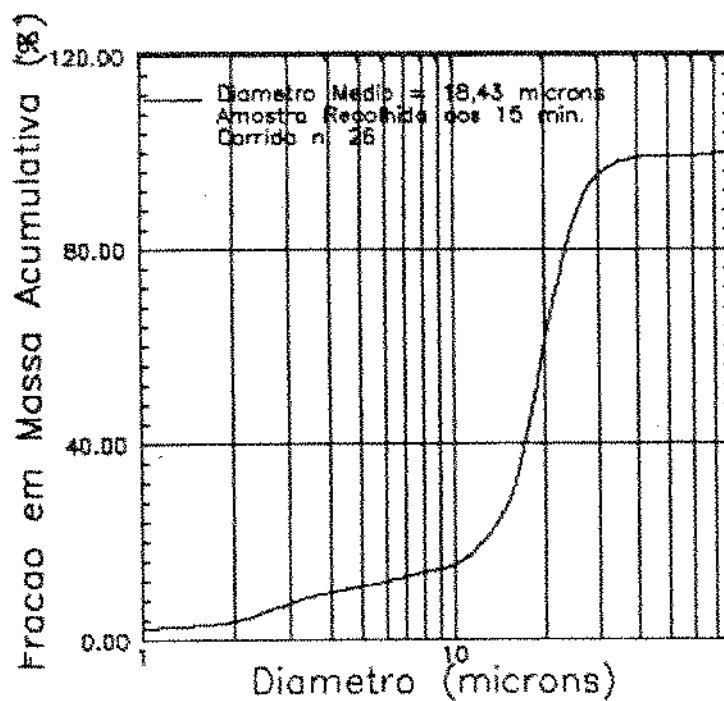
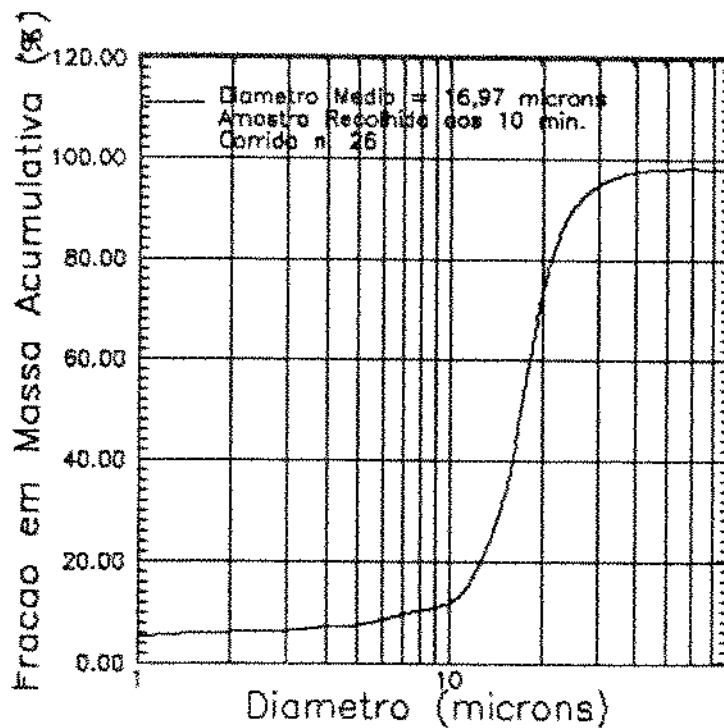
GRÁFICOS COM AS DISTRIBUIÇÕES GRANULOMÉTRICAS DOS
FINOS COLETADOS

Figuras APIV.1 - Distribuição Granulométrica Acumulativa de Amostras dos Finos Coletados no Ciclone Secundário (menores que 88 μm) e no Leito (menores que 44 μm).









