

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

DESENVOLVIMENTO DE UNIDADE EXPERIMENTAL DE LEITO
FLUIDIZADO CIRCULANTE PARA O ESTUDO DO PROCESSO
DE REMOÇÃO DE SO_2 NA COMBUSTÃO DE CARVÃO MINERAL
COM A ADIÇÃO DE CÁLCARIO.

AUTORA: MEURIS GURGEL CARLOS DA SILVA *38/100 c.*
ORIENTADOR: PROF. DR. LEONARDO GOLDSTEIN JR. *t.*

Nº de Publicação - FEM

18/94

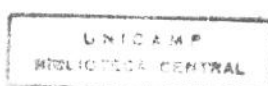
Trabalho apresentado à Comissão de
Pós Graduação da Faculdade de
Engenharia Mecânica como requisito
para obtenção do título de Doutor
em Engenharia Mecânica

Campinas, 24 de maio de 1994

ESTE EXEMPLAR CORRESPONDE A REDAÇÃO FINAL
DA TESE DEFENDIDA POR Meuris Gurgel
Carlos de Silva E APROVADA PELA
COMISSÃO JULGADORA EM 24/05/94.

Leonardo Goldstein Jr.

ORIENTADOR



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

TESE: DOUTORADO

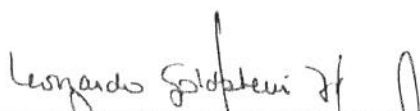
TÍTULO DA TESE:

DESENVOLVIMENTO DE UNIDADE EXPERIMENTAL DE LEITO
FLUIDIZADO CIRCULANTE PARA O ESTUDO DO PROCESSO
DE REMOÇÃO DE SO_2 NA COMBUSTÃO DE CARVÃO MINERAL
COM A ADIÇÃO DE CÁLCARIO.

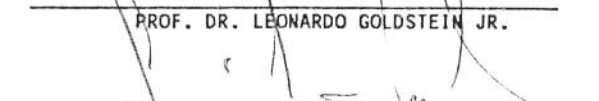
AUTORA: MEURIS GURGEL CARLOS DA SILVA

ORIENTADOR: PROF. DR. LEONARDO GOLDSTEIN JR.

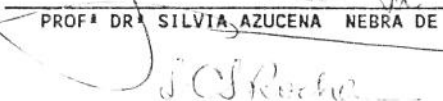
APROVADO POR:



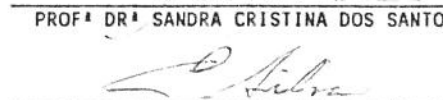
PROF. DR. LEONARDO GOLDSTEIN JR.



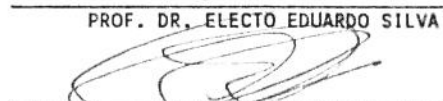
PROF. DR. SILVIA AZUCENA NEBRA DE PÉREZ



PROF. DR. SANDRA CRISTINA DOS SANTOS ROCHA



PROF. DR. ELECTO EDUARDO SILVA LORA



PROF. DR. GERALDO LOMBARDI

CAMPINAS - SP - BRASIL
MAIO DE 1994

Aos meus pais, Luiz e Elda, e
aos meus irmãos, pelo estímulo
e dedicação.

AGRADECIMENTOS

Meus agradecimentos a todos aqueles que contribuíram com a realização deste trabalho, e de modo especial:

Ao professor Doutor Leonardo Goldstein Junior, orientador deste trabalho, pela sua competência, seriedade, disponibilidade e, sobretudo, pelos incentivos tão imprescindíveis à realização do mesmo.

Ao Geraldo Lombardi e Josmar Pagliuso, pela colaboração na etapa inicial deste trabalho.

Ao Luíz Zanaga e Antônio Maurício Di Pierre, bem como toda a turma responsável pela incessante dedicação na construção e montagem do equipamento.

Às companheiras Araf A. B. Pécora e Rosemary Galvani, pela inestimável colaboração e apoio às principais etapas deste trabalho.

Às amigas Arislete D. de Aquino, Lídia M. Maegava e Sandra C. S. Rocha, pelo precioso estímulo e dedicação.

Ao Wilton Furquini, pela elaboração dos desenhos e gráficos que compõem este trabalho.

Ao Ricardo K. Miura e Deborah K. M. Souza, pelos serviços de digitação.

Aos colegas do Departamento de Termofluidodinâmica, ao qual pertenço, pela convivência, amizade e confiança.

À Faculdade de Engenharia Química, pelo apoio.

À Faculdade de Engenharia Mecânica, pela possibilidade de realizar este trabalho.

À ELETROSUL - Santa Catarina e a FAPESP, pelo suporte financeiro imprescindível ao desenvolvimento deste trabalho.

Em agradecimento especial, a Lourdes e Écio F. Bispo, pelo inestimável incentivo e amizade tão presentes ao longo deste anos.

SUMÁRIO

Página

Dedicatória	i
Agradecimento	ii
Sumário	iii
Lista de Tabelas	vi
Lista de Figuras	vii
Resumo	xii
Nomenclatura	xiii

Capítulo 1 - INTRODUÇÃO	1
-------------------------	---

1.1 O Estado da Arte	4
----------------------	---

1.1.1. Descrição dos Regimes de Fluidização	4
---	---

1.1.2. Descrição dos Combustores de Leito Fluidizado Circulante	8
---	---

1.1.3. Considerações para o Projeto do Combustor de Leito Fluidizado Circulante	10
---	----

1.1.4. O Fenômeno da Combustão	16
--------------------------------	----

1.1.5. Processos de Remoção de SO_x	21
---------------------------------------	----

1.1.6. Química da Remoção do Enxofre	32
--------------------------------------	----

1.1.7. Estudo da Reatividade do Adsorvente	37
--	----

1.1.8. Efeitos da Relação Ca/S na Remoção do Óxido de Enxofre	47
---	----

1.2. Objetivos deste Trabalho	49
-------------------------------	----

Capítulo 2 - PROJETO E DESENVOLVIMENTO DO SISTEMA EXPERIMENTAL	51
--	----

2.1. Introdução	52
-----------------	----

2.2. Descrição do Sistema	55
---------------------------	----

2.3. Dados Básicos de Projeto	57
-------------------------------	----

2.4. Balanços de Massa e Energia	59
----------------------------------	----

2.5. Dimensionamento do Sistema	62
2.5.1. Coluna Principal do Combustor	62
2.5.2. Sistema de Amostragem e Análise dos Produtos da Combustão	69
2.5.3. Sistema de Partida: Préaquecedor Elétrico de ar e Queimador de GLP	71
2.5.4. Sistema de Alimentação do Particulado Sólido	72
2.5.5. Sistema de Recirculação de Sólidos	73
2.5.6. Sistema de Resfriamento	79
2.5.7. Controle da Emissão de Gases e Particulados	83
2.5.8. Sistema de Movimentação de Fluidos	86
2.6. Instrumentação do Sistema Experimental	86
2.6.1. Medida das Descargas	86
2.6.2. Medida das Temperaturas	88
2.6.3. Medida das Pressões	88
2.6.4. Detetor de Chama	88
2.6.5. Análise da Composição dos Gases	89
Capítulo 3 - OPERAÇÃO DO SISTEMA EXPERIMENTAL	95
3.1. Pré-operação	96
3.1.1. Dificuldades Operacionais	97
3.1.2. Procedimento Experimental para Operação do Sistema a Frio e a Quente	100
3.2. Operação do Sistema com Combustão de Carvão	103
3.2.1. Partida do Sistema	103
3.2.2. Operação do Sistema em Combustão	103

Capítulo 4 - APRESENTAÇÃO E DISCUSSÃO DOS RESULTADOS EXPERIMENTAIS	110
4.1. Programa de Testes Experimentais	111
4.2. Apresentação dos Dados Experimentais	112
4.3. Discussão dos Resultados	130
4.3.1. Perfil de Pressão	130
4.3.2. Perfil de Porosidade	133
4.3.3. Fluxo de Sólidos Recirculados	138
4.3.4. Variação de Pressão nas Seções Principais do Sistema	140
4.3.5. Perfil de Temperatura	146
 Capítulo 5 - CONCLUSÕES E RECOMENDAÇÕES	147
5.1. Conclusões	148
5.2. Recomendações	150
 APÊNDICE	
A - Programas de Cálculos do Projeto do Sistema Experimental	151
B - Analisadores de Gases de Combustão	181
C - Procedimento de Cálculo dos Parâmetros Operacionais do Sistema Experimental	190
 REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS	198
 APÊNDICE	210
 RESUME	212

LISTA DE TABELAS

Número	Título	Página
1.1	Comparação entre Combustores de Leito Fluidizado	7
1.2	Concentração de Dióxido de Enxofre em Gases de Combustão	22
2.1	Análise Elementar do Carvão	57
2.2	Análise Química dos Calcários	58
2.3	Condições da Amostra para o Analisador Contínuo de NO, SO ₂ , O ₂	91
2.4	Condições no Analisador de CO e CO ₂	94
3.1	Características das Partículas e Condições Utilizadas nas Operações Preliminares	97
4.1	Folha de Dados Experimentais	114
4.2	Descargas de Ar de Partículas Sólidas	116
4.3	Medidas de Pressão e Temperatura ao Longo do Sistema	118
4.4	Valores da Porosidade ao Longo da Coluna Principal do Leito	124
4.5	Consolidação dos Principais Resultados Experimentais Obtidos	126

LISTA DE FIGURAS

Número	Título	Página
1.1	Esquema de Combustor Típico de Leito Fluidizado Circulante	4
1.2	Diagrama dos Regimes de Fluidização	6
1.3	Interação entre as Características Processo de Combustão de Carvão	17
1.3	Classificação de Processos de Remoção de SO ₂	30
2.1	Vista Geral do Sistema Experimental	53
2.2	Fluxograma do Sistema Experimental com Leito Circulante	54
2.3	Vista do Sistema de Sustentação do Leito	56
2.4	Fluxograma Simplificado do Processo: Balanço de Massa e Energia	59
2.5	Detalhe do "Loop" do Combustor Circulante	63
2.6	Vista do Queimador de GLP e da Base da Coluna Principal do Combustor	64
2.7	Esquema do Queimador de GLP e da Base do Combustor	65
2.8	Sistema de Injeção de Ar Secundário	66
2.9	Esquema do Sistema de Injeção de Ar Secundário	67
2.10	Vista do Silo de Descarga de Sólidos	68
2.11	Vista da Válvula de Amostragem de Sólidos de Medida do Fluxo de Sólido Recirculado	69
2.12	Detalhes da Válvula de Amostragem de Sólidos para a Medida do Fluxo de Sólido Recirculado	70

Número	Título	Página
2.13	Vista do Préaquecedor Elétrico	71
2.14	Dimensões do Preaquecedor Elétrico do Ar	72
2.15	Sistema de Alimentação de Sólidos	73
2.16	Detalhes do Sistema de Alimentação de Sólidos	74
2.17	Vista da Válvula-L	75
2.18	Vista do Ciclone e do Sistema de Saída de Gases do Combustor	77
2.19	Detalhe do Ciclone	78
2.20	Detalhe do Trocador de Calor TCR	80
2.21	Conjunto dos Trocadores de Calor do Sistema de Resfriamento de Gases	81
2.22	Detalhe do Sistema de Resfriamento de Gases com Indicação da Instrumentação	82
2.23	Filtro de Manga de Jato Pulsante	84
2.24	Detalhe do Filtro Manga	85
2.25	Diagrama Básico de Instrumentação do Sistema Experimental	87
2.26	Detalhe do Atenuador de Flutuação de Pressão	88
2.27	Sistema de Análise Contínua de SO_2 NO e O_2	90
2.28	Célula de Medida Absorção de Infra-Vermelho	91
2.29	Célula de Medida Magnéticopneumático	94
3.1	Diagrama de Blocos das Etapas do Processo de Combustão	104

Número	Título	Página
4.1	Perfil de Pressão ao Longo do Sistema Operando sem Injeção de Ar Secundário e com Injeção Secundária de 19%, para um mesmo Inventário de Sólidos e mesma Descarga de Ar	132
4.2	Perfil de Pressão ao Longo do Sistema Variando-se o Inventário de Sólidos, sem Injeção de Ar Secundário e com mesma Velocidade Média Superficial do Ar no Leito	132
4.3	Perfil de Pressão ao Longo do Sistema Operando com Temperaturas Baixas e Elevadas, para um mesmo Inventário de Sólidos e aproximadamente à mesma Razão Ar Secundário/ Ar Total	134
4.4	Perfil de Pressão ao Longo do Sistema Operando com Temperatura Baixa e Elevada, para um mesmo Inventário de Sólidos e sem Injeção de Ar Secundário	134
4.5	Perfil de Porosidade ao Longo da Altura do Leito, sem e com Injeção de Ar Secundário, para uma mesma Descarga de Ar Total e Inventário de Sólidos	135
4.6	Efeito na Injeção de Ar Secundário na Porosidade, da Base e do Topo do Leito, para um mesmo Inventário de Sólidos e Velocidade Superficial	136
4.7	Perfil de Porosidade ao Longo do Leito, Variando-se o Inventário dos Sólidos, sem Injeção do Ar Secundário	136
4.8	Perfil de Porosidade ao Longo da Altura do Leito Operando com Temperaturas Baixas e Elevadas e sem Injeção de Ar Secundário	137

Número	Título	Página
4.9	Efeito da Temperatura e Velocidade Superficial do Ar no Fluxo de Sólidos Recirculados, para o mesmo Inventário de Sólidos, com Injeção de Ar Secundário	138
4.10	Efeito do Inventário dos Sólidos e da Injeção de Ar Secundário no Fluxo de Sólidos Recirculados, Variando-se a Velocidade Superficial do Gás de Fluidização	139
4.11	Efeito do Inventário de Sólidos e Velocidade Superficial na Queda de Pressão na Coluna Principal	140
4.12	Efeito da Temperatura e Velocidade do Ar na Queda de Pressão na Coluna Principal, para um mesmo Inventário de Sólidos	141
4.13	Efeito da Velocidade de Entrada do Ar e do Fluxo de Sólidos Recirculados no Ciclone na Queda de Pressão	142
4.14	Efeito da Temperatura e Velocidade do Ar na Entrada do Ciclone, na Queda de Pressão, para Vários Fluxos de Sólidos Recirculados	142
4.15	Queda de Pressão na Coluna de Retorno em Função do Fluxo de Sólidos Recirculados	143
4.16	Queda de Pressão na Coluna de Retorno em Relação ao Somatório das Parcelas de Queda de Pressão das outras Circuito do Sistema Experimental	144
4.17	Queda de Pressão na Válvula-L em função do Fluxo de Sólidos Recirculados, para Temperatura Baixa e Elevada de Operação	145
4.18	Perfis de Temperatura ao Longo do Sistema	146

RESUMO

Este trabalho consistiu no desenvolvimento de um reator de leito fluidizado circulante, para operar nas condições de fluidização rápida, visando sua utilização em processo de combustão de carvão mineral com remoção do SO_2 , pela adição de calcário.

O desenvolvimento desse estudo foi realizado em três etapas. A primeira se constituiu no levantamento e análise dos processos de desulfurização dos gases de combustão e dos parâmetros de projeto do equipamento. A segunda foi o projeto, construção e montagem do sistema experimental. A terceira foi a partida e a pré-operação da unidade, com a realização de um programa de testes a frio e a quente para o conhecimento da operacionalidade e da flexibilidade do sistema projetado.

O dispositivo experimental é constituído de três partes principais: o combustor propriamente dito, com 4,0m de altura e 0,1m de diâmetro interno; a seção de retorno de sólidos e a seção de resfriamento dos gases de combustão. O sistema é composto ainda por dois alimentadores pneumáticos de sólidos, um sistema de preaquecimento elétrico do ar de fluidização, um queimador de G.L.P. e um filtro manga com limpeza por jato pulsante.

Foram realizados 42 testes experimentais com partículas sólidas de areia, com 0,2mm de diâmetro, dos quais 19 foram desenvolvidos com ar primário e 23 com a injeção de ar secundário. Foram variados durante a operação o inventário de sólidos, de 3,0 a 11,0kg, e velocidade do ar de fluidização, de 3,0 a 18,0m/s, em temperaturas até 750°C.

NOMENCLATURA

A_p	- Área da seção transversal dos trocadores de calor, $[m^2]$
c	- Calor específico de sólidos, $[KJ/Kg^{\circ}C]$
c_w	- Calor específico de gás, $[KJ/Kg^{\circ}C]$
d_i	- Diâmetro médio de abertura das malhas na peneira i, [mm]
d_p	- Diâmetro médio das partículas, [mm]
d_{p1}	- Diâmetro da partícula, [ft] - eq.2.6
D_i	- Diâmetro interno da coluna principal, [m]
g	- Aceleração da gravidade, $[m/s^2]$
G	- Taxa de recirculação, [kg/s]
G_s	- Fluxo de sólidos recirculados, $[kg/m^2.s]$
h_g	- Coeficiente de película do gás, $[Btu/h-ft^2-F]$ - eq.6
h_i	- Coeficiente de película da suspensão, $[Btu/h-ft^2-F]$ - eq.2.6
h_x, h_y	- Alturas manométricas lidas nos pontos x e y, $[m H_2O]$
H	- Entalpia, $[Kg/Kg]$
$\dot{m}_a$	- Descarga de ar, $[Kg/s]$
$\dot{m}_{a1}$	- Descarga de ar de alimentação, $[Kg/s]$
$\dot{m}_g$	- Descarga de gás de combustão, $[Kg/s]$
$\dot{m}_{a1}$	- Descarga de ar primário do sistema de alimentação, [kg/s]
$\dot{m}_{a2}$	- Descarga de ar secundário do sistema de alimentação, [kg/s]
$\dot{m}_d$	- Descarga de ar primário, $[kg/s]$
$\dot{m}_L$	- Descarga de ar na válvula-L, $[kg/s]$
$\dot{m}_p$	- Descarga de ar primário, $[kg/s]$
$\dot{m}_s$	- Descarga de sólidos, $[kg/s]$
$\dot{m}_t$	- Descarga de ar total, $[kg/s]$
M_s	- Inventário de sólidos, [kg]
M_F	- Massa de sólidos no hold up do leito rápido, [kg]

M_R	- Massa de sólidos na coluna de retorno, [kg]
n	- Número de recirculações dos sólidos, [-]
N_p	- Número médio de partícula por unidade de volume de gás, [ft ⁻³] - eq.2.6
PCI	- Poder calorífico inferior, [KJ/Kg]
P_x, P_y	- Pressões nos pontos x e y, respectivamente, [Pa]
Q	- Calor sensível do material sólido, [KJ/s]
Q_a	- Calor sensível do ar, [KJ/s]
Q_{ag}	- Calor sensível da água, [KJ/s]
Q_{al}	- Calor sensível do ar de alimentação, [KJ/s]
Q_g	- Calor sensível gerado pela combustão do combustível e do calcário, [KJ/s]
Q_p	- Calor sensível perdido pelo leito, [KJ/s]
t	- Tempo total de combustão, [s] - eq. 1.3
t_F	- Tempo médio de travessia do leito rápido, [s] - eq. 1.3
t_R	- Tempo médio de travessia da coluna de retorno, [s] - eq. 1.3
T	- Temperatura lida, [mV]
T_m	- Temperatura média de operação, [°C]
T_z	- Temperatura na cota Z, [°C]
U_p	- Coeficiente global de transferência de calor, [W/m ² .°C]
V_{ent}	- Velocidade de entrada do gás no ciclone, [m/s]
V_p	- Velocidade superficial do gás na seção abaixo da injeção de ar secundário, [m/s]
V_t	- Velocidade superficial do gás acima da injeção de ar secundário, [m/s]
W	- Vazão volumétrica do ar, [Nm ³ /s]
x	- Fração da coluna de retorno atravessada pelo carvão antes da parada do leito, [-]
y	- Fração do leito atravessada pelo carvão antes da parada do leito, [-]
Z_m	- Cota média entre x e y, [m]

Z_x, Z_y - Cota dos pontos x e y, respectivamente, [m]

Letras Gregas

ΔP_c - Queda de pressão no ciclone, [N/m²]
 ΔP_{cv} - Queda de pressão na curva de saída da coluna principal, [N/m²]
 ΔP_L - Queda de pressão na válvula-L, [N/m²]
 ΔP_r - Queda de pressão na coluna de retorno, [N/m²]
 ΔP_R - Queda de pressão na coluna principal, [N/m²]
 ΔT_p - Gradiente de temperaturas nos trocadores de calor, [°C]
 ϵ_{5-6} - Porosidade na base do leito
 ϵ_{16-17} - Porosidade no topo do leito
 ϵ_m - Porosidade média
 ρ_{H_2O} - Densidade da água, [kg/m³]
 ρ_s - Densidade dos sólidos, [kg/m³]

Subscritos

1 - Combustível
 2 - Calcário
 3 - Primário no combustor
 4 - Secundário no combustor
 5 - Material recirculado
 6 - Água de alimentação do sistema de resfriamento
 7 - Combustão
 8 - Água saindo do sistema de resfriamento
 9 - Material saindo do combustor
 10 - Cinzas grossas
 11 - Leito denso
 12 - Leito rápido
 13 - Saindo do topo do ciclone
 14 - Saindo da base do ciclone

CAPÍTULO 1

INTRODUÇÃO

1. INTRODUÇÃO

A geração de energia elétrica a partir da queima de combustíveis fósseis e, em particular, a queima de carvão mineral, deverá ocupar nas próximas décadas um papel progressivamente mais importante no Brasil e no mundo.

As reservas brasileiras de carvão mineral de interesse econômico localizam-se nos Estados de Santa Catarina e Rio Grande do Sul, e com menor expressão, nos Estados do Paraná e São Paulo. O aproveitamento deste combustível fóssil dependerá das estimativas de custos e recursos disponíveis em função do potencial de aproveitamento energético. Sua utilização faz parte de um conjunto de diretrizes contidas no Plano Nacional de Energia Elétrica (1987), cujo objetivo assegura sua consonância com a proteção do meio ambiente.

O carvão, como combustível fóssil, contém enxofre em sua constituição. Ele se apresenta, principalmente, na forma de Pirita (FeS_2) e, também associado com substâncias minerais: como compostos orgânicos de enxofre e como sulfatos alcalinos. A quantidade de enxofre total presente varia em uma faixa entre 1 e 10%. A liberação do enxofre ocorre durante a queima do combustível, na forma de dióxido de enxofre (SO_2) e, em pequena quantidade, como trióxido de enxofre (SO_3). Ambos os compostos são poluentes atmosféricos. O poder calorífico varia nos combustíveis, o que tem levado a que se considere o efeito poluente dos produtos da combustão em termos da massa de poluente por unidade de energia liberada na combustão. Além do enxofre nos gases de combustão, uma pequena quantidade poderá estar presente nas cinzas. Um estudo abordando estes aspectos foi desenvolvido por Gibbs e Hampartsoumian (1984).

A preservação do ambiente exige que o combustível seja queimado de maneira eficiente, e com reduzida emissão de poluentes

na atmosfera: monóxido de carbono (CO), óxidos de enxofre (SO_x) e de nitrogênio (NO_x) e particulados.

Há três maneiras para reduzir significativamente a emissão de poluentes: a limpeza do próprio combustível antes da queima, a limpeza dos produtos da combustão e a modificação do processo de combustão, de modo a reduzir a formação de espécies poluentes ou promover sua destruição durante a combustão.

Existem diversos processos para a remoção de enxofre, baseados em métodos distintos de captura, sendo usuais os Processos com Descarte e os Processos com Recuperação do Enxofre. A escolha do método depende do estudo das condições de operação e da viabilidade econômica.

Os combustíveis sólidos podem ser queimados em suspensão, sobre suporte ou em leito fluidizado, borbulhante ou circulante. Nos últimos anos vem aumentando o interesse na utilização do combustor de leito fluidizado circulante conforme figura 1.1 como o sistema utilitário para geração de energia. Isto vem sendo motivado pela capacidade que estes combustores possuem de queimar diferentes tipos de combustível de forma eficiente e aceitável ambientalmente. Vantagens significativas, como a eficiência de combustão e a redução da emissão dos poluentes, vêm sendo demonstradas na sua utilização relativamente a outros tipos de combustor.

Esta tese compreende o levantamento do Estado da Arte relativamente aos processos de dessulfurização dos gases de combustão bem como trata dos aspectos específicos do projeto e da operação de combustores de leito fluidizado circulante como subsídio ao desenvolvimento do sistema experimental deste trabalho, onde a redução dos poluentes, em particular dos óxidos de enxofre SO_x , se dará através da modificação do processo de remoção de SO_2 gerado na combustão, pela adição de calcário junto com o combustível.

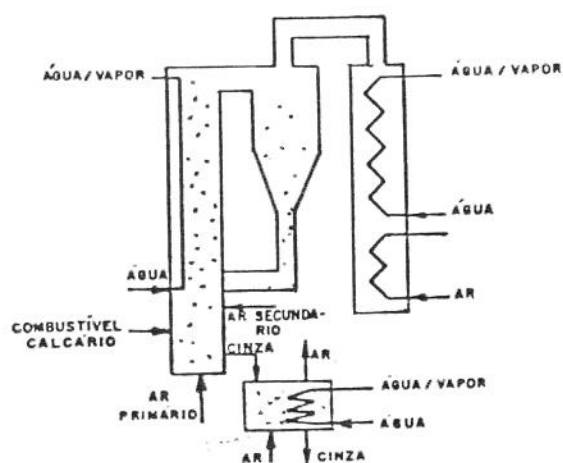


Figura 1.1: Esquema de um combustor típico de leito fluidizado circulante.

1.1 - O Estado da Arte

1.1.1 - Descrição dos Regimes de Fluidização

Os sistemas de leito fluidizado têm apresentado grande desenvolvimento científico, tecnológico e comercial nos últimos anos devido ao potencial que representam para suprir as necessidades energéticas. A rapidez do avanço tem gerado uma necessidade crescente de informações para sua utilização adequada e de forma eficiente, considerando os recursos, as características e a capacitação de cada país.

A fluidização é um processo de contato gás-sólido, onde pelo menos quatro regimes distintos tem sido observados, conforme a figura 1.2 que apresenta um diagrama ilustrativo destes regimes, considerando a velocidade superficial do gás e a fração volumétrica dos sólidos.

Esta figura mostra que aumentos na velocidade superficial do gás no sistema em condição de leito fixo, leva a redução na fração de sólidos no leito. Quando esta velocidade ultrapassa a velocidade terminal das partículas os sólidos começam a ser arrastados fazendo com que a fração de sólidos caia acentuadamente, neste ponto o leito se encontra em fluidização turbulenta.

Aumentando-se ainda esta velocidade, o leito atinge a condição de fluidização rápida que se caracteriza pelo arraste da maioria dos sólidos do leito, nesta situação a fração de sólidos cai bruscamente. Para velocidades superficiais de gás elevadas ocorre o transporte pneumático, no qual os sólidos são arrastados em fase diluída.

Os regimes de fluidização em ordem decrescente de concentração de sólidos, são:

- Regime de leito expandido ou particulado situado entre a velocidade de mínima fluidização (U_{mf}) e a velocidade de mínimo borbulhamento (U_{mb});
- Regime borbulhante ou de leito fluidizado borbulhante, ou convencional;
- Regime de fluidização rápida, e
- Regime em fase diluída.

O regime de fluidização rápida, objeto de estudo deste trabalho, foi desenvolvido para sistemas de leito fluidizado circulante, operando com altas taxas de recirculação, de maneira a combinar as vantagens do leito borbulhante com os benefícios resultantes do aumento do tempo de residência dos sólidos, com a mistura ocupando o volume do equipamento. Esta concepção tem o objetivo também de resolver algumas deficiências apresentadas nos leitos borbulhantes, principalmente com relação a aspectos do controle da variação de carga, da alimentação dos sólidos, e do contato gás-sólido.

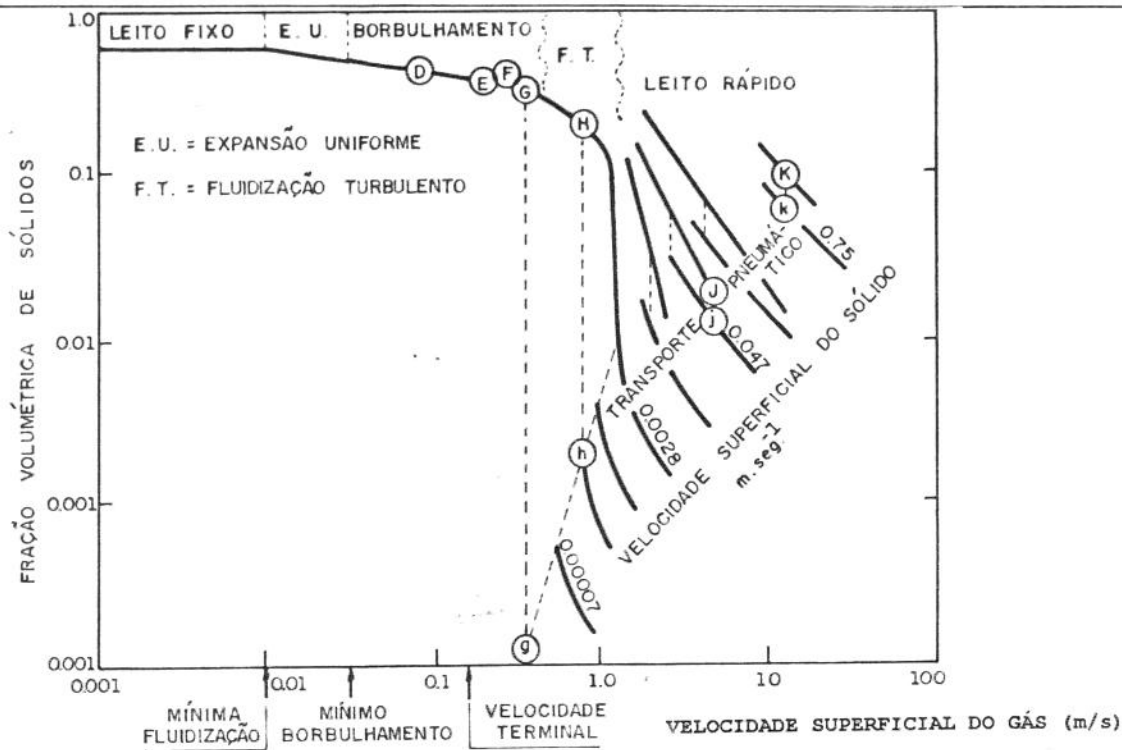


Figura 1.2: Diagrama dos regimes de fluidização.
Fonte: Yerushalmi et al. 1975, p. 646.

A tabela 1.1 apresenta uma comparação dos leitos fluidizados borbulhante e circulante em processo de combustão. Baseado nesta comparação podemos resumir as principais vantagens e desvantagens do leito fluidizado circulante, conforme os trabalhos de Liu e Haviland (1986), Basu (1986), Tan-San (1988), Lu et al. (1991), Brereton et al. (1991) e Hansen et al. (1991).

Vantagens:

- Alta eficiência de combustão;
- Baixos níveis de NO₂;
- Remoção efetiva de gases sulfurosos;
- Bons valores de "turn-down";
- Uso efetivo de finos, e
- Maior flexibilidade na utilização de diferentes combustíveis.

Desvantagens:

- Maiores custos de moagem e classificação;

- Erosão e diminuição de tamanho de partículas pelo atrito, devido a movimento mais intenso do leito, e
- Arraste de finos através do ciclone devido à velocidade superficial de gás elevada.

Tabela 1.1 Comparação entre combustores de leito fluidizado

Aspecto de Estudo	Leito Fluidizado Borbulhante	Leito Fluidizado Circulante
Contato Gás-Sólido	Apenas no leito propriamente dito de 0,5 a 2,0m de altura	O combustor está totalmente preenchido com sólidos dispersos
Superfície de Troca de Calor	Imersa no leito. Apresenta problemas de erosão	Pode ser feita com tubos somente na parede do combustor com troca de calor adicional em trocadores externos. Erosão reduzida
Material do Leito	Relativamente Grosso	Fino
Queda de Pressão	Semelhante ao leito rápido	Semelhante ao leito borbulhante
Acompanhamento da Carga	Relativamente Baixa	Mais rápida
Eficiência de Combustão	Apresenta problemas com os finos elutriados	Praticamente completa
Moagem do Combustível	Grosseira. Pode-se evitar a necessidade de secar o material	Partículas finas, porém maiores que na combustão de carvão pulverizado. Pode haver necessidade de secagem
Emissões a) Relação Ca/S para remoção de 90% de SO ₂ pela adição de calcário b) NO c) Particulado	Ca/S = 3,0 300 a 400 ppm Semelhante ao leito rápido	Ca/S=1,5 a 2 favorecida pelos maiores tempos de contato das partículas mais finas 100 a 200 ppm Semelhante ao leito borbulhante
Uniformidade de Temperatura	Há combustão na câmara de expansão, devido aos finos elutriados e voláteis liberados	Temperatura uniforme em todo o reator e no ciclone devido à alta taxa de circulação

1.1.2 - Descrição dos Combustores de Leito Fluidizado Circulante

Para se estudar o comportamento dinâmico do leito que interfere na sua eficiência global de queima, é importante a utilização de modelos a frio. Glicksman (1984, 1988), Louge (1987), Horio et al. (1989), Glicksman et al. (1991) e Grewal et al. (1991) observaram que os parâmetros adimensionais que governam a dinâmica de leitos fluidizados são: nº de Archimedes, nº de Froude, a razão da densidade fluido/partícula, a razão de altura do leito/diâmetro da partícula, a razão do diâmetro do leito/diâmetro da partícula, a esfericidade da partícula, a razão do fluxo mássico de sólidos pelo produto da densidade da partícula com a velocidade superficial do gás, bem como a distribuição do tamanho das partículas e a geometria do leito.

Uma boa aproximação do comportamento dinâmico do modelo a frio em relação ao quente é assegurada quando todas as quantidades adimensionais do primeiro modelo são iguais aos valores respectivos do modelo a quente.

O combustor de leito fluidizado circulante é constituído por duas regiões de fluidização na câmara de combustão. A primeira região, localizada próxima à base, é uma região densa onde as partículas de carvão e as recirculadas são misturadas e, existe desprendimento de calor da queima destas partículas. A segunda região está na porção acima da região densa, e se caracteriza como uma região mais diluída, onde o carbono e os gases liberados são queimados continuamente liberando calor, e onde ocorre a remoção do SO_2 quando um adsorvente adequado é injetado simultaneamente no combustor.

O escoamento em um leito fluidizado circulante é basicamente anular com um centro diluído movendo-se para cima rapidamente, circundado por uma camada de partículas caindo adjacente à parede do leito. A distribuição da suspensão gás/partícula pode ser ainda descrita como tendo uma estrutura fase diluída/aglomerada com uma distribuição axial que divide o duto ascendente em três possíveis zonas: aceleração, transição e transporte.

Yerushalmi e Avidan (1982), Bolton e Davidson (1988) e Rhodes, Laussman e Geldart (1988), através de estudos experimentais, verificaram que a distribuição em massa da suspensão ao longo do combustor é uma função exponencial ou seja, diminui exponencialmente da base para o topo do "riser".

Os perfis axiais de concentração de sólidos para colunas a frio e a quente apresentam boa concordância, exceto próximo ao topo da coluna, onde o gradiente da fração de sólidos é positivo para a coluna a quente e negativo a frio. Esta discordância é explicada por Brereton (1987) e Grewal et al. (1991) como sendo um efeito provocado na saída do leito pelas rugosidades e protuberâncias destas seções devido a existência de orifícios, pontos de amostragem de gás e sólidos, instrumentação e etc, que não estavam presentes nos modelos a frio estudados.

Os perfis radiais de concentração de sólidos obtidos nos trabalhos de Bolton e Davidson (1988), Yang (1988) e Wirth e Seiter (1991) com sistemas a frio e, por Brereton et al. (1991) e Basu, Wu e Greenblatt (1991), com sistemas a quente, mostraram que na região próxima à parede a concentração é elevada, diminuindo em direção ao centro, onde atinge uma concentração baixa e constante. Observou-se que próximo à parede a concentração é cerca de três vezes maior do que na região central do leito e que existe imediatamente próxima à parede, uma pequena camada de espessura de 1,0 mm livre de sólidos, o que explicaria o baixo nível de erosão nas paredes do leito fluidizado circulante.

A eficiência da combustão nestes leitos é controlada em grande parte pelo seu comportamento dinâmico, que influencia diretamente a transferência de calor e o contato do carvão com o oxigênio. O estudo fluidodinâmico é importante no projeto e operação de sistemas como o do presente trabalho, que envolve processo de transferência de massa com reações químicas.

Os modelos matemáticos utilizados para predição do comportamento e projeto dos combustores de leito fluidizado circulante são complexos e ainda estão em diferentes estágios de desenvolvimento, devido a lacuna existente no conhecimento da dinâmica e do processo de combustão. As hipóteses que estão sendo adotadas consideram, por exemplo, que todo o SO_2 é formado na base do leito ou uniformemente ao longo da altura deste, desprezando a quebra de partículas durante o processo.

1.1.3. Considerações sobre o Projeto do Combustor de Leito Fluidizado Circulante

O desenvolvimento do projeto de combustores de leito fluidizado circulante deve considerar as necessidades de sua utilização a partir da definição do processo, as características físico-químicas do combustível e do adsorvente, o desempenho desejado, a disposição dos rejeitos, a disponibilidade do adsorvente, a influência da seleção dos parâmetros de projeto, as condições operacionais e os auxiliares.

O trabalho de Liu e Surabian (1986) mostrou que as propriedades químicas determinam a necessidade de ar primário e secundário, os produtos e a eficiência da combustão, enquanto as propriedades físicas determinam o perfil de concentração de sólidos.

O procedimento de projeto do combustor de leito fluidizado circulante compreende, em princípio, as mesmas etapas do projeto de um combustor convencional, levando em conta os aspectos específicos relacionados ao primeiro. Trabalhos nesse sentido foram desenvolvidos por Keairns, Newby e Ulerich (1985), para combustores convencionais, e por Liu e Surabian (1986), Liu, Haviland e Surabian (1986), Basu (1986), Goldstein, Lombardi e Gasparetto

(1986) e, mais recentemente, Lu et al. (1991), para os combustores de leito fluidizado circulante.

Os parâmetros de projeto e operação são selecionados para satisfazer as necessidades do processo. As etapas principais do dimensionamento do combustor são:

- Definição das características do combustor;
- Elaboração do fluxograma do processo e arranjo do sistema com realização do balanço de massa e energia;
- Seleção dos componentes onde ocorre a absorção de calor;
- Cálculo da queda de pressão e perda de carga do sistema;
- Seleção dos equipamentos auxiliares, e
- Projeto mecânico e instrumentação e controle.

a. Definição das características do combustor

Nesta etapa são conhecidas as propriedades físicas e químicas do combustível e do adsorvente através da análise imediata e química e, definidos o regime de fluidização, a distribuição granulométrica dos sólidos, a relação da mistura combustível/adsorvente, o nível de emissão dos particulados, as restrições ambientais vigentes. Algumas faixas de condições operacionais, como a temperatura da combustão, velocidade superficial do gás são estimadas.

b. Elaboração do fluxograma do processo e do arranjo do sistema, com realização dos balanços de massa e energia

A elaboração do fluxograma do processo baseia-se no arranjo dos combustores convencionais, levando em consideração as características específicas dos combustores de leito fluidizado circulante, como o tipo e a localização dos pontos de alimentação dos combustíveis, do adsorvente e da injeção de ar, a definição do sistema de separação e recirculação dos sólidos arrastados do leito

e as seções de entrada e saída dos sólidos no combustor.

A partir do fluxograma e do conhecimento do combustível e do adsorvente e do balanço de massa e energia, é possível determinar as descargas de sólidos, as vazões de ar primário e secundário e dos produtos da combustão, para uma dada taxa de excesso de ar.

O dimensionamento do combustor é realizado após esta etapa. O projeto deve garantir que a parede do reator absorva o calor necessário para manter a temperatura do leito na faixa desejada.

A determinação da altura deve levar em conta que, as partículas finas, que não são separadas pelo ciclone, devem permanecer tempo suficiente no leito para completar a combustão. Esse tempo pode ser estimado por correlações empíricas, como as propostas de Fujima et al. (1985), Basu (1986) e Tan-San et al. (1988).

A determinação da área da seção do combustor depende da velocidade de fluidização adotada; com valores de velocidade elevados o leito é mais compacto porém a erosão aumenta, para manter a área de transferência de calor é necessário aumentar a altura do combustor, o que leva a um consumo maior de energia e uma estrutura mais cara, o que mostra a necessidade de compromissos na escolha dos parâmetros de projeto.

c. Seleção dos componentes onde ocorre a absorção de calor

As superfícies de absorção de calor podem se localizar no combustor propriamente dito, incluindo a coluna de retorno e o ciclone, ou serem externas ao circuito. Trocadores de calor externos têm a vantagem de permitir um melhor acompanhamento da carga e o controle de recirculação dos sólidos pode ser independente. O investimento inicial, no entanto, é maior.

d. Cálculo da variação de pressão e da perda de carga no sistema

A variação de pressão ocorre ao longo do circuito do sistema constituído pelo combustor, ciclone, coluna de retorno, válvula de recirculação e dutos de transporte.

No cálculo da queda de pressão no combustor podem ser utilizados as correlações propostas por Klizing (1981) para transporte pneumático e Kato et al. (1989) para leitos circulantes. Considera-se que a queda de pressão total no leito é dada pela soma das parcelas devido ao atrito do escoamento do gás sólido e à ação da gravidade nas regiões de aceleração e de escoamento plenamente desenvolvido.

Poucas informações se encontram disponíveis para a determinação da queda de pressão no ciclone, coluna de retorno e válvula de recirculação.

e. Seleção dos equipamentos auxiliares

Os principais equipamentos e seções auxiliares que compõem o combustor de leito fluidizado circulante são o ciclone, a válvula de recirculação dos sólidos, o sistema de alimentação do combustível e do adsorvente, o sistema de distribuição do ar primário e secundário, os sopradores/ventiladores e o sistema de ignição e partida.

• Ciclone

O desempenho do ciclone varia com as condições de carga e a densidade do sólido e a área. O projeto é complexo e, em geral, há um arraste elevado dos sólidos para o passo convectivo da caldeira.

Uma consideração importante se refere à estimativa da velocidade de entrada do gás, sugerida por Yerushalmi (1980) como da ordem de 12 a 18m/s para minimizar os problemas de erosão e de queda de pressão e aumentar a eficiência de separação. Com isso

crecem as dimensões do ciclone e, conseqüentemente as perdas térmicas.

- **Válvula de recirculação**

O controle da recirculação dos sólidos para o combustor fluidizado pode ser feito através de dispositivos não mecânicos, como as válvulas-L, J ou V, que têm a vantagem de não possuírem partes móveis, exigindo pouca manutenção, e sendo de custo baixo e fácil construção. No funcionamento dessas válvulas é necessário que a pressão na saída no ciclone seja menor do que no ponto de retorno na válvula.

O escoamento do material sólido na válvula-L requer, em geral, uma injeção auxiliar de ar visando constituir um leito móvel de sólidos; a sua operação interfere na distribuição de pressão no circuito do combustor.

Knowlton e Hirsan (1978), Knowlton (1988) e Mori et al. (1990) estudaram experimentalmente a operação desses dispositivos. Apenas o trabalho de Mori et al. (1990) pesquisou a operação destas válvulas em um leito fluidizado circulante.

- **Sistema de alimentação**

Dependendo das propriedades físicas do combustível, a configuração do sistema de alimentação é crítica. No seu projeto deve-se prever a existência de pressão positiva na saída da alimentação, gerada pela distribuição do ar no combustor.

A alimentação dos sólidos ocorre na região turbulenta do leito, o que assegura uma uniformidade na mistura. Nesse tipo de combustor fluidizado tem sido usual o emprego de sistemas de alimentação pneumáticos.

- **Sistema de distribuição do ar primário e secundário**

A forma da injeção do ar primário mais usual é a da placa distribuidora, que promove uma distribuição uniforme do ar e uma movimentação adequada do leito para garantir uma melhor eficiência de combustão. Um método de projeto dos distribuidores foi apresentado por Kunii e Levenspiel (1977).

A injeção do ar secundário pode ser efetuada em diferentes níveis ao longo da região diluída, permitindo aumentar o tempo de residência das partículas sólidas, melhorar a transferência de massa entre as partículas de carvão e carbonato de cálcio com os gases, e reduzir a emissão de NO_x .

- **Sopradores/Ventiladores.**

Os sopradores e ventiladores devem prover a vazão de ar necessária para a combustão. A velocidade superficial dos gases ao longo da coluna principal ("riser") do combustor determina a área da seção transversal desta coluna. O emprego de ventiladores insuflando ar e aspirando os gases permite um controle maior da distribuição de pressão ao longo do circuito do combustor.

- **Sistema de ignição e partida.**

A necessidade do aquecimento do leito no início do processo de combustão, tem levado à utilização de equipamentos auxiliares que promovem a queima de óleo ou gás combustível, até que o leito de inertes do reator atinja a temperatura de ignição do combustível a ser queimado.

A partida, em geral, se dá pela injeção de uma mistura de GLP mais ar através da placa distribuidora, com ignição causada por uma

chama piloto. Outra alternativa é a queima dessa mistura em um queimador localizado antes da placa distribuidora.

- **Projeto mecânico e instrumentação e controle.**

Após o desenvolvimento das etapas do projeto termo-hidráulico, segue o projeto mecânico como nas caldeiras convencionais, com atenção para o tipo de suporte do sistema e as juntas de dilatação. Com base no fluxograma de processo são identificadas a instrumentação e os controles do combustor, adequados às necessidades do processo e operação do sistema.

- **Dificuldades da Operação.**

Os principais problemas constatados na operação dos combustores têm ocorrido no sistema de alimentação do combustível e do adsorvente, no sistema de recirculação dos sólidos e no sistema de controle de particulados, havendo, às vezes, dificuldades de competir com os rendimentos de combustão de caldeiras com queima de carvão pulverizado.

Progressos significativos foram observados nas últimas conferências de combustão fluidizada, em relação a identificação e implementação de soluções para resolver ou reduzir a intensidade dos problemas encontrados, conforme Manaker, Fishbauyher e Vroon (1991).

1.1.4. O Fenômeno da combustão

a. Caracterização da combustão

O estudo da combustão do carvão é realizado considerando as características do combustível, da reação de combustão e do

combustor, bem como suas interações, como apresentado na Figura 1.3. Ele compreende basicamente cinco etapas principais de caracterização:

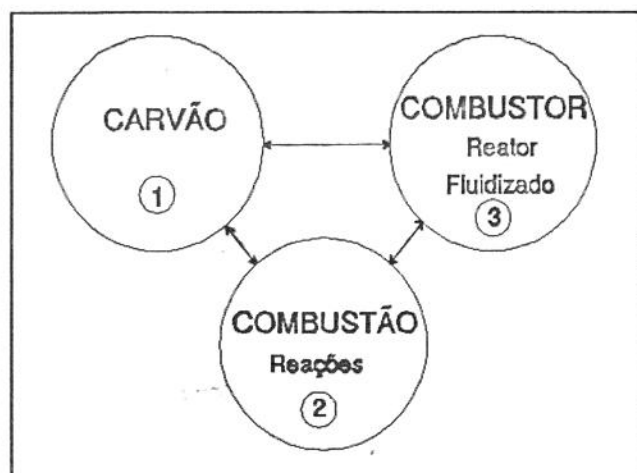


Figura 1.3 Interação entre as características do processo de combustão de carvão

- **Análise do combustível:** baseia-se na análise direta do carvão, como as análises imediata, elementar e petrográfica, que descrevem a estrutura química e física do carvão (esfera (1))
- **Avaliação da reação:** se concentra na conversão do carvão no combustor, determinada pela taxa de combustão do carvão (esfera (2)).
- **Relação entre a reação e as propriedades do combustível:** relaciona a conversão do carvão com as propriedades obtidas da análise direta (esferas (1)/(2)).
- **Influência das propriedades do combustível na eficiência do reator:** analisa dados obtidos em planta piloto ou comercial, tendo em vista o controle da emissão de poluentes como o SO_2 e o NO_x (esferas (1)/(3)).
- **Influência do reator na reação:** trata da otimização do reator através da variação das condições de operação ou de projeto pela realização de testes paramétricos (esferas (2)/(3)).

O fenômeno da combustão é, em geral, controlado através do transporte de massa e/ou pela cinética da reação. A etapa que comanda o fenômeno é a que ocorre mais lentamente. Verifica-se que a combustão é controlada difusionalmente quando as reações (cinética) são rápidas e a mistura de reagentes é pobre.

Em um leito fluidizado circulante existe variação da concentração das partículas e dos aglomerados ao longo do sistema; não existem, todavia, fases distintas, como no leito borbulhante, e o oxigênio se encontra melhor distribuído. Isto favorece sua transferência através da camada gasosa mais próxima do combustível, o que depende basicamente da velocidade relativa gás partícula. A taxa de transfêrencia de massa total é, portanto, bastante elevada, fazendo com que a combustão neste regime seja dependente da taxa de reação, ou seja, a combustão é controlada cineticamente.

A combustão se processa em dois passos: volatilização e combustão propriamente dita, sendo estas etapas precedidas de aquecimento e secagem. A taxa de volatilização é mais influenciada pelo tamanho, pela porosidade e pelo tempo de residência do combustível, enquanto a taxa de combustão é dependente da taxa de volatilização, bem como do transporte de oxigênio e da cinética química.

A região no combustor onde ocorre a volatilização depende da posição de injeção do carvão e da dinâmica do reator, ou seja, a volatilização é influenciada significativamente pelas condições de fluidização e pelo tipo de regime. Geralmente, nos combustores de leito fluidizado circulante, os voláteis são liberados na região densa e queimados na região diluída. A taxa de volatilização é obtida pela análise termogravimétrica das partículas do leito ou pode ser estimada por correlações semi-empíricas colocadas no formato da equação da taxa de reação de Arrhenius, como proposto por Pitt (1962), por Peeler et al. (1991) e Vural (1991).

b. Reação de combustão:

Existem na literatura diversos modelos de reação de combustão, alguns complexos e outros simplificados, combinando de maneira diferente as mesmas reações e mecanismos de transporte de massa. As principais reações ligadas à combustão do carbono são:



Dentre os modelos simplificados existentes na literatura, considera-se que as reações ocorrem na superfície do combustível por adsorção de oxigênio nos poros até a zona de reação. No mecanismo de reação supõe-se que a difusão nos poros é desprezível.

Modelo 1:

Superfície do carvão:



e,



Zona de reação:



Modelo 2:

Superfície do carvão:



Zona de reação:

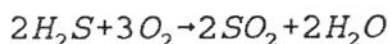


Na prática o combustível não se constitui apenas de carbono puro(C), mas também de outros componentes, como o enxofre, usualmente encontrado na forma de pirita que sofre oxidação durante a queima liberando SO_2 :



SO_2 é também gerado a partir da reação de oxidação do H_2S liberado durante a volatilização do material carbonáceo, segundo a reação:

(11)



Alguns autores como Rajan, Krishnah e Wen (1978), Lin e van den Bleek (1990), acreditam que o SO_2 é liberado diretamente no processo de volatilização.

O nível de emissão de SO_2 é diretamente proporcional ao conteúdo de enxofre livre no combustível para um dado nível de excesso de ar. Uma elevação do teor de enxofre no combustível aumentará a emissão de SO_2 . O conhecimento do teor de enxofre no combustível é, portanto, muito importante, para permitir uma estimativa do potencial máximo de emissão de SO_2 .

Observa-se, contudo, que nem todo o enxofre do combustível é necessariamente emitido como SO_2 ; alguns produtos são fixados na forma de $CaSO_4$ pelo óxido de cálcio livre presente nas cinzas de carvão. Com isso, para a estimativa da emissão de óxidos de enxofre é preferível usar o conteúdo de enxofre efetivamente livre do carvão, e não o conteúdo do enxofre total do carvão. Além disto poderão ocorrer perdas no particulado sólido arrastado, sendo necessário efetuar um balanço de enxofre total no processo para se consolidar as perdas.

1.1.5 Processos de Remoção de SO_x

a. A Necessidade da Remoção do SO_x

Nos últimos anos com o crescimento da utilização do carvão nos processos de geração de energia, a preocupação com a poluição ambiental provocada pela chuva ácida, formada com a liberação de SO_2 e NO_x , tem levado à necessidade de soluções para a eliminação ou minimização do problema.

A remoção do SO_2 existente nos produtos de combustão vem se tornando assunto de pesquisa intensa. Embora muitos processos de remoção tenham sido desenvolvidos e apresentados desde 1850, somente a partir de 1970 iniciou-se a implantação das primeiras unidades de dessulfurização de gás, o que ocorreu principalmente nos Estados Unidos e no Japão. Data de 1920, nos Estados Unidos, o estabelecimento do primeiro limite de descarga de SO_2 em termos do nível de concentração na atmosfera.

As unidades de dessulfurização contribuem para a elevação do custo das operações industriais, o que tem retardado a utilização mais ampla dos processos de desulfurização de gás.

A concentração de SO_2 liberado no gás de combustão está relacionada ao teor de enxofre no combustível e às condições do processo de combustão. A Tabela 1.2, apresenta um exemplo típico desta dependência para alguns combustíveis usuais, onde o carvão libera o maior volume de SO_2 / teor de enxofre no combustível, conforme Khol e Riesenfeld (1985).

Tabela 1.2 Concentração de Dióxido de Enxofre em Gases de Combustão

Combustíveis	SO_2 em Gás Combustível (%vol)
Carvão, 4% enxofre	0,35
Oléo Combustível, 2% enxofre	0,12
Oléo Combustível, 5% enxofre	0,31
Lama ácida de Refinaria, 40% Ácido Sulfúrico	2,0
15 % de excesso de ar	

Muitos gases de combustão que contêm SO_2 , possuem também uma pequena, mas significativa, quantidade de SO_3 . Este composto é de importância considerável devido a sua natureza altamente corrosiva, ao seu efeito na química dos processos de recuperação de enxofre, e ao seu papel nos problemas de poluição do ar.

O efeito mais significativo é a reação com o vapor d'água na atmosfera, juntamente com o NO_x , formando os ácidos sulfúrico e nítrico, que são descarregados para a terra na forma de chuva ácida. Além de poluir o ambiente, a sua infiltração no solo libera para os rios e para a vegetação, metais com alto potencial tóxico, como o alumínio, o chumbo e outros.

A formação do SO_3 durante a combustão é função da razão ar/combustível, da composição do combustível, da temperatura, do tempo de exposição nesta temperatura e da presença ou ausência de um catalisador.

b. Classificação dos Processos e Viabilidade

Um grande número de processos baseados em métodos diferenciados de captura de enxofre, tem sido proposto para a remoção de SO_2 nos gases de combustão; poucos, entretanto, têm atingido situação comercial. Vários deles não são considerados viáveis, mas podem prover dados pertinentes ao desenvolvimento e aperfeiçoamento de novos processos.

A qualidade do processo costuma ser medida em termos da minimização de problemas de operação e custo, mais do que da obtenção de um produto final de enxofre que tenha um valor comercial. A comparação relativa dos vários processos, fornece resultados questionáveis devido às incertezas na estimativa dos custos de processos ainda em estágio de desenvolvimento.

c. Revisão dos Processos de Remoção

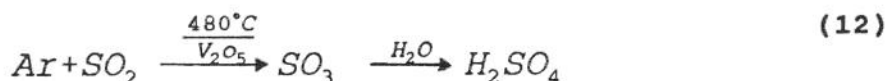
As primeiras pesquisas sobre a dessulfurização de gases surgiram na Inglaterra por volta de 1850, restringindo-se a revelar propriedades físicas fundamentais das substâncias envolvidas. O interesse inicial pelo enxofre na combustão do carvão era motivado pela possibilidade do seu aproveitamento como matéria-prima na produção de ácido sulfúrico. Hoje o interesse maior está voltado para a preservação ambiental.

Um primeiro histórico dos processos de dessulfurização de enxofre, a partir de 1850 até por volta de 1950, foi apresentado por Marten (1977). Foram descritos os seguintes processos:

- **Lavagem com água:** Teve início por volta de 1860, em experimentos com a absorção do SO_2 dos gases de combustão na água, onde o gás SO_2 é fisicamente absorvido, com uma pequena porção reagindo com a água para formar ácido sulfúrico.

- **Uso de íons metálicos como catalisador.** A partir de 1871 as pesquisas revelaram que a absorção do SO_2 poderia aumentar pelo uso de aditivos, tendo sido observado que certos íons metálicos funcionavam como catalizador na reação de absorção do SO_2 pelo oxigênio dissolvido em água.

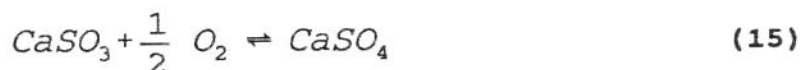
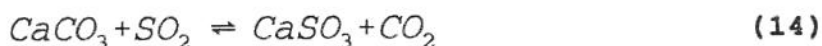
- **Oxidação catalítica:** Metais podem ser usados também na forma seca para catalizar a geração do H_2SO_4 pela oxidação do SO_2 em um leito. O processo envolve duas reações intermediárias, onde inicialmente o SO_2 e O_2 se combinam para formar SO_3 através de catálise instrumental e, em seguida, este reage com vapor ou gotas de água, formando H_2SO_4 . Estudos mais intensos sobre estes processos foram realizados por Donavan (1930), Fairlie (1936) e Dixon e Longfield (1936), utilizando como catalizadores Vanádio, Cobre, Platina, Ferro e Zeólitos. Atualmente o melhor processo deste tipo é o Cat-Ox da Monsanto, que usa catalizador de Vanádio:



• **Adsorção seca.** Neste processo, o fluxo de SO_2 é adsorvido na superfície de um sólido, que, geralmente se encontra finamente dividido ou na forma granular. O estudo teve início por volta de 1915 e ainda tem se mostrado atrativo, uma vez que não são necessárias etapas de reaquecimento do gás que contém o SO_2 , como num processo onde houve lavagem, e há possibilidade do SO_2 ser convertido num produto comercial.

O desenvolvimento do processo ocorre segundo duas rotas principais; a primeira é pela quimisorção do SO_2 por óxidos metálicos, que podem ser regenerados química e termicamente. A segunda por quimisorção em materiais carbonáceos, os quais são regenerados por lavagem ou aquecimento. Foram realizados estudos com vários composto sólidos, tais como óxido de cálcio, carvão ativado, sílica gel e outros. O princípio da adsorção seca é o mesmo utilizado no presente trabalho, no qual não se prevê a regeneração do adsorvente utilizado.

• **Lavagem em suspensões de óxido de cálcio (CaO) e calcário ($CaCO_3$).** Paralelamente aos estudos de adsorção seca, foram realizadas pesquisas na mesma década com processo úmido, no qual o CaO reage com o SO_2 , formando sulfato de cálcio. A reação global envolvida é da forma:



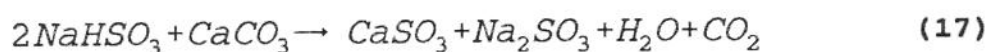
O processo de lavagem com suspensão de calcário tomou impulso na década de trinta, sendo considerado ainda hoje uma tecnologia moderna, que tem contribuído para o aperfeiçoamento dos lavadores. Contudo, a maioria dos processos de lavagem existentes apresenta problemas de descarte da mistura resultante, sendo necessário estudos adicionais para o aproveitamento do produto final.

• **Processo Duplo-alcalino:** Neste processo o SO_2 é removido do escoamento de gás durante a sua passagem em um lavador com solução alcalina, em geral uma solução de hidróxido de sódio ou de carbonato de cálcio. A solução passa em seguida em um tanque de reação, que contém uma segunda solução alcalina, usualmente Na_2CO_3 ou CaCO_3 , para produzir Na_2SO_3 ou CaSO_3 sólidos, que são separados; a solução alcalina é regenerada e reciclada. As reações envolvidas no processo são:

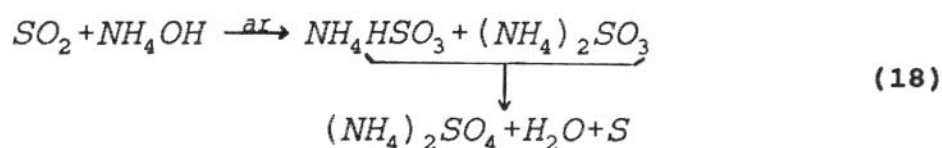
Lavador



Reator



• **Lavagem com solução de amônia.** Apesar dos primeiros estudos de processo envolvendo remoção do SO_2 em soluções de amônia datarem de 1900, somente por volta de 1930 tomaram impulso, através de trabalhos de indústrias alemãs e americanas com lavagem em soluções contendo sulfito de amônia $((\text{NH}_4)_2\text{SO}_3)$ e bisulfito de amônia $(\text{NH}_4\text{HSO}_3)$. Atualmente existem algumas plantas industriais em funcionamento, sendo a de Showa Denko uma das principais. O processo envolve a absorção de SO_2 em solução de hidróxido de amônia e a injeção de ar, resultando em bisulfato e tiosulfato de amônia, que formam sulfato de amônia, água e enxofre, como indicado pela reação:



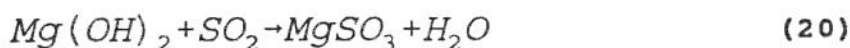
Mais recentemente, trabalhos de revisão e classificação dos principais processos de remoção de SO_2 foram apresentados por Davis (1972) e Kyte (1981). Ambos os trabalhos classificaram os processos em úmidos e secos, levando em conta se o produto final é descartado ou tem valor comercial. Outras classificações consideram se há ou não recuperação do absorvente ou adsorvente, dividindo os processos em regenerativos e não regenerativos.

Há uma variedade de técnicas empregadas nos processos regenerativos e não regenerativos, visando obter uma eficiência de remoção do enxofre acima de 90%. Os principais métodos regenerativos em aplicação, incluindo processos mais recentes, não citados anteriormente são:

- **Absorção em solução de sulfito de sódio.** Consiste na absorção do SO_2 na solução de sulfito, com a formação do bisulfito, que sofre cristalização e regeneração térmica conforme a equação:



- **Absorção em óxido de magnésio.** Neste processo utiliza-se uma suspensão aquosa de hidróxido de magnésio para absorver o SO_2 .



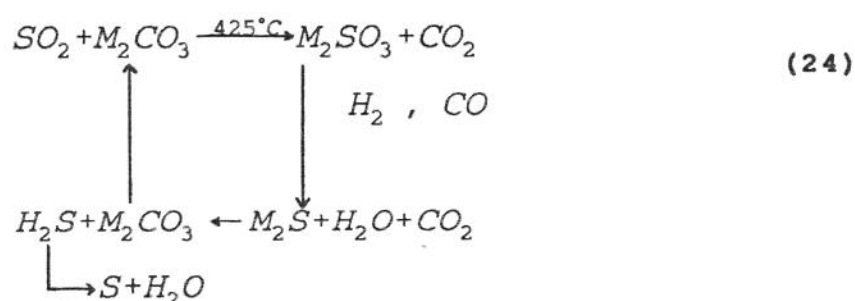


com traços de :



Os cristais de sulfito e sulfato de magnésio gerados são separados por centrifugação, sendo secados e calcinados para regenerar o MgO.

• **Absorção em sal fundido.** Este processo envolve uma tecnologia complexa, onde o gás contendo enxofre, a uma temperatura de 425°C entra em contato com uma mistura de sais fundidos de carbonato metálico. Os óxidos de enxofre formam sulfitos e sulfatos que são dissolvidos no excesso de carbonato. A regeneração ocorre em dois passos, inicialmente pela redução do sulfito e do sulfato a sulfeto em presença de CO e H₂, ocorrendo o desprendimento de H₂S, com o carbonato sendo regenerado pela reação com CO₂:



Os métodos não regenerativos, com descarte do produto sem valor comercial, baseiam-se na reação do SO₂ com compostos de cálcio: calcário e dolomita, resultando na formação de produtos como sulfato. Estes métodos são mais econômicos do que os regenerativos; a necessidade de descarte de grandes quantidades de produtos, no entanto, se constitui em um problema relevante.

Atualmente, a injeção de calcário seco diretamente no combustor, a adsorção seca, e a lavagem dos gases sulfurosos em calcário úmido são os métodos de descarte mais aplicados. O último processo requer uma análise mais detalhada para a escolha final do absorvente. Uma suspensão de óxido de cálcio, por exemplo, oferece um controle simples, porque seu teor químico é facilmente estabelecido. O processo requer, no momento, plantas maiores relativamente às com a utilização do calcário. Por outro lado a utilização do calcário oferece maior dificuldade no controle do processo, requerendo moagem antes do uso para aumentar a área de superfície ativa. Alterações dos processos vêm sendo estudadas com o intuito de minimizar problemas de corrosão e de obstrução na unidade.

Revisão abrangente dos processos mais utilizados envolvendo tecnologias recentes foi realizada por Kohl e Riesenfeld (1985), que classifica os processos de acordo com o passo inicial da remoção de SO_2 .

A figura 1.4 apresenta a classificação proposta de Kohl Riesenfeld (1985), segundo o qual a operação primária da remoção de SO_2 se enquadra em uma das categorias:

- Absorção em líquido;
- Adsorção em sólido, e
- Conversão química em outro composto.

Na absorção do SO_2 em líquido o material absorvido pode se dissolver fisicamente no líquido ou reagir com este, em absorvedores do tipo coluna compacta, de prato ou de espargimento, o último tipo sendo mais adequado quando há presença de partículas sólidas no gás.

Na adsorção em sólido o SO_2 é seletivamente concentrado nas superfícies internas do adsorvente, que pode ser impregnado ou não por sais metálicos, de cobre, níquel, cobalto, manganês, etc.

Classificação Geral			Agente de Remoção de SO ₂	Fase Intermediária	Produto Final
Processo de Remoção de SO ₂	Absorção em Líquidos	Areia	Lavagem com Ca/CaCO ₃	Nenhum	Suspensão de Sulfato de Cálcio
			Lavagem Alcalina	Nenhum	Sulfato de Cálcio
			Lavagem com Cinzas volantes	Regeneração Térmica	Suspensão
			Lavagem com Magnésio	Nenhum	Dióxido de Enxofre
			Lavagem com Hidróxido/carbonato	Oxidação	Sulfato de Sódio
		Metais	Sulfato de sódio	Duplo Alcalino	Sulfato de Sódio
			Regen.Térmica/Cristalização		Sulfato de Sódio
		Alcalinas	Citrato/Acetato/Fosfato de Sódio	Duplo Alcalino	Dióxido de Enxofre
				Redução	Sulfato de Cálcio
					Enxofre
		Composto de Amônia	Hidróxido/Sulfato	Regeneração Térmica	Dióxido de Enxofre
				Oxidação	Sulfato de Amônia
			Duplo Alcalino		Sulfato de Cálcio
		Composto	Aceto-Oxidação		Sulfato/Enxofre de Amônia
		Composto de Alumina	Base de Sulfato	Duplo Alcalino	Sulfato de Cálcio
		Ácidos	de Alumínio		
			Ácido Sulfúrico	Oxidação/Precipitação	Sulfato de Cálcio
		Aqueços	Diluído		
			Xilideno/DITA	Regeneração Térmica	Dióxido de Enxofre
	Processo de Remoção de SO ₂	Orgânicas	Carbonato de	Redução	H ₂ S (ou Enxofre)
			Metal Alcalino	Nenhum	Sulfato de Sódio
			Carbonato	Redução/Regeneração	Enxofre
			de Sódio	Nenhum	Sulfato/Sulfato de Cálcio
			CaO	Nenhum	Sais de Cálcio
		Fundidos	Calcário	Nenhum	Sais de Sódio
			Napoliite	Nenhum	Dióxido de Enxofre
			Oxidos Metálicos	Redução	H ₂ S (ou Enxofre)
			Alumina Alcalizada	Redução	Dióxido de Enxofre
			Carvão	Oxidação-Redução	Ácido Sulfúrico
Fase gás	Adsorção por Sólidos	Adsorção	Carvão	Oxidação-Lavagem /água	
			Adsorventes	Regeneração Térmica	Dióxido de Enxofre
	Conversão da Fase gás	Oxidação	Não Reativa		
			Oxigênio	Oxidação Absorção	Ácido Sulfúrico
	Redução		Carvão	Condensação	Enxofre
			Gás Redutor	Catalise	Enxofre

Figura 1.9: Classificação de Processos de Remoção de SO₂

O processo de conversão química de impurezas em fase gasosa é realizado por uma catálise heterogênea utilizando catalisador sólido. A transferência dos reagentes contidos na fase gasosa se dá inicialmente para a superfície sólida, onde ocorre adsorção ativada, seguida pela reação química com o agente de remoção da impureza, formando um produto adsorvido e, finalmente, a desorção do produto, que volta a corrente gasosa.

O poluente gasoso é convertido em outro composto que, se não for indesejável, pode permanecer no próprio gás ou, subsequentemente, ser removido com maior facilidade do que o composto original, requerendo, neste caso, etapas adicionais de absorção ou adsorção.

d. Processo de Adsorção de SO_2 por Injeção de Sólidos

Alcalinos

Faz parte do escopo deste trabalho o estudo do processo de remoção de SO_2 pela injeção de sólidos alcalinos finos e secos, no caso o calcário, junto com o combustível no combustor. O SO_2 reage com o adsorvente formando um sulfato alcalino sólido, que é coletado junto com as cinzas. Este processo seco oferece uma vantagem sobre os processos úmidos, no sentido de que permite o tratamento do gás em temperatura elevada. A aplicação deste processo apresenta as seguintes vantagens e desvantagens:

Vantagens:

- O processo é mais simples e tem poucos passos de reação;
- Os custos de capital e operação são relativamente baixos, e as reservas de calcário, em geral, são abundantes;
- A eficiência de remoção, dependendo das condições do processo, pode ser superior a 95%;

- O processo tem demonstrado bom desempenho, especialmente em sistemas de combustão de carvão, e
- As cinzas volantes não afetam significativamente o processo

Desvantagens:

- Quantidades elevadas de material de descarte, e
- Se o sistema não for projetado ou operado adequadamente, há uma tendência de aumentar o número de reações químicas intermediárias, com a ocorrência de corrosão e erosão. Estes problemas podem interromper a operação do sistema.

Para a melhor utilização do processo é necessário analisar a química de retenção do enxofre, considerando através das reações de combustão, vistas anteriormente, as reações de adsorção, bem como a reatividade do adsorvente, que depende das propriedades físico-químico e das variáveis operacionais.

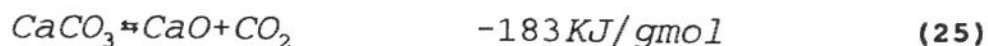
Uma revisão detalhada do processo foi apresentada por Falkenberry e Slack (1970), cujo trabalho envolveu uma pesquisa básica acerca da reatividade do CaCO_3 e testes em grande escala.

1.1.6. Química da Remoção do Enxofre

As reações do calcário (CaCO_3) adicionado ao processo de combustão para remoção do SO_2 , ocorrem em dois passos sucessivos: Calcinação e Sulfatação.

a. Reação de Calcinação:

Na reação de calcinação o CaCO_3 forma o óxido de cálcio (CaO) pelo desprendimento do CO_2 em fase gasosa. A reação é endotérmica e se dá por aquecimento na faixa de temperatura de 500°C a 1000°C , na forma:

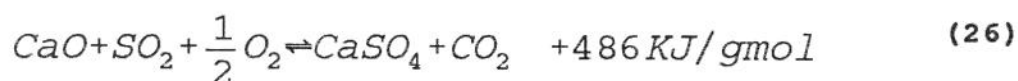


Nesta faixa de temperatura o CaCO_3 não é muito estável e começa a decompor-se em CaO . As características de equilíbrio da reação de calcinação, dependem da temperatura e pressão no reator.

Trabalhos realizados por Louis e Tung (1978) e, posteriormente, Stantan (1983), mostraram que a temperatura inicial da reação de calcinação depende da pressão parcial do CO_2 no equilíbrio e das condições de operação do sistema de combustão, observando que para valores muito baixos da pressão parcial do CO_2 e taxa elevadas de excesso de ar, menor é a temperatura inicial de calcinação. Em condições típicas de operação em um combustor de leito fluidizado circulante, a temperatura inicial geralmente é de aproximadamente 750°C .

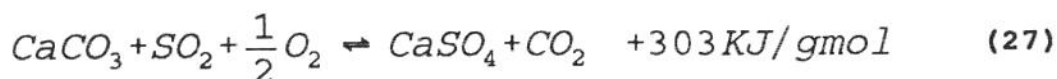
b. Reação de Sulfatação

Ao contrário da reação de calcinação, a sulfatação é exotérmica, o que possibilita a remoção do SO_2 do escoamento de gás em temperaturas mais elevadas, com a reação ocorrendo na forma:

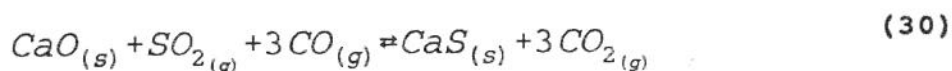
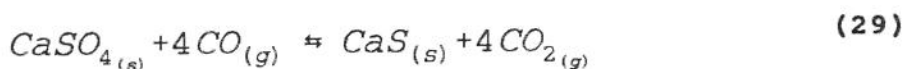
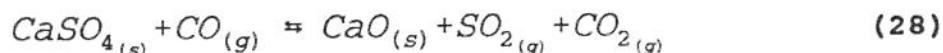


Após a calcinação, o SO_2 começa a se difundir no interior do CaO , através do contorno do grão e/ou pelos poros nas partículas, sendo adsorvido na superfície dos cristais.

O SO_2 também pode reagir diretamente com o CaCO_3 , formando o sulfato de cálcio, como mostrado na reação (27). Sob condições normais de operação de um combustor de leito fluidizado, esta reação não é favorecida, ocorrendo a maioria da conversão pelas reações (25) e (26):

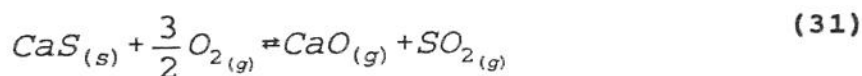


Outras reações paralelas podem ocorrer em conjunto com as reações (26) e (27), caso as condições sejam pouco oxidantes, isto é, redutoras, que favorecem a decomposição do CaSO_4 em CaS , mostrada nas reações (28) a (30), passando pela formação do CaO como etapa intermediária.



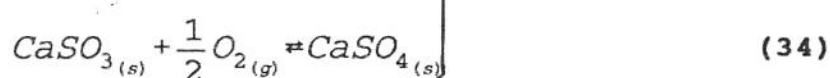
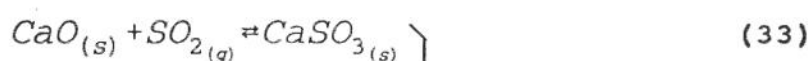
O CO , assim como o H_2 , o CH_4 e o carbono, funciona como agente redutor no processo de desulfurização.

O CaS , quando exposto às condições oxidantes e não submetido à temperaturas elevadas poderá reverter o CaSO_4 , como mostrado nas reações (31) e (32):



Como a concentração de oxigênio nos combustores de leito fluidizado circulante é elevada, as reações de (28) a (32) não são favorecidas.

Existe ainda a possibilidade do SO_2 e O_2 não reagirem simultaneamente, conforme a reação (26), formando o CaSO_4 por duas rotas alternativas, como sugerido por Moss (1970), cada uma delas em duas etapas:



1ª Rota



2ª Rota

Segundo a maioria dos pesquisadores a reação (35) ocorre em todos os sistemas combustíveis. Na combustão de leito fluidizado borbulhante a concentração do SO_3 é usualmente cerca de 20-40% da esperada no equilíbrio, o que pode ser, em parte, consequência da interferência da reação (36).

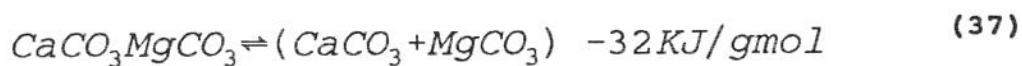
Verifica-se que a reação de sulfatação é mais rápida do que a de sulfitação. A taxa de sulfatação cae, no entanto, se houver sulfito no reator no início da combustão. Para temperaturas acima de 1200°C o sulfato se decompõe; para que isto não ocorra o limite superior da combustão não deve ultrapassar a 1000°C .

Muitos trabalhos vem sendo realizados para estudar o mecanismo de reação de SO_2 com o CaO , mais especificamente a forma de penetração do SO_2 no interior das partículas de CaO em leitos fluidizados. Os estudos de Bramer (1988), Khan e Gibbs (1991) e de

Newby e Keairns (1991), supõem que o mecanismo se dá segundo o modelo de formação de camadas. As informações obtidas da análise dos microporos das partículas mostram que a espessura desta camada é significativamente maior quando a reação ocorre durante uma combustão, levando à hipótese de que a penetração do SO_2 no CaO depende das condições de oxidação e redução local.

c. Influência da Presença de Impurezas no Calcário nas Reações de Adsorção do SO_2

Normalmente a rocha originária do calcário o contém na forma impura, sendo a mais comum e mais importante a Dolomita, que tem em sua composição a presença de magnésio na forma $\text{CaCO}_3 \cdot \text{MgCO}_3$ com razão molar de Mg/Ca igual a 1(um). Estas impurezas exercem um efeito importante na reatividade do calcário quanto à adsorção do SO_2 , pela ocorrência de reações adicionais, como a calcinação da dolomita, que é mais complexa do que a reação (25). O primeiro passo desta reação é a decomposição térmica, o que ocorre em torno de 620°C e resulta na formação da mistura de carbonato de cálcio e magnésio.



O carbonato de magnésio é instável sob todas as condições de combustão no leito fluidizado, levando à produção da dolomita de meia calcinação:



O carbonato de cálcio da dolomita pode reagir como no passo da sulfatação direta da reação (27) ou, se as condições permitirem, pelos passos das reações (25) e (26).

Existem evidências de que em algumas circunstâncias podem ocorrer reações paralelas, tal como a do MgO liberado pela reação (38) com o SO_2 como na sulfatação, formando pequenas quantidades de $\text{CaSO}_4 \cdot 3\text{MgSO}_4$.

Contudo, alguns trabalhos, como o de Borgwardt e Harvey (1972) e Hasler et al. (1989), mostraram que o MgO pode se comportar como inerte, impedindo o acesso do SO_2 à superfície ativa do CaO. Christman (1991) constatou que, em condições de formação de CaSO_4 , a sulfatação do MgO é desfavorecida.

1.1.7 - Estudo da Reatividade do Adsorvente

A reatividade do calcário está associada a sua resistência à remoção do óxido de enxofre dentro do leito fluidizado. Existem duas resistências atuando em série: a resistência da partícula de calcário ao fenômeno da sulfatação e a resistência ao contato entre o óxido de enxofre e as partículas de calcário (fenômeno de contato no leito fluidizado).

Newby et al. (1987) observaram que o fenômeno da sulfatação está relacionado a composição química do adsorvente, às propriedades físicas de suas partículas: superfície específica, tamanho dos poros, distribuição dos poros, tamanho das partículas, bem como ao seu grau de conversão em CaO.

Eles estudaram também as características do contato num leito fluidizado borbulhante, com ou sem recirculação na região densa e na zona de expansão, a saber, às condições de operação: temperatura, pressão, excesso de ar, tempo de residência, taxa de recirculação, composição e descarga da fase gasosa (SO_2 , CO_2 , H_2O e O_2).

a. Parâmetros Relativos ao Fenômeno da Sulfatação**• Composição Química**

Verifica-se que para calcários com teor de carbonato mais elevado a capacidade de retenção é maior; no entanto, a presença de outros compostos químicos, especialmente os que são despreendidos ou decompostos, como o MgCO_3 e a água, constituintes orgânicos e componentes que tem interações de fase com o Ca, como a sílica, a alumina, o sódio e o potássio, podem interferir de forma favorável se eles funcionarem como catalisadores, ou desfavorável, se agirem como barreiras inertes, impedindo o deslocamento do SO_2 para o núcleo ativo da reação com o CaO , reduzindo a formação do CaSO_4 .

Além da composição química do calcário, é importante também conhecer a composição do carvão, principalmente o seu teor de enxofre e a existência ou não de óxidos alcalinos (em geral CaO livre), que poderão mascarar a determinação da quantidade de calcário necessária para o controle de emissões de SO_2 desejado, pois estes óxidos podem remover apenas parte do SO_2 liberado.

• Propriedades Físicas das Partículas de Adsorvente

A partícula de calcário consiste de uma coleção de cristais dolomíticos e calcíticos individuais, ou grãos, dispostos juntos dentro de uma matriz, em combinação com outros cristais contaminantes contendo alumina, magnésio, sílica, etc.

A reatividade do adsorvente, total ou parcialmente calcinado está relacionada com parâmetros tais como a porosidade ou outra característica associada com a forma geológica da sua estrutura, o tamanho e densidade das partículas, tamanho e distribuição dos poros e a área superficial ativa.

A estrutura física do material está relacionada a sua idade geológica, ou seja: calcários com formação geológica mais recente têm uma estrutura física mais porosa. Dam-Johansen e Østergaard (1991) e Mjörnell et al (1991) observaram que calcários compactos têm um tempo de calcinação mais longo. Os calcários mais porosos são mais reativos devido à facilidade de liberação do CO_2 , indicando que o transporte intrapartícula de CO_2 é o determinante da taxa no processo de calcinação.

O adsorvente quando é calcinado perde CO_2 e aumenta sua porosidade; o volume molar, por sua vez, é reduzido até cerca de 45% do volume do adsorvente original. Na sulfatação o volume molar aumenta cerca de 180%, causando uma diminuição da porosidade do adsorvente. O volume do produto de reação pode bloquear os poros, especialmente os menores localizados na superfície, impedindo o acesso do óxido de enxofre à superfície interna. Observa-se portanto, que a distribuição de tamanho dos poros é um parâmetro significativo na reatividade do adsorvente. Sabe-se ainda que adsorventes calcinados que possuem grande quantidade de poros finos são considerados não reativos, enquanto os adsorventes que têm maior número de poros grandes permitem acesso mais fácil aos poros internos menores, e são classificados como reativos.

Louis e Tung (1978) reviram as informações sobre as pesquisas desenvolvidas neste campo até este período. É devido a Borgwadt e Harvey (1972) a observação de que, na calcinação, o adsorvente desenvolve sua porosidade, aumentando sua área superficial à medida que o CO_2 é liberado durante a elevação de temperatura. Hartman e Coughlin (1974, 1976) investigaram as mudanças na porosidade e na distribuição do tamanho dos poros durante a reação de sulfatação, verificando que a porosidade global diminuía e que, simultaneamente, a distribuição do tamanho dos poros era alterada.

Vogel et al. (1977), Stantan (1983) e Hasler et al. (1984) obtiveram resultados onde constataram que o produto da reação de

sulfatação pode bloquear os poros menores. Hartman, Pata e Coughlin (1978) analisaram a variação da densidade do adsorvente, observando que a reação de calcinação era acompanhada por redução de densidade, enquanto o inverso ocorria na sulfatação.

Com o intuito de aumentar a reatividade do adsorvente, foram estudados fenômenos onde a estrutura do material pode ser alterada, destacando-se a sinterização, que é um processo que ocorre durante a calcinação do CaCO_3 , com a migração do Ca e do O em várias etapas para formar uma estrutura de cristal mais estável. No primeiro passo o CaO se apresenta com maior área superficial específica, que é inacessível devido ao pequeno tamanho dos poros. Nos passos seguintes os cristais se fundem juntos, formando cristais maiores de CaO , com uma redução na área superficial específica, acompanhada pela formação de poros maiores. Este processo pode ser acelerado pela presença de aditivos, como o CO_2 , que formam pontes entre os cristais vizinhos de CaO . Este fenômeno é conhecido como sinterização ativada e ocorre somente numa faixa limitada de temperatura. Estudos neste sentido foram apresentados por Newton, Chen e Kramlich (1989).

Estudo experimental foi realizado por Zarkanitis e Sotirchos (1989) para observar a influência do tempo e das temperaturas de calcinação e sulfatação, e do tamanho das partículas, na estrutura dos sólidos adsorventes, abordando porosidade, área superficial e distribuição dos tamanhos dos poros. Eles investigaram ainda a presença de uma limitação difusional intrapartícula na taxa global de reação de adsorção do SO_2 , visto que altas taxas de reação provocam primeiro o fechamento da superfície externa das partículas favorecendo a existência de espaços vazios no interior dos poros e consequentemente, a redução da reatividade.

Estes resultados confirmam os trabalhos de Vogel et al. (1977), Stanton (1983) e Hasler et al. (1984), onde foi observado

que óxidos de cálcio provenientes de tipos de calcários diferentes apresentam distribuição de tamanho de poros similares, e que partículas menores de calcário têm maior grau de conversão para sulfato, para um dado tempo do processo, submetidos a temperaturas diferentes de calcinação e sulfatação. Foi observado também que para temperaturas elevadas de calcinação e temperaturas baixas de sulfatação, para uma mesma faixa de diâmetro de partícula de calcário, o grau de conversão do SO_2 diminui. Estes resultados estão de acordo com as conclusões de Sortirchos e Yu (1988) sobre a distribuição do tamanho dos poros.

Resultados semelhantes para reatividade do CaCO_3 em relação ao tamanho de partículas foram obtidas por Basu, Wu e Greenblatt (1991), Zang et al. (1991) e Newby e Keairns (1991). Mjörnell et al. (1991) verificaram que a reatividade do CaO aumenta com o tamanho da partícula até um valor máximo, característico de cada calcário, e depois cai bruscamente; eles constataram que a reatividade do óxido de cálcio varia pouco com a temperatura, contradizendo um dos resultados apresentados por Zarkanitis e Sortirchos (1989).

b. Parâmetros Relativos ao Fenômeno de Contato no Leito Fluidizado

• Temperatura do Combustor

A temperatura do combustor é um parâmetro que interfere na composição do gás de combustão e na eficiência de remoção de SO_2 . O aumento da temperatura do leito favorece a formação do dióxido de carbono através da reação do monóxido de carbono e oxigênio, conforme as reações (7) e (9), segundo resultados de Bryers e Kramer (1976). A formação de SO_2 e SO_3 a partir do enxofre do combustível também é afetada pela temperatura do leito, sendo que

a emissão de SO_2 aumenta com o aumento de temperatura, enquanto a de SO_3 é apenas fracamente dependente desta temperatura.

A maioria dos pesquisadores, Newby e Keairns (1991), Basu, Wu e Greenblatt (1991) e Cabanillas et al. (1991), que desenvolveram trabalhos experimentais em combustores de leito fluidizado borbulhante e circulante, utilizaram diversos tipos de carvão e calcário e verificaram a existência de uma faixa de temperatura em que ocorre uma maior eficiência de combustão e de remoção de SO_2 , função das propriedades físico-químicas do carvão e do calcário, do tamanho das partículas, das condições de calcinação, da relação Ca/S e dos parâmetros operacionais.

Nestas faixas de temperaturas são garantidas as reações de calcinação e sulfatação, e reduzida a emissão de SO_3 . A cada adsorvente corresponde um valor ótimo de temperatura, na qual se verifica a capacidade máxima de remoção do SO_2 . Foi observado ainda que, o valor da temperatura ótima aumenta se o tamanho da partícula diminui, conforme Gibbs e Hampartsoumian (1984) e que este valor diminui com o aumento da razão Ca/S, como verificado por Newton, Chen e Kramlich (1989).

Dados de equilíbrio para a temperatura de dessulfurização, obtidos por Hartman (1978), estabeleceram limites para a faixa de temperatura mais adequada, sendo o limite inferior correspondente à temperatura de decomposição do adsorvente, que varia para cada tipo, enquanto o limite superior é determinado pela pressão parcial de SO_2 nos gases de combustão, à pressão de equilíbrio.

Para temperaturas inferiores, à faixa mais adequada, ocorre perda da estrutura do poro e da área superficial da partícula durante a calcinação, e para temperaturas superiores aos da faixa pode ocorrer a decomposição do CaSO_4 para CaS, como observado por Mjörnell et al. (1991), ou sinterização do calcário, como observado por Keairns et al. (1975) e Newby e Keairns (1991) e, ainda, a formação de camadas de CaSO_4 na superfície da partícula, bloqueando

os poros, provocada pela sulfatação rápida, como constatado por Zarkanitis e Sortichos (1989). Nestas condições a remoção de SO_2 é diminuída.

Estudos experimentais abordando estes aspectos para diversos tipos de carvão e calcário e variando as condições de calcinação e sulfatação, foram realizados por Christman et al. (1982) Stanton (1983), Jonke e Vogel (1984), Newby et al. (1987) e, mais recentemente, Basu et al. (1991), Hansen et al. (1991) e Zang et al. (1991). Os resultados obtidos mostraram que em geral a faixa de temperatura para melhor captura de SO_2 é de 825°C a 1000°C.

Com relação aos diversos regimes de contato gás-sólido, verifica-se que a temperatura de combustão em transporte pneumático vertical apresenta diferenças de temperatura entre a base e o topo da ordem de 100 a 150 °C. Na fluidização rápida esta diferença cai para 10 a 20 °C; isto seria explicado pela melhor mistura gás-sólido que ocorre na recirculação. Basu, Ritchie e Halder (1985) consideram que este comportamento pode ser aplicado como um teste do regime de fluidização rápida. Neste caso o leito atinge uma temperatura e uma concentração de oxigênio mais homogênea.

• Tempo de Residência

O tempo de residência médio, na maioria dos estudos experimentais, está associado as taxas de volatilização e as condições operacionais e de projeto: como a taxa de recirculação e o tamanho da unidade de combustão, considerando ainda que cada adsorvente possui um tempo característico onde a remoção do SO_2 atinge um valor constante.

Para leito fluidizado circulante ocorre um maior tempo de contato devido à recirculação e à retromistura, o que explica o melhor desempenho desta concepção. Resultados disponíveis na literatura indicam que o tempo médio de residência das partículas é, em geral, o dobro dos valores alcançados por leitos borbulhantes

e que a remoção de SO_2 aumenta com tempos de residência maiores.

Basu, Wu e Greenblatt (1991) mostraram, em estudo experimental, que o tempo de residência da partícula aumenta para taxas de recirculação maiores e com aumento do tamanho da unidade. Uma diminuição da remoção de SO_2 ocorreria com o aumento da velocidade superficial do gás, segundo Mjörnell et al. (1991).

Trabalho desenvolvido por Ulerich, O'Neill e Keairns (1987) sobre a calcinação em leito borbulhante, utilizando vários tipos de calcário, mostrou que as partículas expostas durante períodos longos a temperaturas elevadas e/ou teor elevado de CO_2 e H_2O podem ficar inativas quando parcialmente sulfatadas, tornando-se inerte para o processo e, conseqüentemente, reduzindo a remoção do SO_2 .

A determinação do tempo de residência específico de leitos fluidizados circulantes foi tratada por Basu, Ritchie and Halder (1985), que propuseram um modelo onde o tempo de residência médio é aproximado como a razão da massa do "holdup" de sólido em uma coluna pela taxa de circulação dos mesmos através da coluna, tal como:

$$t_F = \frac{M_F}{G} \quad (1.1)$$

$$t_R = \frac{M_R}{G} \quad (1.2)$$

onde:

t_F e t_R → tempo médio de travessia do leito rápido e da coluna de retorno, respectivamente [s];

M_F e M_R → massa de sólido no "holdup" do leito rápido e da coluna de retorno, respectivamente [Kg], e

G → taxa de recirculação, [Kg/s].

Admitindo que o tempo de residência no ciclone é desprezível comparado ao dos sólidos no leito, o tempo total de combustão, t , poderia ser escrito como:

$$t = nt_F + (n+x) t_R \quad (1.3)$$

ou, se $x > 1$

$$t = (n+y) t_F + (n+1) t_R \quad (1.4)$$

onde:

n → número de recirculações dos sólidos;

x → fração da coluna de retorno atravessada pelo carvão antes da parada do leito, e

y → fração do leito atravessada pelo carvão antes da parada do leito.

Expressões preliminares para o tempo de residência foram sugeridas por Fujima et al (1985) a partir de relações de Kwauk et al.(1985) e Youchou (1982) envolvendo o coeficiente de atrito.

• Fluxo de Sólidos Recirculados, Relação ar primário/secundário e Nível de Excesso de ar.

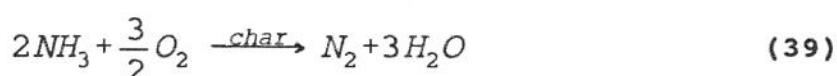
O fluxo de sólidos recirculados é um dos parâmetros importantes no projeto de um combustor com leito fluidizado circulante, pois afeta a eficiência de combustão e as emissões de NO_x , e influencia diretamente o inventário de sólidos no leito para que ocorra uma dada transferência de calor no combustor. O controle do inventário é feito particularmente em condições de operação de baixa carga.

Observa-se nos combustores de leito fluidizado circulante que a recirculação do material particulado favorece a redução das emissões de NO_x , o aumento da eficiência de combustão e da remoção

de SO₂ pelo adsorvente, em comparação com o leito fluidizado borbulhante, o que explica a sua atual importância comercial, conforme Cabanillas et al. (1991).

O fluxo de sólidos recirculados pode ser aumentado, se houver recirculação do material mais fino separado em um ciclone secundário. Este procedimento leva a aumentos significativos da remoção do SO₂, pelo fato de que partículas menores têm maior área superficial por unidade de massa do adsorvente e que as partículas maiores poderão ter sofrido bloqueio de seus poros pelas moléculas maiores de CaSO₄.

O modelo para descrever as emissões de SO_x e NO_x proposto por Lin e van den Bleek (1990) e os resultados experimentais de Tsuboi e Iwasaki (1988) mostram que quando a taxa de recirculação aumenta, há um decréscimo nas emissões de SO₂ e NO, devido ao maior tempo de residência do adsorvente (CaO) e à maior carga de material volatilizado ("Char") no leito, o qual cataliza a reação:



A razão ar primário/ar secundário se constitui também em fator importante na remoção do SO₂ e no estudo da eficiência de combustão. Uma redução na razão leva a região de leito denso a uma condição subestequiométrica, desfavorecendo a reação de sulfatação, o que aumenta a emissão de SO₂. Este comportamento em condição subestequiométrica foi observado por Khan e Gibbs (1991) em leitos borbulhantes, confirmando os trabalhos realizados anteriormente por Nack (1980), Tatabayash et al. (1980) e Valk et al. (1987). Contudo, isto não foi constatado por Tsuboi e Iwasaki (1988), cujos resultados mostraram que a razão ar primário/ar secundário não afetava a remoção do SO₂.

A divisão do escoamento em ar primário e ar secundário, comum nos leitos fluidizados circulantes, favorece ainda mais à queda na emissão de NO_x . Uma baixa relação desta razão de ar reduz a velocidade da reação de oxidação do NH_3 , resultando numa menor produção de NO_x , como observado experimentalmente por Ishizuka et al. (1988) e Tsuboi e Iwasaki (1988).

O excesso de ar não influencia diretamente a retenção de SO_2 , pois a temperatura de operação de um combustor de leito fluidizado é suficientemente elevada para assegurar a calcinação do adsorvente.

1.1.8 - Efeito da Relação Ca/S na Remoção do Óxido de Enxofre

Calcário ou dolomita pode ser continuamente adicionado ao reator de forma a atingir uma boa eficiência de remoção de SO_2 . Contudo, para que este objetivo seja alcançado, torna-se necessário determinar, através do balanço estequiométrico da reação, a taxa de alimentação teórica do aditivo, correspondente a 1 mol de CaO para cada mol de enxofre do carvão, sendo usual expressar esta taxa na forma de razão molar Ca/S, que teoricamente é igual a 1,0.

Entretanto, na prática, uma boa captura não é atingida usando apenas a taxa de alimentação teórica, com a qual a emissão de SO_2 é reduzida apenas em 30%, pois, durante a reação de sulfatação, o CaSO_4 formado bloqueia os poros superficiais, reduzindo a reatividade do adsorvente. Além disso, cada adsorvente tem uma curva característica de retenção de enxofre, que depende das condições de operação e das propriedades do adsorvente.

A maioria dos trabalhos disponíveis na literatura tem mostrado que, sob condições normais de combustão, a eficiência de remoção de SO_2 aumenta com o aumento da razão Ca/S. Cada adsorvente possui sua própria curva de remoção onde se verifica um ponto de máximo de remoção, cuja determinação requer testes experimentais.

Proporções muito elevadas de adsorventes em relação ao combustível devem ser evitadas para não gerar um problema de descarte de sólidos no topo e no fundo do reator, e não alterarem a dinâmica de operação do sistema.

A razão Ca/S também se relaciona com o tamanho da unidade de combustão, pois unidades maiores proporcionam um tempo de residência maior das partículas de CaO no leito, o que permite a redução da razão Ca/S, mantendo a remoção do SO₂.

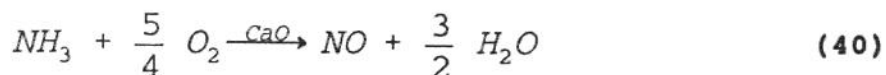
Estes problemas motivaram uma série de trabalhos visando o desenvolvimento de modelos empíricos de processo, de preferência simples, para prever a quantidade de adsorvente requerida nas condições de operação, a partir do teor de enxofre no combustível e das características do adsorvente.

Dados típicos sobre o efeito da razão Ca/S na remoção de enxofre encontram-se em estudos realizados por diversos pesquisadores: Coate e Rice (1984), Mesko (1975), Jonke et al. (1984), Stantan (1983), Ehrlich et al. (1984), Gibbs e Hampartsoumian (1984), Pretie e Dutkiewics (1984) e, mais recentemente, Newton, Chen e Kramlich (1989), Brereton et al. (1991) e Mjörnell et al. (1991). Eles mostraram na sua maioria, que, para obter a curva característica de remoção de enxofre, deve-se variar a razão Ca/S na faixa de 1,5 a 4,0 e que, em algumas condições, este valor poderá ser mais elevado, sendo utilizadas frequentemente razões Ca/S acima de 3,0.

Para carvões com alto teor de enxofre e de cinzas pode ser necessário utilizar uma razão Ca/S elevada, na faixa de 5,0 a 10,0, para que se possa produzir efeito significativo na remoção de SO₂. Isto foi analisado por Petrie e Dutkewicz (1984).

Resultados experimentais de Amand e Leckner (1988), Kullendorff et al. (1988) e Brereton et al. (1991), mostraram, por outro lado, que um aumento na relação Ca/S resulta em aumento na emissão de NO_x. Esta interação entre as emissões de SO₂ e NO_x é

devida ao forte efeito catalítico do óxido de cálcio (CaO) sobre a conversão dos compostos nitrogenados liberados durante a volatilização, tipicamente NH_3 para NO:



Além destes parâmetros, a localização das entradas de alimentação e de reinjeção de sólidos no leito podem ter efeitos dominantes na aceleração das partículas e no comportamento dinâmico da região de entrada do combustor. Esta influência não tem sido muito investigada, porém é um aspecto importante no projeto do leito fluidizado circulante, para assegurar a melhor eficiência de combustão e de remoção do SO_2 .

A escolha de um processo de remoção de SO_2 para atender às necessidades de preservação ambiental, deve contemplar a complexidade tecnológica do processo e considerar a influência dos diversos parâmetros, além do rendimento global do processo, o que leva o emprego de combustores de leito fluidizado circulante como uma opção de mercado para estes processos.

1.2 - Objetivos deste Trabalho

O presente trabalho tem três objetivos principais: Primeiro, levantar e analisar os processos de desulfurização dos gases da combustão do carvão mineral, visando a obtenção de subsídios para o desenvolvimento do projeto de um combustor de leito fluidizado circulante e informações para o processo de combustão com controle ambiental. Segundo, projetar e construir uma unidade de bancada experimental de um leito fluidizado circulante para combustão do carvão. Terceiro, dar partida à operação da unidade, realizando testes à frio e a quente, em condições próximas às do processo de

combustão com carvão, com ênfase na obtenção dos dados relativos ao comportamento fluidodinâmico do sistema.

Para atingir estes objetivos, foram estabelecidas e completadas as seguintes etapas:

- Estado da Arte dos processos de remoção de enxofre, considerando a dinâmica dos diversos leitos fluidizados, em especial o circulante, o fenômeno da combustão e a química de remoção do enxofre através do estudo das variáveis que interferem no processo. Foram também estudados os aspectos relevantes dos projetos de combustores de leito fluidizado circulante.

- Projeto, construção e montagem de uma unidade experimental, em escala de bancada, para a combustão de carvão em leito fluidizado circulante, com a instrumentação necessária.

O equipamento é composto por várias partes, contendo o corpo principal do combustor, 10 cm de diâmetro interno e 4,0 m de altura e uma base de 0,43 m de altura em forma de venturi, um sistema de retorno de material de 3,6 m de altura, onde estão localizados um ciclone, uma válvula de amostragem de sólidos, uma válvula-L para recirculação dos sólidos, e um conjunto de trocadores de calor tubo duplo, de 70,2 cm de diâmetro interno e 3,6 m de altura total. O sistema é composto por 2 alimentadores pneumáticos de sólidos, um sistema de préaquecimento elétrico do ar de fluidização, um queimador de GLP, um filtro manga de jato pulsante e um conjunto de sopradores.

- Dar partida à operação da unidade, com a condução de testes experimentais a 200°C a 850°C, utilizando areia com diâmetro médio de 0,2mm, visando a identificação da flexibilidade operacional do sistema que se constitui no único sistema de teste de bancada disponível no país.

CAPÍTULO 2

PROJETO E DESENVOLVIMENTO DO SISTEMA EXPERIMENTAL

2. PROJETO E DESENVOLVIMENTO DO SISTEMA EXPERIMENTAL

2.1 Introdução

O combustor de leito fluidizado circulante, mostrado na figura 2.1 e 2.2, foi projetado para a obtenção de medidas experimentais para permitir o conhecimento das condições e das variáveis de sua operação, estabelecendo a faixa operacional do sistema. O dispositivo visa o estudo do processo de combustão de carvão e da remoção de SO_2 e de NO_x durante o processo.