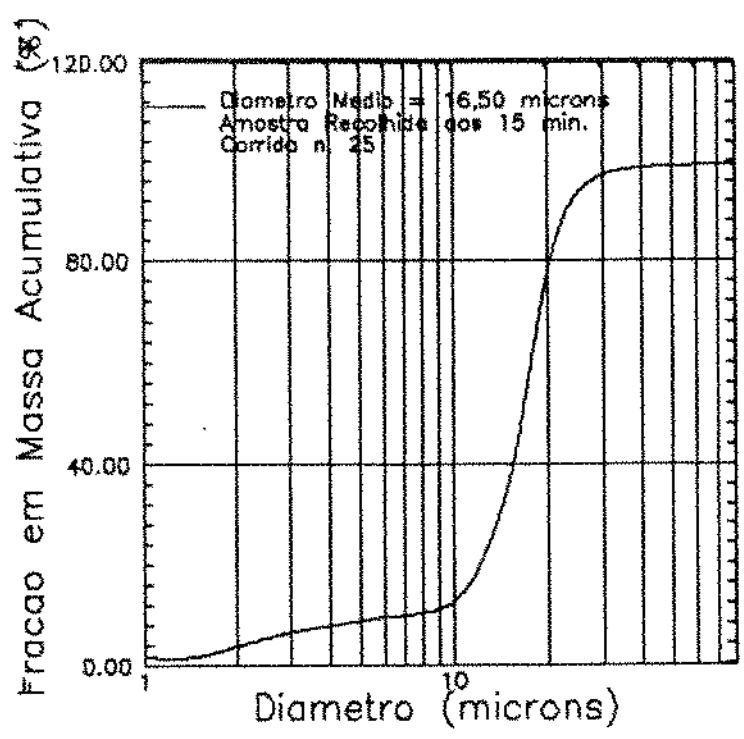
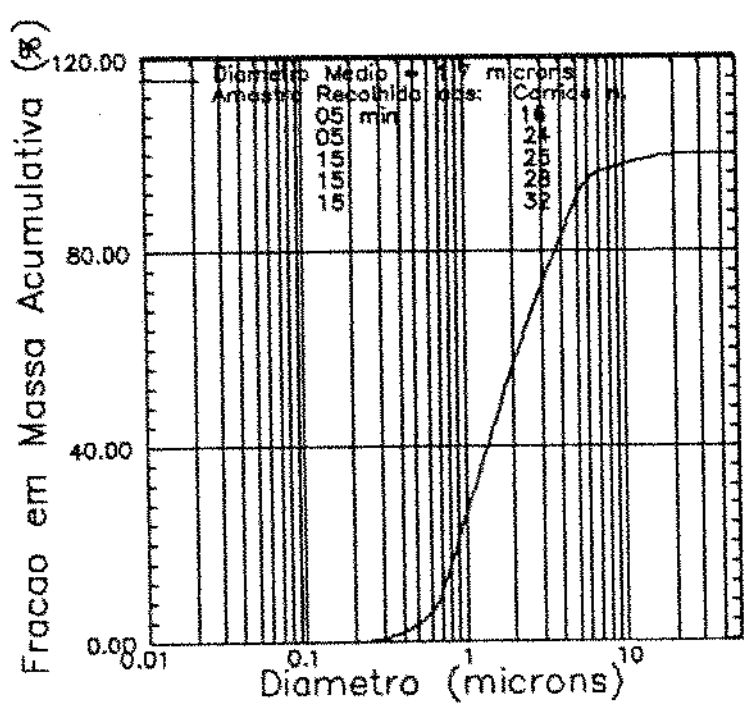


Figura APIV.2 - Distribuição Granulométrica Acumulativa de Amostras dos Finos Coletados nos Filtros de Manga (menores que 44 μm).



REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS

.Arena, U., Cammarotta, A., Massimilla, L., Siciliano, L. and Basu, P., "Carbon Attrition During the Combustion of a Char in a Circulating Fluidized Bed", *Combustion Science and Technology*, Vol. 73, pp. 383-394, 1990.

.Arena, U., Chirone, R., D'Amore, M. and Massimilla, L., "Carbon Attrition in the Fluidized Combustion of a Metallurgical Coke", *Combustion and Flame*, No. 57, pp. 123-125, 1984.

.Arena, U., D'Amore, M. e Massimilla, L., "Carbon Attrition During the Fluidized Combustion of a Coal", *AIChE Journal*, Vol. 29, No. 1, pp. 40-49, Jan. 1983.

.Arena, U., D'Amore, M., Massimilla, L., Meo, S. and Miccio, M., "Evaluation of Attrition Rate Constants of a Char Burning in Fluidized Beds by Means of Laboratory-Scale Combustion", *AIChE Journal*, Vol. 32, No. 5, pp. 869-871, May 1986.

.Beeckmans, J. M. and Morin, B., "The Effect of Particulate Solids on Pressure Drop Across a Cyclone", *Powder Technology*, No. 52, pp. 227-232, 1987.

.Botterill, J. S. M., "Fluidized Bed Behavior, Fluidized Bed Combustion and Applications", *Applied Science Publishers Ltd.*, London, 1983.

.Brown, R. C., Ahrens, J. and Christofides, N., "The Contribution of Attrition and Fragmentation to Char Elutriation from Fluidized Beds", *Combustion and Flame*, No. 89, pp. 95-102, 1992.

.Campbell, E. K. and Davidson, J. F., "The Combustion of Coal in Fluidized Beds", *Institute of Fuel Symposium Series in: Fluidized Combustion*, No. 1, London, Sept. 1975 in Arena et al. (1983).

.Chen, T. P., Sishla, C.I., Punwani, D. V. and Arastoopour, H., "A Model for Attrition in Fluidized Beds", *Proceedings of the 1980 International Fluidization Conference*, New Hampshire, pp. 445-452, Aug. 1980.

.Chirone, R., D'Amore, M., Massimilla, L. and Mazza, A., "Char Attrition During the Batch Fluidized Bed Combustion of a Coal", *AIChE Journal*, Vol. 31, No. 5, pp. 812-820, May 1985.

.Chirone, R. and Massimilla, L., "The Application of Weibull Theory to Primary Fragmentation of a Coal During Devolatilization", *Powder Technology*, No. 57, pp. 197-212, 1989.

.Chirone, R., Massimilla, L. and Salatino, P., "Comminution of Carbons in Fluidized Bed Combustion", *Progress Energy Combustion Science*, Vol. 17, pp. 297-326, 1991.