Os itens a seguir, foram estudados inicialmente para a definição do projeto do combustor:

- **Definição do processo de remoção do enxofre:**

Para definição do processo de remoção de enxofre foram considerados os aspectos abordados na elaboração do Estado da Arte, apresentado no Capítulo 1. A tecnologia e a dinâmica envolvidas devem garantir a eficiência de combustão, os níveis de emissão de particulados e de gases sulfurosos compatíveis com as normas ambientais, levando em conta a disponibilidade do combustível e do adsorvente, e o mercado eventual para os produtos gerados.

- **Comportamento fluidodinâmico do sistema fluidizado:**

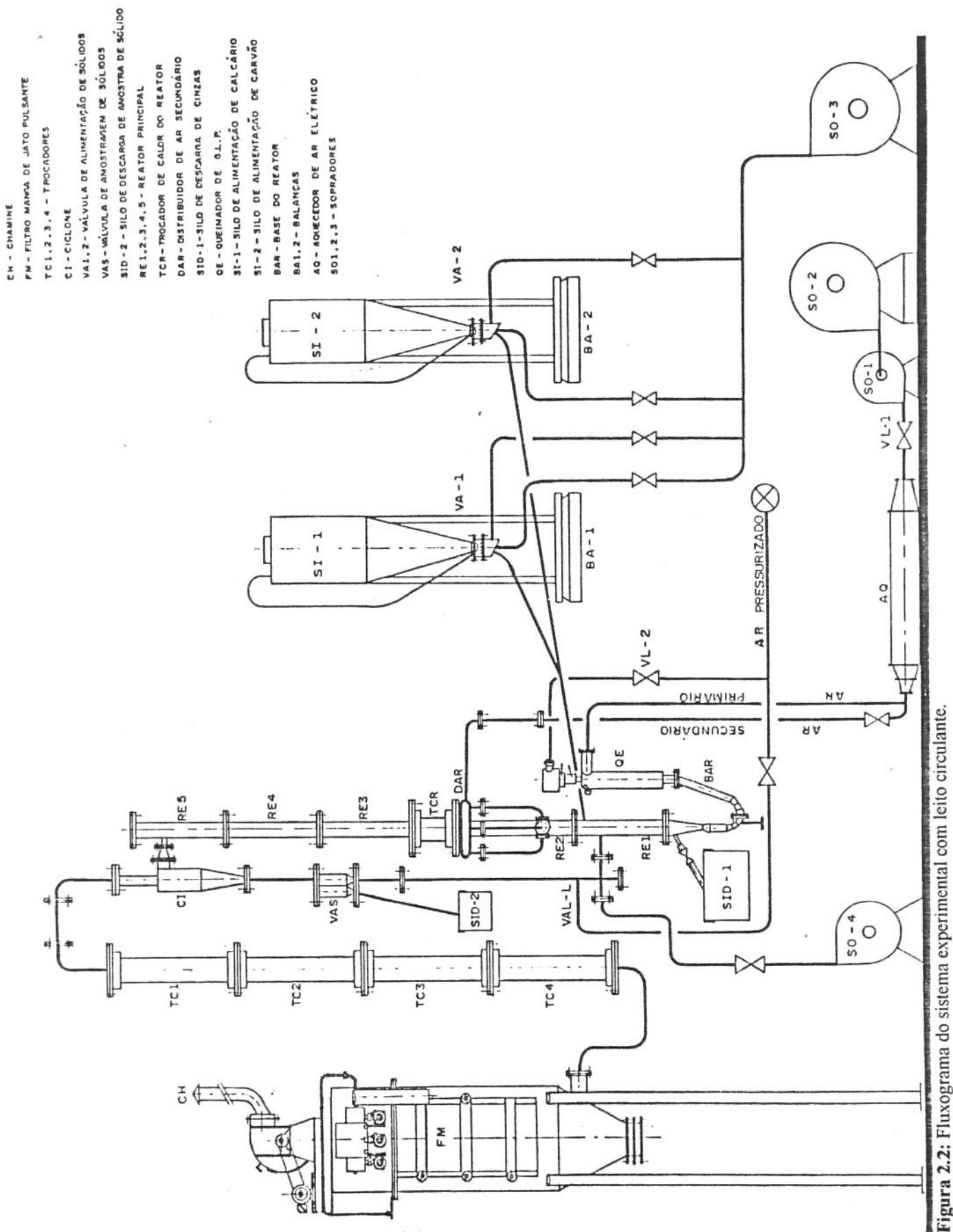
A opção pelo regime de fluidização rápida em sistema recirculante, foi feita considerando as vantagens do comportamento fluidodinâmico, que propicia maior eficiência de combustão, devido ao maior tempo de residência dos sólidos no leito, além da transferência de calor elevada e da flexibilidade do controle do fluxo de sólidos recirculados.

A introdução do ar de fluidização em estágios, a determinação da razão ar secundário/ar total, a localização e o processo de injeção de ar secundário no leito afetam efetivamente o processo de combustão e o controle da emissão de NO_x .

O limite da injeção de ar secundário é estabelecido pelo aumento abrupto de $\Delta P/\Delta L$ que ocorre quando se atinge a condição "choking" ao longo da coluna. A maioria dos trabalhos da literatura, como o de Wang e Gibbs (1990), tem definido 30% de injeção de ar secundário como sendo esse limite.



Figura 2.1: Vista geral do sistema experimental.



2.2 Descrição do Sistema

O sistema experimental mostrado nas figuras 2.1 e 2.2 possui três partes principais e dispositivos periféricos. A primeira parte corresponde à coluna principal e é constituída pela base BAR, o silo de descarga de cinzas grossas SID-1, cinco seções de tubo liso RE-1,2,3,4,5, uma seção de trocador de calor bitubular TCR.

A segunda parte refere-se à seção de retorno dos sólidos arrastados, e é composta pelo ciclone CI, pela válvula de amostragem VAS, com silo de coleta de amostra SID-2, e pelo sistema de reinjeção de sólidos.

A terceira parte corresponde ao módulo de resfriamento dos gases de combustão constituído por um conjunto de quatro trocadores de calor TC-1,2,3,4, dispostos em série e conectados na saída do ciclone.

As seções periféricas incluem o sistema de preaquecimento elétrico do ar AQ, o queimador de GLP QE, colocados em série na linha de alimentação de ar, o sistema de alimentação de sólidos constituído pelos silos SI-1 e 2, com leitos aerados acoplados às suas bases e colocados sobre balanças de pesagem contínua, e um filtro de mangas de jato pulsante FM, para a coleta dos finos, localizado na saída dos trocadores de calor. Os equipamentos utilizados para o suprimento de ar foram os sopradores SO-01, SO-02 e SO-03.

O sistema foi instalado em uma estrutura metálica com fixação em apenas um ponto em cada uma das três partes principais, na altura da segunda plataforma. Para a sustentação do restante da unidade optou-se por um sistema de contrapesos móveis, utilizando um conjunto de roldanas, como mostrado na figura 2.3. Os contrapesos foram dimensionados com pesos aproximadamente iguais aos pesos das peças a serem sustentadas, permitindo assim sua livre

expansão e contração durante a variação de temperatura, evitando ou reduzindo as deformações. De qualquer maneira, a elevação da temperatura do sistema deve ser feita gradativamente para evitar que ocorram variações bruscas, provocando danos irreversíveis aos equipamento.

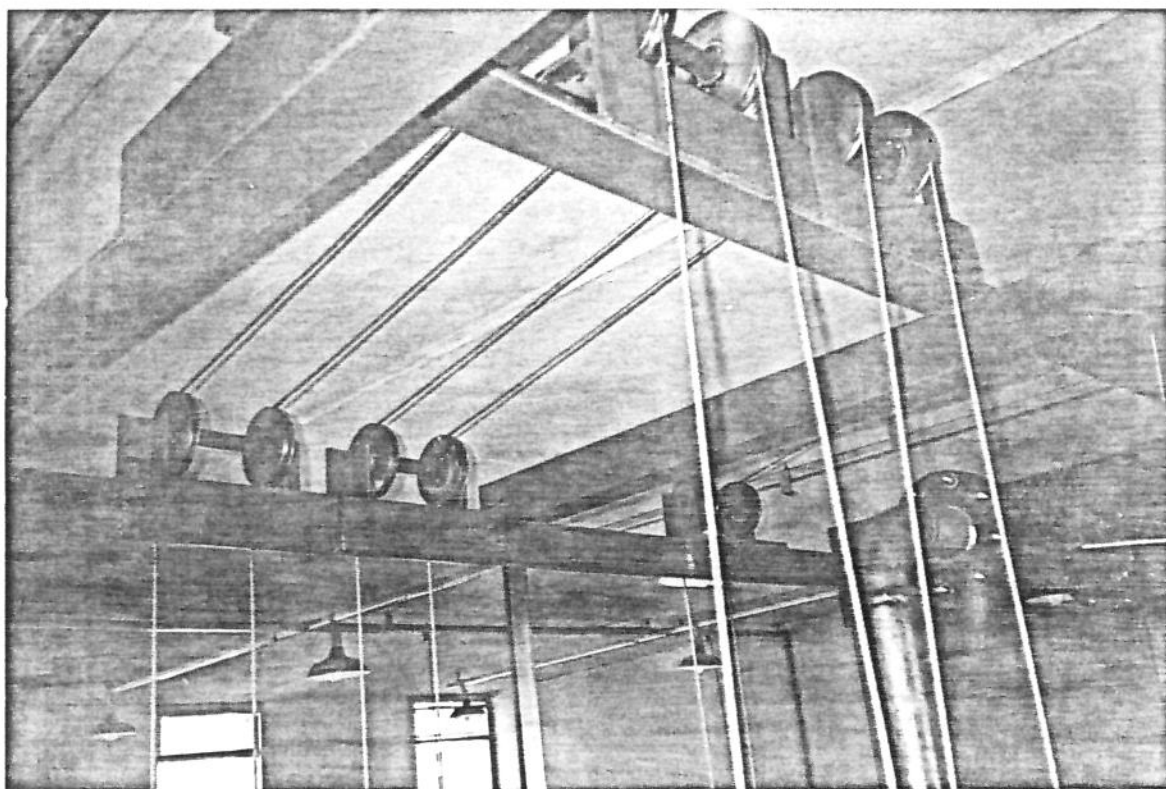


Figura 2.3: Vista do sistema de sustentação do leito.

O isolamento térmico do sistema foi feito em duas camadas; a primeira, a mais interna, utilizou manta cerâmica do tipo KAWOOL com espessura de 5 cm. e, a segunda, lã de vidro com espessura de aproximadamente 8 cm., revestido com folhas de alumínio corrugado.

2.3 Dados básicos de projeto

As tabelas 2.1 e 2.2 apresentam as características do carvão e do calcário provenientes de Santa Catarina, fornecidos pela ELETROSUL S.A. para a consecução do projeto.

Tabelas 2.1 Análise Elementar do Carvão

	Base Seca	Base Úmida
Cinzas	60,1	56,3
C	30,9	29,0
H	2,2	2,1
O	2,0	1,9
N	0,6	0,56
S	4,2	3,9
Umidade		6,2

Tabela 2.2 Análise Química dos Calcários

	CCVRSC	
	B. Seca	B. Umida
SiO ₂	7,82	7,04
Al ₂ O ₃	1,61	1,45
Fe ₂ O ₃	1,06	0,95
CaO	47,13	42,42
MgO	1,80	1,71
Voláteis	-	-
Inertes	-	36,43
Umidade	-	10,00

- Parâmetros Estimados de Operação e Processo**Propriedades dos Sólidos:****Poder Calorífico inferior**

- . Carvão : $1,15 \times 10^4$ KJ/Kg
- . Calcário : 0,0

Densidade Real

- . Carvão : 1880 Kg/m³
- . Calcário : 1100 Kg/m³

Diâmetro Médio das Partículas

- . Carvão : 2,0 mm
- . Calcário : 1,0 mm

Seguem as condições adotadas para efeito de projeto:

Condições de Operação:

- . Temperatura de combustão : 850°C
- . Temperatura de entrada do ar secundário : 500°C
- . Pressão : atmosférica
- . Relação Ca/S : 3,0

- . Razão da descarga de Sólido/Ar na entrada do ciclone : 10
- . Taxa de excesso de ar : 30%
- . Vazão de ar total : $0,0381 \text{ m}^3/\text{s}$
- . Velocidade do gás de combustão no combustor: $13,96 \text{ m/s}$

Água para resfriamento no sistema

- . Temperatura de entrada : 60°C
- . Temperatura de saída : 90°C
- . Entalpia a T_{ent} : $0,3 \times 10^3 \text{ KJ/Kg}$
- . Entalpia a $T_{\text{saída}}$: $0,4 \times 10^3 \text{ KJ/Kg}$

2.4 Balanço de massa e energia

O fluxograma simplificado apresentado na figura 2.4 foi adotado para permitir o cálculo dos fluxos de sólidos e de fluidos no combustor com leito fluidizado circulante, e o estabelecimento das equações dos balanços de massa e energia.

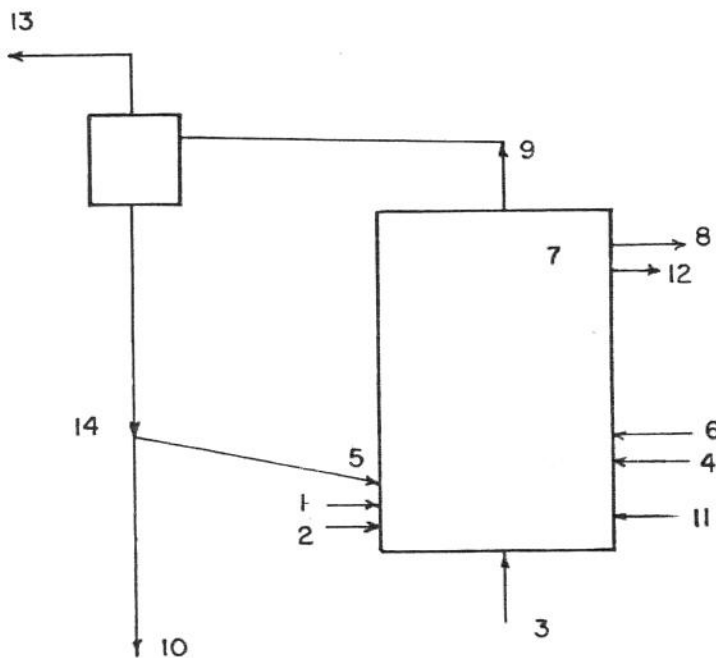


Figura 2.4: Fluxograma simplificado do processo: Balanço de massa e energia.

Balanço de Massa:

. No combustor:

$$\dot{m}_1 + \dot{m}_{a1} + \dot{m}_2 + \dot{m}_{a2} + \dot{m}_3 + \dot{m}_4 + \dot{m}_5 = \dot{m}_9 + \dot{m}_{g9} \quad (2.1)$$

. No ciclone:

$$\dot{m}_9 + \dot{m}_{a9} = \dot{m}_{13} + \dot{m}_{g13} + \dot{m}_{14} \quad (2.2)$$

. Na válvula de recirculação:

$$\dot{m}_{14} = \dot{m}_5 + \dot{m}_{10} \quad (2.3)$$

sendo:

$\dot{m}$ - descarga de sólidos, (Kg/s)

$\dot{m}_a$ - descarga de ar, (Kg/s)

$\dot{m}_{a1}$ - descarga de ar de alimentação, (Kg/s)

$\dot{m}_g$ - descarga de gás de combustão, (Kg/s)

índice:

1 - combustível

2 - calcário

3 - primário no combustor

4 - secundário no combustor

5 - material recirculado

9 - material saindo do combustor

10 - cinzas grossas

13 - saindo no topo do ciclone

14 - saindo na base do ciclone

Balanço de Energia:

$$Q_1 + Q_2 + Q_{a1} + Q_{a2} + Q_{a3} + Q_{a4} + Q_5 + Q_{ag6} + Q_{g7} = Q_{ag8} + Q_9 + Q_{g9} + Q_{10} + Q_{p11} + Q_{p12} \quad (2.4)$$

com

$$Q_x = \dot{m}_x \cdot C_x \cdot T_x \quad \text{com } x = 1, 2, 5, 9, 10$$

$$Q_{a1y} = W_y \cdot C_{wy} \cdot T_y \quad \text{com } y = 1, 2$$

$$Q_{a_z} = W_{a_z} \cdot C_{w_z} \cdot T_z \quad \text{com } z = 3,4$$

$$Q_{ag_n} = \dot{m}_{ag_n} \cdot H_n \quad \text{com } n = 6,8$$

$$Q_g = \dot{m}_1 \cdot PCI_1 + \dot{m}_2 \cdot PCI_2$$

$$Q_{p_i} = U_{p_i} \cdot A_{p_i} \cdot \Delta T_{p_i} \quad \text{com } i = 11,12$$

sendo:

A_p - área da seção transversal do trocador de calor, (m^2)

C - calor específico de sólidos, ($KJ/Kg^\circ C$)

C_w - calor específico do gás, ($KJ/Kg^\circ C$)

H - entalpia, (KJ/Kg)

PCI - poder calorífico inferior, (KJ/Kg)

Q - calor sensível do material sólido, (KJ/s)

Q_a - calor sensível do ar, (KJ/s)

Q_{ag} - calor sensível da água, (KJ/s)

Q_{al} - calor sensível do ar de alimentação, (KJ/s)

Q_g - calor sensível pela combustão do combustível e calcário,
(KJ/s)

Q_p - calor sensível perdido pelo leito, (KJ/s)

T - temperatura, ($^\circ C$)

U_p - coeficiente global de transferência de calor, ($W/m^2 \text{ } ^\circ C$)

W - vazão de ar, (Nm^3/s)

ΔT_p - gradiente de temperatura nos trocadores de calor, ($^\circ C$)

índices:

6 - água de alimentação do sistema de resfriamento

7 - combustão

8 - água saindo do sistema de resfriamento

11 - leito denso

12 - leito rápido

A descarga de ar através da válvula-L não foi considerada por ser pequena.

2.5 Dimensionamento do sistema

A figura 2.2 mostra o sistema experimental proposto neste trabalho. Para o seu dimensionamento foi elaborado o programa computacional PROJETO.BAS, apresentado no Apêndice A juntamente com o diagrama de blocos simplificado, a partir dos dados básicos de projeto, dos balanços de massa e energia, do processo de remoção de SO_2 , do processo de combustão e dos balanços estequiométricos das reações.

O programa permite obter os fluxos dos gases de combustão relativamente aos fluxos de carvão e de calcário na temperatura característica dos gases de combustão, as descargas de ar primário e secundário, as descargas dos produtos de combustão, os fluxos de sólidos recirculados, o dimensionamento do trocador de calor localizado no combustor e o da válvula-L para recirculação de sólidos.

2.5.1 Coluna principal do combustor

A figura 2.5 mostra com maior destaque o "loop" principal do combustor circulante, destacando-se a coluna principal. Ela é constituída por trechos de tubo de aço inox 310, RE-1,2,3,4,5 mais um trocador de calor do tipo tubo duplo TCR, para uma altura total $H_T = 4000 \text{ mm}$.

Devido ao pequeno diâmetro adotado para a coluna principal do combustor, $D_i = 100 \text{ mm}$, a base do sistema experimental foi projetada de modo a prescindir da utilização de uma placa distribuidora na entrada do ar primário. Visto que uma das funções

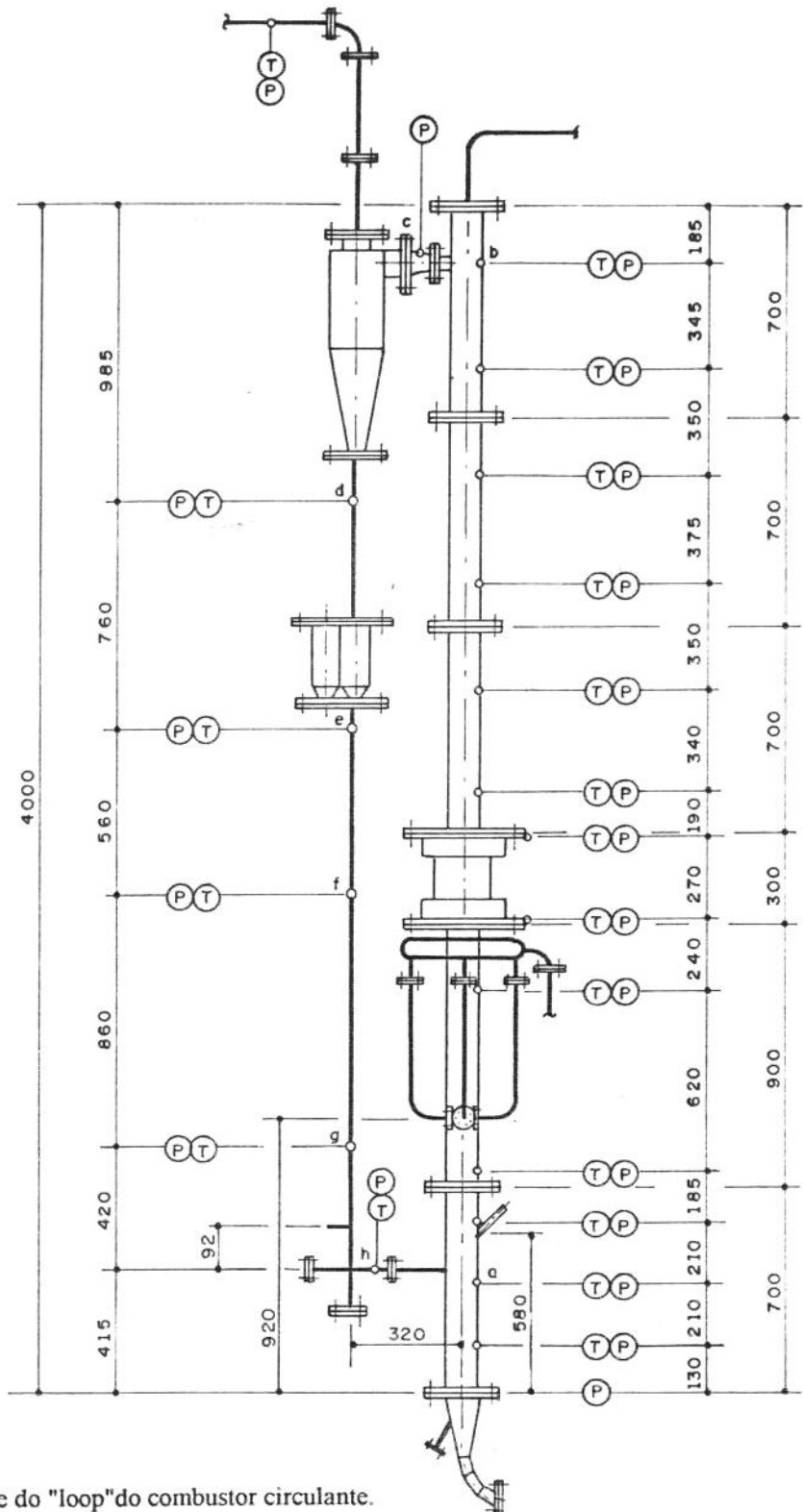


Figura 2.5: Detalhe do "loop" do combustor circulante.

da placa é a sustentação do material contido no leito, permitindo a entrada do ar primário, foi necessário adequar uma geometria do tipo Venturi para manter velocidades elevadas na seção de menor área, garantindo o arraste dos sólidos, e evitando a obstrução da linha de ar por este material, como mostrado nas figuras 2.6 e 2.7.

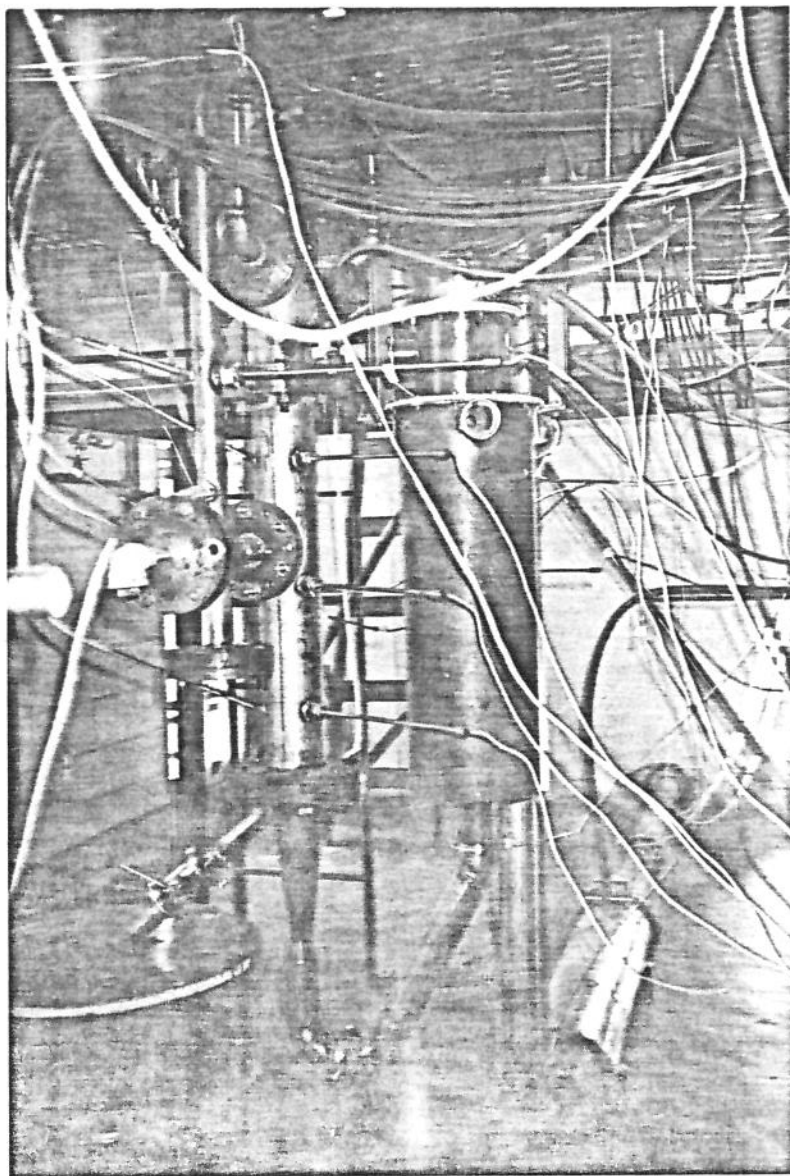


Figura 2.6: Vista do queimador de GLP e da base da coluna principal do combustor.

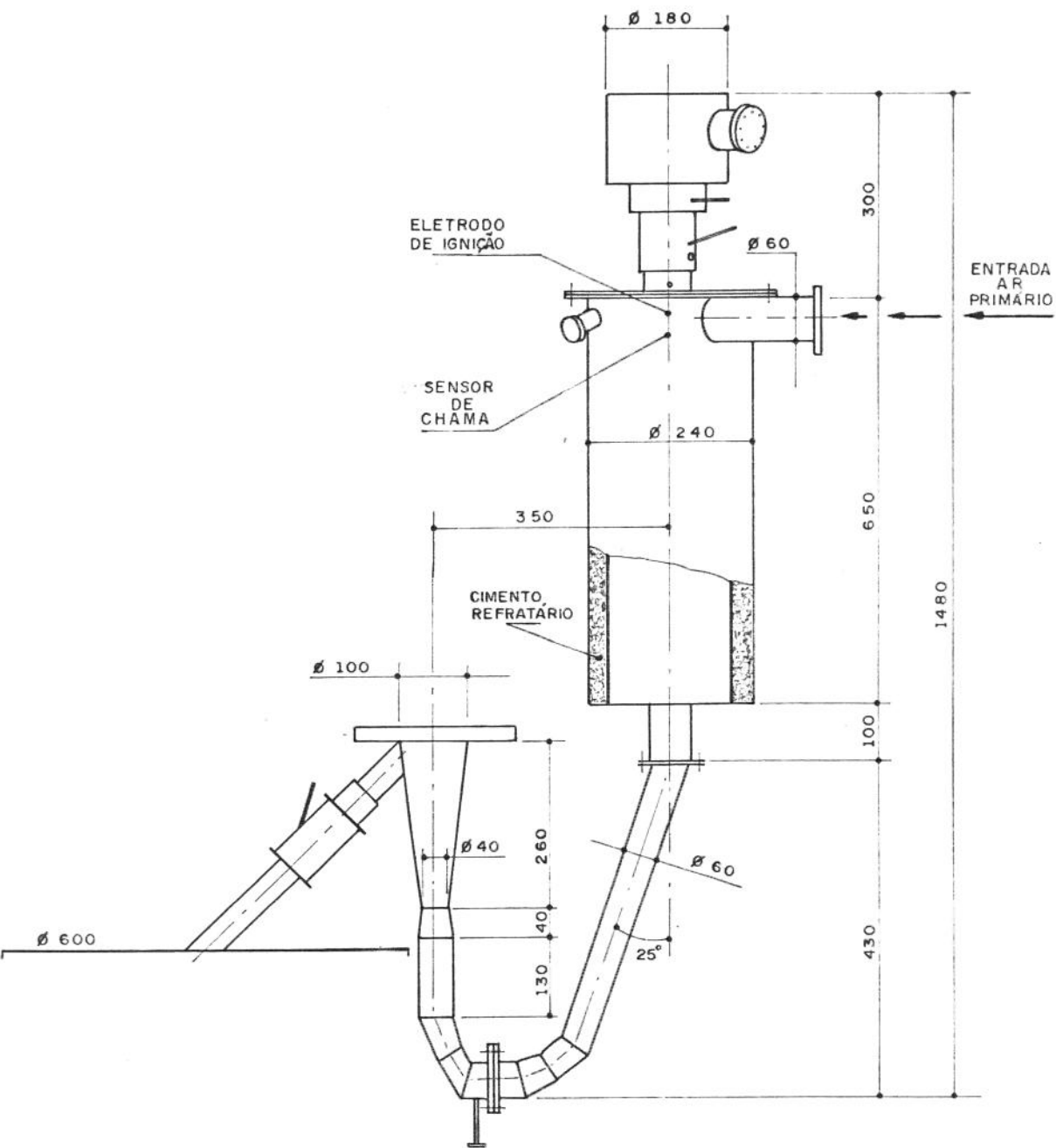


Figura 2.7: Esquema do queimador de GLP e da base do combustor.

A introdução de ar secundário está ligada diretamente ao controle da emissão de NO_x . As figuras 2.8 e 2.9 mostram o dispositivo adotado, em que o ar secundário é alimentado por quatro aberturas na coluna principal, situadas na mesma seção. Elas são dispostas de maneira que os jatos se oponham diretamente, para evitar a erosão da parede da coluna.

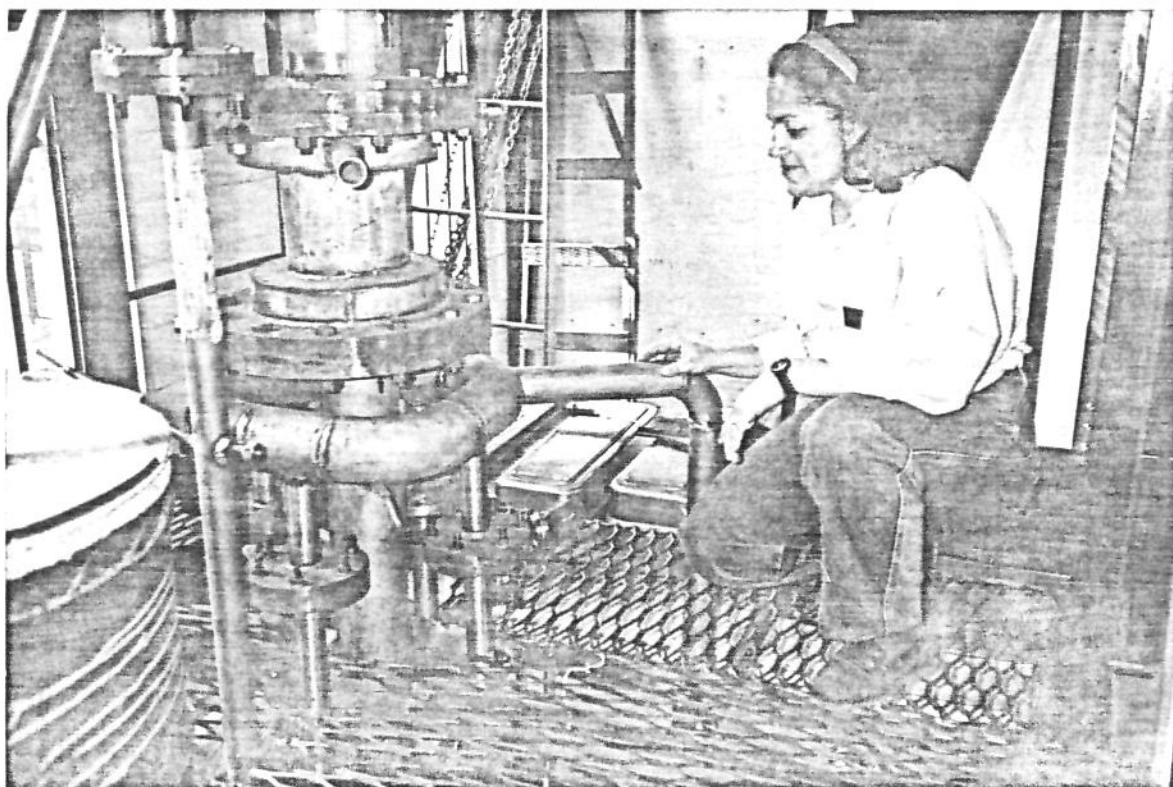


Figura 2.8: Sistema de injeção de ar secundário.

ESC. 1 : 10 DIM. (mm)
SISTEMA DE ENTRADA DO
AR SECUNDÁRIO

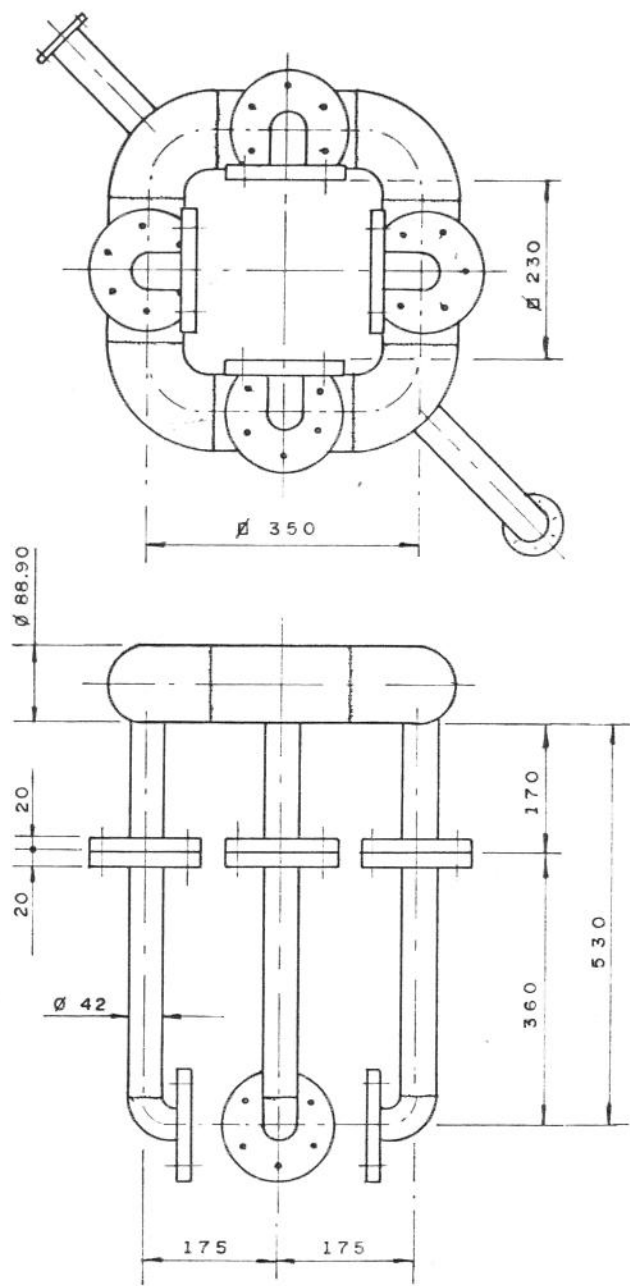


Figura 2.9: Esquema do sistema de injeção de ar secundário.

A retirada das cinzas grossas é feita na base, através de um tubo de descida com inclinação de 45° , conectado a um silo de descarga refratado e isolado termicamente, mantido selado durante a operação para eliminar possíveis oscilações de pressão no sistema, conforme as figuras 2.2 e 2.10.

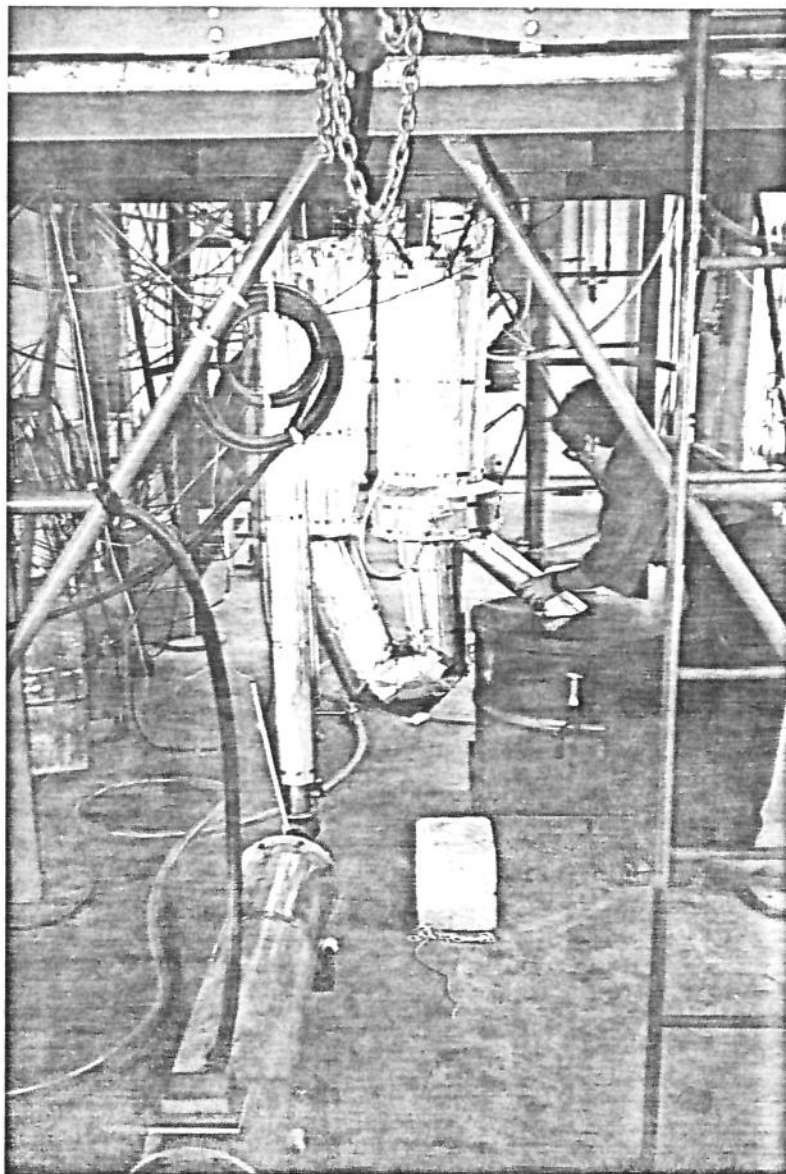


Figura 2.10 : Vista do silo de descarga de sólidos.

2.5.2 Sistema de amostragem e análise dos produtos da combustão

No projeto dos sistemas de amostragem de sólidos e de gás foi levado em consideração que durante a captação das amostras não poderia ocorrer alterações nas condições do processo e que os materiais amostrados deveriam ser representativos.

A válvula de amostragem de sólidos, apresentada nas figuras 2.11 e 2.12, é constituída por dois silos geminados, cuja parede comum é uma lâmina móvel refrigerada e articulada por um eixo também refrigerado, que desvia o fluxo de sólidos amostrado para um silo depósito selado.

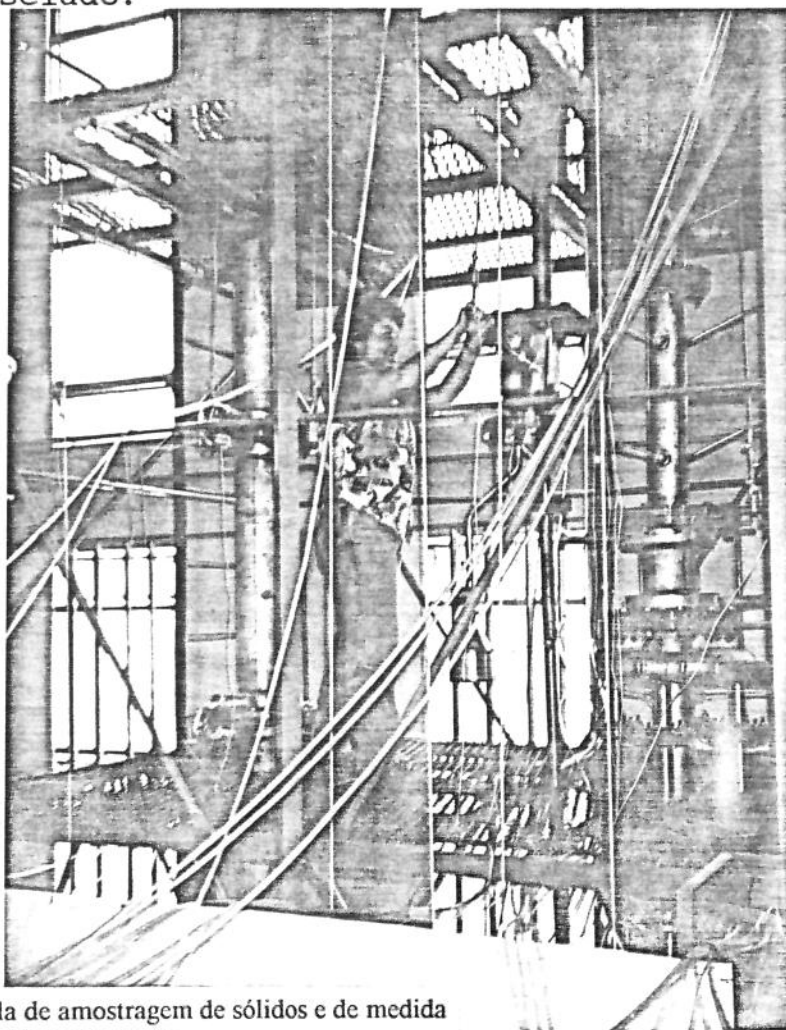


Figura 2.11: Vista da válvula de amostragem de sólidos e de medida do fluxo de sólido recirculado.

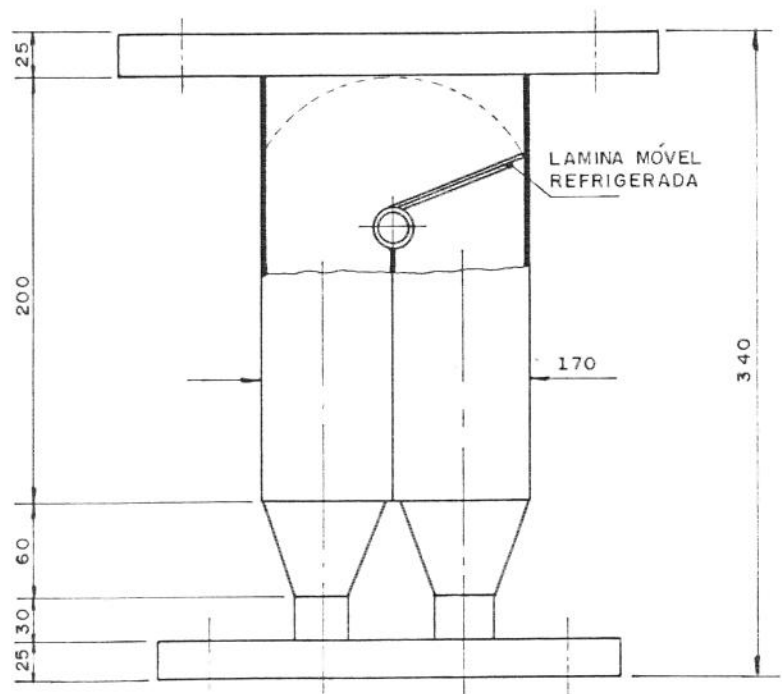
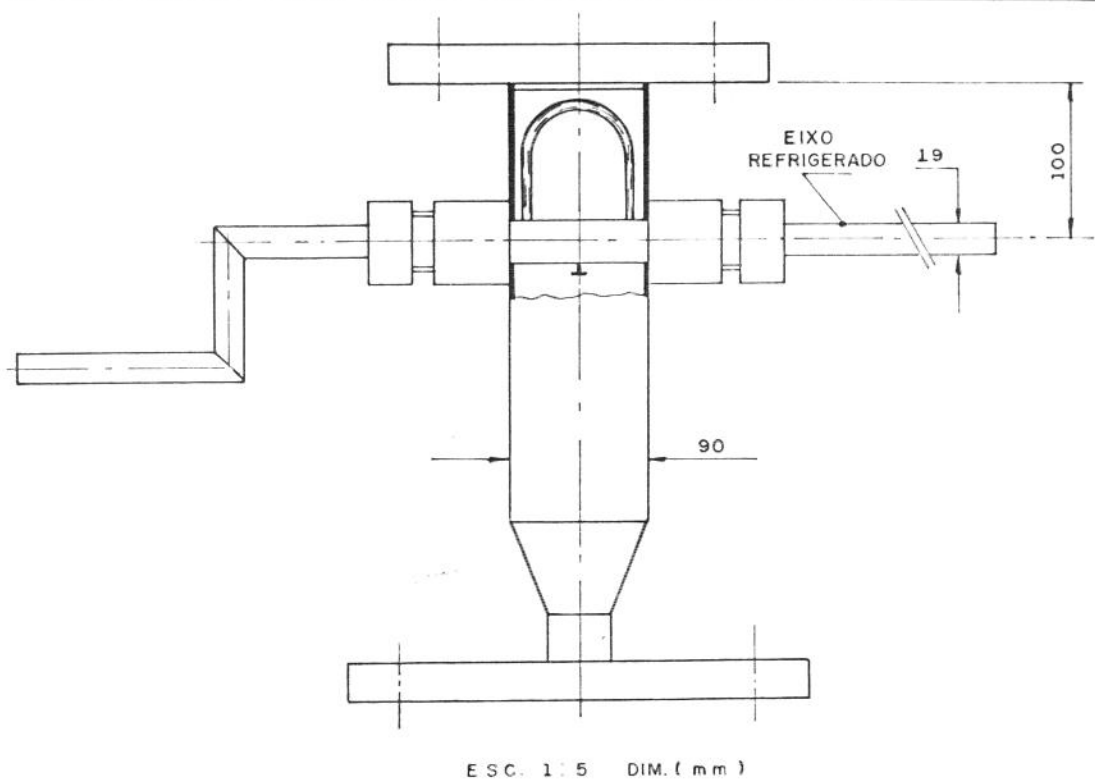


Figura 2.12: Detalhes da válvula de amostragem de sólidos para a medida do fluxo de sólido recirculado.

2.5.3 Sistema de partida: preaquecedor elétrico de ar e queimador de GLP

O preaquecedor elétrico de ar e o queimador de GLP são equipamentos auxiliares para partida do combustor. O primeiro pode ser mantido ligado após a partida, durante a operação para prover o preaquecimento contínuo do ar de combustão e ajudar a atingir a temperatura necessária para obtenção de rendimentos de combustão e de remoção de SO_2 adequados. A existência do preaquecedor pode ser indispensável, pois o tamanho relativamente pequeno do sistema de bancada permite perdas significativas de calor para o ambiente relativamente ao volume do combustor. Em outras palavras, é mais difícil atingir as temperaturas necessárias em combustores de pequeno porte.

As figuras 2.13 e 2.14 mostram detalhes do preaquecedor elétrico, cujas características principais são: potência instalada de 10358W, e corrente máxima de 45A. O queimador de GLP, que pode ser visto nas figuras 2.6 e 2.7 tem capacidade para gerar $570\text{Nm}^3/\text{h}$ de ar a 850°C , foi projetado para ser utilizado apenas na partida do sistema. Ele é desligado quando o combustor atinge a temperatura de ignição do combustível a ser testado.

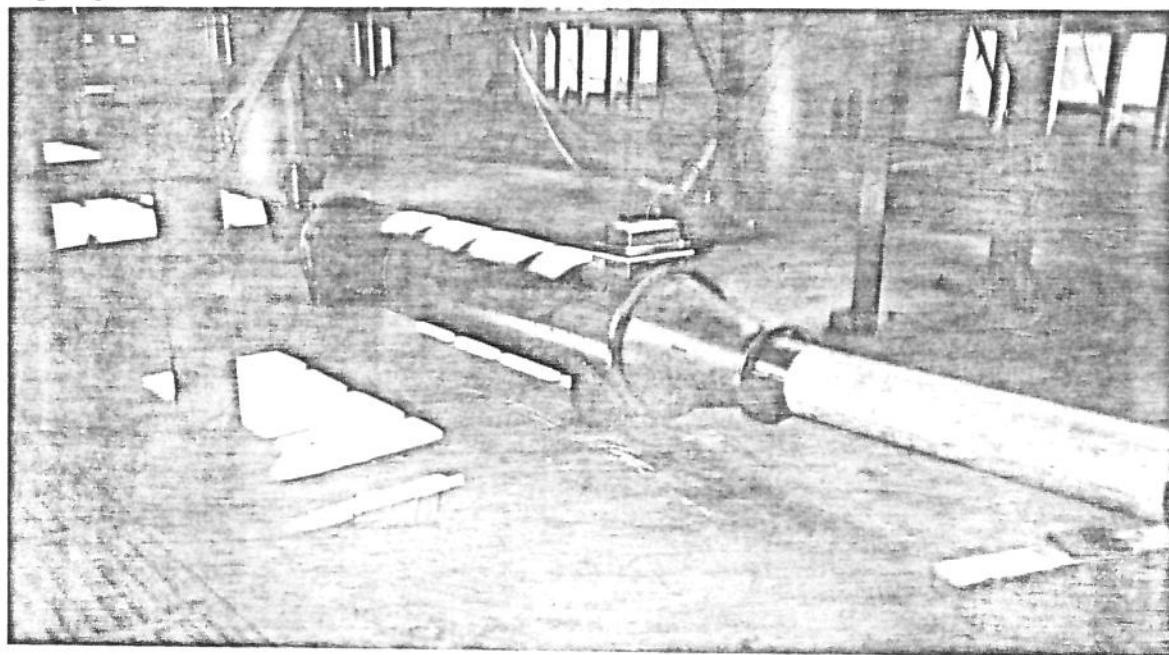


Figura 2.13: Vista do preaquecedor elétrico.

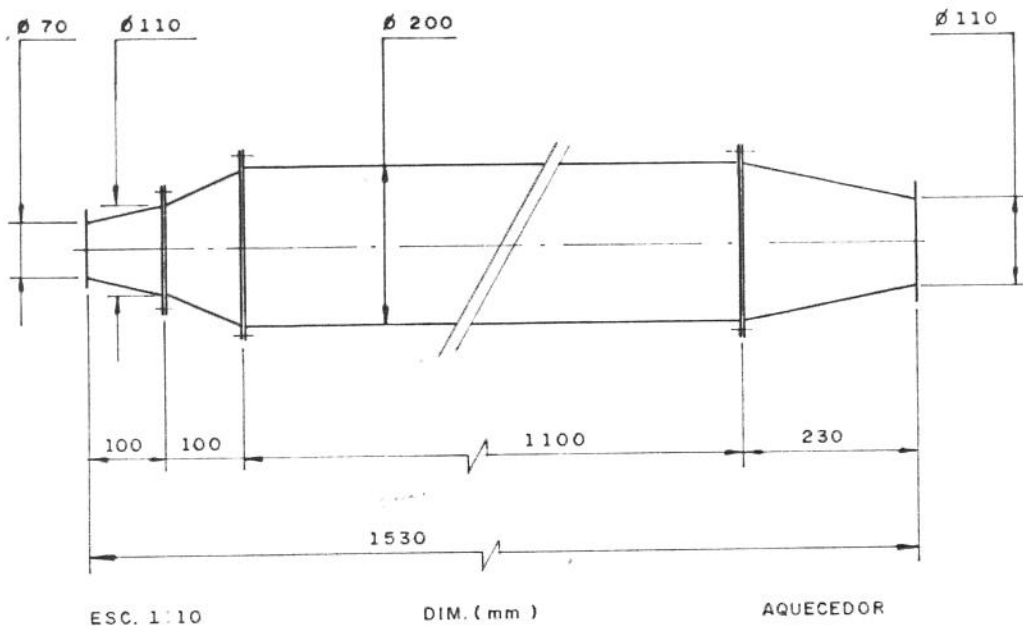


Figura 2.14: Dimensões do preaquecedor elétrico do ar.

2.5.4 Sistema de alimentação do particulado sólido

O sistema de alimentação do combustível e do calcário, mostrado nas figuras 2.15 e 2.16, foi desenvolvido e testado em separado, conforme Pécora, Lombardi et al. (1991). Trata-se de um dispositivo de alimentação de sólidos não mecânico, cujo princípio de funcionamento consiste na fluidização dos sólidos depositados na base do leito provenientes do silo. Através da injeção de ar as partículas depositadas são fluidizadas e transportadas pneumáticamente para o combustor. O controle da alimentação é feito pela descarga de ar injetado.

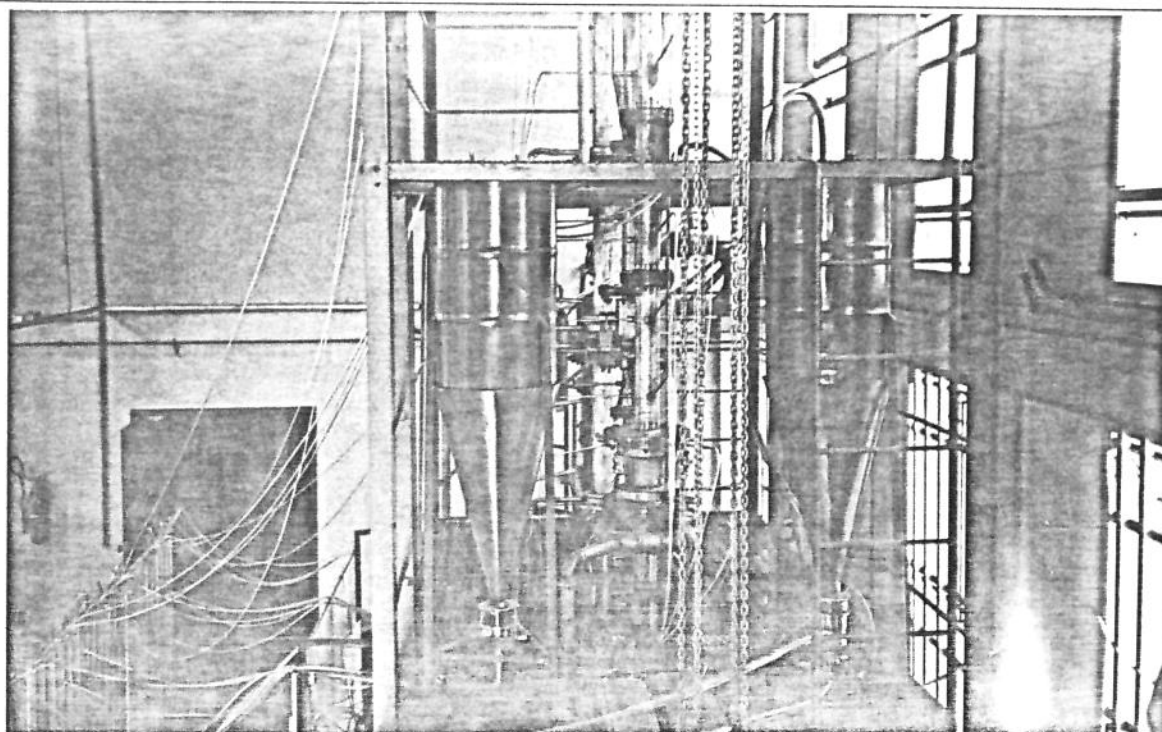


Figura 2.15: Sistema de alimentação de sólidos.

2.5.5 Sistema de recirculação de sólidos

Para recirculação do material sólido proveniente do leito e separado pelo ciclone adotou-se uma válvula não mecânica do tipo L, mostrada na figura 2.17, que utiliza uma pequena quantidade de gás de aeração para controlar o fluxo de sólidos recirculados. Estas válvulas têm a vantagem de não possuírem partes móveis, causa dos desgaste e limitações das válvulas mecânicas, além de serem de construção mais simples.

A maioria dos trabalhos apresentados na literatura, como o de Knowlton e Hirsan (1978), tem mostrado que o desempenho e a flexibilidade no controle do fluxo de sólidos varia para cada tipo de particulado.

A geometria da válvula-L inclui o estabelecimento do comprimento e do diâmetro dos tubos vertical e horizontal, o número e a localização dos pontos de aeração, além da descarga de

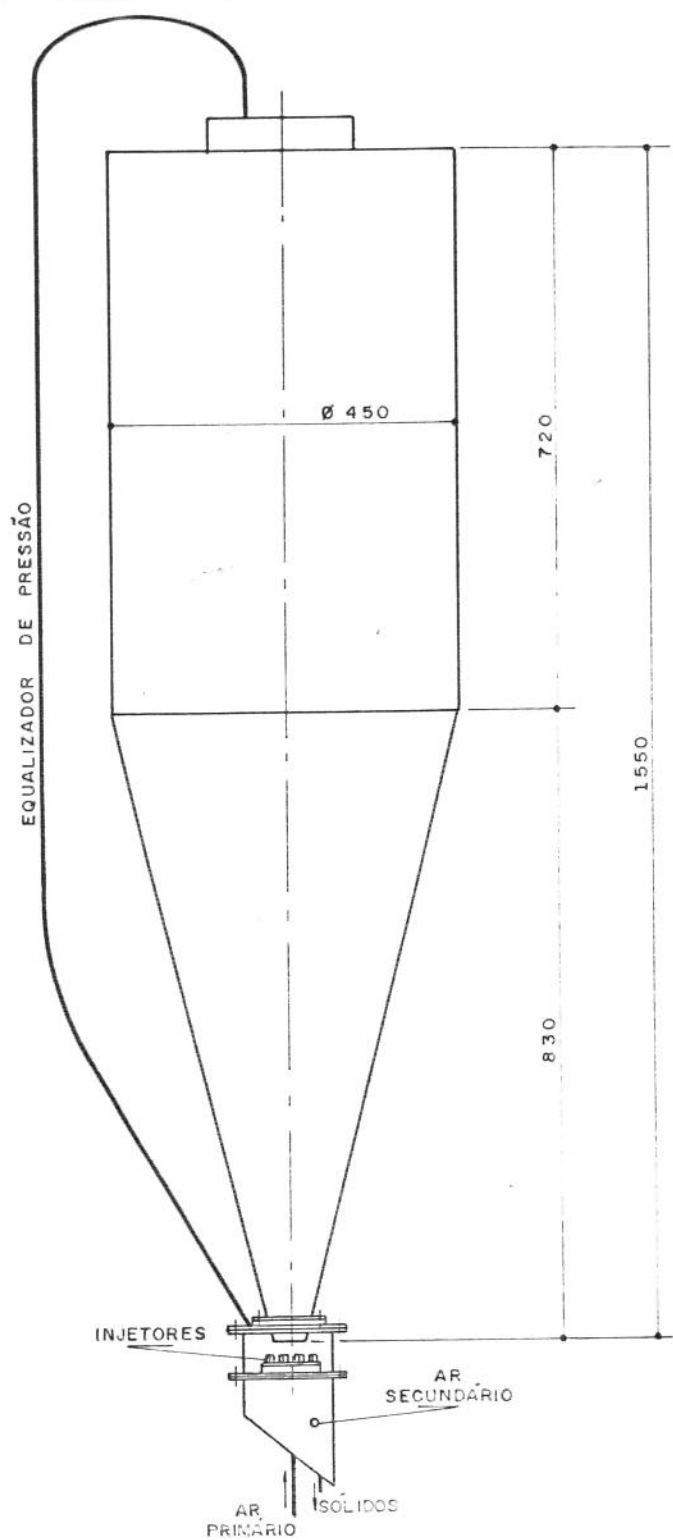


Figura 2.16: Detalhes do sistema de alimentação de sólidos.

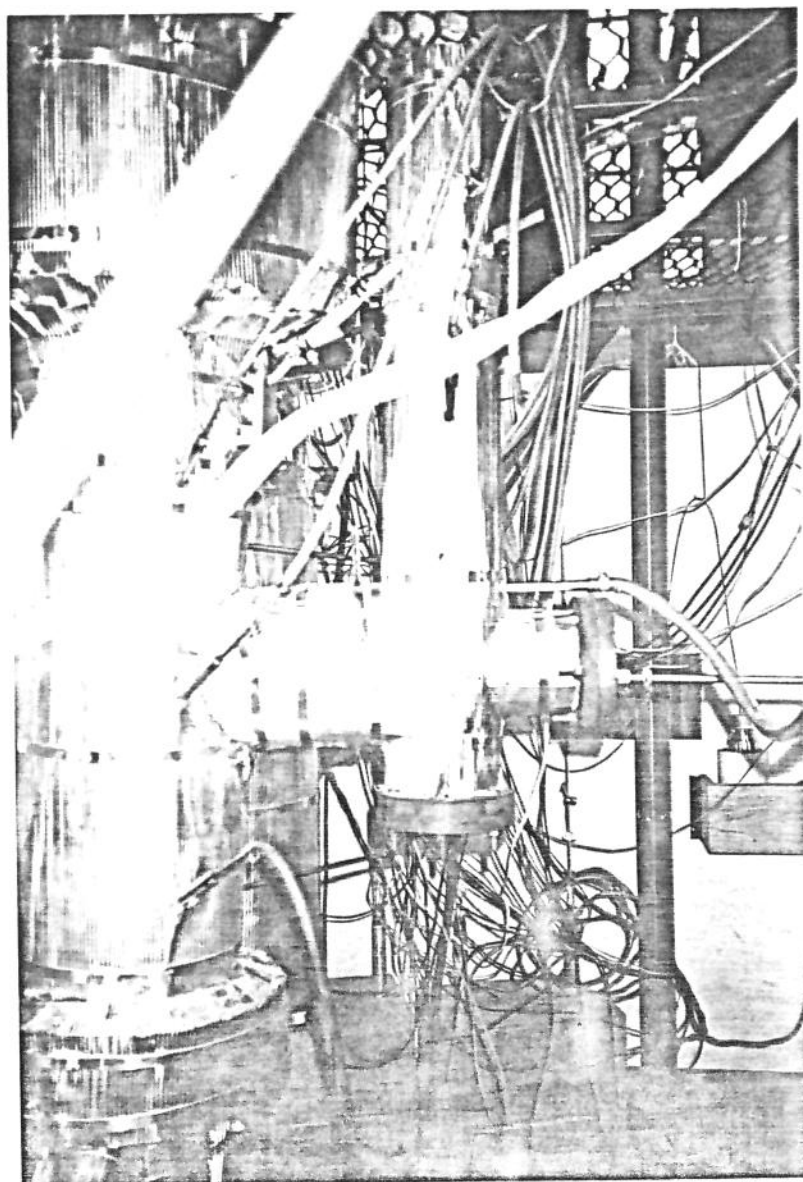


Figura 2.17: Vista da válvula-L.

aeração. Adotou-se um tubo de diâmetro interno igual a 37,2 mm. e um comprimento de 1940 mm. até a base da válvula de amostragem, como pode ser visto na figura 2.5.

A operação da válvula-L pode ser explicada pelo balanço da variação de pressão no sistema:

$$\Delta P_{col.princ.} + \Delta P_{ciclone} + \Delta P_{curva} + \Delta P_{val-L} = \Delta P_{RET} \quad (2.5)$$

A variação de pressão no tubo de descida vertical, onde se dá o retorno de sólidos retidos pelo ciclone até o ponto de aeração é uma função do somatório da variação de pressão de cada parte do "loop", ou seja, da coluna principal ("riser"), do ciclone, da ligação do combustor ao ciclone e da válvula-L.

O funcionamento desta válvula se inicia quando a força de arraste gerada pelo escoamento é maior do que a força necessária para a passagem dos sólidos através curva da válvula, e vai até a condição onde a velocidade relativa sólido/fluido v_r aproxima-se do valor da velocidade de mínima fluidização, transição do leito compacto para o fluidizado. Porém quando a velocidade v_r é aumentada para valores muito maiores do que a de mínima fluidização resultará na formação de bolhas no tubo provocando a interrupção ou redução do fluxo de sólidos recirculados.

Com base nestas observações, recomenda-se que o ponto de aeração seja posicionado o mais próximo possível da curva da válvula-L, o que minimiza a queda de pressão na válvula e permite um maior comprimento do tubo de descida vertical, absorvendo uma queda de pressão maior e maximizando o fluxo de sólidos recirculados.

O programa CICLONE.BAS, apresentado no Apêndice A, foi desenvolvido para o dimensionamento do coletor primário de partículas do tipo ciclone, mostrado nas figuras 2.18 e 2.19. Após várias tentativas, considerando diversas configurações e perda de

carga adotou-se a configuração clássica de Lapple para uma perda de carga de 25 mmca, que apresentou a melhor eficiência de coleta nas condições de projeto.



Figura 2.18: Vista do ciclone e do sistema de saída de gases do combustor.

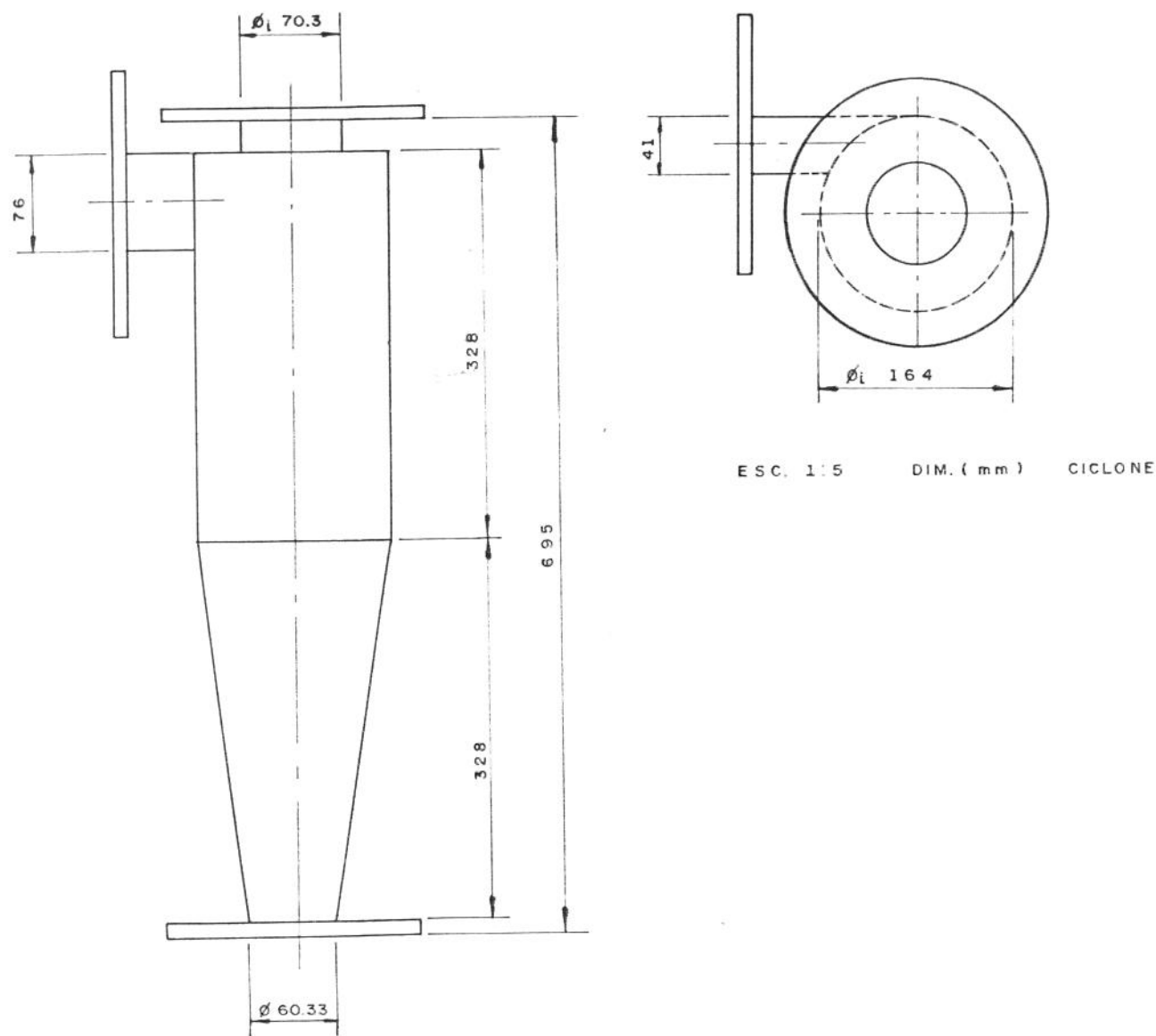


Figura 2.19: Detalhe do ciclone.

2.5.6 Sistema de resfriamento

O processo de remoção dos óxidos de enxofre fica otimizado, como já foi mencionado anteriormente, numa temperatura em torno de 850°C. O controle de temperatura é feito basicamente pelo preaquecimento do ar de combustão e, em menor proporção, pelo trocador de calor TCR, mostrado na figura 2.20, que fica situado na coluna principal. Os gases, produto da combustão, ao deixarem o combustor, pelo ciclone, são resfriados pelos trocadores de calor TC-1,2,3,4 do tipo tubo duplo, com água na camisa, conforme as figuras 2.21 e 2.22. O resfriamento é necessário para permitir a passagem dos gases pelo filtro de mangas e a operação das sondas de amostragem dos gases para análise do teor de SO_x e NO_x .

Para o dimensionamento dos trocadores de calor do sistema de resfriamento dos produtos da combustão foram analisadas as correlações disponíveis na literatura para a determinação do coeficiente de película da suspensão, como as de Sadek (1972) que considera o número médio de partículas por unidade de volume de gás em suspensão, aplicada a escoamento vertical, e a de Farbar e Morgan (1957) que tem sua aplicação também recomendada para sistemas com suspensão em escoamento vertical ascendente.

Os cálculos foram desenvolvidos pelo programa TROCADOR.BAS, a partir de dados calculados nos programas anteriores, como as descargas de finos pelo topo do ciclone, a velocidade de saída dos gases, além de valores estimados das temperaturas de entrada e saída dos gases.

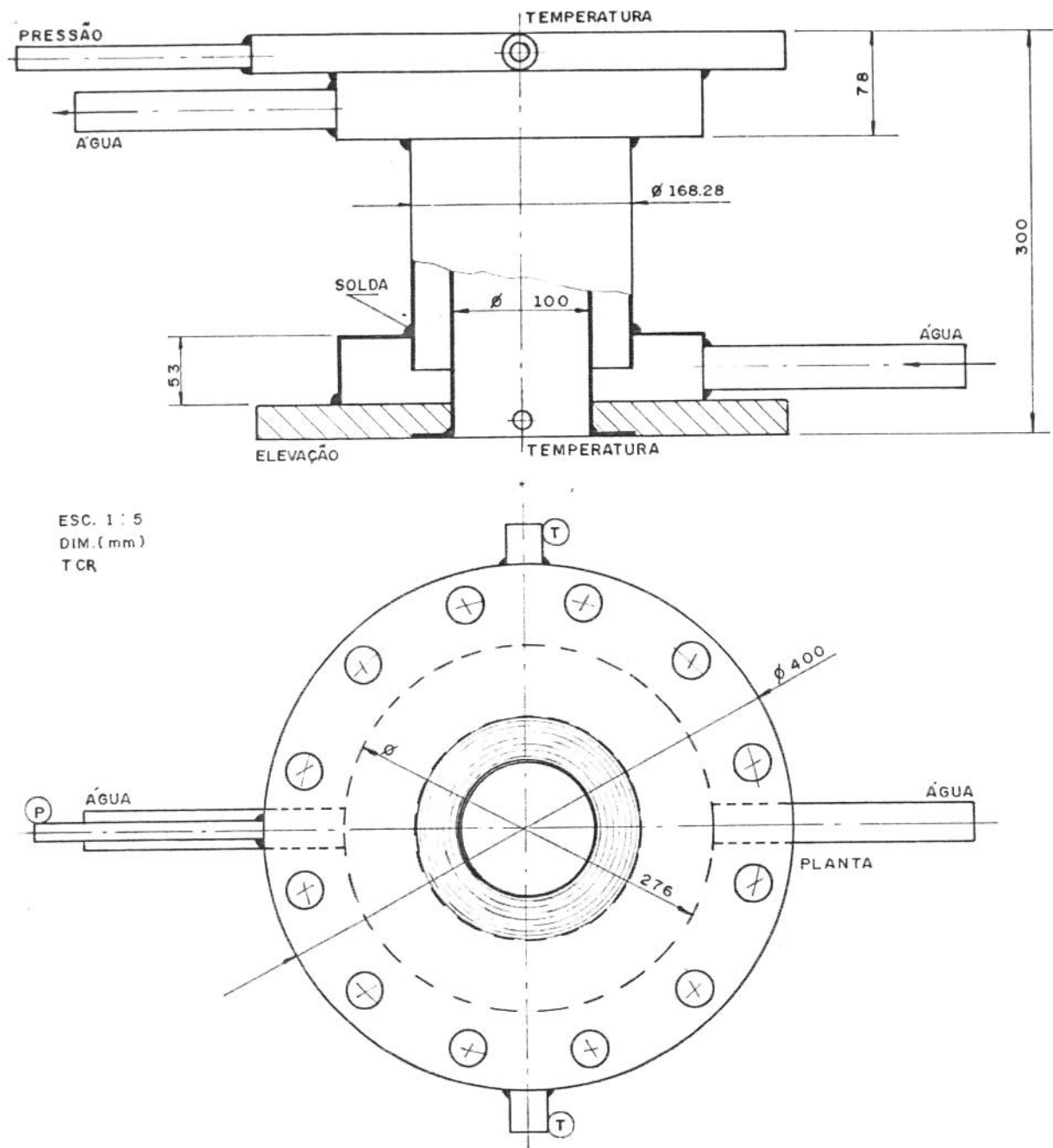


Figura 2.20: Detalhe do trocador de calor TCR.

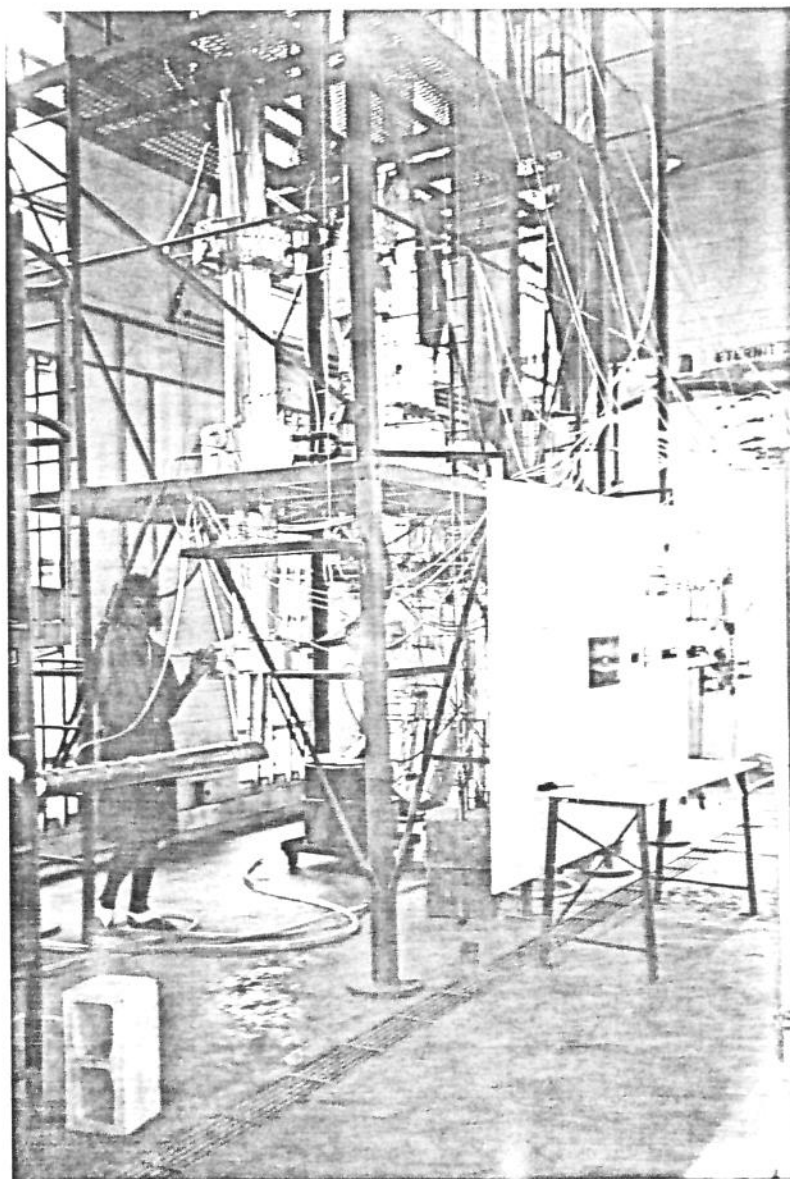


Figura 2.21: Conjunto dos trocadores de calor do sistema de resfriamento de gases.

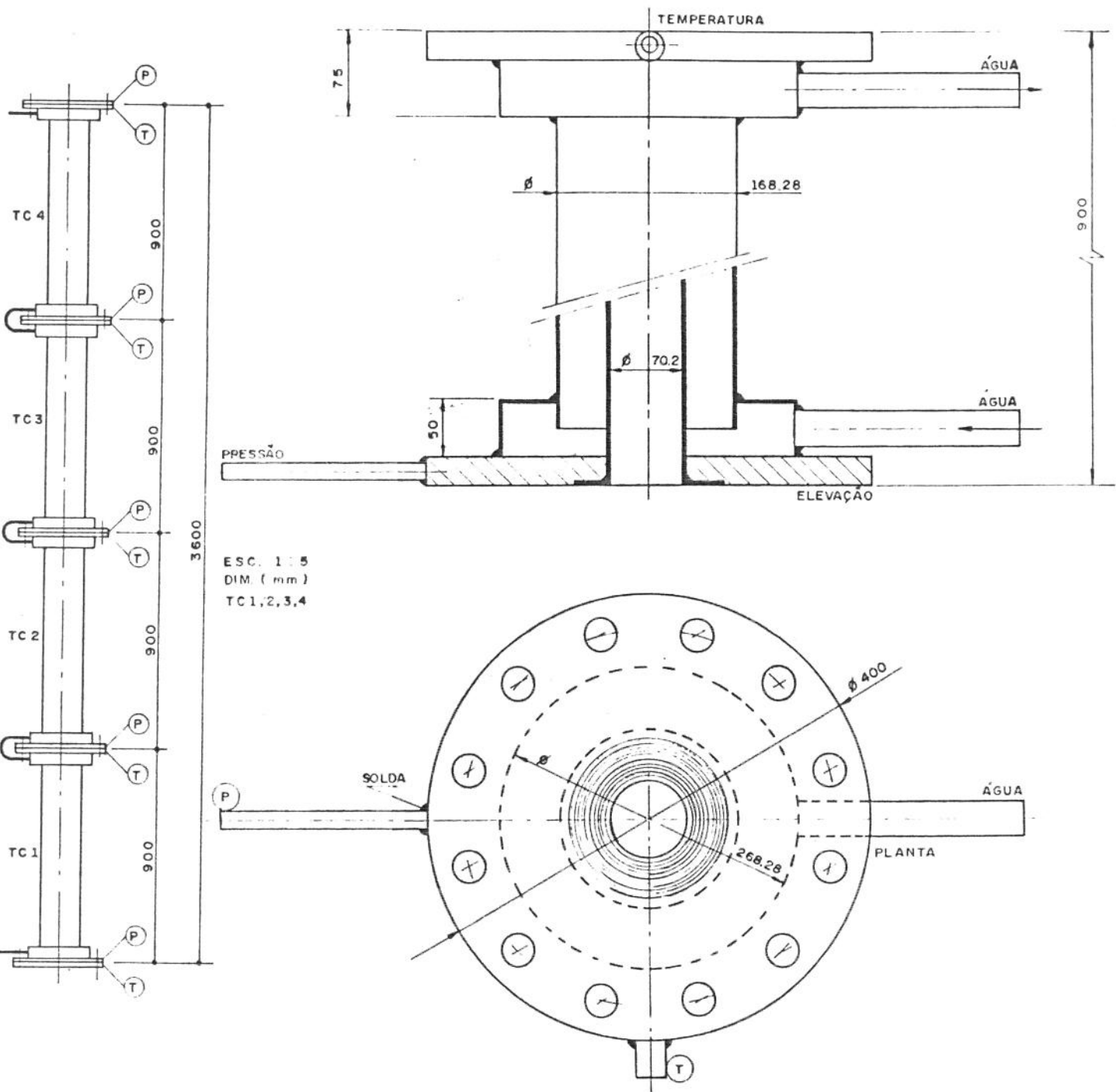


Figura 2.22: Detalhe do sistema de resfriamento de gases com indicação da instrumentação.

As dimensões adotadas no projeto foram as obtidas pela correlação de Sadek (1972):

$$hi = 0,20 (N_p \cdot dp^2 \cdot Di)^{1,19} hg + hg \quad (2.6)$$

onde:

Di - diâmetro interno do tubo interno do trocador de calor, ft

dp - diâmetro médio da partícula, ft

hg - coeficiente de película do gás sem partículas sólidas,
Btu/h.ft².F

hi - coeficiente de película da suspensão, Btu/h.ft².F

N_p - número médio de partícula/unidade de volume de gás, ft⁻³

Os resultados obtidos no dimensionamento das principais seções do sistema experimental são apresentados nas figuras correspondentes, já adaptadas às dimensões dos materiais disponíveis comercialmente.

2.5.7 Controle da emissão de gases e particulados

O controle das emissões dos gases é função das condições do processo e da operação do sistema conforme discutido no Capítulo 1. As emissões de particulados foram controladas com a utilização de um ciclone, já discutido anteriormente, seguido por um filtro de mangas.

O filtro de mangas é de fabricação MICROPOL que foi concedido por empréstimo, tendo sido totalmente restaurado incluindo a troca das mangas que passaram a ser de NOMEX para resistir a temperaturas até 300°C e a atmosferas corrosivas.

As figuras 2.23 e 2.24 mostram detalhes do filtro. Ele é provido de um exaustor que melhora o controle da operação do sistema. A limpeza das mangas é feita por jatos pulsantes de ar, cuja periodicidade de operação é ajustável.

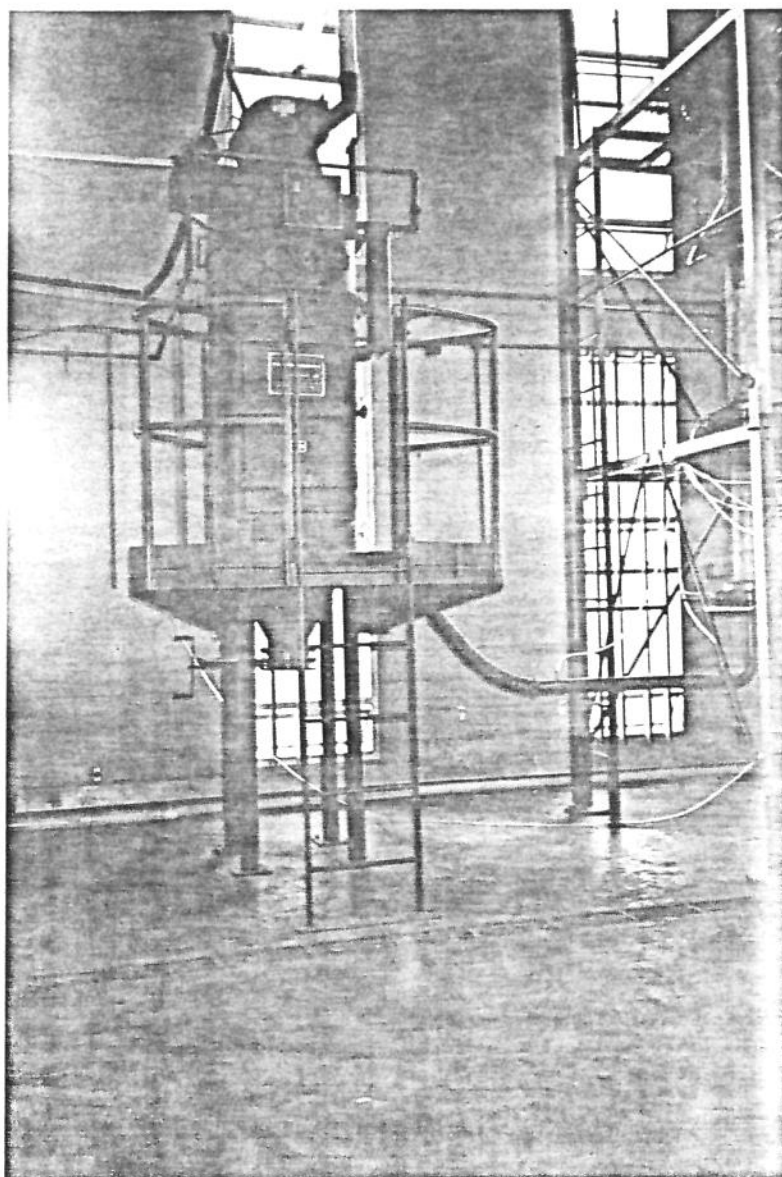


Figura 2.23: Filtro de manga de jato pulsante.

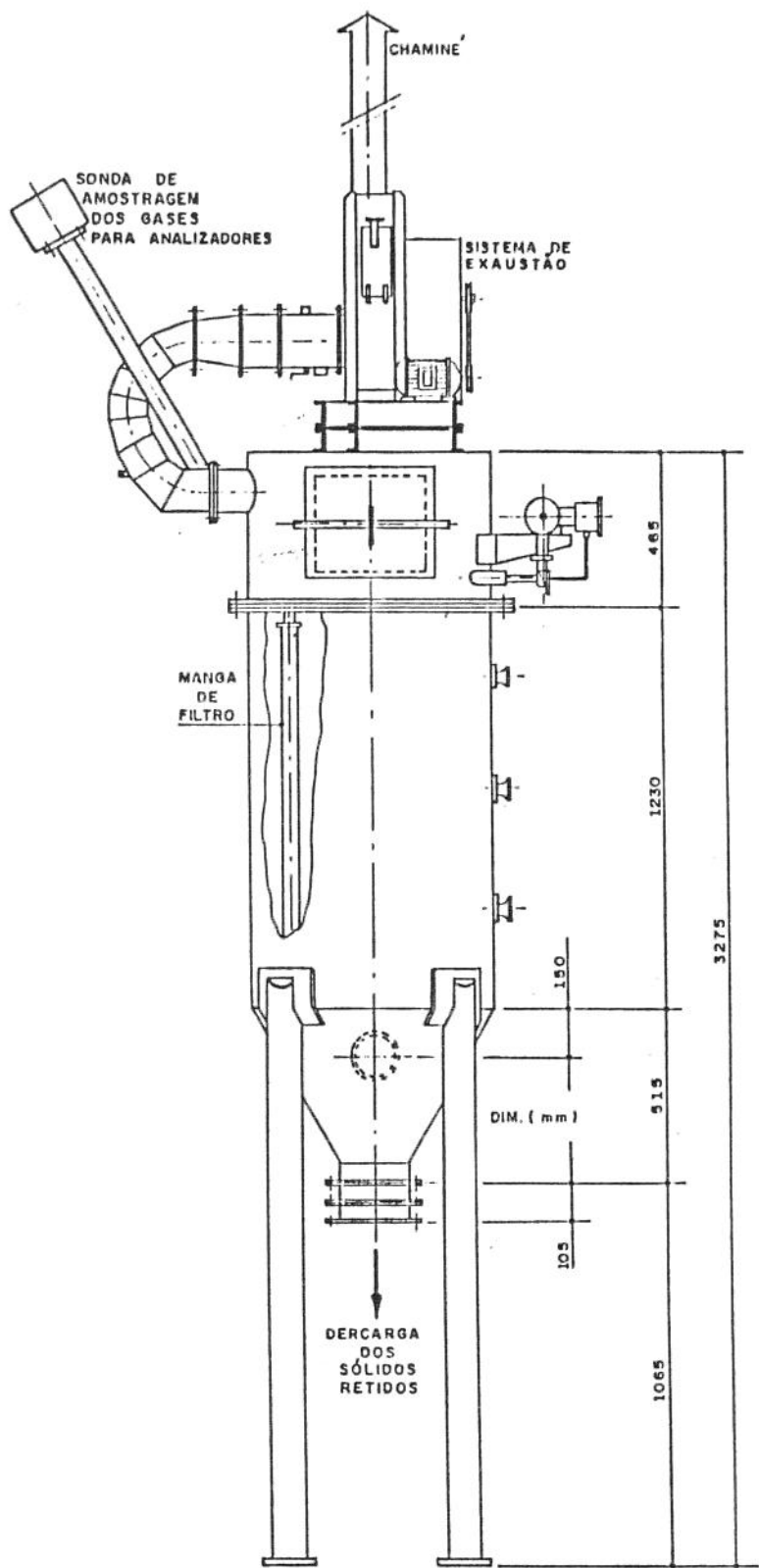


Figura 2.24: Detalhe do filtro de manga.

2.5.8 Sistema de movimentação de fluidos

O ar é suprido ao sistema por dois sopradores SO-1 e SO-2 de fabricação MARELLI, de 5 CV, 594 m³/min, 1500 mmca e 7,5 CV, 10 m³/min, 788 mmca, respectivamente, dispostos em série para alimentação do ar primário e secundário. Um soprador de ar SO-3 tipo MARELLI de 10 CV, 17 m³/min, 1000 mmca provê o ar para alimentação de sólidos. A aeração da válvula-L e o fornecimento do ar do queimador de GLP são feitos pela linha de ar comprimido. Uma bomba de água BO-1, do tipo DANCOR, com 1 CV é usada para alimentação da água de resfriamento dos trocadores de calor.

2.6 Instrumentação do sistema experimental

A figura 2.25 apresenta o diagrama básico de instrumentação do sistema experimental.

2.6.1 Medidas das descargas

A medida das descargas de ar primário e secundário foram realizadas utilizando placas de orifício; para o ar de alimentação do particulado sólido e para a água de resfriamento fornecida aos trocadores de calor foram utilizados rotâmetros.

As descargas dos sólidos alimentados ao sistema foram obtidas pela medida da redução do peso ao longo do tempo dos silos de carvão e de calcário dispostos sobre balanças. As balanças são de fabricação TOLEDO com carga máxima de 500 Kg e sistema de pesagem contínua.

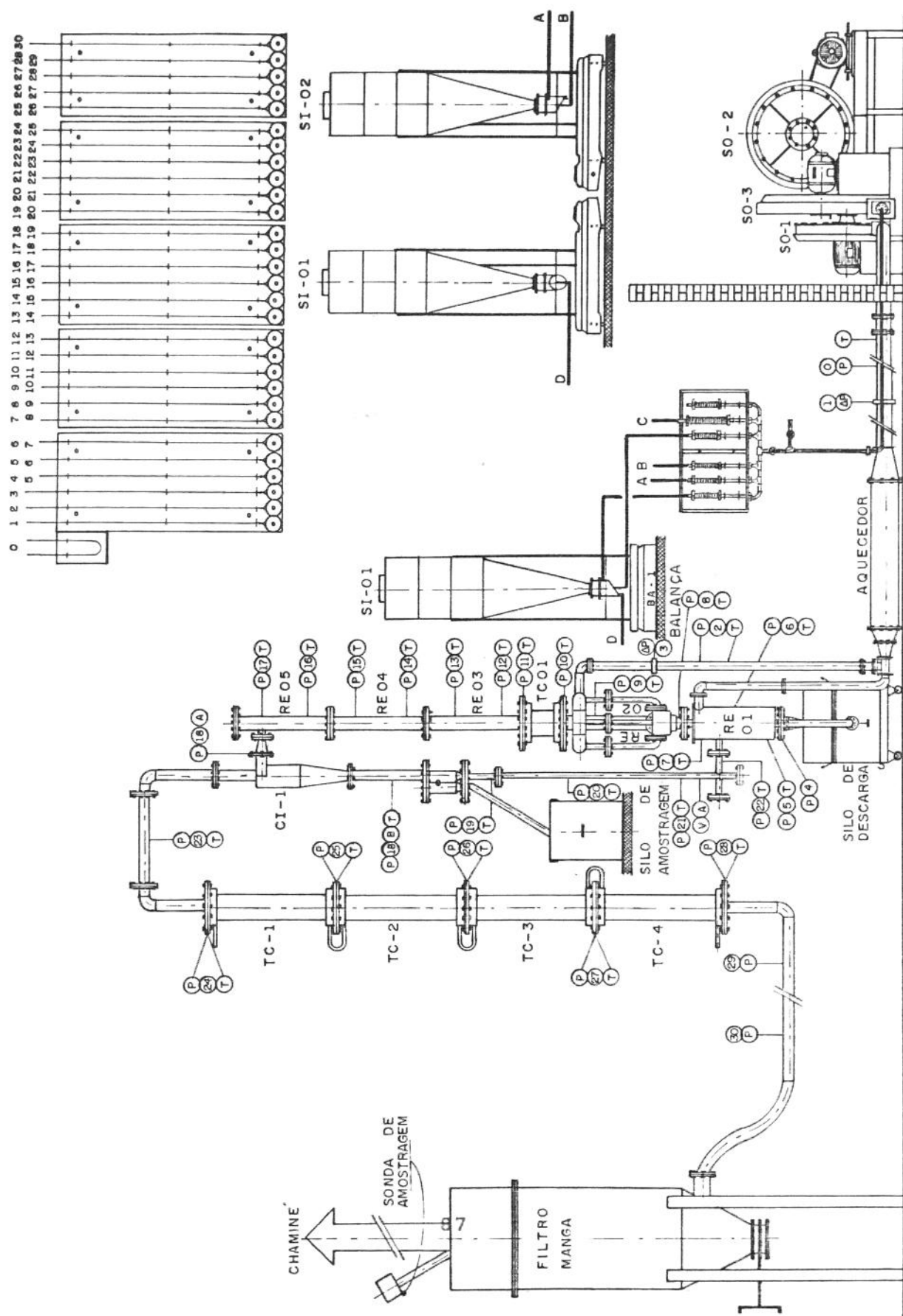


Figura 2.25: Diagrama básico de instrumentação do sistema experimental.

2.6.2 Medida das temperaturas

As medidas de temperatura foram feitas por pares termoeletrônicos do tipo K (Chromel-Alumel) fabricados pela IOPE, localizados conforme a figura 2.25, ligados a medidores digitais de temperatura de fabricação da IOPE e da ECB.

2.6.3 Medida das pressões

O perfil de variação das pressões foi obtido através de leituras em manômetros diferenciais, com os pontos das tomadas de pressão distribuídos ao longo do sistema, como mostrado na figura 2.25. Para minimizar as flutuações de nível dos fluidos manométricos foram acopladas seringas modificadas à entrada dos manômetros, conforme figura 2.26, cujo modelo foi desenvolvido por Pagliuso no laboratório FIPAE/USP - SCar.

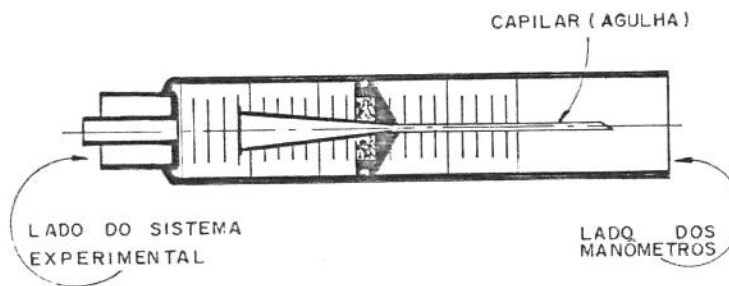


Figura 2.26: Detalhe do atenuador de flutuação de pressão.

2.6.4 Detetor de chama

Um conjunto Sensor-Programador-Detetor de chama tipo PRG-P, da SELCON Automação Industrial, foi instalado para realizar o controle da chama no queimador de GLP na partida do sistema.

2.6.5 Análise da composição dos gases

Devido à complexidade envolvendo a escolha do tipo adequado de analisador da composição dos produtos da combustão, foi necessário desenvolver um estudo mais abrangente sobre a análise dos gases da combustão e os tipos de analisadores existentes. O resultado desse estudo, apresentado no Apêndice B, permitiu a escolha dos analisadores.

Para o presente trabalho foram adquiridos dois tipos de analisadores de produtos de combustão, de fabricação HORIBA:

- ENDA 1400, para análise contínua e simultânea de O_2 , NO e SO_2 , e o
- MEXA-GE 311 portátil, para análise não contínua do CO e do CO_2 .

O primeiro equipamento, apresentado de forma esquemática na figura 2.27, utiliza o método de absorção de infravermelho para análise do NO e SO_2 , cujo princípio de funcionamento baseia-se na absorção seletiva de radiação de infravermelho dos gases, e o segundo método, o paramagnético, que considera as propriedades magnéticas apresentadas pelo O_2 a serem analisados. O segundo equipamento emprega somente o método de absorção de infravermelho na análise do CO e CO_2 .

A unidade analisadora contínua é dotada de um conversor de NO_2 a NO que emprega um único catalisador especial operando em baixas temperaturas, aproximadamente $190^\circ C$. Este conversor apresenta estabilidade e durabilidade característica adequada de modo a não provocar uma reação do $SO_2 \rightarrow SO_3$, prevenindo a geração de H_2SO_4 e conseqüentemente, o bloqueio ou contaminação do catalisador provocado por corrosão no teto ou conversor. Reações do tipo:

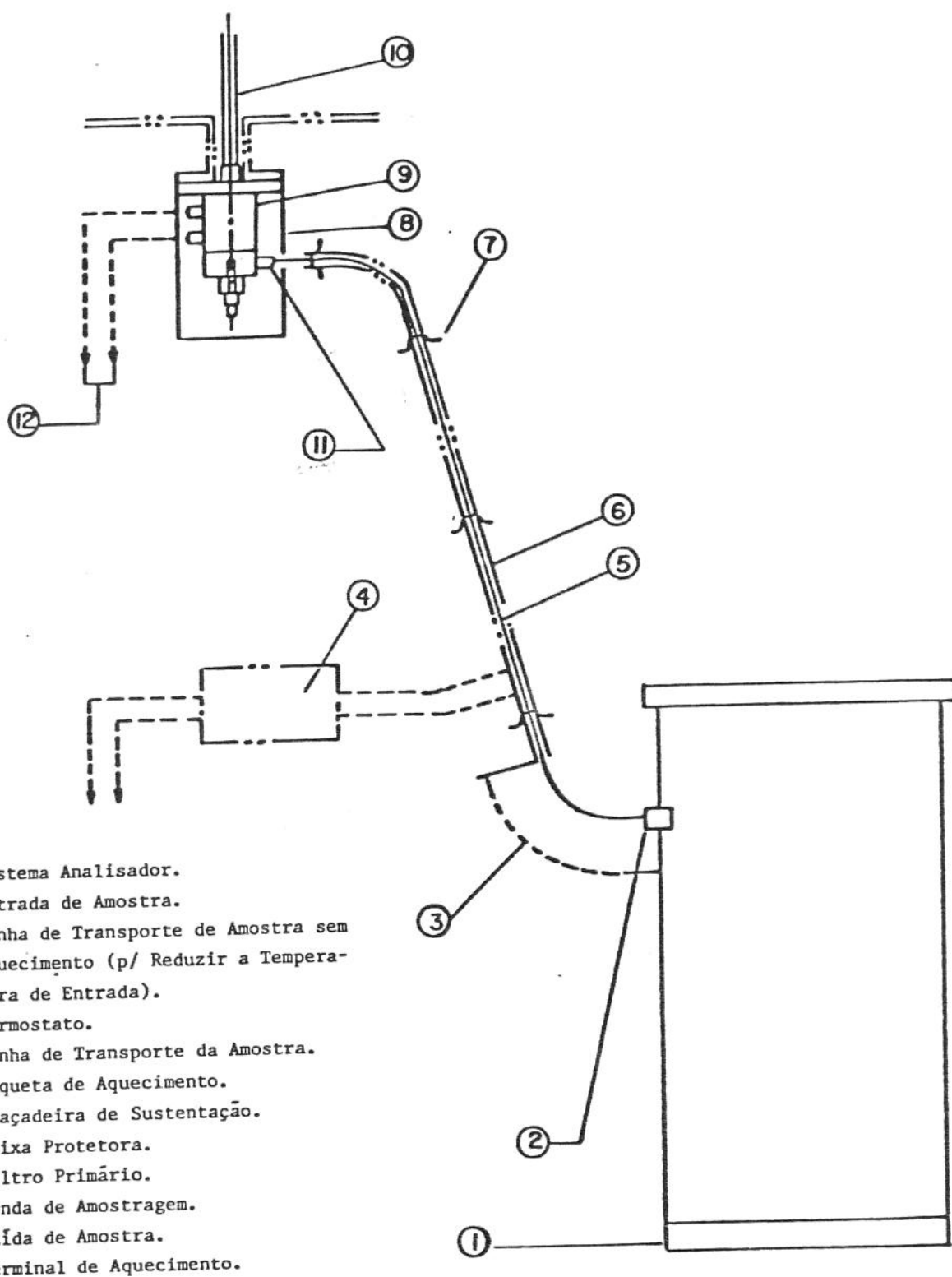
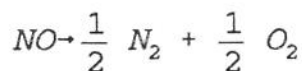


Figura 2.27: Sistema de análise contínua de SO_2 , NO e O_2 .



são evitadas também pela operação a baixas temperaturas, tornando possível medir o NO com alta precisão.