.Chirone, R., Salatino, P. and Massimilla, L., "Secondary Fragmentation of Char Particles During Combustion in a Fluidized Bed", *Combustion and Flame*, No. 77, pp. 79-90, 1989.

.Comas, M., Comas, J., Chetrit, C. and Casal, J., "Cyclone Pressure Drop and Efficiency With and Without an Inlet Vane", *Powder Technology*, No. 66, pp. 143-148, 1991.

.Donsi, G., Massimilla, L. and Miccio, M., "Carbon Fines Production and Elutriation from the Bed of a Fluidized Coal Combustor", *Combustion and Flame*, No. 41, pp. 57-69, 1981.

.Epstein, B., "Logarithmico-Normal Distribution in Breakage of Solids", *Industrial and Engineering Chemistry*, Vol. 40, No. 12, pp. 2289-2291, Dec. 1948.

.Forsythe Jr., W. L. and Hertwig, W. R., "Attrition Characteristics of Fluid Cracking Catalysts", *Industrial and Engineering Chemistry*, Vol. 41, No. 6, pp. 1200-1206, Jun. 1949.

.Gwyn, J. E., "On the Particle Size Distribution Function and the Attrition of Cracking Catalysts", *AIChE Journal*, Vol. 15, No. 1, pp. 35-39, Jan. 1969.

.Kunii, D. and Levenspiel, O. J., "Fluidization Engineering", R. E. Krieger Publishing Company Inc., 1984.

.Kutyavina, T. A. and Baskakov, A. P., "Grinding of Fine Granular Material with Fluidization", *Khimiya i Tekhnologiya Topliv i Masel*, No. 3, pp. 38-41, Mar. 1972.

.Kono, H., "Attrition Rates of Relatively Coarse Solids Particles in Various Types of Fluidized Beds", *Recent Advances in Fluidization in: AIChE Symposium Series*, Vol. 77, No. 96-106, 1981.

.Levenspiel, O., *Chemical Reaction Engineering*, Wiley, New York, 1972 in Donsi et al. (1981).

.Merrick, D. and Highley, J., "Particle Size Reduction and Elutriation in a Fluidized Bed Process", *Recent Advances in: Air Pollution Control in AIChE Symposium Series*, Vol. 70, No. 137, pp. 366-378, 1974.

.Pagliuso, J. D., "Comportamento Fluidodinâmico de Xisto Britado e Areia de Quartzo em Leito Fluidizado Rápido", *Tese de Mestrado em Engenharia Mecânica*, EESC/USP, Jun. 1987.

.Pécora, A. A. B., Goldstein Jr., L., Pagliuso, J. D. and Lombardi, G., "An Investigation of Shale Particles Size Reduction in a Cold Fast Fluidized Bed", *Anais do 8º Congresso Brasileiro de Engenharia Química*, São Paulo, jul. 1988.

.Pis, J. J., Fuertes, A. B., Artos, V., Suárez, A. and Rubiera, F., "Attrition of Coal Ash Particles in a Fluidized Bed", *Power Technology*, No. 66, pp. 41-46, 1991.

.Rajan, R. and Wen, C. Y., "A Comprehensive Model for Fluidized Bed Coal Combustors", *AIChE Journal*, Vol. 26, No. 4, pp. 642-655, Jul. 1980.

.Ray, Y., Jiang, T. and Wen, C. Y., "Particle Attrition Phenomena in a Fluidized Bed", *Powder Technology*, No. 49, pp. 193-206, 1987.

.Salatino, P. and Massimilla, L., "A Descriptive Model of Carbon Attrition in the Fluidized Combustion of a Coal Char", *Chemical Engineering Science*, Vol. 40, No. 10, pp. 1905-1916, 1985.

.Salatino, P. and Massimilla, L., "Modeling Fragmentation by Percolation in Combustion of Carbons", *Powder Technology*, No. 66, pp. 47-52, 1991.

.Scheid, C. M. e Massarani, G., "Influência da Concentração de Sólidos e de Sangrias no Desempenho de Ciclones a Gás", *Anais do XX Encontro Nacional Sobre Meios Porosos (ENEMP)*, São Carlos, Out. 1992.

.da Silva, G. C. M., Goldstein Jr., L. e Tardin Jr., P. R., "Controle da Emissão de Particulados Finos Gerados em Reator de Leito Fluidizado Gás-Sólido: Avaliação de Desempenho", *Anais do XX Encontro Nacional Sobre Meios Porosos (ENEMP)*, São Carlos, Out. 1992.

.Vaux, W. G. and Shuruben, J. S., "Kinectics of Attrition in the Bubbling Zone of a Fluidized Bed", *Fluidization and Fluid-Particle Systems in AIChE Symposium Series*, Vol. 79, No. 222, pp. 97-102, 1983.

.Zens, A. F., "State-of-Art Review and Report on Critical Aspects and Scale-Up Considerations in the Design of Fluidized Bed Reactors", *Final Report on Phase I of Contract Number DE-AC-21-80 MC 14141*, 1980.