Além disso, o sistema incorpora um dispositivo capturador de neblina que remove completamente o SO₃ corrosivo sem alterar a composição da amostra.

a. Princípio de funcionamento do analisador contínuo de NO, SO₂ e O₂

- Análise de absorção de infravermelho de NO e SO₂**

O método utilizado no dispositivo mencionado é o de espectroscopia de infravermelho não dispersivo (NDIR) por modulação de fluxo como utilizado neste trabalho. O princípio de funcionamento depende do tipo de célula de medida e de detetores de sinais. A figura 2.28 mostra o esquema da célula de medida deste analisador.

A técnica de operação é realizada introduzindo alternadamente na célula de medida, amostras do gás a ser analisado nas condições descritas na tabela 2.3 e, do gás de referência (gás de ajuste do zero), no caso N₂, com descargas constantes através de uma válvula rotativa que gira a uma velocidade constante. A membrana da célula é deslocada pela diferença de energia absorvida pelo detetor. O deslocamento é transformado em sinal elétrico, que é amplificado para saída por dois amplificadores distribuídos em série.

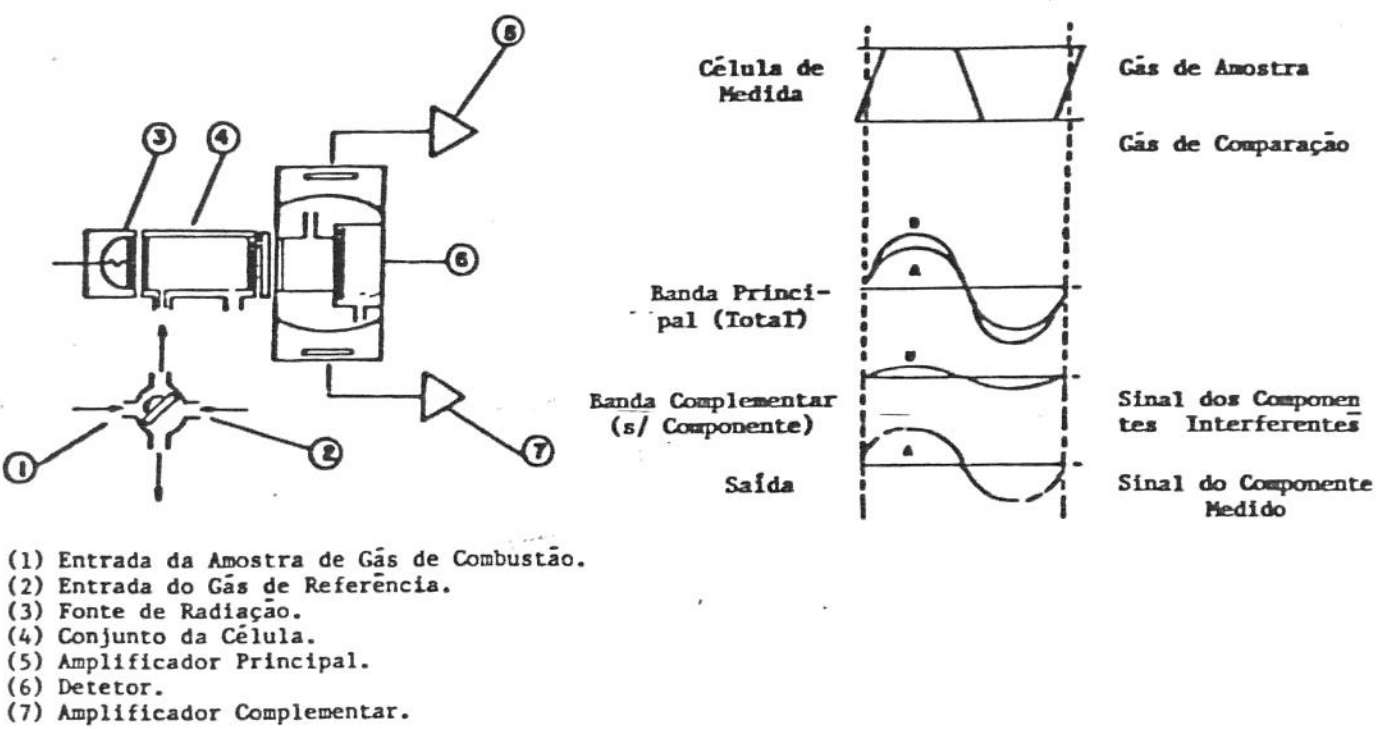


Figura 2.28: Célula de medida de absorção de infravermelho

Tabela 2.3 - Condições da Amostra para o Analisador Contínuo de NO, SO₂ e O₂

Temperatura	500 °F (250 °C) ou menor
Pressão Atmosférica	± 4,11 in (± 100 mm) H ₂ O
Poeira	0,1 g/Nm ³ ou menos
Composição	SO ₂ - 2000 ppm ou menos
	SO ₃ - 1/20 SO ₂ ou menos
	NO - 1000 ppm ou menos
	NO ₂ - 1/10 NO ou menos
	CO - 1000 ppm ou menos
	CO ₂ - 5 a 15 vol %
	O ₂ - 0,2 a 15 vol %
	H ₂ O - 4 a 20 vol %

Os componentes da mistura gasosa, incluindo as substâncias interferentes, são detectadas na primeira câmara. As substâncias que interferem mais significativamente são detectadas na segunda câmara, dispostas em série, desta forma os sinais obtidos pertencem aos componentes de interesse, sem que os interferentes os afetem. Contudo, se o suprimento de gás for descontínuo ou se as linhas de amostra e de referência conduzirem o mesmo gás, não haverá saída e portanto não existirá o pulso zero.

- **Atração paramagnética de O_2**

Nesta tese, o método programado de determinação da concentração de O_2 é o magneticopneumático, que utiliza as propriedades magnética deste gás, consideradas excepcionais. A figura 2.29 mostra a célula de medida, cujo funcionamento consiste em passar o oxigênio por um campo magnético acidental, onde será atraído para um dos polos aumentando a pressão. Este aumento de pressão é transferido para fora por contato com um gás que não possua quase nenhuma propriedade magnética, como o N_2 , a diferença de pressão é medida através de um microfone condensador, e os dados são convertidos em sinal elétrico. Um sinal estável é fornecido e transmitido pela excitação magnética de forma intermitente, processando um sinal alternativo. Dadas as características magnéticas do O_2 , as medidas de concentração do O_2 são altamente precisas e seguramente detectadas.

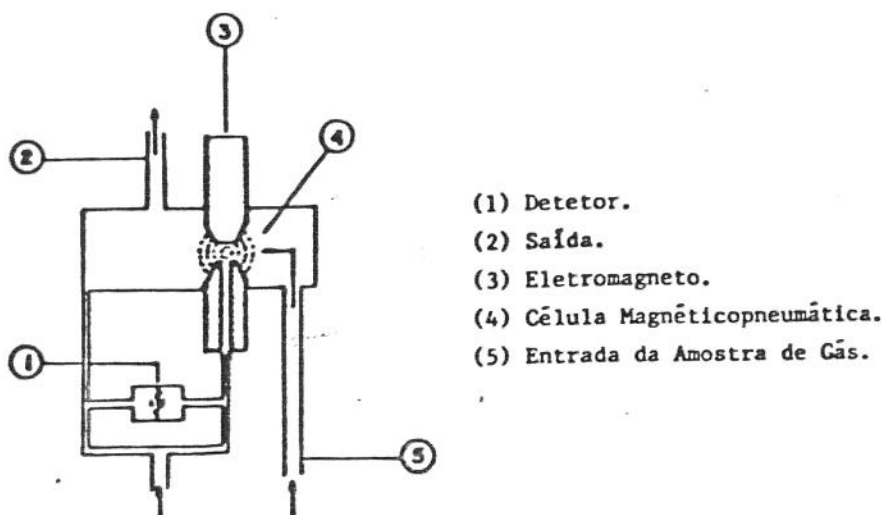


Figura 2.29: Célula de medida magnéticopneumático

b. Analisador não contínuo de CO e CO₂

Este instrumento utiliza também análise por absorção de infravermelho, cujo princípio foi descrito anteriormente. As condições de operação do equipamento de análise de CO e CO₂ se encontram na tabela 2.4.

Tabela 2.4 - Condições no Analisador de CO e CO₂

Faixa de medida	CO - 0 a 10 vol %
	CO ₂ - 0 a 20 vol %
Condições ambientais	Temperatura - 0 a 40 °C
	Umidade - < 95 % (u.r)
tempo de amostragem	10 minutos

CAPÍTULO 3

OPERAÇÃO DO SISTEMA EXPERIMENTAL

3. OPERAÇÃO DO SISTEMA EXPERIMENTAL

A operação do sistema experimental é realizada em duas etapas. A primeira, desenvolvida nesse trabalho, envolve o estudo da sua pré-operação, abordando as dificuldades operacionais através da realização de testes a frio e a quente. Os testes visam o conhecimento da operacionalidade e da flexibilidade do equipamento projetado.

A segunda etapa se constitui na proposição da operação do sistema com combustão de carvão na presença de calcário, tendo como base o conhecimento adquirido durante a pré-operação a quente e, as informações levantadas na elaboração do Estado da Arte, que faz parte do Capítulo 1.

3.1. Pré-operação

Devido à complexidade inerente à operação de sistemas experimentais com combustão em leito fluidizado circulante, bem como à dimensão significativa do equipamento de estudo e às suas características especiais e inéditas de projeto como:

- A ausência de placa distribuidora;
- O tipo de alimentação pneumática;
- A recirculação de sólidos com uma válvula-L;
- A medida do fluxo de sólidos com um sistema estanque refrigerado;
- A coleta de sólidos, incluindo um filtro de manga;
- A especificação e instalação de sondas para a amostragem dos gases de combustão, visando a medição dos teores de SO_2 e NO_x ,
- A construção em aço inoxidável sem revestimento interno de refratário, o que requer a existência de um sistema de contrapesos para evitar deformações significativas do sistema e cuidados operacionais.

Houve a necessidade de realizar testes pré-operacionais, visando o estabelecimento das condições efetivas de operação e, portanto, das limitações operacionais do sistema, além de contribuir com informações sobre o comportamento destes sistemas, usualmente não disponíveis na literatura.

A partida inicial do equipamento permitiu levantar as dificuldades operacionais dos diversos componentes do sistema, cuja superação foi necessária para o desenvolvimento dos testes em temperaturas baixas e elevadas, envolvendo a combustão de GLP, para o levantamento da fluidodinâmica do sistema.

3.1.1 Dificuldades operacionais

Esta etapa de trabalho foi desenvolvida com a utilização de partículas de areia com as características mostradas na Tabela 3.1.

Tabela 3.1: Características das partículas e condições utilizadas nas operações preliminares

dp (mm)	M _s (kg)	Gs (kg/s.m ²)
0,200	11	17,1
0,548	10	17,8
0,920	9	10,8

onde:

- dp → diâmetro médio das partículas
- M_s → inventário de sólido no leito
- Gs → fluxo dos sólidos recirculados

• Leitura de pressão manométrica

Nos primeiros testes o sistema experimental foi operado apenas com a injeção de ar primário no combustor. Foram verificadas grandes

flutuações no fluido dos manômetros com a introdução dos sólidos no leito, dificultando a leitura das pressões, mesmo com baixos inventários. Estudou-se, então, a utilização de atenuadores de flutuação na entrada dos manômetros. Um sistema de seringas de injeção modificadas, esquematizado na figura 2.26 foi o que ofereceu melhor estabilidade dos fluidos manométricos.

- **Sistema de alimentação de sólidos**

A operação do sistema de alimentação de sólidos, mostrado nas figuras 2.15 e 2.16, requereu o ajuste de suas condições operacionais no que se refere às descargas de ar primário e secundário e ao posicionamento da placa distribuidora sob a boca do silo de alimentação, até os sólidos tangenciarem a borda da placa, função do ângulo de repouso do particulado. Este procedimento foi efetuado para cada tipo de sólido, para identificação das condições específicas de alimentação de cada partícula.

- **Válvula-L de recirculação de sólidos e válvula de amostragem**

A operação adequada da válvula-L requereu a realização de vários testes. Inicialmente a injeção de ar se localizou a 9 cm. da base horizontal da válvula, proveniente de um soprador isolado. Para partículas na faixa de 0,5 a 0,92 mm de diâmetro e descargas de ar de injeção variadas, verificou-se um comportamento instável da válvula-L, causando rapidamente entupimentos, mesmo com baixas descargas de ar.

Esse efeito era observado pela pressão no ponto 19, mostrado na figura 2.25, seguido do acúmulo de sólidos na válvula de amostragem, VAS. Em alguns casos o particulado atingiu a entrada do ciclone, interrompendo a recirculação.

A retirada da válvula de amostragem, VAS, para observar se ocorria variação na queda de pressão da válvula-L e, portanto, alteração no comportamento instável da recirculação, não causou nenhuma mudança.

Foi observado ainda que a variação do fluxo de sólidos recirculados alterava a descarga do ar de injeção na válvula-L, sendo necessários ajustes sistemáticos, o que tornava, na maioria dos testes, a operação da válvula muito trabalhosa.

A substituição do soprador por um sistema de ar comprimido possibilitou a eliminação das oscilações e dos ajustes necessários na aeração da válvula-L, que passou a operar de maneira adequada, com baixas descargas de ar e à pressão constante nos testes realizados com as diferentes partículas.

Na continuação dos testes verificou-se que a operação com partículas muito finas continuava instável. Este fato ocorreu, como se pode constatar, devido a vazamentos na válvula de amostragem de sólidos, VAS, que se desviavam e acumulavam rapidamente no tubo de descarga para o silo de amostra, provocando alterações e instabilidades no escoamento através da válvula-L, o que impedia as medidas do fluxo de sólidos recirculados bem como sua amostragem.

Os desvios do particulado sólido foram provavelmente favorecidos pelo vortex formado na saída do ciclone gerando turbulência na entrada da válvula de amostragem. A solução adotada constituiu-se na colocação de uma válvula auxiliar "vedante" no tubo de descarga da amostra e na utilização de retificadores do escoamento na saída do ciclone.

Tendo-se estabelecido o controle operacional do equipamento, procedeu-se à obtenção das medidas experimentais de pressão, porosidade, fluxo de sólidos, velocidades, etc., necessárias para conhecer seu desempenho. Os valores obtidos são apresentados no capítulo 4.

3.1.2. Procedimento experimental para operação do sistema a frio e a quente

O procedimento adotado nas operações a frio e a quente do sistema experimental é praticamente o mesmo, sendo diferenciado apenas pela utilização de queimador de GLP nas operações a quente. Por essa razão, o procedimento experimental descrito a seguir foi desenvolvido para a condição de operação mais geral.

O acompanhamento do procedimento experimental pode ser feito com referência às figuras 2.2 e 2.25, que correspondem ao fluxograma do processo e ao diagrama básico de instrumentação, respectivamente.

Devido a não existência de placa distribuidora na base do sistema, que poderia atuar como suporte do particulado sólido contido no leito, a partida do equipamento requer uma descarga adequada de ar primário para sustentação do leito.

O ar total é suprido ao sistema pelos sopradores SO-01 e SO-02; ele passa através do preaquecedor elétrico de ar (AQ) e se divide em ar primário e ar secundário. O ar primário passa pelo queimador de GLP (QE) em direção à base (BAR) da coluna principal do sistema. O ar secundário sai do preaquecedor (AQ) e entra no sistema de injeção secundário (DAR), onde é distribuído através de quatro aberturas equidistantes de uma mesma seção transversal da coluna principal, situadas em RE-02, a 900 mm. da base BAR.

O controle das descargas do ar é feito através de válvulas do tipo borboleta. A medida das descargas de ar total e de ar secundário é realizada por medidores do tipo placa de orifícios 1 e 3, respectivamente, conforme a figura 2.25.

A etapa seguinte é a partida do queimador de GLP (QE), que compreende a injeção de GLP e de ar pressurizado auxiliar no misturador do queimador, localizado acima de sua câmara de

combustão, como mostrado na figura 2.7. Após a mistura dos componentes, o eletrodo posicionado na saída do bico do misturador, é acionado para iniciar a queima. O acompanhamento da ignição é realizado por um sensor disposto na saída da chama. Durante a ignição a entrada do ar primário é fechada por cerca de 30 segundos, até que ocorra a estabilização da chama.

Após a partida do queimador de GLP, o preaquecedor elétrico do ar AQ é acionado. O acompanhamento de seu funcionamento é feito por um sistema controlador-indicador de temperatura, onde a temperatura desejada é selecionada pelo "setpoint". A realização dessa etapa após a ignição do GLP se deve à interrupção temporária da entrada de ar primário. Com isso, aguarda-se a estabilização da temperatura do ar no leito, que é específica para cada descarga de ar primário e secundário, e da proporção da mistura de GLP e ar.

Devido a não existência da placa distribuidora na base da coluna principal, a alimentação de sólidos só é iniciada quando a descarga do ar primário atinge um valor adequado para a sustentação do leito.

Os sólidos armazenados nos silos SI-1 e 2 são alimentados de forma contínua e pneumática através das válvulas de alimentação VA-1 e 2, situadas a uma altura de 500mm. da base.

A descarga dos sólidos é controlada pelas injeções primária e secundária de ar, conforme a figura 2.16. A medida dessa descarga é feita por pesagem contínua nas balanças BA-1 e 2 durante um intervalo de tempo determinado.

A suspensão gás/sólido é transportada através da coluna principal do leito em condições de fluidização rápida ou transporte pneumático, até o ciclone CI, onde ocorre a separação gás/sólido.

Os sólidos são descarregados através da base do ciclone, passando pela válvula de amostragem VAS, até a válvula VAL-L, como mostrado na figura 2.5, onde o escoamento de retorno dos sólidos

para o leito é controlado pela pressão e pela descarga do ar auxiliar na válvula-L.

Após a estabilização da temperatura e do regime de fluidização, são realizadas as medidas de pressões nos manômetros e de temperaturas nos medidores digitais. A distribuição dos pontos de medidas ao longo do sistema é mostrada na figura 2.25.

As medidas do fluxo de sólidos recirculados e sua amostragem são feitas pelo acionamento da válvula VAS durante um intervalo de tempo conhecido, no qual os sólidos são desviados para o silo SID-2, e em seguida, pesados e levados para a análise.

A mudança na condição de operação do sistema e da proporção de ar secundário/ar total é obtida variando-se a descarga do ar total e a descarga do ar secundário, através das válvulas borboletas, V1 e V2.

A descarga dos sólidos grossos pode ser feita através da base do combustor, por um tubo de saída com inclinação de 45° , conectado ao silo de descarga SID-1. A descarga é realizada manualmente pela abertura de uma válvula borboleta localizada no tubo de saída.

A mistura de finos e ar que sai do topo do ciclone atravessa o conjunto de trocadores de calor TC-1,2,3 e 4, onde é resfriada sendo transportada, em seguida, para o filtro de manga FM, com limpeza por jato pulsante, onde os sólidos finos são separados dos gases.

Os testes efetuados permitiram um maior conhecimento do comportamento e das limitações operacionais do sistema experimental:

- A diminuição da descarga de ar no leito pode levar a um acúmulo de sólidos na base do combustor e a um menor fluxo de sólidos recirculados; a válvula-L opera bem neste caso. Este comportamento é mais crítico para partículas de maiores diâmetro e para maiores inventários no leito.

- A cada partícula corresponde um inventário limite no leito, devido à restrição da capacidade de recirculação inerente à válvula-L, construída para manter os sólidos em circulação nas condições de leito rápido.

- O perfil de temperatura no reator se mostrou mais uniforme e estável para os maiores fluxos de sólidos recirculados.

3.2 Operação do sistema com combustão de carvão

3.2.1 Partida do sistema .

A proposta para o procedimento experimental a ser seguido na partida do equipamento em operação com a combustão é a mesma descrita anteriormente para pré-operação do sistema. Após a ligação do preaquecedor elétrico do ar procede-se à operação do sistema com combustão de carvão, como é descrito a seguir.

3.2.2 Operação do sistema em combustão

A proposta de operação do sistema experimental com combustão de carvão e adição de calcário corresponde às seguintes etapas:

- Planejamento dos testes;
- Preparo do combustível e do calcário;
- Carga dos silos;
- Preaquecimento do ar primário e secundário, e a ignição do queimador de GLP;
- Combustão fluidizada;
- Descargas de cinzas volantes: separação sólido/gás e descarga de chaminé, e
- Análise dos produtos da combustão.

O diagrama de blocos mostrado na figura 3.1 apresenta a sequência dessas etapas, após o planejamento dos testes.

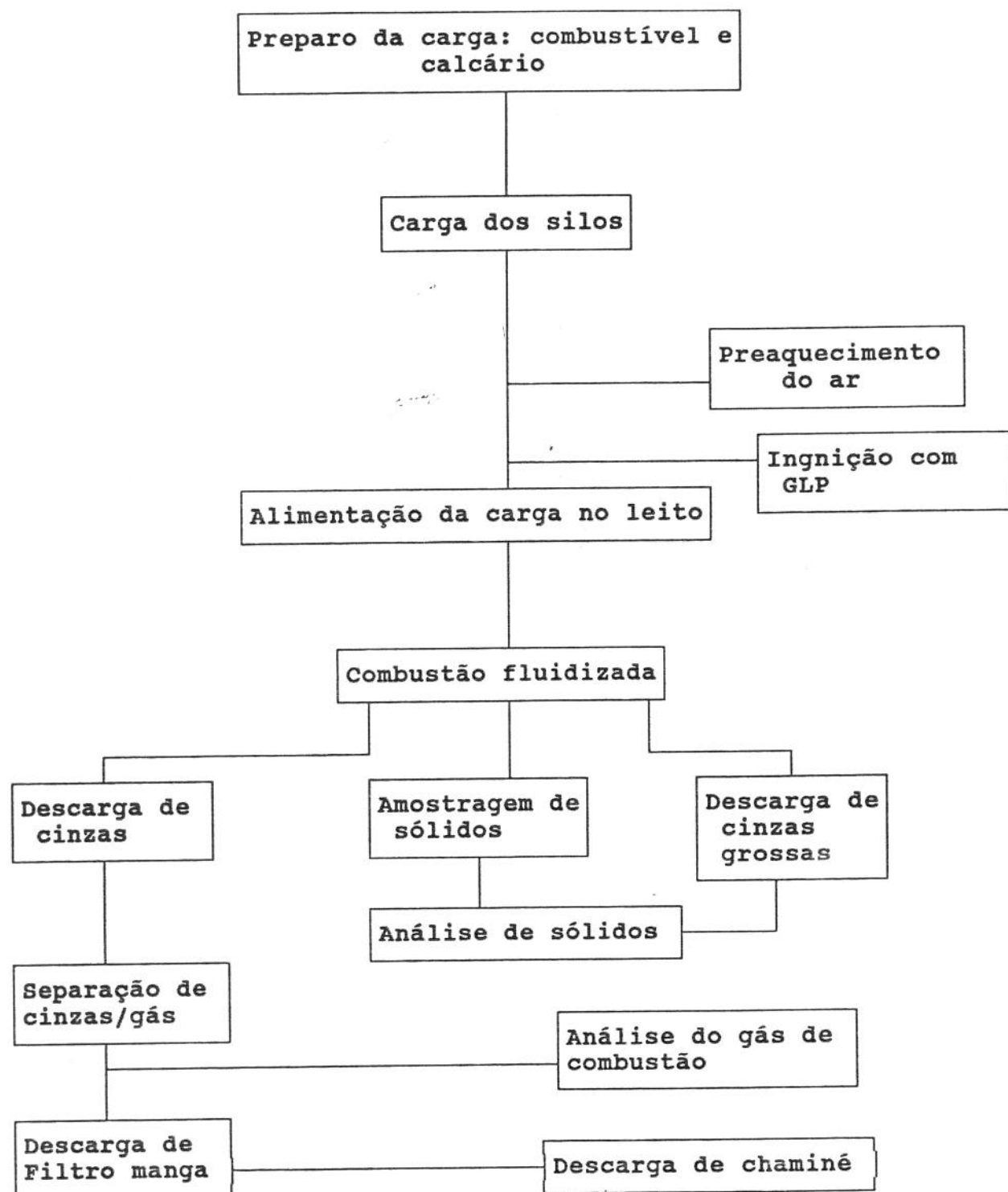


Figura 3.1: Diagrama de blocos das etapas do processo de combustão

a. Planejamento dos testes de combustão

Para o estudo do processo de remoção durante a combustão de carvão foi planejada a utilização de carvão mineral com diâmetro de partícula uniforme e um calcário, ambos provenientes de Santa Catarina.

A programação dos testes se baseou na observação do comportamento das variáveis de operação que interferem diretamente no processo de remoção de SO_2 , considerando as informações levantadas na Revisão do Estado da Arte do Capítulo 1, além da flexibilidade operacional que o sistema experimental permite.

A realização dos testes deve permitir a análise do efeito na combustão com remoção de SO_2 , das seguintes variáveis de processo e operação:

- Relação Ca/S;
- Injeção do ar secundário;
- Excesso de ar;
- Inventário dos sólidos, e
- Temperatura.

A análise dos produtos gasosos e sólidos da combustão deve ser efetuada em condição de operação para fechar o balanço do processo.

A análise dos gases deve ser feita através da coleta de amostra, por sonda localizada na saída do filtro de manga, e conduzida por uma linha de transporte com aquecimento, para evitar condensação dos gases amostrados.

A coleta dos sólidos deve ser realizada nos silos SID-1 e 2 e encaminhada para análise. O resultado permitirá levantar informações sobre a eficiência de remoção do SO_2 pelo adsorvente e de queima do carvão.

b. Preparo do combustível e do calcário

O carvão e o calcário devem ser submetidos a classificação em peneiras para separação em faixas estreitas de diâmetros. O diâmetro médio, d_p é calculado segundo a definição de Sauter:

$$d_p = \frac{1}{\sum (x_i/d_i)} \quad (3.1)$$

onde:

d_p → diâmetro médio da partícula;

x_i → fração mássica das partículas sólidas retida na peneira i , e

d_i → diâmetro médio de abertura das malhas na peneira i

A densidade do carvão e a do calcário podem ser obtidas em um picnômetro; suas esfericidades poderão ser determinadas pelo método simplificado de Peçanha e Massarani (1986). Ele consiste na projeção de uma partícula nas suas posições estáveis. Ela é colocada sobre um retroprojektor e, em seguida, são traçadas as circunferências inscritas e circunscritas na imagem projetada. A esfericidade é definida como:

$$\phi = \frac{d_{insc}}{d_{circ}} \quad (3.2)$$

onde:

d_{insc} → diâmetro da circunferência inscrito, [L] e

d_{circ} → diâmetro da circunferência circunscrito, [L]

O procedimento deve ser efetuado com várias amostras de partículas; a esfericidade deve ser tomada como a média dos valores obtidos para cada partícula.

c. Carga dos silos

O silo SI-1 deve ser inicialmente carregado com areia na quantidade correspondente ao inventário de inertes no leito. Em seguida, o carvão é carregado nesse silo, enquanto o calcário é colocado no silo SI-2. A operação de carga é realizada manualmente.

d. Preaquecimento do ar primário e do ar secundário. Ignição do queimador de GLP, QE

O procedimento para o preaquecimento do leito e para a ignição com o GLP segue o mesmo procedimento do item 3.1.2.

e. Combustão fluidizada

Após as etapas anteriores, a areia armazenada no silo SI-1 é descarregada no leito. A alimentação do carvão é iniciada simultaneamente com a de calcário, após o leito ter atingido a temperatura de ignição do carvão. A descarga de alimentação em cada caso é controlada para garantir a proporção Ca/S desejada no teste.

A estabilização das condições operacionais do sistema é verificada pela observação dos valores das variáveis envolvidas. Os gases de combustão: O_2 , SO_2 e NO_x gerados na combustão são analisados continuamente para acompanhar o desenvolvimento do processo.

Atingida a estabilidade, inicia-se a medida das variáveis de interesse, ou seja: a pressão, o diferencial de pressão dos medidores de vazão, a temperatura, o fluxo dos sólidos recirculados, a amostragem e análise dos gases e dos sólidos da combustão.

Terminado o teste, o sistema é alterado para outra condição de operação desejada.

f. Retirada das cinzas de fundo

A retirada das cinzas de fundo deverá ocorrer se houver a formação de aglomerados de sólidos ou se a distribuição granulométrica do material testado for muito ampla. O processo de quebra de partículas, a ser observado na prática, poderá reduzir o tamanho do particulado sólido, de modo que a maior parte deste deixará o reator pelo topo do ciclone. Durante a retirada das cinzas de fundo, o combustível e o calcário continuam sendo alimentados simultaneamente para manter o inventário no leito e as mesmas condições de operação.

g. Descargas das cinzas volantes

Os finos não retirados pelo ciclone, são transportados pelos gases da combustão até o filtro de manga, onde são separados dos gases e retirados pela base do filtro. Os gases da combustão saem pelo topo e são eliminados pela chaminé.

h. Análise dos produtos sólidos da combustão

O material sólido amostrado é encaminhado para análise química, visando completar o balanço de massa e permitir o cálculo do rendimento do processo. Os principais componentes de análise são CaSO_4 , CaO , MgO , carbono orgânico e enxofre total.

i. Parada do sistema

Na parada total do sistema propõe-se as etapas seguintes:

- Desligar os analisadores de gases;
- Suspender a alimentação de sólidos: fechar as válvulas de controle de ar e desligar o soprador SO-3;
- Desligar as balanças BA-1 e BA-2;
- Desligar o preaquecedor elétrico do ar AQ, se este estiver em operação, após a temperatura do sistema atingir 300°C;
- Descarregar o particulado sólido contido no reator através da base da coluna principal e pela coluna de retorno, para os silos SID-1 e SID-2, respectivamente;
- Considerar a abertura da válvula do ar total, V1, para aumentar a descarga de ar no sistema, agilizando o processo de resfriamento;
- Desligar o ar da válvula-L, VAL-L;
- Desligar a água dos trocadores de calor, TC - 1,2,3,4 e 01;
- Desligar o filtro de manga, FM;
- Desligar os sopradores SO-1 e SO-2, e
- Desligar a instrumentação para medida da temperatura.

No caso de emergência propõe-se cortar a alimentação de combustível, descarregar, na medida do possível, o inventário de sólido contido no combustor e, se for o caso, aumentar a descarga do ar primário, acelerando o resfriamento. Há uma válvula de segurança contra explosão situada no queimador de GLP.

CAPÍTULO 4

APRESENTAÇÃO E DISCUSSÃO DOS RESULTADOS EXPERIMENTAIS

4 - APRESENTAÇÃO E DISCUSSÃO DOS RESULTADOS EXPERIMENTAIS

Este capítulo apresenta e analisa o comportamento fluidodinâmico e as condições operacionais do combustor com leito fluidizado rápido, operando com particulado sólido característico de diâmetro uniforme. O estudo desenvolvido corresponde a uma das etapas da entrada em operação do combustor em desenvolvimento.

4.1 - Programas de testes experimentais.

O programa desenvolvido com o sistema experimental descrito no Capítulo 3, compreendeu 42 testes experimentais, realizados em batelada, com partículas de areia com diâmetro médio de 0,2mm, esse diâmetro foi calculado pela definição de Sauter, apresentada no capítulo anterior.

A densidade do sólido, medida com um picnômetro, foi de 2559Kg/m³. A esfericidade foi de 0,7, obtida através da aplicação do método de projeção de partículas, desenvolvido por Peçanha e Massarani (1986).

Os primeiros 18 testes foram realizados apenas com alimentação de ar primário no combustor, a velocidade superficial do ar na região abaixo da injeção do ar secundário, variou de 3,3m/s a 8,7m/s; acima dessa região ela variou de 3,1m/s a 8,14m/s. Os inventários foram de 3,0; 5,0; 7,0; 9,0 e 11,0 kg para temperaturas em torno de 100°C.

Nos testes de 19 a 36 procedeu-se a operação com injeção do ar secundário, no qual a relação ar secundário - ar total variou de 12% a 45%. A velocidade superficial média do ar variou de 2,9m/s a 7,8m/s e de 3,8m/s a 8,3m/s abaixo e acima da injeção de ar secundário. Os inventários utilizados foram de 5,0; 7,0 e 9,0 Kg,

nas mesmas condições das temperatura anteriores.

Os testes de 37 a 42, foram realizados em temperaturas na faixa de 630°C a 850°C, com a razão ar secundário/ar total variando de 0% a 18%, velocidades superficiais do ar de 9,6m/s a 16,0m/s e de 10,4m/s a 15,3m/s, abaixo e acima da injeção do ar secundário, para um inventário de 5,0 Kg.

As tabelas 4.1a e b exemplificam a folha padrão utilizada para a anotação dos dados experimentais obtidos diretamente nos testes, no caso os testes 20 e 38.

4.2. Apresentação dos dados experimentais

A tabela 4.2 traz os valores das descargas de ar e de sólidos no sistema:

- Descarga de Ar [Kg/s]:
 - ar primário, $\dot{m}_p$;
 - ar secundário, $\dot{m}_d$;
 - ar primário do sistema de alimentação de sólidos, $\dot{m}_{a1}$;
 - ar secundário do sistema de alimentação de sólidos, $\dot{m}_{a2}$;
 - ar na válvula-L, $\dot{m}_L$.
- Descarga de Sólidos: $\dot{m}_s$ [kg].
- Inventário de Sólidos: M_s [Kg].

A tabela 4.3 apresenta os valores da pressão e da temperatura ao longo do sistema

Os valores da porosidade da suspensão gás-sólido ao longo da coluna principal, ϵ , são mostrados na tabela 4.4.

A tabela 4.5 consolida os valores principais obtidos:

- Fluxo de sólidos recirculados: G_s [Kg/m².s];
- Relação ar secundário/ar total: $\dot{m}_d/\dot{m}_t$, onde $\dot{m}_t = \dot{m}_p + \dot{m}_d$;

- Porosidade na base e no topo da coluna principal, ϵ_{5-6} e ϵ_{16-17} , para as cotas médias $Z_m = 235$ e 3643 mm, respectivamente;
- Temperaturas na base e topo da coluna principal, nos pontos 5 ($Z_5 = 130\text{mm}$) e 17 ($Z_{17} = 3815\text{mm}$);
- Velocidades superficiais do gás de fluidização:
 - V_p : abaixo da injeção de ar secundário, e
 - V_t : acima da injeção do ar secundário.
- Perda de pressão [Pa]:
 - ΔP_R : na coluna principal ("riser");
 - ΔP_C : no ciclone;
 - ΔP_r : na coluna de retorno, e
 - ΔP_L : na válvula-L.

No cálculo das variáveis foram utilizadas equações, correlações e propriedades das partículas sólidas, do fluido e do ar ambiente, como descrito no Procedimento de Cálculo, que constitui o apêndice C.

Na determinação das descargas do ar foi aplicado método de aferição, onde a densidade do ar é uma função da pressão barométrica e da temperatura ambiente; para o ar pressurizado a densidade é função da pressão submetida.

O fluxo dos sólidos recirculados, G_s , foi obtido dividindo a descarga dos sólidos determinada na válvula de amostragem pela área da coluna retorno.

As velocidades superficiais do ar foram obtidas das vazões de ar, acima e abaixo da injeção de ar secundário, à temperatura correspondente, divididas pela área da seção transversal da coluna principal. A temperatura média do gás de fluidização é dada pela média das temperaturas medidas nessa coluna.

Tabela 4.1: Folha de Dados Experimentais

DATA		27/10/93
TESTE		20
SÓLIDO	dp (mm)	0,180
	ρs (kg/m ₃)	2500
	φ	1,00
T _{AMBIENTE} (°C)		23,00
INVENTÁRIO (kg)		5,00
SÓLIDO RECIRCULADO	MASSA (g)	0,2983
	DURANTE (s)	5,00
VÁLVULA L	LEITURA DO ROTÂMETRO	2,00
	PRESSÃO DO AR (bar)	2,00
VÁLVULA DE ALIMENTAÇÃO	LEITURA ROTÂMETRO AR 1 ^{ário}	0,00
DE SÓLIDO	LEITURA ROTÂMETRO AR 2 ^{ário}	80,00
	TEMPERATURA (°C)	63,00
AR TOTAL	PRESSÃO MONTANTE (cmHg)	13,20
	ΔP PLACA ORIFÍCIO (cmca)	71,40
	T _{ar-aquecedor} (°C)	172
	TEMPERATURA (mV) (chave 19)	5,84
AR SECUNDÁRIO	PRESSÃO MONTANTE (cmCCl ₄)	54,60
	ΔP PLACA ORIFÍCIO (cmCCl ₄)	29,00

Ponto	Pressão (cmca)	Ponto	Temperatura mV	Ponto	Pressão (cmca)	Ponto	Temperatura mV
	—	Saída Queimador	6,01			18b	
4-5	0,00	5	4,16	18A-18B	3,50	18B	3,36
5-6	0,60	6	3,94	18B-19	-0,50	19	3,27
6-7	0,60	7	3,73	19-20	-2,00	20	3,40
7-8	0,30	8	3,76	20-21	-56,80	21	3,29
8-9	2,00	9	3,75	21-22	17,00	22	3,19
9-10	0,70	10	3,74	18A-23	6,50	23	3,28
10-11	0,70	11	3,73	23-24	0,50	24	2,84
11-12	0,50	12	3,70	24-25	2,10	25	2,92
12-13	1,40	13	3,69	25-26	-1,10	26	2,79
13-14	1,20	14	3,64	26-27	0,30	27	2,70
14-15	1,70	15	3,64	27-28	0,50	28	2,52
15-16	1,70	16	3,67	28-29	0,20		
16-17	1,30	17	3,70	29-30	0,20		
17-18A	6,30	18A	3,70	30	0,00		

Tabela 4.1: Continuação

DATA	26/01/94		
TESTE	38		
SÓLIDO	dp (mm)	0,278	
	ρs (kg/m ₃)	2500	
	φ	1,00	
T _{AMBIENTE} (°C)	26,00		
INVENTÁRIO (kg)	5,00		
SÓLIDO RECIRCULADO	MASSA (g)	0,7160	
	DURANTE (s)	5,00	
VÁLVULA L	LEITURA DO ROTÂMETRO	2,00	
	PRESSÃO DO AR (bar)	2,00	
VÁLVULA DE ALIMENTAÇÃO DE SÓLIDO	LEITURA ROTÂMETRO AR 1 ^{ário}	0,00	
	LEITURA ROTÂMETRO AR 2 ^{ário}	80,00	
	TEMPERATURA (°C)	58,00	
AR TOTAL	PRESSÃO MONTANTE (cmHg)	12,50	
	ΔP PLACA ORIFÍCIO (cmca)	24,50	
	T _{ar-aquecedor} (°C)	193	
AR SECUNDÁRIO	TEMPERATURA (mV) (chave 19)	7,62	
	PRESSÃO MONTANTE (cmCCl ₄)	31,00	
	ΔP PLACA ORIFÍCIO (cmCCl ₄)	10,50	

Ponto	Pressão (cmca)	Ponto	Temperatura mV		Ponto	Pressão (cmca)	Ponto	Temperatura mV
	—	Saída Queimador	26,00				18b	
4-5	0,00	5	25,64		18A-18B	3,50	18B	19,76
5-6	0,00	6	24,00		18B-19	-1,00	19	19,66
6-7	0,50	7	21,87		19-20	-13,50	20	20,23
7-8	0,20	8	21,57		20-21	-53,00	21	19,98
8-9	1,00	9	20,76		21-22	21,00	22	19,67
9-10	2,10	10	20,60		18A-23	6,50	23	19,22
10-11	1,00	11	20,60		23-24	0,50	24	14,45
11-12	1,00	12	20,52		24-25	1,50	25	12,84
12-13	1,50	13	20,67		25-26	1,00	26	9,85
13-14	0,70	14	20,57		26-27	0,50	27	8,85
14-15	2,50	15	20,61		27-28	0,00	28	7,06
15-16	3,00	16	20,62		28-29	0,00		
16-17	2,20	17	20,75		29-30	0,00		
17-18A	6,70	18A	20,75		30	0,00		

Tabela 4.2: Descargas de Ar e de Partículas Sólidas

TESTE	$\dot{m}_t \times 10^2$ (Kg/s)	$\dot{m}_d \times 10^3$ (Kg/s)	$\dot{m}_p \times 10^2$ (Kg/s)	$\dot{m}_d/\dot{m}_t$ (%)	$\dot{m}_s \times 10^2$ (Kg/s)	$\dot{m}_1 \times 10^4$ (kg/s)	$\dot{m}_{a1} \times 10^5$ (kg/s)	$\dot{m}_{a2} \times 10^3$ (kg/s)	M_s (Kg)
1	5,35	0,0	5,35	0,0	4,6	12,0	1,83	1,40	3,0
2	4,81	0,0	4,81	0,0	4,4	12,0	1,83	1,40	3,0
3	4,13	0,0	4,13	0,0	3,5	12,0	1,83	1,89	3,0
4	2,99	0,0	2,99	0,0	2,2	12,0	1,83	1,39	3,0
5	5,03	0,0	5,03	0,0	6,8	12,0	1,82	1,39	5,0
6	4,49	0,0	4,49	0,0	6,7	11,9	1,81	1,38	5,0
7	3,64	0,0	3,64	0,0	4,0	11,9	1,81	1,38	5,0
8	2,71	0,0	2,71	0,0	4,5	1,76	1,81	1,38	5,0
9	2,09	0,0	2,09	0,0	2,4	1,76	1,81	1,38	5,0
10	4,69	0,0	4,69	0,0	8,4	1,76	1,81	1,38	7,0
11	3,62	0,0	3,62	0,0	5,5	1,75	1,80	1,37	7,0
12	2,34	0,0	2,34	0,0	3,5	1,75	1,80	1,37	7,0
13	4,63	0,0	4,63	0,0	10,3	1,78	1,83	1,39	7,0
14	4,04	0,0	4,04	0,0	13,5	1,75	1,80	1,87	9,0
15	2,78	0,0	2,78	0,0	6,7	1,75	1,80	1,37	9,0
16	3,91	0,0	3,91	0,0	10,0	1,79	1,84	1,40	9,0
17	3,57	0,0	3,77	0,0	9,2	1,75	1,80	1,37	11,0
18	2,41	0,0	2,41	0,0	9,2	1,75	1,80	1,37	11,0
19	5,43	10,2	4,40	19,0	13,1	1,81	1,86	1,42	5,0
20	5,33	9,08	4,42	17,0	6,0	1,81	1,86	1,42	5,0
21	5,50	6,74	4,83	12,0	3,2	1,81	1,85	1,41	5,0

- $\dot{m}_t, \dot{m}_d, \dot{m}_p$ - descarga de ar total, secundário e primário, respectivamente.
- $\dot{m}_s$ - descarga de sólido recirculado.
- $\dot{m}_d/\dot{m}_t$ - razão de ar secundário/ar total.
- $\dot{m}_1, \dot{m}_{a1}, \dot{m}_{a2}$ - descarga de ar na válvula-L, primário e secundário de alimentação, respectivamente.
- M_s - inventário de sólidos.

Tabela 4.2: Continuação

TESTE	$\dot{m}_t \times 10^2$ (kg/s)	$\dot{m}_d \times 10^3$ (kg/s)	$\dot{m}_p \times 10^2$ (kg/s)	$\dot{m}_d/\dot{m}_t$ (%)	$\dot{m}_s \times 10^4$ (kg/s)	$\dot{m}_l \times 10^4$ (kg/s)	$\dot{m}_{a1} \times 10^5$ (kg/s)	$\dot{m}_{a2} \times 10^3$ (kg/s)	M_s (Kg)
22	4,0	4,85	3,52	12,0	6,6	1,80	1,85	1,41	5,0
23	4,04	6,15	3,43	15,0	5,0	1,80	1,85	1,41	5,0
24	4,21	7,29	3,48	17,0	4,4	1,80	1,85	1,41	5,0
25	4,82	8,84	3,94	18,0	11,8	1,77	1,82	1,39	7,0
26	4,66	10,3	3,62	22,0	12,7	1,76	1,81	1,38	7,0
27	4,33	11,8	3,15	27,0	9,8	1,76	1,81	1,38	7,0
28	4,17	7,72	3,40	19,0	8,3	1,76	1,81	1,38	7,0
29	3,23	5,37	2,70	17,0	8,7	1,76	1,81	1,38	7,0
30	3,81	13,9	2,42	37,0	8,3	1,76	1,81	1,38	7,0
31	2,60	6,42	1,96	25,0	5,7	1,76	1,81	1,38	7,0
32	3,38	15,2	1,86	45,0	6,2	1,76	1,81	1,38	7,0
33	3,89	5,86	3,31	15,0	9,4	1,79	1,84	1,40	9,0
34	3,86	12,4	2,62	32,0	9,4	1,79	1,84	1,40	9,0
35	3,50	9,06	2,59	26,0	8,2	1,79	1,84	1,40	9,0
36	3,48	14,1	2,07	41,0	8,2	1,79	1,84	1,40	9,0
37	3,61	3,33	3,27	9,0	0,03	1,78	1,83	1,40	5,0
38	3,24	5,27	2,71	16,0	0,07	1,79	1,84	1,40	5,0
39	4,72	2,92	4,42	6,0	0,04	1,79	1,84	1,40	5,0
40	3,46	6,38	2,82	18,0	0,06	1,75	1,80	1,37	5,0
41	3,35	0,0	3,55	0,0	0,06	1,75	1,80	1,37	5,0
42	3,56	5,57	3,01	16,0	0,06	1,75	1,78	1,37	5,0

- $\dot{m}_t, \dot{m}_d, \dot{m}_p$ - descarga de ar total, secundário e primário, respectivamente.
- $\dot{m}_s$ - descarga de sólido recirculado.
- $\dot{m}_d/\dot{m}_t$ - razão de ar secundário/ar total.
- $\dot{m}_l, \dot{m}_{a1}, \dot{m}_{a2}$ - descarga de ar na válvula-L, primário e secundário de alimentação, respectivamente.
- M_s - inventário de sólidos.

TABELA 4.3: Medidas de Pressão e Temperatura ao Longo do Sistema.
Z - Altura, mm p - Pressão, Pa T - Temperatura, °C

Pontos no sistema	Z	1		2		3		4		5		6		7		8	
		P	T	P	T	P	T	P	T	P	T	P	T	P	T	P	T
4	0	96790	152,8	96468	157,7	96116	162,1	95560	166,6	97802	165,8	97528	165,8	97128	169,8	96456	171,7
5	130	96780	121,8	96468	125,7	96116	125,5	95560	119,8	97802	114,4	97469	112,7	96943	105,3	96095	103,4
6	340	96770	116,9	96468	120,6	96116	121,3	95550	115,7	97753	112,2	97401	109,3	96875	104,6	96056	102,6
7	550	96761	105,6	96409	109,3	96097	108,5	95541	106,3	97665	109,0	97314	107,1	96826	103,9	96037	102,1
8	735	96721	100,7	96399	103,4	96097	102,9	95531	104,4	97617	109,3	97245	106,6	96739	103,6	96008	101,9
9	1355	96653	99,7	96370	103,9	96077	104,4	95492	101,9	97470	108,8	97021	106,1	96485	102,4	95881	99,9
10	1595	96633	98,2	96350	103,1	96058	103,1	95482	100,7	97392	108,0	96924	106,1	96378	102,4	95832	99,7
11	1865	96614	97,0	96350	101,9	96038	101,9	95482	100,2	97295	106,8	96817	106,1	96271	102,4	95784	99,7
12	2055	96594	95,7	96341	99,2	96019	99,4	95463	99,4	97198	106,8	96719	106,6	96222	102,6	95764	96,4
13	2395	96546	95,3	96292	98,9	95970	99,4	95443	98,2	97042	105,6	96553	105,3	96086	101,2	95706	97,7
14	2745	96497	93,3	96263	97,2	95931	98,2	95414	96,5	96915	104,4	96427	104,8	95969	100,2	95647	97,0
15	3120	96429	94,5	96204	98,2	95882	98,9	95384	97,2	96739	104,8	96290	104,8	95842	100,4	95589	97,2
16	3470	96331	96,5	96116	99,9	95823	100,9	95345	98,9	96525	105,6	96154	105,6	95735	101,2	95520	98,0
17	3315	96233	96,5	96038	100,7	95784	101,9	95306	99,7	96379	106,1	96056	105,8	95676	101,4	95472	98,0
18	3815	95726	96,5	95648	100,7	95492	101,9	95160	99,7	95794	106,1	95598	105,8	95384	101,4	95238	98,0
18a	3015	95219	80,3	95404	84,7	95345	88,6	95092	87,4	95404	95,7	95384	96,7	95238	89,6	95160	84,7
19	2255	95267	82,2	95472	85,9	95443	87,1	95160	84,7	95496	93,3	95330	94,0	95335	85,7	95257	85,9
20	1685	95755	82,2	95668	85,4	95541	83,7	95258	87,9	96476	97,0	96505	96,2	95578	91,1	95452	90,1
21	835	99170	83,5	98692	86,9	98418	88,4	97209	87,6	100863	93,8	100598	96,2	99380	91,6	98571	90,6
22	415	97999	79,8	98009	86,9	97979	81,7	96994	82,5	99060	98,9	98921	98,9	98541	91,3	97889	87,4
23		95141	82,2	95160	84,4	95150	87,1	95014	87,1	95209	92,1	95160	92,1	95902	87,1	95043	85,9
24		95092	71,9	95111	75,3	95102	75,1	95004	74,4	95150	85,9	95131	83,5	95062	77,3	95023	74,1
25		94897	75,3	94965	77,3	94955	78,3	94946	77,3	94975	85,2	94975	84,7	94965	79,8	94975	76,6
26		95014	69,9	95053	71,2	95024	73,6	94985	71,6	95072	78,8	95053	81,0	95023	74,4	95004	74,8
27		94994	68,5	95024	71,4	95004	70,2	94965	71,4	95033	79,8	95023	78,0	95004	74,1	94984	70,7
28		94955	62,1	94975	65,5	94965	65,8	94946	66,5	94984	72,9	94975	74,8	94965	67,7	94945	66,2
29		94946		94955		94946		94936		94955		94955		94945		94945	
30		94926		94926		94926		94926		94926		94926		94926		94926	

Continuação da Tabela 4.3

Pontos no sistema	Z	9		10		11		12		13		14		15		16	
		P	T	P	T	P	T	P	T	P	T	P	T	P	T	P	T
4	0	96164	170,0	98210	167,1	97311	171,5	97058	172,0	98564	151,1	98499	172,5	99492	174,4	99923	156,5
5	130	95559	97,7	98210	111,5	97155	107,1	96036	100,7	98291	92,1	98061	106,1	98032	103,6	98752	88,6
6	340	95540	97,0	98064	108,8	97000	107,1	95987	100,7	98183	92,1	97876	105,1	96815	103,6	97971	89,1
7	550	95520	96,2	97869	107,8	96893	106,1	95938	100,2	98037	90,8	97740	104,8	96620	102,6	97727	88,9
8	735	95511	97,0	97772	109,3	96785	105,8	95909	99,9	97891	91,3	97584	104,4	96474	102,6	97532	88,6
9	1355	95442	93,3	97421	108,0	96474	104,8	95783	97,2	97442	90,6	97477	104,1	96133	101,6	97044	87,6
10	1595	95404	92,8	97284	108,0	93367	104,8	95724	96,7	97296	90,6	97262	104,1	96016	101,6	96849	87,6
11	1865	95384	92,8	97148	108,0	96250	104,8	95676	96,7	97120	90,6	97058	104,1	95919	101,6	96702	87,6
12	2055	95384	92,3	97050	107,8	96182	105,1	95617	96,2	97033	90,3	96931	103,9	95890	101,4	96605	87,6
13	2395	95365	90,6	96836	106,8	96046	103,9	95569	95,0	96769	89,4	96688	103,1	95773	100,2	96361	86,6
14	2745	95345	89,4	96641	106,3	95958	103,4	95520	94,3	96574	88,4	96484	102,9	95685	99,7	96214	86,6
15	3120	95316	89,8	96466	106,1	95851	103,4	95471	94,5	96369	88,1	96289	102,6	95598	99,9	96048	86,6
16	3470	95287	90,3	96300	106,1	95754	103,9	95423	95,3	96194	88,9	96094	102,6	95520	100,2	95892	86,6
17	3315	95257	91,1	96173	106,6	95695	104,1	95374	95,3	96087	89,6	95948	103,1	95461	100,2	95785	86,6
18	3815	95111	91,1	95637	106,6	95374	104,1	95150	95,3	95599	89,6	95530	103,1	95218	100,2	95395	86,6
19	3015	95053	80,0	95345	96,2	95228	93,3	95072	83,9	95355	79,0	95286	90,6	95101	86,9	95199	73,9
20	2255	95150	81,7	95404	93,3	95315	88,6	95140	86,2	95462	77,3	95393	91,8	95160	89,1	95268	71,4
21	1685	95345	83,5	96134	99,9	95452	95,0	95286	89,1	95667	81,5	95646	97,0	95306	91,6	95463	78,0
22	835	97684	82,0	102079	97,7	100134	95,3	98713	89,1	102231	79,5	102364	95,5	99833	91,8	101641	77,3
23	415	97314	80,5	100179	95,7	98771	94,8	97691	86,2	100358	80,7	100514	97,7	98713	90,6	99862	80,5
24		94994	79,0	95131	93,0	95062	89,8	94994	82,7	95111	75,3	95101	89,1	95006	87,6	95053	75,1
25		94984	68,7	95101	81,7	95033	79,5	94975	71,4	95072	66,5	95072	79,5	94975	76,6	95033	88,9
26		94926	70,2	94936	83,5	94926	82,0	94916	74,1	94955	67,0	94936	81,0	94897	78,0	94955	66,7
27		94955	67,2	95033	78,3	94984	76,1	94965	70,4	95014	63,3	95006	75,1	94945	72,4	94994	60,1
28		94945	67,2	95014	77,3	94965	74,4	94955	69,4	94965	61,3	94975	74,1	94936	71,6	94965	59,4
29		94936	61,6	94965	71,2	94945	69,4	94945	63,5	94946	60,6	94945	70,2	94926	67,5	94946	54,9
30		94926		94945		94936		94936		94926		94936		94926		94926	

Continuação da Tabela 4.3

Teste	Z	17		18		19		20		21		22		23		24	
		P	T	P	T	P	T	P	T	P	T	P	T	P	T	P	T
Pontos no sistema																	
4	0	100913	173.9	100816	175.4	97506	145.9	97682	147.6	96479	149.6	97026	153.3	97026	155.3	96508	155.3
5	130	99570	100.9	99891	100.9	97506	100.2	97682	102.1	96479	120.3	97026	94.8	97026	94.0	96508	94.0
6	340	98255	100.9	97652	100.4	97437	96.0	97623	96.7	96749	115.7	96929	91.6	96958	92.3	96489	92.3
7	550	98022	100.9	96484	99.9	97379	89.1	97565	91.6	96450	98.5	96850	90.3	96909	90.8	96469	90.8
8	735	97876	100.9	96289	99.4	97359	89.6	97535	92.3	96440	97.2	96762	90.3	96850	90.8	96450	90.8
9	1355	97292	100.7	95948	98.7	97213	88.9	97340	92.1	96411	96.5	96548	88.9	96645	89.4	96342	89.4
10	1595	97048	100.7	95851	98.5	97164	88.4	97271	91.8	96401	95.7	96450	88.6	96557	89.4	96313	89.4
11	1865	96824	100.7	95754	98.5	97105	88.4	97203	91.6	96391	94.5	96352	88.6	96450	89.4	96274	89.4
12	2055	96727	100.4	95705	98.2	97056	87.6	97156	90.8	96381	93.3	96303	88.4	96391	89.1	96245	89.1
13	2395	96484	99.7	95607	98.2	96949	87.4	97017	90.6	96362	94.0	96196	87.6	96264	88.4	96176	88.4
14	2745	96269	99.4	95549	96.0	96841	85.9	96900	89.4	96352	93.3	96088	86.9	96167	87.6	96108	87.6
15	3120	96075	99.4	95481	96.0	96695	86.4	96734	89.4	96313	94.8	95971	87.1	96040	87.9	96001	87.9
16	3470	95880	99.4	95413	96.5	96558	87.1	96568	90.1	96264	95.7	95864	87.9	95922	88.4	95893	88.4
17	3315	95783	99.9	95364	96.5	96470	88.1	96441	90.8	96225	96.0	95815	88.1	95854	88.4	95815	88.4
18A	3815	95403	99.9	95169	96.5	95864	88.1	95825	90.8	95786	96.0	95473	88.1	95502	88.4	95463	88.4
18B	3015	95208	86.2	95247	85.2	95532	79.5	95483	82.6	95341	83.7	95297	79.3	95336	79.8	95268	79.8
19	2255	95267	89.1	95345	87.4	95600	77.1	95532	80.3	95590	82.7	95385	74.8	95405	75.3	95327	75.3
20	1685	95452	92.8	95559	89.1	95796	79.0	95727	83.5	97046	85.4	95361	79.8	95561	80.0	95610	80.0
21	835	102264	91.1	100719	89.4	100975	77.1	101278	80.7	100269	83.0	100093	78.3	100269	76.8	100025	76.8
22	415	100952	92.8	99842	89.1	99509	77.6	99617	78.3	98179	76.6	98960	74.1	98833	73.9	98306	73.9
23		95062	85.4	95023	83.2	95219	77.8	95190	80.5	95229	82.5	95112	77.6	95151	77.1	95082	77.1
24		95023	76.6	94994	73.1	95180	68.5	95141	69.7	95180	74.4	95082	64.8	95092	67.7	95063	67.7
25		94926	78.8	94936	50.3	94975	68.9	94936	71.6	94965	74.8	94955	70.7	94955	69.4	94926	69.4
26		94984	74.1	94965	70.2	95092	65.7	95063	68.5	95073	71.4	95024	64.8	95024	66.2	95024	66.2
27		94965	73.1	94955	69.4	95053	62.8	95014	66.2	95033	68.2	95004	64.3	95004	63.5	95004	63.5
28		94945	68.7	94945	65.0	95004	60.8	94965	61.8	94985	65.5	94965	59.8	94965	60.8	94965	60.8
29		94936		94936		94975		94946		94955		94946		94946		94946	
30		94926		94926		94926		94926		94926		94926		94926		94926	

Continuação da Tabela 4.3

Pontos no sistema	Z	25		26		27		28		29		30		31		32	
		P	T	P	T	P	T	P	T	P	T	P	T	P	T	P	T
4	0	98261	160,4	99224	159,2	98892	158,7	99027	160,9	98345	163,6	98365	154,5	97936	156,2	97917	149,6
5	130	98126	102,9	98386	97,2	97762	96,5	97907	97,7	96884	97,7	97196	92,6	96864	90,3	96826	88,4
6	340	98094	99,9	98239	97,2	97655	96,0	97712	97,5	96592	95,3	96855	92,8	96183	89,1	96290	88,4
7	550	98066	98,5	98210	97,0	97625	96,0	97654	97,0	95485	95,0	96767	92,3	96007	89,8	96192	88,1
8	735	97977	99,2	98152	96,7	97577	95,7	97566	97,2	96397	94,8	96748	92,1	95910	89,6	96173	88,1
9	1355	97646	98,0	97723	95,7	97177	95,5	97157	96,2	96153	92,8	96436	91,8	95715	88,1	95978	87,9
10	1595	97500	98,0	97567	90,8	97021	95,5	97040	96,2	96105	92,8	96358	91,3	95676	87,1	95929	87,1
11	1865	97305	98,0	97401	90,8	96875	95,5	96884	96,2	96046	92,8	96290	91,3	95627	87,1	95861	87,1
12	2055	97178	97,7	97304	86,2	96826	95,3	96796	96,2	96017	92,6	96241	91,1	95598	86,2	95832	86,4
13	2395	96944	96,5	97050	95,0	96451	94,3	96601	95,3	95920	91,1	96124	90,6	95540	84,7	95751	85,2
14	2745	96778	96,2	96865	94,5	96514	93,5	96465	94,5	95851	90,1	96036	89,1	95501	83,5	95696	84,2
15	3120	96564	96,5	96641	94,8	96320	93,8	96280	94,5	95764	90,3	95900	89,6	95452	83,7	95608	84,7
16	3420	96320	96,7	96398	95,0	96134	94,3	96095	95,0	95676	91,1	95783	90,1	95403	84,4	95540	84,6
17	3315	96184	97,2	96251	95,5	96017	94,5	95998	95,3	95618	90,8	95715	90,1	95355	84,4	95491	85,2
18A	3815	95667	97,2	95715	95,5	95628	94,5	95608	95,3	95316	90,8	95423	90,1	95140	84,4	95257	85,2
18B	3015	95404	88,9	95423	86,6	95433	85,2	95423	84,9	95199	78,3	95277	79,5	95062	74,1	95160	74,1
19	2255	95521	88,1	95520	83,0	95530	81,5	95510	80,7	95257	80,3	95335	77,6	95121	76,8	95228	73,6
20	1685	97821	90,8	95706	89,1	95725	87,1	95686	87,9	95394	83,9	95481	80,5	95247	78,5	95325	78,3
21	835	102257	87,1	102137	88,6	101397	85,2	101160	84,7	99875	83,7	99777	78,8	98754	78,8	99144	75,6
22	415	100112	87,6	100286	89,8	99857	88,1	99758	88,6	98550	84,2	98706	79,8	97858	76,3	98277	74,4
23		95131	87,9	95228	82,7	95228	83,5	95218	82,5	95101	80,3	95131	79,3	94994	90,8	95033	74,1
24		95101	73,4	95209	74,1	95199	71,9	95199	97,0	95082	69,9	95121	69,4	94994	93,3	95014	66,7
25		94945	77,3	95082	76,3	95082	74,4	95082	75,8	95014	73,4	95023	72,4	94945	87,4	94945	69,4
26		95023	75,8	95014	73,6	95014	69,7	95023	94,3	94984	66,5	94984	68,5	94965	87,6	94975	63,5
27		94955	71,4	94945	71,4	94955	70,2	94975	94,5	94955	67,5	94955	65,7	94955	84,7	94955	64,0
28		94936	67,7	94936	65,7	94936	68,0	94955	88,9	94945	61,6	94945	62,6	94945	84,9	94945	58,9
29		94926		94926		94926		94936		94936		94936		94936		94936	
30		94926		94926		94926		94926		94926		94926		94926		94926	

Continuação da Tabela 4.3

Teste	33		34		35		36		37		38		39		40	
	Z	P	T	P	T	P	T	P	T	P	T	P	T	P	T	T
Pontos no sistema																
4	0	100226	158,7	100089	153,0	100616	151,1	100353	145,7	97599	835,9	98088	639,2	98303	663,8	98558
5	130	98299	87,1	99162	84,7	99738	84,9	99621	84,7	97599	727,7	98088	630,3	98303	652,0	98558
6	340	97815	87,1	97503	84,7	97981	84,7	98059	84,9	97599	693,3	98088	590,0	98303	625,4	98558
7	550	97561	86,9	97210	84,2	97493	84,4	97376	84,4	97521	622,0	98040	537,6	98206	551,6	98500
8	735	97405	86,9	97112	83,9	97151	84,2	97083	84,2	97492	580,2	98020	530,2	98206	519,7	98461
9	1355	96839	85,7	96683	83,0	96517	83,5	96351	83,9	97414	573,8	97923	510,3	98137	508,6	98363
10	1595	96693	85,7	96566	82,7	96371	83,2	96253	83,5	97326	572,8	97718	506,4	98020	508,8	97925
11	1865	96546	85,7	96419	82,5	96224	83,2	96107	83,5	97316	572,8	97620	506,4	97903	508,8	97828
12	2055	96458	85,7	96332	82,2	96175	83,0	96009	83,2	97307	571,6	97522	504,4	97786	508,8	97730
13	2395	96292	84,7	96185	81,5	96048	81,5	95892	81,5	97190	581,4	97376	508,1	97678	516,5	97584
14	2745	96156	84,4	96078	81,0	95941	81,7	95824	81,0	97180	578,2	97308	505,7	97669	513,3	97526
15	3120	96000	84,4	95931	81,2	95795	81,2	95746	81,2	97112	581,4	97064	506,6	97591	513,5	97380
16	3470	95843	84,7	95785	81,2	95678	81,7	95678	81,7	96994	583,1	96771	506,9	97474	515,2	97185
17	3315	95775	84,4	95697	81,2	95609	81,2	95609	81,0	96946	584,6	96556	510,1	97464	516,7	97068
18	3815	95434	84,4	95365	81,2	95297	81,2	95316	81,0	96116	584,6	95902	510,1	96537	516,7	96421
18B	3015	95268	74,1	95209	95,7	95150	69,4	95199	69,2	95726	563,9	95560	485,7	96039	492,1	95812
19	2255	95355	71,6	95287	94,3	95219	71,2	95297	69,9	95872	556,8	95658	483,3	96107	490,2	95900
20	1685	95512	77,6	95424	75,8	95365	74,8	95512	75,3	97141	565,4	96976	497,3	97093	501,2	96581
21	835	101319	77,6	101085	74,8	100929	74,8	100880	74,6	101922	565,9	102149	491,1	102510	493,6	101888
22	415	100050	78,8	98547	75,6	98836	77,3	100002	75,3	100068	538,6	100099	483,5	100636	479,8	100233
23		95092	73,9	95063	80,5	95053	71,6	95043	70,2	95287	547,0	95248	472,5	95502	492,4	95413
24		95063	64,0	95043	61,1	95053	61,1	95024	61,1	95219	409,8	95219	355,2	95414	427,7	95335
25		94965	66,0	94965	64,0	95955	64,0	94955	64,8	95082	371,1	95072	315,6	95170	328,9	95160
26		95004	59,8	95004	60,1	94994	60,1	94985	59,4	94985	279,2	94975	242,1	95024	267,4	95062
27		94965	60,1	94965	57,9	94965	58,1	94965	58,9	94926	236,2	94926	217,5	94926	264,9	94984
28		94946	56,4	94946	55,7	94946	53,9	94946	54,9	94926	198,3	94926	173,4	94926	225,1	94984
29		94926		94926		94926		94926		94926		94926		94926		94965
30		94926		94926		94926		94926		94926		94926		94926		94926

Continuação da Tabela 4.3

Teste	41			42	
Pontos no sistema	Z	P	T	P	T
4	0	98159	835,9	98505	860,5
5	130	98159	828,5	98505	857,0
6	340	98149	826,3	98486	848,7
7	550	98110	784,7	98456	804,7
8	735	98081	699,4	98437	723,3
9	1355	97993	699,2	98379	628,8
10	1595	97915	663,8	98067	590,0
11	1865	97818	663,8	97970	590,0
12	2055	97721	663,5	97873	579,7
13	2395	97584	651,0	97746	597,4
14	2745	97497	623,4	97659	580,9
15	3120	97351	615,1	97523	571,8
16	3470	97185	610,9	97348	572,5
17	3315	97097	587,5	97250	555,1
18A	3815	96202	587,5	96375	555,1
18B	3015	95715	511,6	95918	543,5
19	2255	95793	625,2	95996	655,6
20	1685	97156	692,0	96871	716,9
21	835	102219	712,9	102318	737,5
22	415	100174	776,6	100324	805,9
23		95315	582,6	95461	564,2
24		95228	429,7	95354	419,6
25		95092	371,4	95150	359,1
26		94994	287,8	95062	283,6
27		94945	240,3	94955	233,4
28		94936	197,3	94936	194,1
29		94926		94926	
30		94926		94926	

Tabela 4.4: Valores da Porosidade, ϵ_m , ao Longo da Coluna Principal do Leito.
Zm - Cota média entre dois pontos consecutivos, mm.

Irechos Zm		4 - 5	5 - 6	6 - 7	7 - 8	8 - 9	9 - 10	10 - 11	11 - 12	12 - 13	13 - 14	14 - 15	15 - 16	16 - 17
Teste		65,0	235,0	445,0	642,5	1045,0	1475,0	1730,0	1960,0	2225,0	2570,0	2932,5	3295,0	3642,5
1		0,996913	0,998104	0,994311	0,995695	0,995504	0,996681	0,997050	0,995808	0,994144	0,994311	0,992566	0,988622	0,988457
2		1,000000	1,000000	0,992415	0,997847	0,998073	0,996681	1,000000	0,997904	0,994144	0,996587	0,993628	0,989760	0,990766
3		1,000000	1,000000	0,996208	1,000000	0,998716	0,996682	0,997051	0,995809	0,994145	0,995450	0,994691	0,993174	0,995384
4		1,000000	0,998104	0,998104	0,997848	0,997431	0,998341	1,000000	0,995809	0,997658	0,996587	0,996815	0,995450	0,995384
5		1,000000	0,990526	0,982946	0,989245	0,990373	0,986736	0,985262	0,979057	0,981275	0,985220	0,980900	0,974988	0,982699
6		0,981642	0,986741	0,982953	0,984950	0,985244	0,983427	0,983795	0,979065	0,980112	0,985226	0,985150	0,984090	0,988471
7		0,941866	0,986741	0,990530	0,980650	0,983320	0,981769	0,983795	0,989533	0,983622	0,986363	0,986211	0,987499	0,993082
8		0,886792	0,992424	0,996212	0,993550	0,991660	0,991713	0,992634	0,995813	0,992981	0,993181	0,993636	0,992045	0,994235
9		0,816419	0,996212	0,996212	0,997850	0,995509	0,993371	0,997054	1,000000	0,997640	0,997727	0,996818	0,996591	0,996541
10		1,000000	0,971589	0,962118	0,978500	0,976904	0,976797	0,979375	0,979065	0,974263	0,977271	0,978786	0,982953	0,985012
11		0,951094	0,969725	0,979186	0,976373	0,979491	0,981788	0,982339	0,985360	0,983638	0,989782	0,988344	0,988647	0,993089
12		0,679054	0,990539	0,990539	0,993556	0,991668	0,990066	0,992641	0,987452	0,994156	0,994323	0,994702	0,994323	0,994241
13		0,914261	0,979148	0,971566	0,967724	0,970465	0,975120	0,973462	0,981144	0,968388	0,977253	0,977708	0,979528	0,987308
14		0,862452	0,964048	0,973509	0,965634	0,992950	0,963575	0,969094	0,972812	0,970782	0,976158	0,978807	0,977294	0,985027
15		0,541505	0,763475	0,96156	0,967781	0,977568	0,980132	0,985283	0,993726	0,985975	0,989782	0,990463	0,990917	0,993089
16		0,632253	0,848232	0,952572	0,956931	0,967872	0,966801	0,977867	0,979032	0,970706	0,982926	0,981940	0,981788	0,987298
17		0,578185	0,744553	0,954587	0,967781	0,961546	0,958608	0,966151	0,979086	0,970782	0,975023	0,978807	0,977294	0,988482
18		0,709620	0,564794	0,772936	0,957042	0,977568	0,983443	0,985283	0,989543	0,988313	0,993188	0,992583	0,992053	0,994241
19		1,000000	0,986704	0,988604	0,995688	0,990350	0,991690	0,991136	0,989503	0,987095	0,987464	0,984045	0,984045	0,989595
20		1,000000	0,988604	0,988604	0,993532	0,987133	0,988366	0,989659	0,989503	0,983576	0,986325	0,981918	0,980626	0,984970
21		1,000000	1,000000	0,994304	0,997845	0,998071	0,998339	0,998523	0,997902	0,997655	0,998861	0,995747	0,994304	0,995377

Tabela 4.4: Continuação

Trechos Teste	Zm	4 - 5	5 - 6	6 - 7	7 - 8	8 - 9	9 - 10	10 - 11	11 - 12	12 - 13	13 - 14	14 - 15	15 - 16	16 - 17
		65,0	235,0	445,0	642,5	1045,0	1475,0	1730,0	1960,0	2225,0	2570,0	2932,5	3295,0	3642,5
22		1,000000	0,981014	0,984811	0,980603	0,985852	0,983387	0,985233	0,989508	0,987101	0,987469	0,987241	0,987469	0,994222
23		1,000000	0,986710	0,990507	0,987069	0,984495	0,985048	0,983756	0,987409	0,984755	0,988608	0,986178	0,986330	0,991910
24		1,000000	0,996203	0,996203	0,995690	0,992926	0,995016	0,994093	0,993705	0,991791	0,992026	0,988305	0,987469	0,990755
25		0,963269	0,994315	0,990526	0,984944	0,978179	0,975130	0,970525	0,972774	0,971912	0,980673	0,976656	0,971577	0,983853
26		0,736868	0,971589	0,994318	0,987100	0,971772	0,973483	0,974956	0,979056	0,969583	0,978407	0,975604	0,971589	0,982706
27		0,645077	0,979165	0,994318	0,989250	0,973697	0,973483	0,977902	0,989533	0,978942	0,984090	0,978786	0,978407	0,986165
28		0,648277	0,962133	0,988640	0,980657	0,973066	0,980120	0,976439	0,981166	0,976612	0,984096	0,979855	0,978416	0,988475
29		0,541231	0,943200	0,979173	0,980657	0,983968	0,991717	0,991164	0,993722	0,988306	0,992048	0,990458	0,989776	0,993085
30		0,632985	0,933733	0,982960	0,995702	0,979479	0,986747	0,989692	0,989537	0,985967	0,989776	0,985156	0,986368	0,991933
31		0,663569	0,867467	0,965920	0,978508	0,987174	0,993373	0,992637	0,993722	0,992984	0,995456	0,994699	0,944320	0,994238
32		0,657452	0,895867	0,981067	0,995702	0,987174	0,991717	0,989692	0,993722	0,990645	0,993184	0,990458	0,992048	0,994238
33		0,708867	0,711640	0,950675	0,965544	0,962731	0,975100	0,977867	0,981129	0,980080	0,984064	0,983002	0,981788	0,991917
34		0,708867	0,677492	0,943087	0,978465	0,971727	0,980080	0,977867	0,981129	0,982424	0,987479	0,984064	0,982926	0,989607
35		0,724190	0,658521	0,905145	0,924629	0,958233	0,975100	0,977867	0,989516	0,984767	0,987479	0,984064	0,989341	0,991917
36		0,770158	0,696463	0,867203	0,935396	0,951807	0,983400	0,977867	0,979032	0,985939	0,992032	0,991501	0,992032	0,991917
37		1,000000	0,998104	0,986726	0,993542	0,994862	0,985066	0,998525	0,997904	0,985945	0,988862	0,992566	0,986346	0,994228
38		1,000000	1,000000	0,990514	0,995693	0,993574	0,965141	0,985245	0,979032	0,982424	0,992032	0,973441	0,965852	0,974595
39		1,000000	1,000000	0,981029	1,000000	0,995502	0,980080	0,982294	0,974838	0,987111	0,998862	0,991501	0,986341	0,998845
40		1,000000	1,000000	0,988645	0,991407	0,993590	0,925480	0,985280	0,979082	0,982466	0,993187	0,944102	0,977289	0,986176
41		1,000000	0,998107	0,992430	0,993555	0,944231	0,986752	0,985280	0,979082	0,983635	0,989780	0,984102	0,980696	0,989632
42		1,000000	0,996219	0,994329	0,995708	0,996158	0,947071	0,985298	0,979107	0,984822	0,989792	0,985180	0,979585	0,988494

Tabela 4.5: Consolidação dos Principais Resultados Experimentais Obtidos

TESTE	M _s (kg)	G _s $\left(\frac{kg}{m^2.s}\right)$	$\frac{\dot{m}_d}{\dot{m}_c}$ (%)	POROSIDADE		TEMPERATURA (°C)		Velocidades Superficiais (m/s)		Perdas de Pressão (Pa)			
				ε 5-6 Z=235 η (mm)	ε 16-17 Z=3643 η (mm)	T 5 Z=130 (mm)	T 17 Z=3815 (mm)	V _p	V _t	ΔP _R	ΔP _C	ΔP _R	ΔP _L
1	3	5,9	0	0,99810	0,98846	121,8	96,5	8,66	8,14	556,1	507,4	-3951,5	1170,8
2	3	5,6	0	1,00000	0,99077	125,7	100,7	7,86	7,41	409,8	243,9	-3288,0	6830
3	3	4,4	0	1,00000	0,99538	125,5	101,9	6,75	6,36	331,7	146,3	-3072,8	4390
4	3	2,8	0	0,99810	0,99538	119,8	99,7	4,88	4,59	253,6	68,3	-2116,8	2196
5	5	8,6	0	0,99053	0,98270	114,4	106,1	8,20	7,87	1423,4	390,0	-5459,4	1803,6
6	5	8,6	0	0,98674	0,98847	112,7	105,8	7,28	7,01	1471,5	214,4	-5213,6	1676,2
7	5	5,1	0	0,98674	0,99308	105,3	101,4	5,86	5,62	1452,0	146,2	-4141,7	838,1
8	5	5,7	0	0,99242	0,99424	103,4	98,0	4,36	4,16	984,3	78,0	-3410,8	682,2
9	5	3,1	0	0,99621	0,99654	97,7	91,1	3,31	3,14	886,8	58,5	-2631,2	3703
10	7	10,7	0	0,97159	0,98501	111,5	106,6	7,62	7,35	2036,7	292,4	-6733,9	1900,3
11	7	7,	0	0,96973	0,99309	107,1	104,1	5,86	5,63	1616,1	146,0	-4906,6	1363,0
12	7	4,5	0	0,99054	0,99424	100,7	95,3	3,74	3,56	1684,2	77,9	-3641,0	1022,2
13	7	13,1	0	0,97915	0,98731	92,1	89,6	7,18	6,92	2477,2	243,8	-6875,8	1872,6
14	9	17,1	0	0,96405	0,98503	106,1	103,1	6,53	6,28	2531,2	243,4	-7077,6	1849,7
15	9	8,5	0	0,76348	0,99309	103,6	100,2	4,48	4,29	4030,4	116,8	-4731,4	1119,6
16	9	12,8	0	0,84823	0,92730	88,6	86,6	6,05	5,8	4138,5	195,2	-6442,0	1678,8
17	11	11,7	0	0,74455	0,98848	100,9	99,9	5,72	5,50	5130,5	194,7	-7058,1	1314,3
18	11	6,9	0	0,56479	0,99424	100,9	96,5	3,87	3,69	5451,8	-77,88	-5471,3	876,2
19	5	12,7	19,	0,98670	0,98960	100,2	88,1	6,85	8,07	1035,9	332,3	-5443,2	1465,8
20	5	9,4	17,	0,98860	0,98497	102,1	90,8	6,91	7,99	1241,1	342,0	-5795,0	1661,3
21	5	4,5	12,	1,00000	0,99538	120,3	96,0	7,75	8,34	254,0	244,2	-4727,9	2090,4
22	5	8,4	12,	0,98101	0,99422	94,8	88,1	5,46	5,95	1211,3	175,8	-4796,3	1133,1

Tabela 4.5: Continuação

TESTE	M _s (kg)	G _s ($\frac{kg}{m^2s}$)	$\frac{\dot{m}_d}{\dot{m}_c}$ (%)	POROSIDADE		TEMPERATURA (°C)		Velocidades Superficiais (m/s)		Perdas de Pressão (Pa)			
				ε 5-6 Z=235 (mm)	ε 16-17 Z=3643 (mm)	T 5 Z=130 (mm)	T 17 Z=3815 (mm)	V _p	V _t	ΔP _R	ΔP _C	ΔP _r	ΔP _L
23	5	7,4	15,	0,98671	0,99191	94,0	88,4	5,33	6,02	1172,2	166,1	-4933,0	1436,0
24	5	6,6	17,	0,99620	0,99076	94,0	88,4	5,42	6,28	693,6	195,4	-4757,2	1719,2
25	7	15,1	18,	0,99432	0,98385	102,9	97,2	6,26	7,37	2057,0	263,2	-6853,5	2144,8
26	7	16,2	22,	0,97159	0,98271	97,2	95,5	5,72	7,03	2972,3	292,4	-6714,4	1851,6
27	7	12,5	27,	0,97917	0,98617	96,5	94,5	4,95	6,57	2874,8	194,9	-5964	1539,7
28	7	10,6	19,	0,96213	0,98848	97,7	95,3	5,37	6,33	3029,5	185,1	-5737,6	1402,7
29	7	11,1	17,	0,94320	0,993085	95,7	90,8	4,25	4,87	2727,5	116,9	-4675,8	1324,8
30	7	10,6	37,	0,93373	0,99193	92,6	90,1	3,77	5,71	2649,6	146,1	-4500,4	1071,5
31	7	7,2	25,	0,86747	0,99424	90,3	84,4	3,04	3,84	2581,4	77,9	-3691,9	896,2
32	7	7,8	45,	0,89587	0,99424	88,4	85,2	2,87	5,0	2425,6	97,4	-3984,2	867,0
33	9	12,	15,	0,71164	0,99192	87,1	84,4	5,10	5,75	4050,8	165,9	-6051,6	1268,9
34	9	12,	32,	0,92607	0,98961	84,7	81,2	4,01	5,65	4392,3	156,2	-5875,9	2537,8
35	9	10,5	26,	0,89380	0,99192	84,9	81,2	3,96	5,12	5007,2	146,4	-5778,3	1093,2
36	9	10,4	41,	0,97155	0,99192	84,7	81,0	3,15	5,09	4743,7	117,1	-5680,7	878,5

Tabela 4.5: Continuação

TESTE	M _S (kg)	G _S $\left(\frac{kg}{m^2s}\right)$	$\frac{\dot{m}_d}{\dot{m}_t}$ (%)	POROSIDADE		TEMPERATURA (°C)		Velocidades Superficiais (m/s)		Perdas de Pressão (Pa)			
				ϵ 5-6 Z _m =235 (mm)	ϵ 16-17 Z _m =3643 (mm)	T 5 Z=130 (mm)	T 17 Z=3815 (mm)	V _p	V _t	ΔP_R	ΔP_C	ΔP_r	ΔP_l
37	5	3,6	9,0	0,99810	0,99423	727,7	584,6	13,0	12,65	653,0	390,0	-6196,0	1854,0
38	5	9,1	16,0	1,00000	0,97460	630,3	510,1	9,6	10,42	1532,0	342,0	-6589,0	2050,0
39	5	4,9	6,0	1,00000	0,99885	652,0	516,7	15,97	15,27	839,0	498,0	-6471,0	1874,0
40	5	7,6	18,0	1,00000	0,98618	751,3	612,4	11,31	12,54	1490,0	429,0	-6076,0	1655,0
41	5	8,1	0,0	0,99811	0,98963	828,5	587,5	15,65	13,36	1062,0	487,0	-6504,0	2045,0
42	5	8,5	16,0	0,99622	0,98849	857,0	555,1	13,55	12,63	1255,0	457,0	-6390,0	1994,0

No cálculo das variáveis admitiu-se que a região de aceleração seria desprezível, havendo em toda coluna principal condições de transporte da suspensão, com escoamento plenamente desenvolvido. Admitiu-se ainda que o regime seria permanente, e que a variação das energias cinéticas e potenciais era desprezível.

A porosidade ao longo das seções do leito foi calculada considerando apenas a contribuição do peso de sólidos no escoamento vertical ascendente, ou seja:

$$\epsilon_m = 1 - \frac{\Delta P_{x_1-x_2}}{Z_m \cdot \rho_s \cdot g} \quad (4.1)$$

com

$$Z_m = \frac{Z_{x_2} - Z_{x_1}}{2} \quad (4.2)$$

onde:

P_{x_1}, P_{x_2} → pressões nos pontos x_1 e x_2 , respectivamente [Pa];

ϵ_m → porosidade média entre os pontos x_1 e x_2 ;

Z_{x_1, x_2} → cota dos pontos x_1 e x_2 , respectivamente, [m];

Z_m → cota média entre x_1 e x_2 , [m];

ρ_s → densidade do sólido, [kg/m³], e

g → aceleração da gravidade, [m/s²].

As pressões e as quedas de pressão, ΔP , ao longo do sistema experimental foram obtidas diretamente das leituras dos diferenciais manométricos durante os testes, ou seja:

• Pressões:

$$P_{x_1} = P_{x_2} + \rho_{H_2O} \cdot g (h_{x_2} - h_{x_1}) \quad (4.3)$$

onde:

h_{x1}, h_{x2} → alturas manométricas lidas, [m H₂O], e
 ρ_{H_2O} → densidade da água, [kg/m³].

Quedas de Pressão:

- Na Coluna principal - $\Delta P_R = P_{17} - P_4$
- No Ciclone - $\Delta P_C = P_{18A} - P_{18B}$
- Na Coluna de retorno - $\Delta P_r = P_{18B} - P_{21}$
- Na Válvula-L - $\Delta P_V = P_{21} - P_{22}$

As temperaturas do sistema foram obtidas em °C pela conversão dos valores medidos em mV através da equação 4.4 válida para termopares do tipo K (cromel-alumel).

$$T_z = 24,59 \cdot T(mv) - 0,15 \quad (4.4)$$

onde:

T → temperatura lida, [mV] e
 T_z → temperatura na cota Z, [°C].

4.3. Discussão dos Resultados

Os resultados experimentais obtidos foram organizados na forma de gráficos para permitir análise do comportamento fluidodinâmico do sistema experimental, operando com temperaturas baixas e elevadas.

4.3.1. Perfil de Pressão

As figuras 4.1 a 4.4 mostram o perfil típico da pressão ao longo do sistema em diferentes condições de operação. A curva a - b corresponde à coluna principal, a curva b - c à ligação da coluna

principal com o ciclone, a curva $\underline{c} - \underline{d}$ ao ciclone, a curva $\underline{d} - \underline{g}$ à coluna de retorno, e a curva $\underline{g} - \underline{a}$ à válvula-L.

O equilíbrio de pressão no leito circulante requer que:

$$\Delta P_{\underline{d}-\underline{g}} = \Delta P_{\underline{g}-\underline{a}} + \Delta P_{\underline{a}-\underline{b}} + \Delta P_{\underline{b}-\underline{c}} + \Delta P_{\underline{c}-\underline{d}} \quad (4.5)$$

Retorno Válvula-L Col.princ. Curva Ciclone

A figura 4.1 mostra que a injeção do ar secundário, mantendo-se a descarga total do ar e o inventário dos sólidos, altera as pressões no leito circulante, que passa a operar em pressões mais elevadas. A queda de pressão ao longo da coluna principal sofre um pequeno acréscimo. Na coluna de retorno($\underline{d}-\underline{g}$) e na válvula-L ($\underline{g}-\underline{a}$) a queda de pressão é maior. Isso ocorreria devido ao aumento do fluxo de sólidos recirculados atravessando a coluna e a válvula. Não se encontrou na literatura trabalho analisando o efeito do ar secundário no perfil de pressão do leito circulante.

O comportamento dos perfis de pressão do sistema operando sem injeção de ar secundário, com a mesma velocidade superficial do ar e com a mesma temperatura, variando o inventário dos sólidos, é mostrado na figura 4.2. A queda de pressão no leito circulante aumenta com o aumento do inventário de sólidos, pois o leito torna-se mais concentrado e com maior fluxo de sólidos recirculados. Esse comportamento está de acordo com os trabalhos realizados por Weinstein et al. (1983), Li et al. (1988) e Chang e Louge (1992) que utilizaram partículas diversas como a areia, partículas de plástico e esferas de vidro, em sistemas de leito fluidizado circulante, e é consistente com as análises de Matsen (1988).

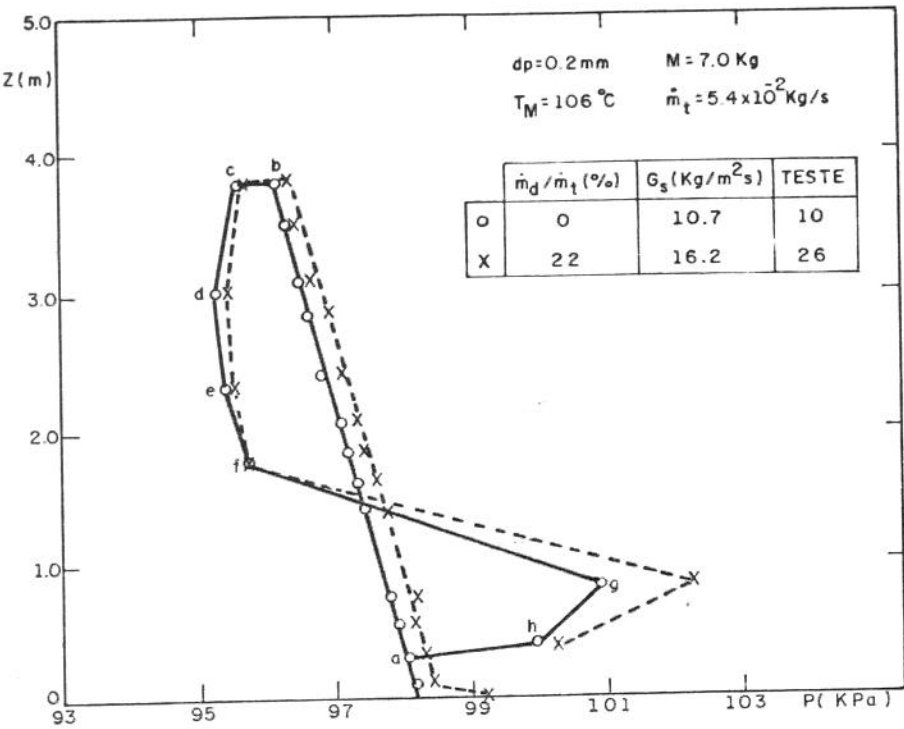


Figura 4.1:
Perfil de pressão ao longo do sistema operando sem injeção de ar secundária e com injeção secundária de 19% , para um mesmo inventário de sólidos e mesma descarga de ar.

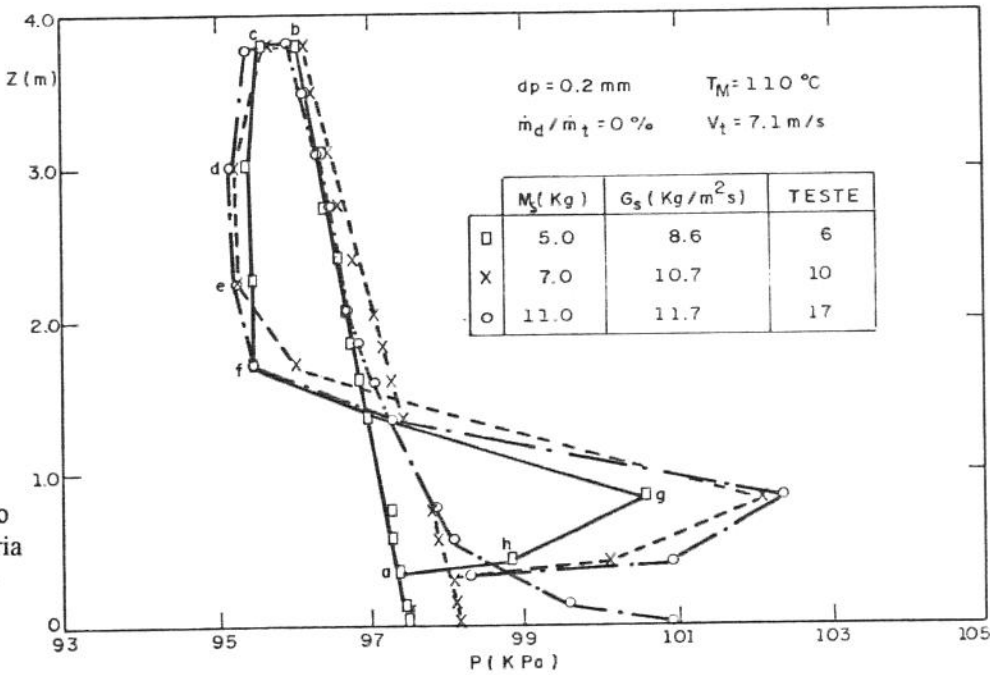


Figura 4.2:
Perfil de pressão ao longo do sistema variando-se o inventário de sólidos, sem injeção secundária de ar e com mesma velocidade média superficial do ar no leito.

Na figura 4.3, os perfis apresentados correspondem à operação do sistema nas temperaturas de 94°C e 640°C, mesmo inventário e, aproximadamente, as mesmas descargas de ar total e de ar secundário. As pressões no leito são menores para temperatura de operação mais baixa. A queda de pressão na coluna de retorno é maior na temperatura mais alta, o que deve ocorrer devido ao aumento significativo da velocidade do gás de fluidização, o que leva a um maior fluxo de sólidos recirculados. Comportamento semelhante é verificado no sistema operando sem injeção de ar secundário, conforme a figura 4.4.

Comparando-se as figuras 4.3 e 4.4 pode-se confirmar a influência nos perfis correspondentes às corridas 7 e 24, a que possui o maior de fluxo de sólidos, apresenta a maior perda de pressão na coluna de retorno e na válvula-L.

Observa-se nesses perfis que a pressão máxima ocorre na saída da coluna principal, e que as maiores perdas de pressão acontecem na coluna de retorno e na válvula-L para qualquer condição de operação, pois, nessas regiões a concentração dos sólidos é maior.

4.3.2. Perfil de Porosidade:

A figura 4.5 mostra o perfil de porosidade no leito em dois testes com o mesmo inventário dos sólidos, mesma descarga total de ar e mesma temperatura média de operação, variando a proporção ar secundário/ar total. A maior proporção de ar secundário causa um aumento da concentração de sólidos da base até a altura da injeção de ar secundário da coluna principal; no topo da coluna o valor da porosidade praticamente não varia. O fluxo líquido de sólidos recirculados, G_s é o mesmo nos dois testes.

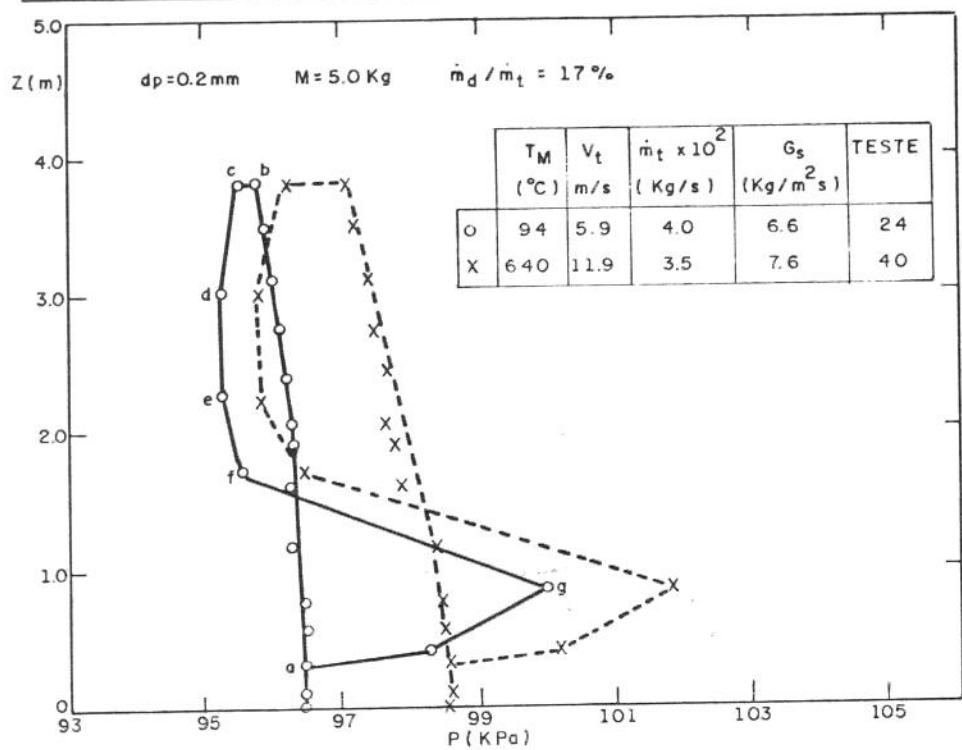


Figura 4.3 :
Perfil de pressão ao longo do sistema operando com temperaturas baixas e elevadas, para um mesmo inventário de sólidos e aproximadamente à mesma razão ar secundário/ar total.

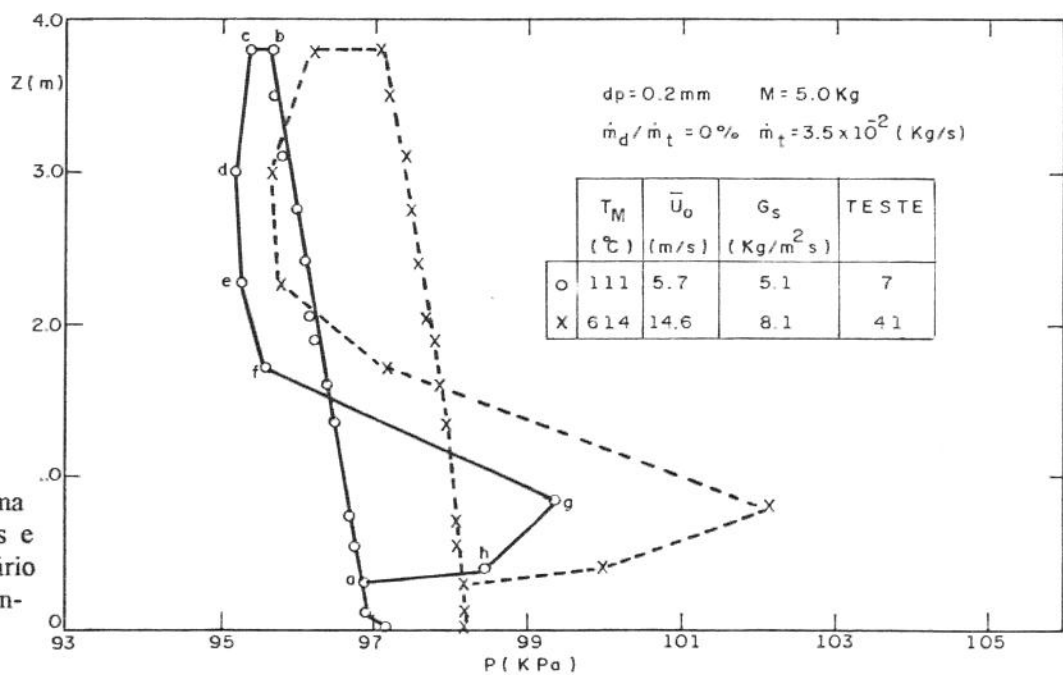


Figura 4.4:
Perfil de pressão ao longo do sistema operando com temperaturas baixas e elevadas, para um mesmo inventário de sólidos e sem injeção de ar secundário.

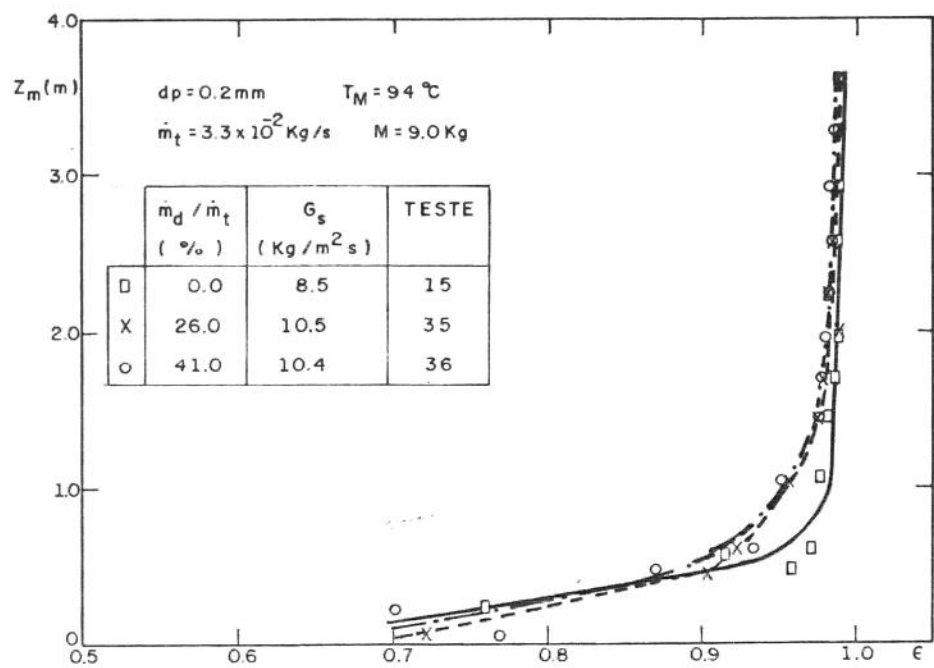


Figura 4.5: Perfil de porosidade ao longo da altura do leito, sem e com injeção de ar secundário, para uma mesma descarga de ar total e inventário de sólidos.

A figura 4.6, permite observar mais claramente o efeito da injeção secundária do ar na concentração do topo e da base da coluna, para as mesmas condições de inventário dos sólidos e velocidade superficial do ar, V_t . A porosidade no topo praticamente não muda, e na base ela diminui com aumento na proporção de ar secundário.

A figura 4.7 mostra que o aumento do inventário dos sólidos no leito resulta no aumento da sua concentração, principalmente na base. Aumenta também o fluxo de sólidos recirculados, o que resulta no acúmulo de sólidos na base do leito, visto que a velocidade superficial foi mantida praticamente constante e, com ela, a capacidade limite de transporte de sólidos de acordo com os trabalhos de Weinstein et al. (1983), Li et al. (1988) e Chang e Louge (1992).

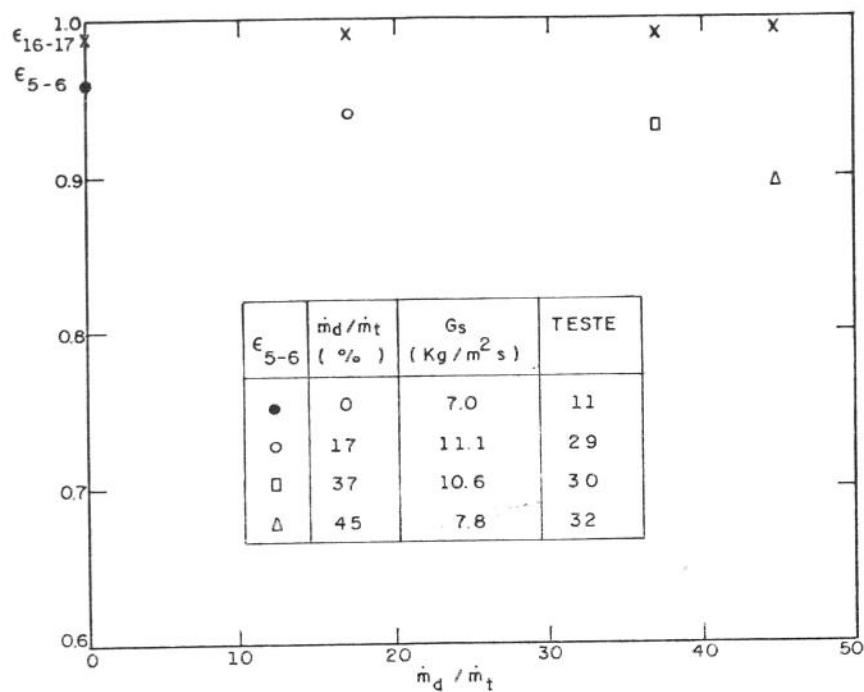


Figura 4.6:
Efeito da injeção de ar secundário na porosidade da base e do topo do leito para um mesmo inventário de sólidos e velocidade superficial do ar.

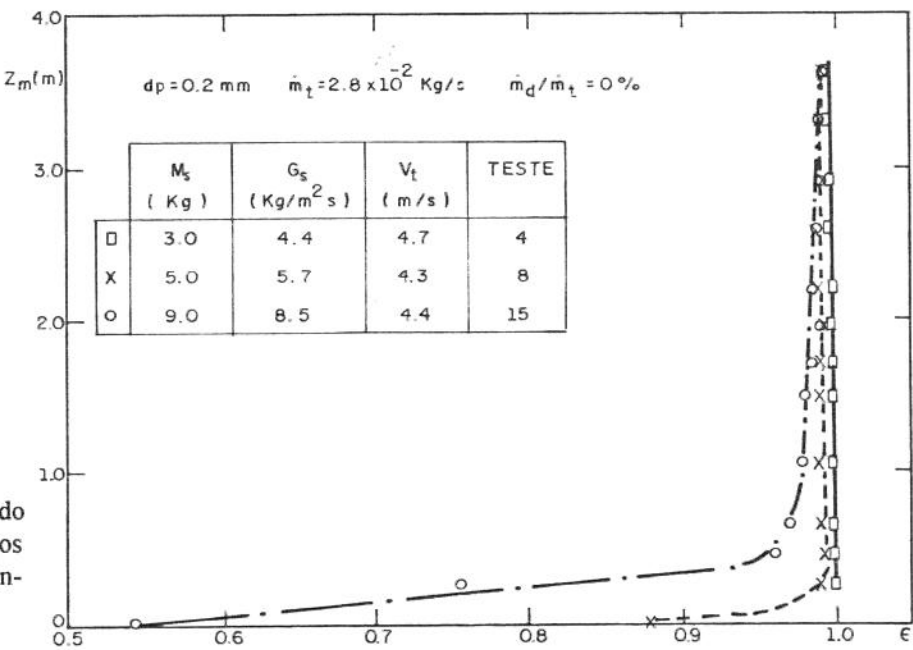


Figura 4.7:
Perfil de porosidade ao longo do leito, variando-se o inventário dos sólidos, sem injeção de ar secundário.

A influência na concentração de sólidos no leito da temperatura de operação a qual interfere basicamente na velocidade superficial do ar, é mostrada na figura 4.8, onde a temperatura mais baixa resultou na maior concentração de sólidos na base do leito como foi observado anteriormente na figura 4.4.

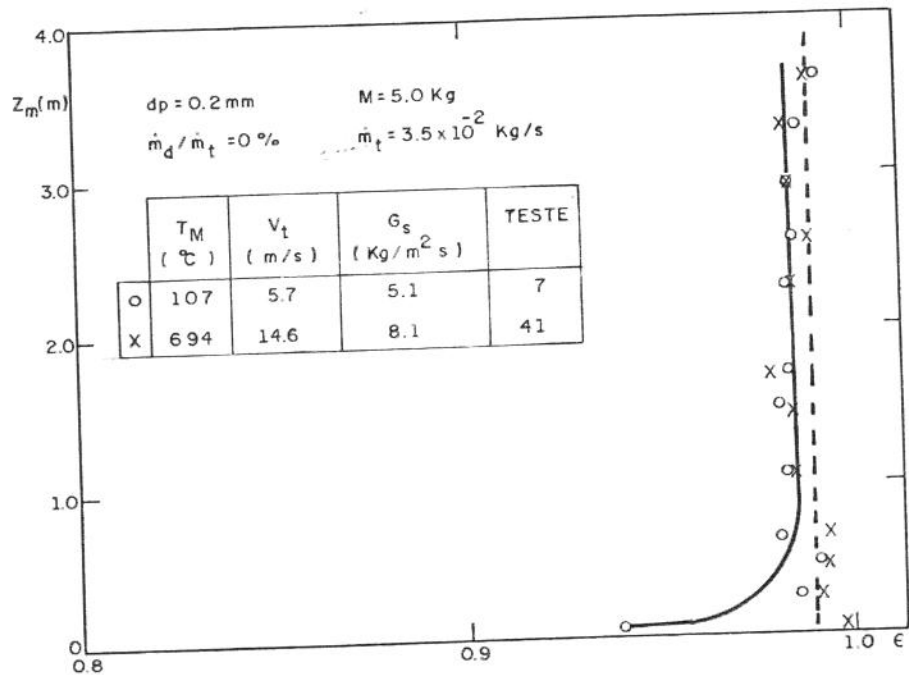


Figura 4.8: Perfil de porosidade ao longo da altura do leito operando com temperaturas baixas e elevadas e sem injeção de ar secundário.

O efeito da variação da velocidade superficial do ar na concentração de sólidos no leito foi estudado por Li et al. (1988), Choi, Yi e Son (1990), Kwauk et al. (1985) e Kato, Takarada e Tamura (1990) em sistemas fluidizados circulantes, sem injeção secundária de ar sendo observado que velocidades superficiais do ar mais elevadas diminuem a concentração no leito, tornando-o mais diluído, o que confirma o resultado obtido neste trabalho.

4.3.3. Fluxo de Sólidos Recirculados:

A figura 4.9 mostra o efeito da velocidade, V_t e da temperatura do gás de fluidização no fluxo dos sólidos recirculados no sistema, mantido o inventário de sólidos M_s . O fluxo G_s aumenta com a velocidade superficial do ar, qualquer que seja m_t , uma vez que velocidades mais elevadas tem maior capacidade de transporte de sólidos. Em temperaturas elevadas o fluxo de sólidos recirculados praticamente não se alterou, isso ocorreu devido a saturação na operação da válvula-L.

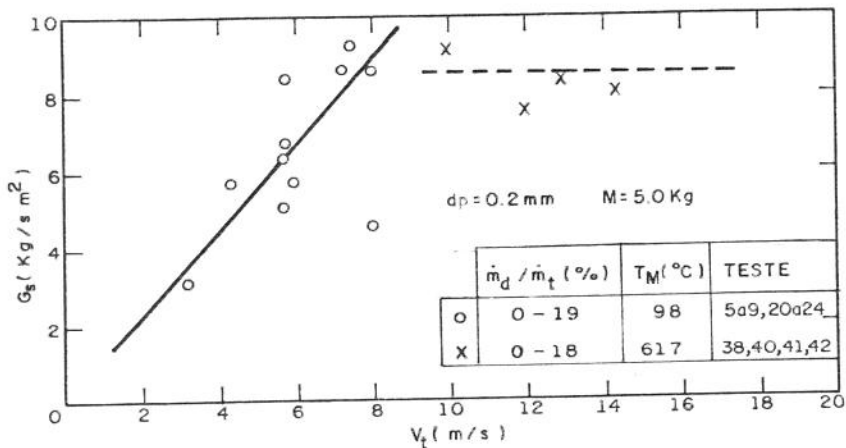


Figura 4.9: Efeito da temperatura e velocidade superficial do ar no fluxo de sólidos recirculados, para o mesmo inventário de sólidos, com injeção de ar secundário.

A figura 4.10 mostra a influência da velocidade superficial do ar e da entrada ou não de ar secundário, para diferentes inventários de sólidos. Observa-se que para uma mesma velocidade superficial do ar, sem injeção de ar secundário, um aumento do inventário de sólidos, causa um aumento do fluxo de sólidos recirculados. O mesmo ocorre quando há injeção de ar secundário e o inventário dos sólidos é mantido. Essa última observação foi verificada por Kato (1990) ao analisar a distribuição da concentração dos sólidos no leito em função da velocidade superficial do ar, para vários fluxos de sólidos recirculados e, também por Zhang, Chen e Yang (1990).

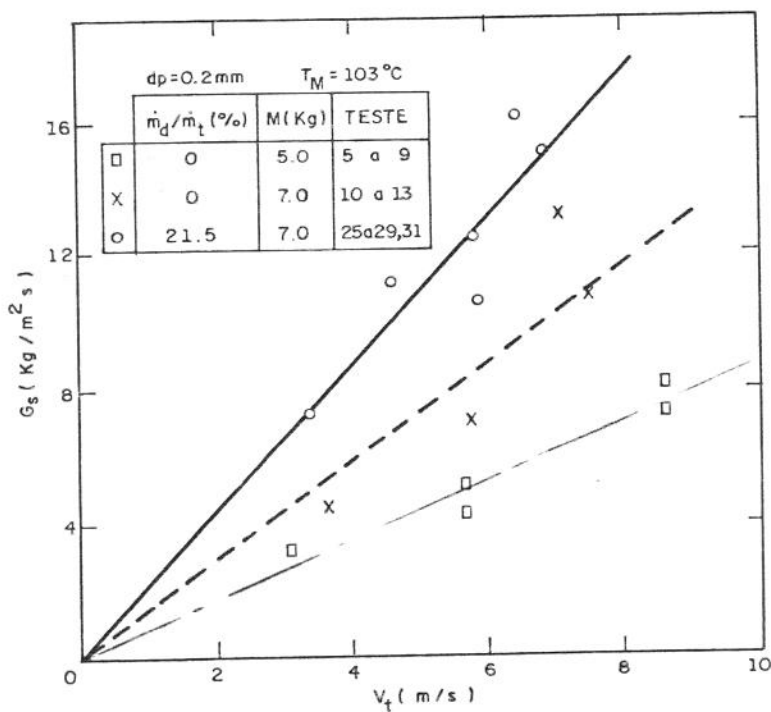


Figura 4.10: Efeito do inventário dos sólidos, da injeção de ar secundário no fluxo de sólidos recirculados, variando-se a velocidade superficial do gás de fluidização.

4.3.4. Variação de Pressão nas Seções Principais do Sistema:

Analisa-se a seguir as perdas de pressão nas seções principais que compõem o sistema, isto é, a coluna principal, o ciclone, a coluna de retorno e a válvula-L.

a. Coluna Principal.

A figura 4.11 mostra que para um mesmo fluxo de sólidos recirculados e mesma descarga total do ar, a queda de pressão na coluna principal diminui com o aumento da velocidade superficial do ar, para dois inventários de sólidos no leito. Isso ocorre porque a concentração dos sólidos diminui com aumentos dessa velocidade.

Pode-se observar ainda que para uma mesma velocidade superficial do ar, a queda de pressão aumenta com o aumento do inventário dos sólidos, o que concorda com o resultado apresentado na figura 4.2 e com os trabalhos ali citados.

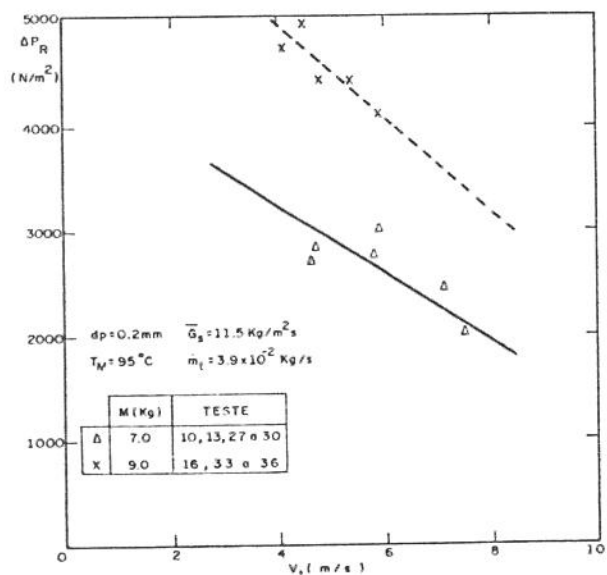


Figura 4.11: Efeito do inventário de sólidos e da velocidade superficial na queda de pressão na coluna principal.

Contudo, pela figura 4.12, verifica-se que para inventários menores, como o de 5,0 Kg, esse comportamento não ocorre, ou seja a queda de pressão na coluna principal é praticamente constante para variações significativas das velocidades do ar. Isso pode ser explicado pela baixa concentração dos sólidos no leito, tornando o valor da queda de pressão uma função apenas da contribuição do ar no leito.

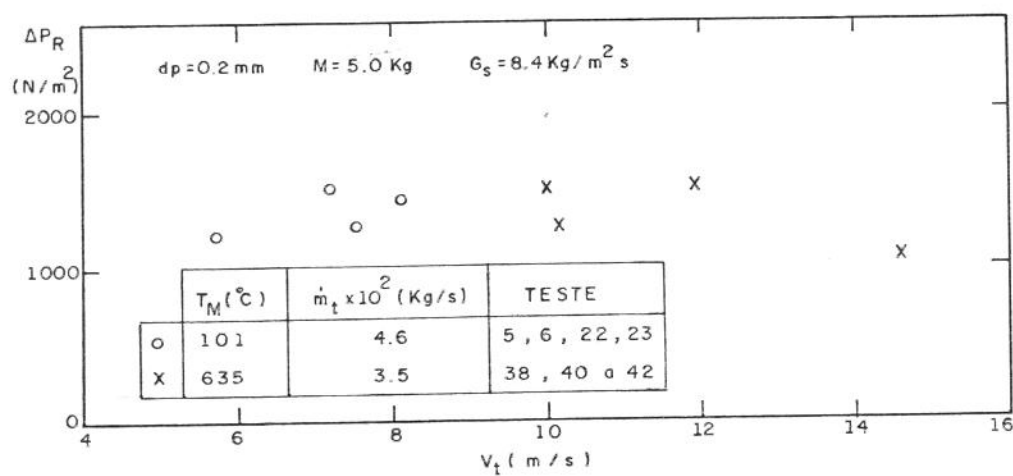


Figura 4.12: Efeito da temperatura e velocidade do ar na queda de pressão na coluna principal, para um e baixo mesmo inventário de sólidos.

b. Ciclone.

As figuras 4.13 e 4.14, permitem analisar a influência na queda de pressão, do fluxo de sólidos recirculados e da velocidade do ar na entrada do ciclone.

A figura 4.13 mostra que a queda de pressão cresce suavemente com o aumento do fluxo de sólidos recirculados, sendo esse efeito um pouco mais significativo quando a velocidade do ar na entrada do ciclone é mais elevada.

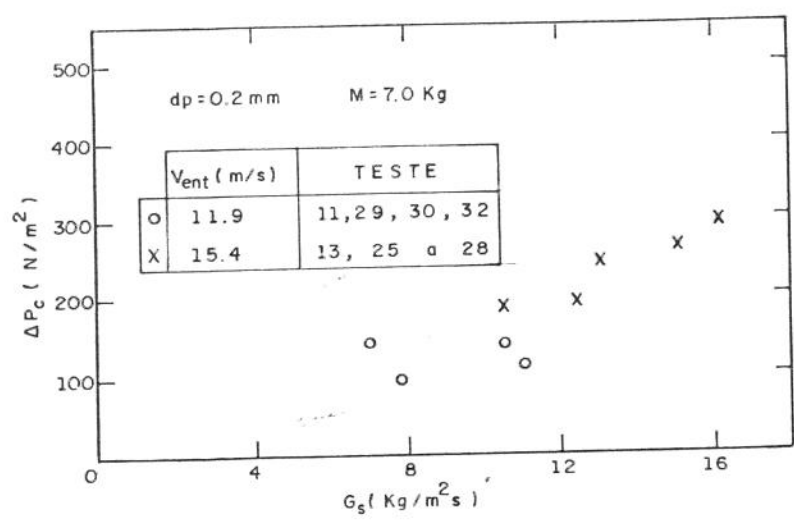


Figura 4.13: Efeito da velocidade do ar na entrada e do fluxo de sólidos recirculados no ciclone na queda de pressão

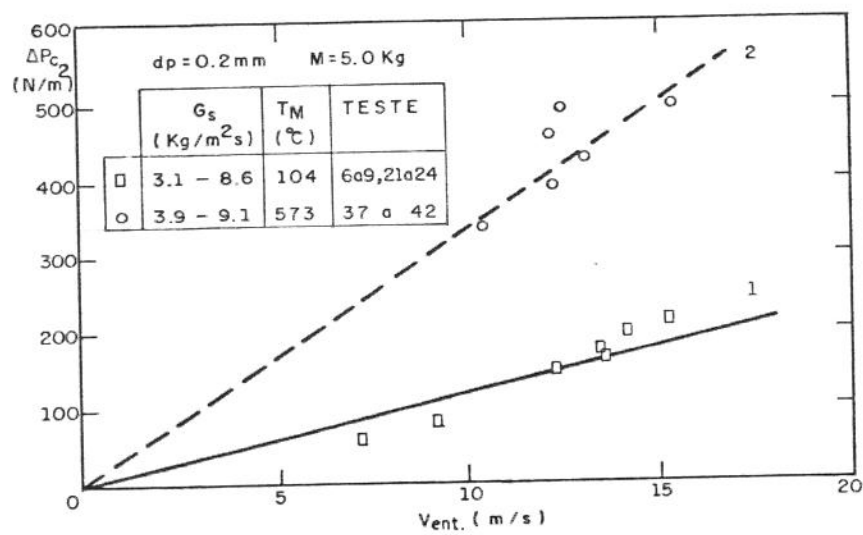


Figura 4.14: Efeito da temperatura e velocidade do ar na entrada do ciclone na queda de pressão, para vários fluxos de sólidos recirculados.

Pela figura 4.14 observa-se que a queda de pressão aumenta linearmente com a velocidade de entrada do ar na entrada do ciclone ; o valor desta para o sistema operando com temperaturas elevadas é superior ao que ocorre na operação em baixa temperatura, na mesma velocidade de entrada. Isso pode ocorrer devido ao aumento da viscosidade do ar com a temperatura, tornando a contribuição desse na queda de pressão mais significativa.

c - Coluna de Retorno

A queda de pressão na coluna de retorno é uma função do fluxo de sólidos recirculados. Ela cresce de forma não linear com o fluxo, como observado na figura 4.15. Há um valor limite da queda de pressão acima do qual não ocorrerá escoamento, e cujo valor é específico para cada geometria de válvula.

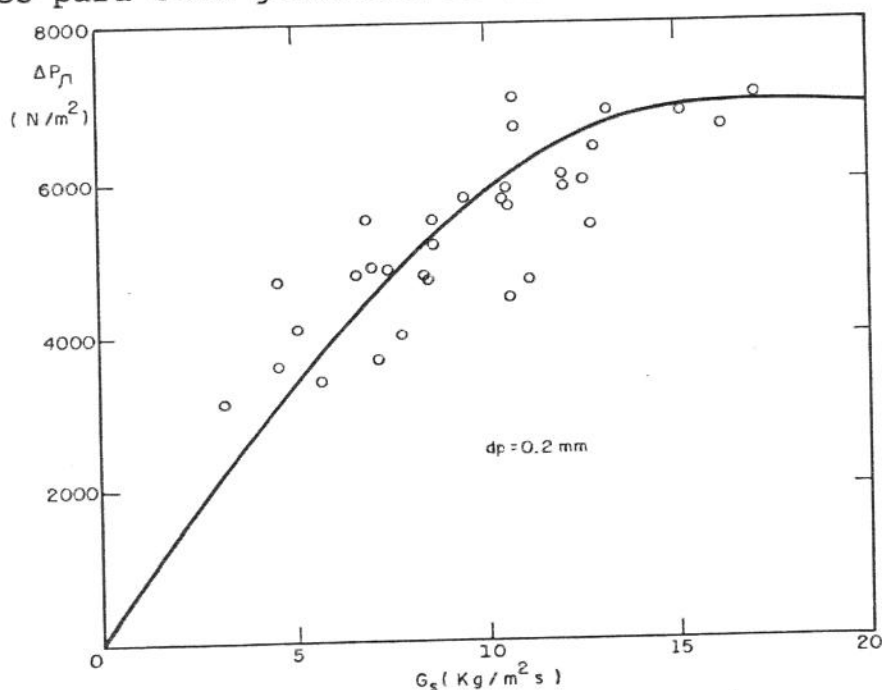


Figura 4.15: Queda de pressão na coluna de retorno em função do fluxo de sólidos recirculados

O equilíbrio de pressão no leito fluidizado circulante é estabelecido quando a queda de pressão na coluna de retorno, ΔP_r , se iguala à soma das quedas de pressões das outras seções do circuito do sistema, ΔP_{soma} , como apresentado no item 4.4. A figura 4.16 mostra os valores experimentais de ΔP_r em relação aos de ΔP_{soma} . Eles se encontram distribuídos, em sua maioria, em torno da reta de 45°, que corresponde ao equilíbrio esperado. Os desvios verificados dão uma idéia das instabilidades encontradas nas medidas.

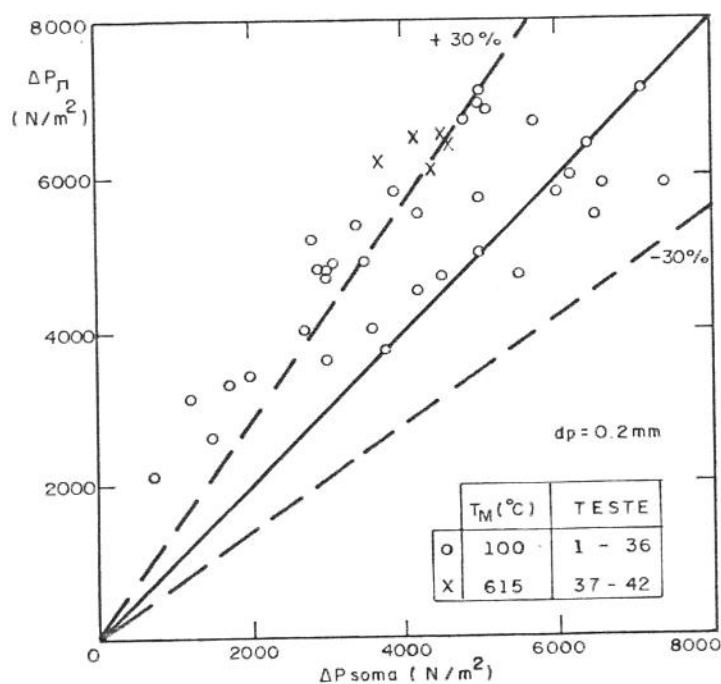


Figura 4.16: Queda de pressão na coluna de retorno em relação ao somatório das parcelas de queda de pressão das outras seções do circuito do sistema experimental.

A existência do comportamento não linear e de valores limites para a queda de pressão foram verificadas por Knowlton e Hirsan (1978) e Knowlton (1988), como aspectos importantes no projeto e operação da válvula-L.

d. Válvula-L

A queda de pressão na válvula-L aumenta de forma não linear com o fluxo de sólidos recirculados, como é mostrado na figura 4.17. O aumento no fluxo de sólidos recirculados só ocorre até que a queda de pressão atinja um valor limite de $(\Delta P/L)_{mf}$ para a operação da válvula-L. Knowlton e Hirsan (1978) e Knowlton (1988) mostraram esse comportamento não linear da queda de pressão em função do fluxo de sólidos na válvula-L.

Esse efeito, no entanto, é menos acentuado quando o sistema opera com temperatura elevada. Isso poderia ser explicado pela menor quantidade de ar de injeção necessária para a operação da válvula nestas condições.

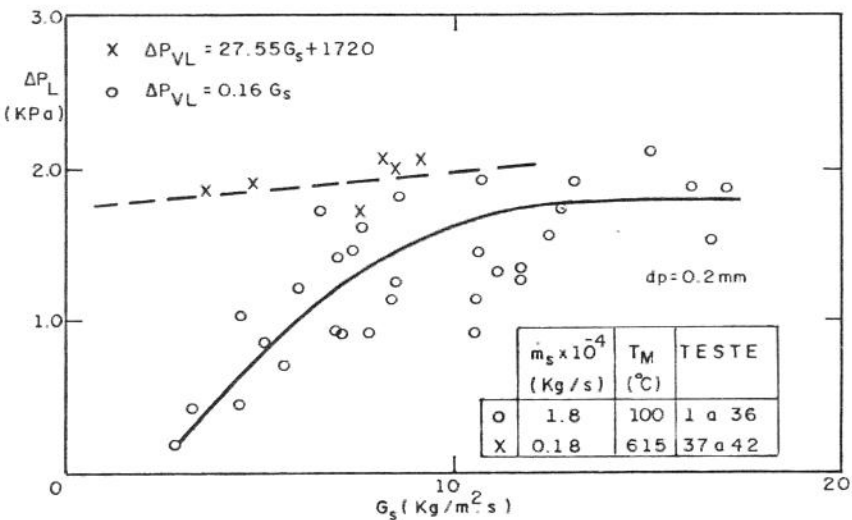


Figura 4.17: Queda de pressão na válvula-L em função do fluxo de sólidos recirculados, para temperatura baixa e elevada de operação.

A escassez de trabalhos com informações práticas sobre válvulas-L é significativa, principalmente no que diz respeito ao estudo do equilíbrio de pressão, em sistemas com leito fluidizado circulante.

4.3.5. Perfil de Temperatura

O perfil de temperatura do sistema é o mesmo para operações em temperaturas baixas ou elevadas, como apresentado na figura 4.18. O gradiente de temperatura é maior na base da coluna principal, principalmente para as temperaturas altas. Isto poderia ser devido ao maior intercâmbio de energia nesta região provocada pela reinjeção dos sólidos da coluna de retorno, com ar auxiliar, e a injeção de ar secundário.

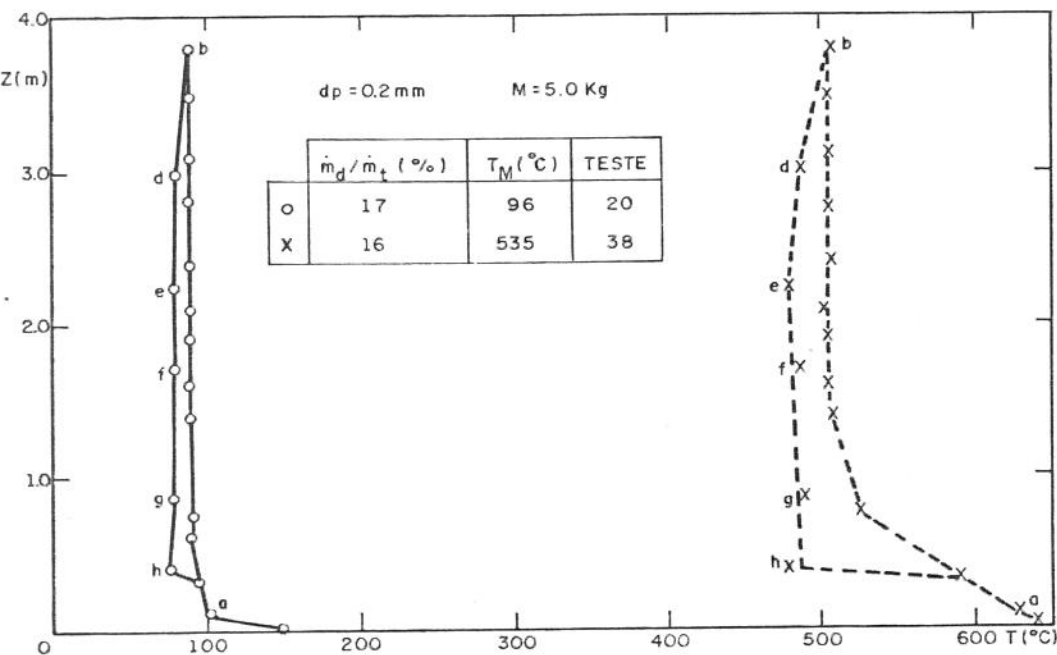


Figura 4.18: Perfis de temperaturas ao longo do sistema.

CAPÍTULO 5

CONCLUSÕES E RECOMENDAÇÕES

5.1 Conclusões

Este trabalho consistiu no desenvolvimento de um combustor de bancada com um leito fluidizado rápido, para queima de carvão mineral com o controle da emissão de SO_2 pela adição de calcário no reator. O combustor foi projetado, construído e instalado, seguindo-se a realização de um programa de testes para sua pré-operação.

Com base nos resultados experimentais obtidos na pré-operação do sistema experimental desenvolvido, concluiu-se que:

a. Funcionamento do sistema:

- A base do sistema com geometria do tipo venturi e a não utilização da placa distribuidora, se mostraram adequadas para a operação em combustor com diâmetros pequenos, apresentaram menores perdas de pressão e reduziram os problemas de entupimento e deformação característicos dos sistemas que utilizam distribuidores.

- A válvula de amostragem de sólidos, sua forma construtiva e sua localização na coluna de retorno permitiram que a operação de coleta de amostra e a medida do fluxo de sólidos recirculados fossem realizadas simultaneamente e sem provocar oscilações nas pressões do sistema.

- A válvula-L apresentou melhor desempenho com partículas de menor diâmetro (aproximadamente 0,2mm.). Para sua operação foi necessário que o ar de reinjeção estivesse em pressão acima de 2 bar.

- O sistema de alimentação de sólidos do tipo pneumático permitiu um controle adequado de descarga de areia usada na pré-operação do combustor.

- Os separadores gás/sólido; ciclone e filtro de manga, apresentaram desempenhos satisfatórios às condições operacionais deste trabalho.

- O sistema de resfriamento garantiu a saída dos gases na temperatura adequada às condições de estudo e aos equipamentos.
- Os equipamentos, aquecedor elétrico do ar e queimador de GLP, se mostraram apropriados para partida do sistema em condições de operação e de segurança desejadas.

b. Testes pré-operacionais

- Perfil de pressão - O levantamento do perfil de pressão possibilitou constatar o equilíbrio de pressão no sistema, tal que:

$$\Delta p_{d-g} = \Delta p_{g-a} + \Delta p_{a-b} + \Delta p_{b-c} + \Delta p_{c-d} \quad (4.5)$$

Retorno Válvula-L Col.princ. Curva Ciclone

O maior diferencial de pressão no sistema ocorreu na coluna de retorno e na válvula-L, que deve considerar este fato no seu dimensionamento.

- Porosidade - Os perfis de porosidade mostraram a operação do sistema em condições típicas de transporte em leito rápido e/ou transporte pneumático diluído.

- Fluxo de sólidos recirculados - O valor máximo de recirculação é função da condição de operação da válvula-L, estabelecida pelo diâmetro e comprimento da tubulação e pela altura da injeção de ar auxiliar. Aumentos desta variável provocou, principalmente, aumento na perda de pressão na coluna principal.

- Inventário de sólidos - O inventário máximo para cada diâmetro de partícula se mostrou função da capacidade de recirculação da válvula-L e do sistema de insuflamento de ar. Aumentos de inventários de sólidos levaram a maiores concentrações destes no leito da coluna principal.

- Ar secundário - A utilização de ar secundário no sistema provocou mudanças significativas na fluidodinâmica do leito, como o aumento na concentração de sólidos na base do leito e na recirculação de sólidos.

5.2 Recomendações

Para a continuidade do estudo realizado neste trabalho, recomenda-se a implementação da proposição de operação em processo de combustão com remoção de SO_2 apresentada no item 3.2 do Capítulo 3.

Sugere-se ainda alterações no equipamento visando aumentar sua flexibilidade de operação e facilitar a obtenção dos dados, como a mudança no diâmetro da coluna de retorno e da válvula-L para aumentar a capacidade de fluxo de sólido recirculado e, possivelmente, a utilização de transdutores de pressão para as medidas de pressão.

As características construtivas do sistema e os resultados da fluidodinâmica obtidos, indicaram a possibilidade da operação do sistema em processo de combustão do carvão mineral com remoção de SO_2 pela adição de calcário, com a flexibilidade necessária para o controle das variáveis operacionais.

O sistema experimental desenvolvido neste trabalho, se mostrou conveniente e de projeto adequado para a operação desejada, se constituindo no único equipamento de bancada de seu porte disponível para pesquisa no país.

APÊNDICE A

APÊNDICE A

Diagrama de Blocos

Leitura de Dados

WS/WG, S1, S2, ZC1, ZC2, CA1, CA2, CAS, DI, CZC, M1

Cálculo da Razão de Descarga de
Combustível/Calcário, DM

$$DM = \frac{(ZC1.CA1 - 1,4.CAS.S1)}{(1,4.CAS.S2 - ZC2.CA2)}$$

Leitura de Dados

YC1, YC2, YH1, YH2, YS1, YS2, YO1, YO2

Cálculo do Ar Teorico de Combustão, WTE
[Nm³ de ar/kg de combustível]

$$WTE = 1,84.(YC1 + DM.YC2) + 5,56.(YH1 + DM.YH2) + \\ + 0,697.(YS1 + DM.YS2)$$

$$WTE = (WTE - 0,7.(YO1 + DM.YO2) . 100 / 21$$

Cálculo da Composição do Gases de Combustão
 PSO_2 , PCO_2 , PH_2O , PN_2 , PO_2

$$PSO_2 = WSO_2/RO_9, PCO_2 = WCO_2/RO_9, PH_2O = WH_2O/RO_9$$

$$PN_2 = WN_2/RO_9, PO_2 = WO_2/RO_9$$

Leitura de Dados
 $ROSO_2$, $ROCO_2$, ROH_2O , RON_2 , ROO_2

$$MI(SO_2), MI(CO_2), MI(H_2O), MI(N_2), MI(O_2), T$$

$$NUM = 5, I = 1 \text{ a } 5 \quad 1:SO_2, 2:CO_2, 3:H_2O, 4:N_2, 5:O_2$$

$$J = 1 \text{ A } 5$$

Cálculo de Viscosidade e Densidade dos Gases de Combustão; $ROGC$, $VISGC$

$$MISO_2 = (-3,793 + 0,4645 \cdot T - 0,00007276 \cdot T^2) \cdot 0,0000001$$

$$MICO_2 = (25,45 + 0,4549 \cdot T - 0,00008649 \cdot T^2) \cdot 0,0000001$$

$$MIH_2O = (-31,49 + 0,4145 \cdot T - 0,000008271 \cdot T^2) \cdot 0,0000001$$

$$MIN_2 = (30,43 + 0,4989 \cdot T - 0,0001093 \cdot T^2) \cdot 0,0000001$$

$$MIO_2 = (18,11 + 0,6632 \cdot T - 0,0001879 \cdot T^2) \cdot 0,0000001$$

$$X(1) = PSO_2, X(2) = PCO_2, X(3) = PH_2O, X(4) = PN_2, X(5) = PO_2$$

$$RO(1) = ROSO_2, RO(2) = ROCO_2, RO(3) = ROH_2O, RO(4) = RON_2$$

$$RO(5) = ROO_2$$

$$ROGC = X(I) \cdot RO(I)$$

$$NUM(I) = X(I) \cdot MI(I)$$

$$DENOM(I) = DENOM(I) + X(J) \cdot (M(J)/M(I))^{1/2}$$

$$VISGC = MUN(I)/DENOM(I)$$

Cálculo do Calor Específico, CW_9 [kJ/kg°C]

$$CW_9 = PSO_2 \cdot CWSO_2 + PCO_2 \cdot CWCO_2 + PH_2O \cdot CWH_2O +$$

$$+ PN_2 \cdot CWN_2 + PO_2 \cdot CWO_2$$

Leitura de Dados

FI, C1, C2, T1, T2, ROARO, C5, T5, PCI1, PCI2,
C9, T9, LR, RIR, VISAG, VISCW, PRAG, ROAG, HENT,
HSA, EPAG, E1R, KA1, KAG, HIR, TAG1, TAG2, TI,
R1, R2

Cálculo da Descarga de Água na Parede d'Água
do Leito Rápido, do Coeficiente Global de
Transferência de Calor M12, U12 - interativo
e Calor Sensível Trocado Atráves da Parede
d'Água, Q12

$$AIR = 2\pi LR$$

$$M12 = U12.A1R.(TI-(TAG2+TAG1)/2)/(HSA-HENT)$$

$$Q12 = U12.A1R.(TI-(TAG1+TAG2)/2)$$

Leitura de Dados

VISF, ROAR, PR, HI, KAR, TI, TE, L, UAR, C1,
C2, CW1, CW2, CW3, CW4, T1, T2, T3, T4, X,
DEST, DEC, LTCC, LCI, LCO, LTSC

Cálculo da Descarga do Combustível, M1, a partir
do Balanço de Massa e Energia [kg/s]

```

RED = ROAR.UAR.2.R2/VISF
NUD = (1+(RED/282000)1/2.0,62.(RED1/2). (PR)1/3)
NUD = 9NUD/(1+(0,4/PR)2/3)1/4+0,3
HE = NUD.KAR/L
UID = 1/HI+R1/K1.LOG(R2/R1)+R1/(HE.RE)
UI = 1/UID
Q11 = (TI-TE).(UI.AI).0,001
W9F = ROGC.RO9
M5P = (X.W9F+W9F)-(1+DM+WTR.ROARO)
SLCO =  $\pi$ (LCO2-(DEC/2-DEST/2)2)1/2(DEC/2+DEST/2)
QEXT = U11.( $\pi$ (DEST.LTCC+DEC.LCI+DEST.LTSC)+SLCO).
      .(850-20)/1000
Q1P = C1.T1
Q2P = DM.ROARO.C2.T2
Q1FP = 0,05.WTR.ROARO.CW1.T1
Q2FP = 0,05.WTR.ROARO.DM.CW2.T2
Q3FP = 0,5.(1-0,05.(1+DM)).WTR.CW3.T3
Q4FP = 0,5.(1-0,05.(1+DM)).WTR.CW4.T4
Q5P = M5P.C9.T9
QTP = PCI1+PCI2.DM
Q9P = X.W9F.C9.T9
Q9FP = W9F.CW9.T9
QA = Q1P+Q2P+Q1FP+Q2FP+Q3FP+Q4FP+Q5P+Q7P
QB = Q9P+Q9FP
QC = Q11+Q12.QEXT
M1 = QC/(QA-QB)

```

Cálculo da Descarga de Calcário, M2 [kg/s]

M2 = M1.DM

Cálculo da Descarga de Cinzas considerando sua %
C2C e 80% da Massa de Calcário, M101, [kg/s]

M101 = C2C . M1 + 0,8 M2

Cálculo da Vazão Mássica do Ar:

Alimentação - Combustível: W1F
Calcário: W2F

Para o leito - Primário: W3F
Secundário: W4F

$$W1F = 0,05.WTR.ROARO.M1$$

$$W2F = 0,05.WTR.ROARO.DM.M1$$

$$W3F = 0,5.(1-0,05.(1+DM)).WTR.ROARO.M1$$

$$W4F = W3F$$

Cálculo da Descarga, W9, Vazão, WGC, Velocidade Superficial do Gás, VGC

$$W9 = ROGC.RO9.M1$$

$$WGC = RO9.((T9+273)/273).M1$$

$$VGC = WGC/\pi DI^2/4$$

Cálculo da Descarga dos Produtos de Sólidos de Combustão pelo Topo do Combustor, M9

$$(X = WG/WS)$$

$$M9 = X.M9$$

Cálculo das Descargas de Sólido: Topo, M13 e Base, M14

$$M13 = (1-FI).M9$$

$$M14 = FI.M9$$

Cálculo do Retorno de Sólidos,
M5 e da Descarga de Cinzas

$$M5 = M5P \cdot M1$$
$$M10 = M14 - M5$$

Cálculo da Quantidade de Masssa que entra,
ME e que Sai, MS

$$ME = M1 + W1F + M2 + W2F + W3F + W4F + M5$$
$$MS = M9 \cdot W9$$

Leitura de Dados
H6, H8, T6, T8

Cálculo das Parcelas de Calor Sensível
do Combustor [KJ/s]
Cálculo do Calor Sensível de Água de
Alimentação, Q6F e da Saída da Parede
d'Água, Q8F

$$W6 = M12$$
$$W8 = M12$$
$$Q6F = W6 \cdot H6$$
$$Q8F = W8 \cdot H8$$
$$Q68F = M12 (H8 - H6)$$

Cálculo do Calor Sensível do Combustível,
Q1 e do Calcário, Q2 [KJ/s]

$$Q1 = M1 \cdot C1 \cdot T1$$
$$Q2 = M2 \cdot C2 \cdot T2$$

Cálculo do Calor Sensível do Ar de Alimentação
do Combustível, Q1F, do Calcário, Q2F, do Ar
Primário, Q3F, do Ar Secundário, Q4F.

$$\begin{aligned}Q1F &= 0,05 \cdot WTR \cdot ROARO \cdot CW1 \cdot T1 \cdot M1 \\Q2F &= 0,05 \cdot WTR \cdot ROARO \cdot CW2 \cdot T2 \cdot M2 \\Q3F &= 0,5 \cdot (1 - 0,05 \cdot (1 + DM)) \cdot WTR \cdot ROARO \cdot CW3 \cdot T3 \cdot M1 \\Q4 &= 0,5 \cdot (1 - 0,05 \cdot (1 + DM)) \cdot WTR \cdot ROARO \cdot CW4 \cdot T4 \cdot M1\end{aligned}$$

Cálculo do Calor Sensível das Cinzas Recirculadas, Q5

$$Q5 = M5 \cdot C9 \cdot T9 - QEXT$$

Cálculo do Calor Sensível Gerado pela Combustão da
Mistura, Q7

$$Q7 = M1 \cdot PCI1 + M2 \cdot PCI2$$

Cálculo do Calor Sensível dos Gases de Combustão,
Q9, dos Produtos Sólidos da Combustão, Q9F,
das Cinzas de Descarga do Ciclone, Q10

$$\begin{aligned}C10 &= C9 \\Q9F &= ROGC \cdot RO9 \cdot CW9 \cdot T9 \cdot M1 \\Q9 &= M9 \cdot C9 \cdot T9 \\T10 &= T9 \\Q10 &= M10 \cdot C10 \cdot T10\end{aligned}$$

Cálculo do Calor Sensível Perdido pelo Leito Denso,
Q11 e pelo Leito Rápido, Q12

$$Q11 = UI \cdot Ai \cdot (TI - TE) \cdot 0,001$$

$$Q12 = U12 \cdot AIR (TI - (TAG2 - TAG1)/2) \cdot 0,001$$

Cálculo do Calor Sensível Total: Gerado, QE e
Perdido, QS

$$QE = Q1 + Q1F + Q2 + Q2F + Q3F + Q4F + Q5 + Q7$$

$$QS = Q68F + Q9 + Q11 + Q12$$

Leitura de Dados
ROS, DP, G, FII, G

Cálculo das Velocidades Terminais, VT, Mínima
Fluidização UMF

$$DP = FII \cdot DP$$

$$ROGC = ROGC \cdot 273 / (T9 + 273)$$

$$GAMA = (4/3 \cdot G \cdot DP^3 (ROS - ROGC)^{1/2} / VISGC$$

$$LGO = LOG(GAMA)$$

$$LGA1 = LGO \cdot LGO$$

$$LGA4 = LGA1 \cdot LGA1$$

$$REINF = -1,38 + 1,94 \cdot LGO - 0,086 \cdot LGO^2 -$$

$$-0,025 \cdot LGO^3 + 0,000919 \cdot LGO^4$$

$$REINF = REINF + 0,000535 \cdot LGO^5$$

$$REINF = (REINF / 2,303) \cdot 10$$

$$UINF = REINF \cdot VISGC / (ROGC \cdot DP)$$

$$VT = UINF$$

$$UMF = (33,7^2 + 0,048 \cdot DP^3 \cdot ROGC \cdot (ROS - ROGC) \cdot$$

$$\cdot G / VISGC^2)^{1/2} - 33,7$$

$$UMF = UMF \cdot (VISGC / (ROGC \cdot DP))$$

Cálculo das Condições Críticas, GSV, [m³/s],
GSM [KJ/m³]

EC=0,94.3x10⁻⁵ . (ROS-990)
G5=ROS.(1-EC) . (VGC-VT)
GST=GST/ROS
GSM=GST/GSV

Leitura de Dados
VREINJ, ALF, AREINJ

Cálculo da Válvula-L

MEINJ=XW9
MEINJ=ROS.(1-EF).AREINJ.UREINJ
DREINJ=(4.MREINJ/(ROS.(1-EF).UEINJ.π))^{1/2}
Se L2 ≥ 2 . DREINJ
L2=2.DREINJ
LREINJ = DREINJ/TAN(ALF)
L10=1,5.LREINJ
L11=8.LREINJ
L10 ≤ L1 ≤ L11

```

' PROJETO.BAS
'
' ESTE PROGRAMA ESTA EM QUICK BASIC (QB)
'
LPRINT"*****"
LPRINT""
LPRINT""
LPRINT"" CALCULO DAS VARIABEIS DE PROJETO DE CALDEIRA DE LEITO FLUIDIZADO RAPIDO""
LPRINT""
LPRINT"*****"
LPRINT:LPRINT
'
' AS UNIDADES DE TRABALHO ESTAO EM S.I.
'
' A CALDEIRA E CONSTITUIDA DE REGIAO DE LEITO DENSO: PAREDE METALICA
' E ISOLANTE EXTERNO - REGIAO DE LEITO RAPIDO: PAREDE D'AGUA E ISOLANTE.
'
' INPUT"X (WS/WG)=";X
' INPUT"DATA: ";DAT
' LPRINT"DATA: ";DAT;".1989"
'
' CALCULO DA DESCARGA DE CALCARIO INTRODUZIDO - M2-[kg/s]
'
' DADOS:
' DATA 0.039,0,0,1,0,0.4242,3.0,3.14159,0.1108,0.563
'
' LEITURA DE DADOS:
' READ S1,S2,ZC1,ZC2,CA1,CA2,CAS,PI,DI,CZC
'
' S1,S2 - TEOR EM MASSA DE ENXOFRE NO COMBUSTIVEL E NO CALCARIO, RESPEC-
' TIVAMENTE
' ZC1,ZC2 - TEOR EM MASSA DE CINZAS LIVRES DE CARBONATO NO COM-
' BUSTIVEL E NO CALCARIO, RESPECTIVAMENTE
' CA1,CA2 - TEOR EM MASSA DE CaO NAS CINZAS DE COMBUSTIVEL E CALCARIO, RES-
' PECTIVAMENTE
' CZC - TEOR EM MASSA DAS CINZAS NO COMBUSTIVEL
' M1 - DESCARGA DE COMBUSTIVEL - [kg/s]
' M2 - DESCARGA DE CALCARIO - [Kg/s]
' CAS - RAZAO DE Ca/S
' DM=M2/M1
'
' DM=(ZC1*CA1-1.4*CAS*S1)/(1.4*CAS*S2-ZC2*CA2)
' LPRINT"DM=";DM;TAB(20);"Ca/S=";CAS
' LPRINT"S1=";S1;TAB(20);"S2=";S2
' LPRINT"ZC1=";ZC1;TAB(20);"ZC2=";ZC2
' LPRINT:LPRINT
'
' CALCULO DO AR TEORICO DE COMBUSTAO - WTE [Nm3 DE AR/kg DE COMBUSTIVEL]
'
' DADOS:
' DATA 0.29,0,0.021,0,0.039,0,0.019,0
' LEITURA DE DADOS:
' READ YC1,YC2,YH1,YH2,YS1,YS2,YO1,YO2
'
' YC1,YC2 - TEOR EM MASSA DE CARBONO NO COMBUSTIVEL E CALCARIO, RESPEC-
' TIVAMENTE
' YH1,YH2 - TEOR EM MASSA DE HIDROGENIO NO COMBUSTIVEL E CALCARIO, RESPEC-
' TIVAMENTE
' YS1,YS2 - TEOR EM MASSA DE ENXOFRE NO COMBUSTIVEL E CALCARIO, RESPECTI-
' VAMENTE
' YO1,YO2 - TEOR EM MASSA DE OXIGENIO NO COMBUSTIVEL E CALCARIO, RESPECTI-
' VAMENTE
'
' WTE=1.84*(YC1+DM*YC2)+5.56*(YH1+DM*YH2)+0.697*(YS1+DM*YS2)
' WTE=(WTE-0.7*(YO1+DM*YO2))*100/21
' WTE=8.05
' LPRINT"YC1=";YC1;TAB(20);"YC2=";YC2
' LPRINT"YH1=";YH1;TAB(20);"YH2=";YH2
' LPRINT"YO1=";YO1;TAB(20);"YO2=";YO2

```



```

LPRINT
LPRINT"WTE=";WTE;"Nm3 DE AR/Kg DE COMBUSTIVEL"
LPRINT:LPRINT
/
/
/  CALCULO DO AR TOTAL REAL - WTR - [Nm3 DE AR/kg DE COMBUSTIVEL]
/
/
/  DADOS:
/    DATA 1.20
/  LEITURA DE DADOS
/    READ EA
/  EA - EXCESSO DE AR
/
/
/    LPRINT"WTE TERA SEU VALOR ADMITIDO PARA MODIFICAR A VELOCIDADE DO GAS"
/    LPRINT
/    LPRINT"WTE=";WTE;"Nm3 DE AR/Kg DE COMBUSTIVEL"
/    WTR=WTE*EA
/    LPRINT"EA=";EA
/    LPRINT
/    LPRINT"WTR=";WTR;"Nm3 DE AR/Kg DE COMBUSTIVEL"
/    LPRINT:LPRINT
/
/
/  CALCULO DA VAZAO VOLUMETRICA DOS GASES DE COMBUSTAO - W9 -
/  [Nm3 DE GAS/kg DE COMBUSTIVEL]
/
/
/  GERACAO DE SO2 - (WSO2) - [Nm3 DE SO2/kg DE COMBUSTIVEL]
/
/    WSO2=0.683*(YS1+DM*YS2)
/    LPRINT"WSO2=";WSO2;"Nm3 DE SO2/Kg DE COMBUSTIVEL"
/    LPRINT:LPRINT
/
/  GERACAO DE CO2 - (WCO2) - [Nm3 DE CO2/kg DE COMBUSTIVEL]
/  DADOS:
/    DATA 0,0
/  LEITURA DE DADOS:
/    READ YZC1,YZC2
/
/  YZC1,YZC2 - TEOR EM MASSA DE CARBONATO NAS CINZAS DE COMBUSTIVEL E CALCA-
/    RIO
/
/  GERACAO DE CO2 DOS PRODUTOS DE COMBUSTAO - (WCO2P)
/
/    WCO2P=1.854*(YC1+DM*YC2)
/
/  GERACAO DEVIDO AO TEOR DE CARBONATO NA MISTURA NA CALCINACAO - (WCO2C)
/
/    WCO2C=0.222*(YZC1+DM*YZC2)
/
/    WCO2=WCO2P+WCO2C
/    LPRINT"YZC1=";YZC1;TAB(20); "YZC2=";YZC2
/    LPRINT"WCO2P=";WCO2P;TAB(20); "WCO2C=";WCO2C
/    LPRINT
/    LPRINT"WCO2=";WCO2;"Nm3 DE CO2/Kg DE COMBUSTIVEL"
/    LPRINT:LPRINT
/
/  GERACAO DE AGUA - (WH2O) - [Nm3 DE VAPOR D'AGUA/kg DE COMBUSTIVEL]
/
/
/  DADOS:
/    DATA 0.062,0.10,0.017
/  LEITURA DE DADOS:
/    READ YW1,YW2,YWA
/
/  YW1,YW2 - TEOR EM MASSA DE UMIDADE NO COMBUSTIVEL E CALCARIO, RESPECTIVA-
/    MENTE
/  YWA - UMIDADE ABSOLUTA DO AR
/
/  GERACAO DEVIDO A OXIDACAO - (WH2OO)
/    WH2OO=11.11*(YH1+DM*YH2)

```

```

/
/ GERACAO DEVIDO A UMIDADE DO COMBUSTIVEL - (WH2OUC)
/   WH2OUC=1.244*(YW1+DM*YW2)
/
/ GERACAO DEVIDO A UMIDADE DO AR - (WH2OUA)
/   WH2OUA=1.244*WTR*1.293*YWA
/
/   WH2O=WH2O0+WH2OUC+WH2OUC+WH2OUA
/   LPRINT"YW1=";YW1;TAB(20);"YW2=";YW2;TAB(40);"YWA=";YWA
/   LPRINT"WH2O0=";WH2O0;TAB(20);"WH2OUC=";WH2OUC;TAB(40);"WH2OUA=";WH2OUA
/   LPRINT
/   LPRINT"WH2O=";WH2O;"Nm3 DE AGUA/Kg DE COMBUSTIVEL"
/   LPRINT:LPRINT
/
/ GERACAO DE N2 - (WN2)- [Nm3 DE N2/Kg DE COMBUSTIVEL]
/
/ DADOS
/   DATA 0.006,0,0.858,2.416,1.188,1.2715,1.112,900
/   LEITURA DE DADOS
/   READ YN1,YN2,CWSO2,CWH2O,CWN2,CWCO2,CWO2,T9
/
/   YN1,YN2 - TEOR EM MASSA DE NITROGENIO NO COMBUSTIVEL E NO CALCARIO, RES-
/   PECTIVAMENTE
/   CWSO2,CWH2O,CWN2,CWCO2,CWO2 - CALOR ESPECIFICO DOS GASES SO2,H2O,N2,CO2,
/   O2, A T9 RESPECTIVAMENTE [KJ/Kg- C]
/   T9 - TEMPERATURA DOS GASES DE COMBUSTAO [ C]
/
/ GERACAO DE N2 NO AR - (WN2A)
/   WN2A=0.79*WTR
/
/ GERACAO DE N2 NA MISTURA -(WN2M)
/   WN2M=0.8*(YN1+DM*YN2)
/
/   WN2=WN2A+WN2M
/   LPRINT"YN1=";YN1;TAB(20);"YN2=";YN2
/   LPRINT"WN2A=";WN2A;TAB(20);"WN2M=";WN2M
/   LPRINT
/   LPRINT"WN2=";WN2;"Nm3 DE N2/Kg DE COMBUSTIVEL"
/   LPRINT:LPRINT
/
/ GERACAO DE O2 -(WO2)- [Nm3 DE O2/Kg DE COMBUSTIVEL]
/
/   WO2=0.21*(EA-1)*WTE + (YO1+YO2)*22.4/32
/
/   RO9=WSO2+WCO2+WH2O+WN2+WO2
/
/   LPRINT"WO2=";WO2;"Nm3 DE O2/Kg DE COMBUSTIVEL"
/   LPRINT
/   LPRINT"RO9=";RO9;"Nm3 DE GAS/Kg DE COMBUSTIVEL"
/   LPRINT:LPRINT
/
/ CALCULO DA COMPOSICAO DOS GASES DE COMBUSTAO
/
/   PSO2=WSO2/RO9
/   PCO2=WCO2/RO9
/   PH2O=WH2O/RO9
/   PN2=WN2/RO9
/   PO2=WO2/RO9
/   LPRINT
/   LPRINT"PSO2=";PSO2;TAB(20);"PCO2=";PCO2;TAB(40);"PH2O=";PH2O
/   LPRINT"PN2=";PN2;TAB(20);"PO2=";PO2
/   LPRINT
/
/ CALCULO DA VISCOSIDADE E DENSIDADE DOS GASES DE COMBUSTAO
/   DIM MI(5),X(5),M(5),NUM(5),DENON(5),RO(5),ROGC(5)
/   T=900
/   MISO2=(-3.793+0.4645*T-0.00007276*T^2)*0.0000001
/   MICO2=(25.45+0.4549*T-0.00008649*T^2)*0.0000001
/   MIH2O=(-31.49+0.4145*T-0.000008271*T^2)*0.0000001
/   MIN2=(30.43+0.4989*T-0.0001093*T^2)*0.0000001
/   MIO2=(18.11+0.6632*T-0.0001879*T^2)*0.0000001

```



```

D2R=2*R2R
A2R=P1*(D2R^2-D1R^2)/4
' CONVERSAO DE HENT,HSA PARA [W-s/Kg]
HENT=HENT*1000
HSA=HSA*1000
' ADMITINDO U12
U12=200
LPRINT"R1R=";R1R;TAB(20);"R1R=";R1R;TAB(40);"R2R=";R2R
LPRINT"E1R=";E1R;TAB(20);"EPAG=";EPAG;TAB(40);"LR=";LR
LPRINT"KA1=";KA1;TAB(20);"KA2=";KA2;TAB(40);"KAG=";KAG
LPRINT"VISCAG=";VISCAG;TAB(20);"VISCW=";VISCW
LPRINT"TI=";TI;TAB(20);"TAG1=";TAG1;TAB(40);"TAG2=";TAG2
LPRINT"H1R=";H1R;TAB(20);"HENT=";HENT;TAB(40);"HSA=";HSA
LPRINT"VALOR INICIAL DE U12=";U12;"W/m2- C"
LPRINT:LPRINT
B1=(R2R/R1R)^0.15
' B2=(VISCAG/VISCW)^0.14
B2=1
B3=PRAG^(1/3)
20 M122=U12*A1R*(TI-(TAG2+TAG1)/2)/(HSA-HENT)
B4=(2*R1R*M122/(VISCAG*A2R))^0.8
B5=0.038*B1*B2*B3*B4
B6=KAG*B5/D1R
HER=B6
B7=1/H1R
B8=(R1R/KA1)*LOG(R1R/R1R)
B9=1/B6
U121=1/(B7+B8+B9*R1R/R1R)
U122=M122*(HSA-HENT)/(A1R*(TI-(TAG1+TAG2)/2))
' M122=U121*A1R*(TI-(TAG2+TAG1)/2)/(HSA-HENT)
' LPRINT"B1=";B1;TAB(20);"B2=";B2;TAB(40);"B3=";B3
' LPRINT"B4=";B4;TAB(20);"B5=";B5;TAB(40);"B6=";B6
' LPRINT"B7=";B7;TAB(20);"B8=";B8;TAB(40);"B9=";B9
' LPRINT"M122=";M122;TAB(20);"U121=";U121;TAB(40);"U122=";U122
U12=U121
IF ABS(U121-U122)>0.01 THEN 20
U12=U121
M12=M122
U12=M12*(HSA-HENT)/(A1R*(TI-(TAG2+TAG1)/2))
Q12=U12*A1R*(TI-(TAG1+TAG2)/2)
' CONVERSAO DE Q12 PARA KJ/s
Q12=Q12*0.001
LPRINT"DESCARGA DE AGUA NA PAREDE D'AGUA E COEF. GLOBAL DE TRANSF."
LPRINT"DE CALOR"
LPRINT
LPRINT"M12=";M12;"Kg/s"
LPRINT
LPRINT"U12=";U12
LPRINT
LPRINT"CALOR SENSIVEL TROCADO ATRAVES DA PAREDE D'AGUA - Q12"
LPRINT
LPRINT"Q12=";Q12;"KJ/s"
LPRINT
LPRINT:LPRINT
'
'
'
'
REFRAT:
' *****
' * CALCULO DO COEFICIENTE GLOBAL DE TRANSFERENCIA DE CALOR NO LEITO DENSO *
' * DA CALDEIRA DE LEITO FLUIDIZADO RAPIDO, CONSIDERANDO VARIAS ESPESSURAS *
' * E TIPOS DE ISOLANTES E REFRATARIOS *
' *****
'
' AS UNIDADES DE TRABALHO ESTAO EM S.I.
'
' O LEITO E CONSTITUIDO DE UMA PAREDE DE PAREDE METALICA E ISOLLANTE

```

```

/
/ E e K - SAO ESPESSURA E CONDUT. TERMICA DO -ISOLANTE - [m] - [W/m - C]
/
/ HI e HE - COEFICIENTES DE TRANSF. DE CALOR NO INTERIOR DO LEITO E DO AM-
/ BIENTE, RESPECTIVAMENTE [W/m2- C]
/
/ TI,TE - TEMPERATURA DO LEITO E AMBIENTE, RESPECTIVAMENTE - [ C]
/
/ T1A - TEMPERATURA MAXIMA SUPORTADA(ADMITIDA) PELO ISOLANTE [ C]
/
/ T4A - TEMPERATURA MAXIMA ADMITIDA NA PAREDE EXPOSTA AO AMBIENTE - [ C]
/
/ (T1,T4)C - TEMPERATURAS CALCULADAS DA PAREDE DO ISOLANTE - [ C]
/
/ DADOS CONSTANTES
/ DATA 1.224,1.81E-5,0.703,1.005
/ DATA 900,20,68,.055,250,2.6,3.14159,3.6
/ DATA 0.094726654,1000,5
/
/ LEITURA DOS DADOS
/
/ READ ROAR,VISF,PR,KAR
/ READ TI,TE,T2A,R1,HI,UAR,PI,L
/ READ K1,T1A,E1
/
/ INICIO DO PROGRAMA: ENTRADA DE DADOS
/
1 CLS
/ AS TEMPERATURAS DEVERAO SER PASSADAS EM GRAUS CELSIUS
/ A ESPESSURA EM CENTIMETRO E O K EM W/m- C
/ INPUT "E1 = ",E1
/ INPUT "T1A = ",T1A
/ INPUT "K1 = ",K1
/ CONVERSÃO DA ESPESSURA EM [m]
/ E1=E1/100
/ LPRINT "A ESPESSURA ESTA EM [m]"
/ LPRINT "E1 = ";E1
/ LPRINT
/ LPRINT "T1A = ";T1A
/ LPRINT
/ LPRINT "K1, ESTA EM [W/m2- C]"
/ LPRINT "K1 = ";K1
/ LPRINT
/
/ R1=R1
/ R2=R1+E1
/ RE=R2
/ AI=2*PI*R1*L
/ AE=2*PI*RE*L
/
/ CALCULO DE COEF. DE TRANSFERENCIA DE CALOR
/
/ RED=ROAR*UAR*2*RE/VISF
/ NUD=(1+(RED/282000)^.5)*.62*(RED^.5)*(PR^(1/3))
/ NUD=(NUD/(1+((.4/PR)^(2/3)))^(1/4))+.3
/ HE=NUD*KAR/L
/ UID=1/HI+R1/K1*LOG(R2/R1)+R1/(HE*RE)
/ UI = 1/UID
/ U11=UI
/ Q=(TI-TE)*(UI*AI)
/ CONVERSÃO DE Q11 PARA KJ/s
/ Q11 = Q*0.001
/ LPRINT "RED = ";RED
/ LPRINT "NUD = ";NUD
/ LPRINT "HE = ";HE;" W/m2- C"
/ LPRINT "UI = ";UI;" W/m2- C"
/ LPRINT "Q11 = ";Q11;" KJ/s"
/ LPRINT:LPRINT
/

```

```

/  CALCULO DAS TEMPERATURAS
/
    T2C=Q/(HE*AE)+TE
    LPRINT "T2C = ";T2C
    IF T2C>65 THEN 1
    T1C=(Q*LOG(R2/R1))/(2*PI*K1*L)+T2C
    LPRINT "T1C = ";T1C
    IF T1C>T1A THEN 1
    LPRINT:LPRINT "AS ESPESSURAS ESTAO CORRETAS !!!"
    LOCATE 23,10:PRINT "OUTRO CALCULO <S/N> ?";
5  R$=INKEY$:IF R$<>"S" AND R$<>"N" THEN 5 ELSE IF R$="S" THEN 1
    CLS
/
/
/  CALCULO DA VAZAO MASSICA DE COMBUSTIVEL (M1) - [Kg/s]
/
/
/  DADOS
/    DATA 0.8,0.8,50,50
/  LEITURA DE DADOS
/    READ C1,C2,T1,T2
/
/  C1,C2,T1,T2 - CALOR ESPECIFICO DO COMBUSTIVEL E CALCARIO [KJ/Kg- C] E
/    TEMPERATURA DE ENTRADA DO COMBUSTIVEL E CALCARIO [ C],
/    RESPECTIVAMENTE
/
/  DADOS
/    DATA 1.0065,1.0065,1.026,1.026,50,50,200
/    DATA 1.0065,1.0065,1.037,1.037,50,50,250
/    DATA 1.0065,1.0065,1.047,1.047,50,50,300
/    DATA 1.0065,1.0065,1.058,1.058,50,50,350
/    DATA 1.0065,1.0065,1.068,1.068,50,50,400
/    DATA 1.0065,1.0065,1.093,1.093,50,50,500
/    DATA 1.0065,1.0065,1.114,1.114,50,50,600
/  LEITURA DE DADOS
/    READ CW1,CW2,CW3,CW4,T1,T2,T3
/
/  CW1,CW2,CW3,CW4 - CALOR ESPECIFICO DO AR A T1,T2,T3,T4, RESPECTIVA-
/    MENTE [KJ/Kg- C]
/  T1,T2,T3,T4 - TEMPERATURAS DO AR DE ALIMENTACAO, DO COMBUSTIVEL E CAL-
/    CARIO E DO AR PRIMARIO E SECUNDARIO [ C]
/
/    T4=T3
/    W1F+W2F=0.05*(M1+M2)*WTR*ROARO=0.05*(1+DM)*WTR*ROARO*M1
/    W3F+W4F=WTR*ROARO*M1-(W1F+W2F)=(1-0.05*(1+DM))*WTR*ROARO*M1
/    W1F+W2F+W3F+W4F=WTR*ROARO*M1
/    W3F=0.5*(1-0.05*(1+DM))*WTR*ROARO*M1
/    W4F=W3F
/    W1F=0.05*WTR*ROARO*M1
/    W2F=0.05*WTR*ROARO*DM*M1
/
/  O CALCULO DE M1 BASEIA-SE NAS EQS DE BALANCO DE ENERGIA E NO BALANCO
/  DE MASSA
/
/  BALANCO DE ENERGIA:
/
/    Q1+Q2+Q1F+Q2F+Q3F+Q4F+Q5+Q7=Q9+Q9F+Q11+Q12
/
/    Q1=M1*C1*T1
/    Q2=M2*C2*T2=M1*DM*C2*T2
/    Q1F=W1F*CW1*T1*M1
/    Q2F=W2F*CW2*T2
/    Q3F=W3F*CW3*T3
/    Q4F=W4F*CW4*T4
/    Q5=M14*C9*T9-M10*C10*T9-U11*AES*(850-20)
/    Q7=PCI1*M1+PCI2*DM*M1=(PCI1+PCI2*DM)*DM
/    Q9=Q9F-Q9*T9=X*W9*M1*C9*T9=X*ROGC*RO9*C9*T9*M1
/    Q9F=W9*CW9*T9=ROGC*RO9*M1*CW9*T9
/
/  BALANCO DE MASSA

```

```

/
/ M1+W1F+W2+W2F+W3F+W4F+W5=M9+W9
/ M14=M5+M10 : M10=M14-M5
/
/ M9=X*W9
/
/ W1F+W2F=0.05*(M1+M2)*WTR*ROARO=0.05*(1+DM)*WTR*ROARO*M1
/ W3F+W4F=WTR*ROARO*M1-(W1F+W2F)=(1-0.05*(1+DM))*WTR*ROARO*M1
/ W9= ROGC*RO9*M1
/ W9F=ROGC*RO9
/ M5=(M9+W9)-(M1+W1F+W2F+W3F+W4F)=(M9-W9)-(M1+M2+WTR*ROARO*M1)
/ M5=(X*W9F+W9F)-(1+DM+WTR*ROARO)*M1
/
/ W9F=ROGC*RO9
/ M5P=(X*W9F+W9F)-(1+DM+WTR*ROARO)
/
/ M14=FI*M9
/ M14=FI*X*M9=FI*X*W9F*M1
/ Q5=M14*C9*T9-(M14-M5)*C9*T9-U11*AES*(850-20)
/ Q5=M14*C9*T9-M14*C9*T9+M5*C9*T9-U11*AES*(850-20)
/ Q5=M5*C9*T9-U11*AES*(850-20)
/ Q5=(M5P*C9*T9)*M1-U11*AES(850-20)
/
/ PARAMETROS ADMITIDOS PARA O CALCULO DAS PERDAS NA RECIRCULACAO
/
/ DADOS:
/ DATA 0.0762,0.1,0.30,0.18,0.36,2.74
/
/ LEITURA DE DADOS
/ READ DEST,DEC,LTCC,LCI,LCO,LTSC
/
/ DEST,LTCC - DIAMETRO EXTERNO E COMPRIMENTO DO TUBO DE SAIDA DO COMBUS-
/ TOR,LCI,LCO - DIAMETRO EXTERNO E COMPRIMENTO DA PARTE CILINDRICA E CO-
/ NICO DO CICLONE [m], RESPECTIVAMENTE
/ DETS,LTSC - DIAMETRO EXTERNO E COMPRIMENTO DO TUBO DA SAIDA DA BASE DO
/ CICLONE PARA O COMBUSTOR [m], RESPECTIVAMENTE
/ AL - AREA LATERAL DA PARTE CONICA DO CICLONE [m2]
/
/ U11=UI
/ AL=SQR(LCO^2-(DEC/2-DEST/2)^2)
/ SLCO=AL*PI*(DEC/2+DEST/2)
/ DETS=DEST
/ AES=PI*(DEST*LTCC+DEC*LCI+DETS*LTSC)+SLCO
/ QEXT=U11*AES*(850-20)/1000
/ LPRINT"AES=";AES;" m2";TAB(20);"QEXT=";QEXT;" KJ/s"
/ LPRINT
/ Q1P=0
/ Q1P=C1*T1
/ Q2P=DM*ROARO*C2*T2
/ Q1FP=0.05*WTR*ROARO*CW1*T1
/ Q2FP=0.05*WTR*ROARO*DM*CW2*T2
/ Q3FP=0.5*(1-0.05*(1+DM))*WTR*ROARO*CW3*T3
/ Q4FP=0.5*(1-0.05*(1+DM))*WTR*ROARO*CW4*T4
/ Q5P=M5P*C9*T9
/ Q7P=PCI1+PCI2*DM
/ Q9P=X*W9F*C9*T9
/ Q9FP=W9F*CW9*T9
/ QA=Q1P+Q2P+Q1FP+Q2FP+Q3FP+Q4FP+Q5P+Q7P
/ QB=Q9P+Q9FP
/ QC=Q11+Q12+QEXT
/
/ M1=QC/(QA-QB)
/ M1H=M1*3600
/
/ W1F=0.05*WTR*ROARO*M1
/ W2F=0.05*WTR*ROARO*DM*M1
/ W3F=0.5*(1-0.05*(1+DM))*WTR*ROARO*M1
/ W4F=W3F

```

```

LPRINT"T3=";T3;" C"
LPRINT
LPRINT"W1F=";W1F;TAB(20); "W2F=";W2F;" Kg/s"
LPRINT
LPRINT"W3F=";W3F;TAB(20); "W4F=";W4F;" Kg/s"
LPRINT
LPRINT"Q1P=";Q1P;TAB(20); "Q2P=";Q2P;" KJ/Kg DE COMBUSTIVEL"
LPRINT
LPRINT"Q1FP=";Q1FP;TAB(20); "Q2FP=";Q2FP;" KJ/Kg DE COMBUSTIVEL"
LPRINT
LPRINT"Q3FP=";Q3FP;TAB(20); "Q4FP=";Q4FP;" KJ/Kg DE COMBUSTIVEL"
LPRINT
LPRINT"Q5P=";Q5P;TAB(20); "Q7P=";Q7P;" KJ/Kg DE COMBUSTIVEL"
LPRINT
LPRINT"Q9P=";Q9P;TAB(20); "Q9FP=";Q9FP;" KJ/Kg DE COMBUSTIVEL"
LPRINT
LPRINT"QA=";QA;TAB(20); "QB=";QB;"KJ/Kg DE COMBUSTIVEL"
LPRINT
LPRINT"QC=";QC;" KJ/s"
LPRINT:LPRINT
LPRINT"VAZAO MASSICA DO COMBUSTIVEL"
LPRINT
LPRINT"M1=";M1;" Kg/s"
LPRINT
LPRINT"M1H=";M1H;" Kg/h"
LPRINT:LPRINT
CALCULO DA VAZAO MASSICA DO CALCARIO [Kg/s]

M2=M1*DM
M2H=M2*3600

LPRINT"VAZAO MASSICA DO CALCARIO"
LPRINT
LPRINT"M2=";M2;"Kg/s"
LPRINT
LPRINT"M2H=";M2H;"Kg/h"
LPRINT:LPRINT
CALCULO DA DESCARGA DE CINZAS CONSIDERANDO A % DESTA NO COMBUSTIVEL E
80% DA MASSA DE CALCARIO

M101=CZC*M1+0.8*M2

LPRINT"M101=";M101;" Kg/s"
LPRINT:LPRINT

CALCULO DA VAZAO MASSICA DO AR: ALIMENTACAO DO COMBUSTIVEL (WF11), E CAL-
CARIO (WF22), DO AR PRIMARIO (WF33) E SECUNDARIO (WF44)

WF11=W1F
WF22=W2F
WF33=W3F
WF44=W4F

LPRINT"VAZAO MASSICA DO AR:"
LPRINT
LPRINT"ALIMENTACAO DO COMBUSTIVEL (WF11) E CALCARIO (WF22)"
LPRINT"WF11=";WF11;TAB(20); "WF22=";WF22;"Kg/s"
LPRINT
LPRINT"PRIMARIO (WF33) E SECUNDARIO (WF44)"
LPRINT"WF33=";WF33;TAB(20); "WF44=";WF44;"Kg/s"
LPRINT:LPRINT

CALCULO DA VAZAO MASSICA (W9), VOLUMETRICA (WGC), VELOCIDADE DO GAS DE
COMBUSTAO [Kg/s], [Nm3/s] E [m/s]

W9=ROGC*RO9*M1
WGC=RO9*((T9+273)/273)*M1
VGC=WGC/(PI*DI^2/4)

```



```

/
/      LPRINT"VAZAO MASSICA (W9), VOLUMETRICA (WGC), VELOCIDADE (VGC)"
/      LPRINT" DO GAS DE COMBUSTAO"
/      LPRINT
/      LPRINT"W9=";W9;"Kg/s"
/      LPRINT
/      LPRINT"WGC=";WGC;" m3/s"
/      LPRINT
/      LPRINT"WGC=";WGC;" m/s"
/      LPRINT:LPRINT
/
/      CALCULO DA DESCARGA DOS PRODUTOS SOLIDOS DE COMBUSTAO PELO TOPO DO COM-
/      BUSTOR M9- [Kg/s]
/
/      M9=X*W9
/
/      LPRINT"RELACAO (X=WG/WS) =" ;X
/      LPRINT
/      LPRINT"DESCARGA DOS PRODUTOS SOL. DE COMB. PELO TOPO"
/      LPRINT
/      LPRINT"M9=";M9;"Kg/s"
/      LPRINT:LPRINT
/
/      CALCULO DAS DESCARGAS NO CICLONE:TOPO (M13) E BASE (M14) [Kg/s]
/
/      FI - EFICIENCIA DO CICLONE
/
/      M13=(1-FI)*M9
/      M14=FI*M9
/      LPRINT"FI=";FI
/      LPRINT
/      LPRINT"DESCARGAS NO CICLONE: TOPO (M13) E BASE (M14)"
/      LPRINT
/      LPRINT"M13=";M13;"Kg/s";TAB(30);"M14=";M14;"Kg/s"
/      LPRINT:LPRINT
/
/      CALCULO DO RETORNO DE SOLIDOS (M5) E DA DESCARGA DE CINZAS (M10) [Kg/s]
/
/      M5= M5P*M1
/      M10=M14 -M5
/      LPRINT"DESCARGA DE RETORNO DE SOLIDOS (M5) E DAS CINZAS (M10) [Kg/s]"
/      LPRINT
/      LPRINT"M5=";M5;"Kg/s";TAB(30);"M10=";M10;"Kg/s"
/      LPRINT:LPRINT
/
/      CALCULO DA QUANTIDADE QUE ENTRA (ME) E DA QUE SAI (MS)
/
/      ME=M1+WF11+M2+WF22+WF33+WF44+M5
/      MS=M9+W9
/
/      LPRINT" TOTAL DE Kg/s QUE ENTRA (ME) E QUE SAI (MS)"
/      LPRINT"ME=";ME;TAB(20);"MS=";MS;"Kg/s"
/      LPRINT:LPRINT
/
/      CALCULO DAS PARCELAS DE CALOR SENSIVEL DA CALDEIRA [KJ/s]
/
/
/      CALCULO DO CALOR SENSIVEL DE AGUA DE ALIMENTACAO - Q6F - E DA SAIDA DA
/      PAREDE D'AGUA - Q8F
/
/      DADOS
/      DATA 251.1,376.9,60,90
/      LEITURA DE DADOS
/      READ H6,H8,T6,T8
/
/      H6,H8 - ENTALPIA EM FUNCAO DA TEMPERATURA T6 E T8 [KJ/Kg]
/      T6,T8 - TEMPERATURA DE ENTRADA E SAIDA DA AGUA [ C]
/      W6=M12
/      W8=M12
/      Q6F=W6*H6

```

```

Q8F=W8*H8
Q68F=M12*(H8-H6)
LPRINT"CALOR SENSIVEL DA AGUA"
LPRINT"DE ALIMENTACAO (Q6F)"
LPRINT"Q6F=";Q6F
LPRINT"DA SAIDA DA PAREDE DA D'AGUA (Q8F)"
LPRINT"Q8F=";Q8F
LPRINT
LPRINT"Q68F=";Q68F;"KJ/s"
LPRINT:LPRINT
/
/ CALCULO DO CALOR SENSIVEL DO COMBUSTIVEL INTRODUZIDO (Q1) E DO CALCARIO
/ (Q2)
/
Q1=M1*C1*T1
Q2=M2*C2*T2
LPRINT"CALOR SENSIVEL DO COMBUSTIVEL (Q1) E DO CALCARIO (Q2)"
LPRINT
LPRINT"Q1=";Q1;"KJ/s"
LPRINT"Q2=";Q2;"KJ/s"
LPRINT:LPRINT
/ CALCULO DO CALOR SENSIVEL DO AR DE ALIMENTACAO DO COMBUSTIVEL (Q1F) E
/ CALCARIO (Q2F), DO AR PRIMARIO (Q3F) E SECUNDARIO (Q4F) - [KJ/s]
/
Q1F=0.05*WTR*ROARO*CW1*T1*M1
Q2F=0.05*WTR*ROARO*CW2*T2*M1*DM
Q3F=0.5*(1-0.05*(1+DM))*WTR*ROARO*CW3*T3*M1
Q4F=0.5*(1-0.05*(1+DM))*WTR*ROARO*CW4*T4*M1
LPRINT"CALOR SENSIVEL DO AR:"
LPRINT
LPRINT"ALIMENTACAO DO COMBUSTIVEL (Q1F) E CALCARIO (Q2F)"
LPRINT"Q1F=";Q1F;"KJ/s"
LPRINT"Q2F=";Q2F;"KJ/s"
LPRINT
LPRINT"PRIMARIO (Q3F) E SECUNDARIO (Q4F):"
LPRINT"Q3F=";Q3F;"KJ/s"
LPRINT"Q4F=";Q4F;"KJ/s"
LPRINT:LPRINT
/
/ CALCULO DO CALOR SENSIVEL DAS CINZAS DE RETORNO (Q5) - [KJ/s]
/
Q5=M5*C9*T9
Q5 = Q5-QEXT
LPRINT"CALOR SENSIVEL DAS CINZAS DE RETORNO (Q5)"
LPRINT
LPRINT"Q5=";Q5;"KJ/s"
LPRINT:LPRINT
/ CALCULO DO CALOR SENSIVEL GERADO PELA COMBUSTAO DA MISTURA - Q7
/
DADOS
DATA 11464.16,0
LEITURA DE DADOS
READ PC11,PC12
PC11,PC12 - PODER CALORIFICO INFERIOR DO COMBUSTIVEL E CALCARIO, RESPEC-
TIVAMENTE [KJ/Kg DE COMBUSTIVEL], [KJ/Kg DE CALCARIO]
Q7=M1*PC11+M2*PC12
LPRINT"CALOR SENSIVEL DE COMBUSTAO DA MISTURA (Q7)"
LPRINT"PC11=";PC11;TAB(20);"PC12=";PC12
LPRINT"Q7=";Q7;"KJ/s"
LPRINT:LPRINT
/
/ CALCULO DO CALOR SENSIVEL DOS GASES DE COMBUSTAO - Q9 - DOS PRODUTOS
/ (SOLIDOS) DE COMBUSTAO - Q9F - DAS CINZAS DE DESCARGA DO CICLONE - Q10
/
DADOS

```

```

DATA 0.8,900
LEITURA DE DADOS
  READ C9,T9

CW9 - CALOR ESPECIFICO DOS GASES DE COMBUSTAO [KJ/Kg- C]
C9,C10 - CALOR ESPECIFICO DAS CINZAS A T9 E T10 [KJ/Kg- C]
T9,T10 - TEMPERATURA DE SAIDA DOS GASES E DE CINZAS [ C]
C10=C9
Q9F=ROGC*RO9*CW9*T9*M1
Q9=M9*C9*T9
T10=T9-5
Q10=M10*C10*T10
LPRINT"CALOR SENSIVEL DOS PRODUTOS DE COMBUSTAO"
LPRINT"DO GAS (Q9F)"
LPRINT"Q9F=";Q9F;"KJ/s"
LPRINT
LPRINT"DOS SOLIDOS (Q9)"
LPRINT"Q9=";Q9;"KJ/s"
LPRINT
LPRINT"DAS CINZAS DE DESCARGAS (Q10)"
LPRINT"Q10=";Q10;"KJ/s"
LPRINT:LPRINT

CALCULO DO CALOR SENSIVEL PERDIDO PELO LEITO DENSO - Q11 - E PELO LEITO
RAPIDO - Q12 - ATRAVES DA PAREDE PARA O AMBIENTE

U11=UI
Q11=U11*AI*(TI-TE)*0.001
Q12=U12*A1R*(TI-(TAG2+TAG1)/2)*0.001
LPRINT"CALOR SENSIVEL DO LEITO DENSO (Q11)"
LPRINT"Q11=";Q11;"KJ/s"
LPRINT
LPRINT"CALOR SENSIVEL DO LEITO RAPIDO (Q12)"
LPRINT"Q12=";Q12;"KJ/s"
LPRINT:LPRINT

CALCULO DO CALOR SENSIVEL TOTAL: GERADO (QE) E PERDIDO (QS)
QE=Q1+Q1F+Q2+Q2F+Q3F+Q4F+Q5+Q7
QS=Q6F+Q9+Q11+Q12
LPRINT"CALOR SENSIVEL: GERADO (QE) E PERDIDO (QS)"
LPRINT
LPRINT"QE=";QE;"KJ/s"
LPRINT"QS=";QS;"KJ/s"
LPRINT:LPRINT

CALCULOS DAS VELOCIDADES TERMINAIS,MINIMA DE FLUIDIZACAO E CRITICA

DADOS
  DATA 1880,0.5,9.81,0.7
LEITURA DE DADOS
  READ ROS,DP,G,FII
CALCULO DE REYNOLDS (TERMINAL) E VELOCIDADE TERMINAL (UINF)

DP=DP/1000
DP=FII*DP
ROGC=ROGC*273/(T9+273)
GAMA=SQR(4/3*G*DP^3*(ROS-ROGC)*ROGC)/VISGC
LPRINT
LPRINT"GAMA=";GAMA
LPRINT"LOG(GAMA)=";LOG(GAMA)
LPRINT
LGO=LOG(GAMA)
LGA1=LGO*LGO
LGA4=LGA1*LGA1
REINF=-1.38+1.94*LGO-0.086*LGO^2-0.025*LGO^3+0.000919*LGO^4
REINF=REINF+0.000535*LGO^5
REINF=REINF/2.303
REINF=10^REINF
REINF=EXP(REINF*2.303)
UINF=REINF*VISGC/(ROGC*DP)

```

```

/ UINF=UINF*(T9+273)/273
/ VT=(0.153*DP^1.14*G^0.71*(ROS-ROGC)^0.71)/(VISGC^0.43*ROGC^0.29)
/ VT=VT*(T9+273)/273
/
/ CALCULO DA VELOCIDADE DE MINIMA FLUIDIZACAO
/
/ UMF=(SQR(33.7^2+0.0408*DP^3*ROGC*(ROS-ROGC)*G/VISGC^2)-33.7)
/ UMF=UMF*(VISGC/(ROGC*DP))
/ UMF=UMF*(T9+273)/273
/ UMFP=DP^2*(ROS-ROGC)*G/(VISGC*1650)
/ UMFP=UMFP*(T9+273)/273
/ LPRINT"VISGC=";VISGC
/ LPRINT"ROGC=";ROGC
/ PRINT"T9=";T9
/ PRINT"UMF=";UMF
/
/ CALCULO DA VELOCIDADE CRITICA
/
/ EC=0.94+3E-5*(ROS-990)
/ GS=ROS*(1-EC)*(VGC-VT)
/ GST=GS*PI*RIR^2
/ GSV=GST/ROS
/ GSM=GST/GSV
/
/ LPRINT"VELOCIDADES: TERMINAL,FLUIDIZACAO E CRITICA"
/ LPRINT
/ LPRINT"REINF=";REINF;TAB(30);"UINF=";UINF;" m/s"
/ LPRINT
/ LPRINT"DP=";DP;" m"
/ LPRINT
/ LPRINT"VT=";VT;" m/s"
/ LPRINT
/ LPRINT"UMF=";UMF;" m/s"
/ LPRINT
/ LPRINT"UMFP=";UMFP;" m/s"
/ LPRINT
/ LPRINT"GS=";GS;" Kg/m2-s"
/ LPRINT
/ LPRINT"GST=";GST;" Kg/s"
/ LPRINT
/ LPRINT"GSV=";GSV;" m3/s"
/ LPRINT
/ LPRINT"GSM=";GSM;" Kg/m3"
/ LPRINT:LPRINT
/ CALCULO DA PLACA INJETORA
/
/ DIMENSIONAMENTO DO INJETOR DE AR PRIMARIO
/ DADOS DE PROJETO
/ M1,M2,W3F,W4F,DIIR,T3,HINJS,HCP,X,ROGC,VISGC,T9,M9,VT,VGC,VS(VT-VGC),UMF
/ DP,FI,ROAR5,VISAR5,PATM
/
/ HINJS- ALTURA DO INJETOR SECUNDARIO [m]
/ HCP - ALTURA DO LEITO RAPIDO [m]
/ ROAR5,VISAR5 - DENSIDADE E VISCOSIDADE DO AR A T3 [Kg/m3] E [Kg/m-s]
/ PATM - PRESSAO ATMOSFERICA [Kgf/m2]
/
/ DADOS:
/ DATA 0.9,3.0,0.456,0.0000362,9430,0.56,0.9,9.81,350,0.35,38.5
/ LEITURA DE DADOS
/ READ HINJS,HCP,ROAR5,VISAR5,PATM,EMF,HMF,G,DELP1,DELPD,ALF
/
/ CALCULO DA DENSIDADE MEDIA DE ESCOAMENTO (ROML) ACIMA DO LEITO
/
/ MSS=W9*X
/ VEL=VGC-VT
/ ROSC=MSS/(VEL*AIR)
/ ROML=ROSC+ROGC
/
/ CALCULO DA PRESSAO NA BASE DOS INJETORES (PIJ)

```

```

/
/      PIJ=PATM+ROML*G*HCP/(2*G)+ROML*(VGC^2)/(G^2)+(ROS-ROGC)*(1-EMF)*HMF
/
/  CALCULO DA PRESSAO NO LEITO RAPIDO (PCP)
/      PCP=PIJ+DELPI
/
/  CALCULO DA VELOCIDADE DE ENTRADA DO AR (VAR) E DO DIAMETRO DO TUBO DE
/  ENTRADA DO AR (DTA)
/      DELPD=DELPD*990
/      WARP=W3F/ROAR5
/      DELPLE=DELPD/100
/      VAR=SQR(2*G*DELPLE/ROAR5)
/      DTA=SQR(4*WARP/(PI*VAR))
/
/  CALCULO DA GEOMETRIA DOS INJETORES PRIMARIOS
/
/  CALCULO DO REYNOLDS APROXIMADO
/      REAPR=ROAR5*VAR*DTA/VISAR5
/
/  PELO GRAFICO DA REF. KUNII -PAG.88, ENCONTRA-SE CD=0.6
/      CD=0.6
/
/  CALCULO DA VELOCIDADE DO ORIFICIO (UOR)
/      UOR=CD*(2*G*DELPD/ROAR5)^(1/2)
/
/  CALCULO DO DIAMETRO DO ORIFICIO (DOR)
/  ADOTA-SE: N. DE INJETORES (NINJ), N. DE ORIFICIOS (NOR),DISTANCIA ENTRE
/  INJETORES (DEINJ)
/      NINJ=4
/      NOR=5
/      DEINJ=1
/      DOR=(4*WARP/(UOR*PI*NOR))^(1/2)
/      LOR=DOR/TAN(ALF)
/
/  CALCULO DO JATO DE PENETRACAO DO ORIFICIO (PJ), ATRAVES DA REF. DAVIDSON
/  & HARRISON
/      PJ= (0.435*DOR*SQR(UOR/UMF))/0.36
/
/
/  LPRINT"DADOS DO INJETOR DE AR PRIMARIO:"
/  LPRINT
/  LPRINT"WARP=";WARP;"m3/s";TAB(25);"VAR=";VAR;"m/s"
/  LPRINT"ROML=";ROML;TAB(20);"ROSC=";ROSC;"Kg/m3"
/  LPRINT"PIJ=";PIJ;TAB(20);"PCP=";PCP;"Kg/m2"
/  LPRINT"LOR=";LOR;TAB(20);"DTA=";DTA;"m"
/  LPRINT"REAPR=";REAPR;TAB(20);"CD=";CD
/  LPRINT"UOR=";UOR;"m/s";TAB(20);"NINJ=";NINJ
/  LPRINT"NOR=";NOR;TAB(20);"DOR=";DOR;"m"
/  LPRINT"PJ=";PJ;"m"
/  LPRINT:LPRINT
/
/
/  DIMENSIONAMENTO DO INJETOR SECUNDARIO
/
/  CALCULO DO DIAMETRO DO INJETOR (DORS)
/  QUEDA DE PRESSAO TOTAL ADMITIDA
/  1- COMPRESSAO, 2- TUBO RETO, 3- CURVA, 4- EXPANSAO
/  QPT= QP1+QP2+QP3+QP4
/  QP0 = ROAR5*UORS^2/2
/  QP1=K1*QP0 - QP2=K2*QP0 - QP3=K3*QP0 - QP4=K4*QP0
/  PELO CRANE A -26: K1=0.5 E K4=1
/  WELTY PAG. 211 CURVA: K3=0.7 (PADRAO -LE/D)
/  ADMITINDO K2=0.01
/  UORS=4*W3F/(ROAR5*PI*DORS^2)
/  QPT=(K1+K2+K3+K4)*8*W3F/(PI^2*DORS^4*ROAR5)
/  ADMITINDO QPT=70 mm CA = 69.3Kg/m2
/      QPT=69.3
/      K1=0.5
/      K2=0.01
/      K3=0.7
/      K4=1

```

```

      DORS=((K1+K2+K3+K4)*W3F^2*B/(PI^2*QPT*ROAR5))^(1/4)
/  CALCULO DA VELOCIDADE DO ORIFICIO DO INJETOR SECUNDARIO (UORS)
      UORS=4*W3F/(PI*DORS^2*ROAR5)
/  CALCULOS DAS PERDAS DE CARGAS
      QP0=ROAR5*UORS^2/2
      QP1=K1*QP0
      QP2=K2*QP0
      QP3=K3*QP0
      QP4=K4*QP0
/
/
/  CALCULO DO COMPRIMENTO DO JATO DE PENETRACAO SEGUNDO AS CORRELACOES
/  APRESENTADAS NA REF. "FLUIDIZATIONS" - DAVIDSON,CILFT & HARRISON
/
/  KOZIN E BASKAKOV'S (1967)
/  L = (LMIN+LMAX)/2
/  0.5<=QL<=1.5 SAO VALORES REFERENTES A UM OU MULTIPLOS ORIFICIOS,RESPEC.
/  ADMITINDO QL=1.5
      QL = 1.5
      LKOZIN = 0.0024*QL*(ROAR5/ROS)^0.15*(G*DP^3*ROAR5^2/VISAR5^2)^(-0.3)
      LKOZIN = (LKOZIN*UOR*DOR*ROAR5/VISAR5)*DOR
/  SHAKHOVA (1968)
      LSH=7.8*DOR*(ROAR5*UOR/(ROS*SQR(G*DP)))
/  MERRY (1971)
      EF=0.5
      LMERRY=(ROAR5*UOR^2/((1-EF)*ROS*G*DP))^0.4*(ROAR5/ROS)^0.2
      LMERRY=((LMERRY*(DP/DOR)^0.2)*5.25)-4.5)*DOR
      LPRINT
      LPRINT"DADOS DO INJETOR DE AR SECUNDARIO"
      LPRINT
      LPRINT"UORS=";UORS;"m/s";TAB(20);"DORS=";DORS;"m"
      LPRINT"QP1=";QP1;TAB(20);"QP2=";QP2;"Kg/m2"
      LPRINT"QP3=";QP3;TAB(20);"QP4=";QP4;"Kg/m2"
      LPRINT"QPT=";QPT;"Kg/m2"
      LPRINT
      LPRINT"COMPRIMENTO DO JATO DE PENETRACAO SEGUNDO ALGUMAS CORRELACOES"
      LPRINT"PARA O INJETOR PRIMARIO"
      LPRINT"LKOZIN=";LKOZIN;TAB(25);"LSH=";LSH;"m"
      LPRINT"LMERRY=";LMERRY;"m"
      LPRINT
/
/
/  CALCULO DA VALVULA DE REINJECAO
/
/  ADMITINDO VREINJ=0.15m/s E MREINJ=X*W9
      VREINJ=0.15
      MREINJ=X*W9
      ALF=38.5
/  MREINJ=ROS*(1-EF)*AREINJ* VREINJ
      DREINJ=SQR(4*MREINJ/(ROS*(1-EF)*VREINJ*PI))
/  L2>=2*DREINJ
      L2=2*DREINJ
      LREINJ=DREINJ/TAN(38.5)
      L10=1.5*LREINJ
      L11=8*LREINJ
/  L10<=L1<=L11
      LPRINT
      LPRINT"DADOS DA VALVULA DE REINJECAO"
      LPRINT
      LPRINT"VREINJ=";VREINJ;"m/s";TAB(20);"MREINJ=";MREINJ;"Kg/s"
      LPRINT"DREINJ=";DREINJ;TAB(30);"L2=";L2;"m"
      LPRINT"L10=";L10;TAB(30);"L11=";L11;"m"
      LPRINT"LREINJ=";LREINJ;"m"
      LPRINT:LPRINT
      LPRINT:LPRINT
      END

```

```

10 REM PROGRAMA PARA CICLON DE CICLONE PELO MET. DE ZENS
20 DIM B(30),POR(30),RO(30),H1(30),H2(30),LEN(30),H0(30),M7(30)
30 INPUT "Nome do Equipamento";NOME$
40 REM INPUT "Vaz de gs (Kg/h)-Vaz de Slidos (Kg/h)-Temperatura (°C)-Press Relativa(mmHg20) Densidade Slido (Kg/m3) Viscosidade
50 GET QV,HS,T,P,ROX1,ROG1
60 REM INPUT "Viscosidade do gs, cp";M1
70 GET M1
80 REM INPUT "Velocidade de entrada do gs no ciclone,limite inferior e superior,variaç da velocidade por passo";V1,V2,DV
90 GET V1,V2,DV
100 REM INPUT "Nmeros de pontos";N1
110 GET N1
120 LPRINT "....."
130 LPRINT "CONDI S DE OPERA O DO EQUIPAMENTO ";NOME$
140 LPRINT "....."
150 FOR I = 1 TO N1
160 PRINT I
170 REM INPUT "diametro (micron), porcentagem % da anlise granulometrica do entrante";D(I),POR(I)
180 GET D(I),POR(I)
190 D(I)=D(I)*1000
200 NEXT I
210 REM Cálculo das dimens es basicas do ciclone
220 QV = QV*2.2/(ROG1*3600)
230 M0 = M1
240 FOR VEL = V1 TO V2 STEP DV
250 L = 12*(QV/(2*VEL))**(1/2)
260 L = L*25.4
270 PRINT L
280 INPUT " Dimens es da entrada do ciclone aproximado em mm";L2
290 A1 = 2*(L2**2)/((25.4*12)**2)
300 VEL1 = QV/A1
310 L3 = L2/25.4
320 REM desvio para cálculo do Ns
330 GOSUB 1030
340 DC = 12*25400*((9*M1*L3*0.000672/(12*3.1415*NS*VEL1*(ROX1-ROG1)))*(1/2))
350 MP = 0
360 MC = 0
370 FOR I=1 TO N1
380 RD(I)= D(I)/DC
390 GOSUB 1130
400 H0(I) = M0*POR(I)/100
410 REM LPRINT E0
420 H1(I) = H0(I)*E0/100
430 H2(I) = H0(I)*(1-E0/100)
440 MC = MC + H1(I)
450 MP = MP + H2(I)
460 NEXT I
470 DB = 4*L2
480 H = 2*H0
490 B = DB/4
500 DE = DB/2
510 HG = 4*DB
520 HC = 2*L2
530 S = 1/2*HC
540 GRAIN = M0*2.2*7000/(3600*QV)
550 LPRINT "Temperatura de operaç";T;"C"
560 LPRINT "Vaz de Slidos ;HS;" kg/h"
570 LPRINT "Velocidade de Entrada do Ciclone: ";VEL1;" FT/S"
580 LPRINT "Dimens es da Entrada do Ciclone em Milímetros (mm)"
590 LPRINT "Lc=";L2;" HC=";HC;" DB=";DB;" h=";H;" H=";HG;" De=";DE;" S=";S
600 IFP = 0.003*(VEL1**2)*(L2*HC/(DE**2))*ROG1*25.4*16
610 LPRINT
620 LPRINT"PERDA DE CARGA =";IFP;" mm H2O"
630 LPRINT "*****"
640 LPRINT LPRINT

```



```

REM PROGRAMA PARA CALCULAR O TROCADOR DE CALOR
REM TROCADOR.BAS
REM ENTALPIA DA AGUA NA TEMPERATURA DE SAIDA DA AGUA : HSAI - (kJ/kg)
HSAI=376.90
REM ENTALPIA DA AGUA NA TEMPERATURA DE ENTRADA DA AGUA : HENT - (kJ/kg)
HENT=251.10
REM DESCARGA DE GAS : MG - (kg/h)
MG=102.28
REM DESCARGA DE SOLIDOS : WS - (kg/h)
WS=4.602
REM CALOR ESPECIFICO DO GAS :CG - (kJ/kg C)
CG=1.288
REM TEMPERATURA DE ENTRADA DO GAS : TG1 - ( C)
TG1=900
REM TEMPERATURA DE SAIDA DO GAS : TG2 - ( C)
TG2=180
REM TEMPERATURA DE ENTRADA DA AGUA : TA1 - ( C)
TA1=60
REM TEMPERATURA DE SAIDA DA AGUA : TA2 - ( C)
TA2=90
REM CONDUTIVIDADE TERMICA DO GAS : KG - (W/m.C)
KG=0.065
REM CONDUTIVIDADE TERMICA DA AGUA : KAG - (W/M C)
KAG=0.68
REM CONDUTIVIDADE TERMICA DO ACO INOX : KA (W/M- C)
KA=19.8
REM VISCOSIDADE DA AGUA A TEMPERATURA TM : VISA - (kg/ms)
VISA=0.00038
REM VISCOSIDADE DO GAS A TEMPERATURA DE ENTRADA DO GAS : VISG - (kg/m-s)
VISG=0.000034207
REM CALOR ESPECIFICO DA PARTICULA : CP - (kJ/kg- C)
CP=0.8
REM DENSIDADE DA PARTICULA : ROP - (kg/m3)
ROP=800
REM DENSIDADE DO GAS : ROG - (kg/m3)
ROG=0.2931
REM ACELERACAO DA GRAVIDADE : G -(m/s2)
G=9.81
REM ESFERICIDADE DA PARTICULA : FI
FI=0.7
REM DIAMETRO DA PARTICULA : DP - (MICRON)
DP=70
DP=DP*FI
REM DIAMETRO DA PARTICULA : DPP - (m)
DPP=DP*1E-06
LPRINT"TROCADOR DE CALOR EM CONTRA-CORRENTE"
LPRINT
REM DIAMETRO DA PAREDE INTERNA DO TUBO INTERNO : DI - (m)
INPUT"DI = ";DI
LPRINT"DI = ";DI;"m"
REM DIAMETRO DA PAREDE EXTERNA DO TUBO INTERNO : D1 - (m)
D1=DI+0.0058
LPRINT"D1 = ";D1;"m"
REM DIAMETRO DA PAREDE INTERNA DO TUBO EXTERNO : D2 - (m)
INPUT"D2 = ";D2
LPRINT"D2 = ";D2;"m"
REM CALCULO DA TEMPERATURA MEDIA LOGARITMA : DMLT - ( C)
DMLT=((TG1-TA2)-(TG2-TA1))/LOG((TG1-TA2)/(TG2-TA1))
LPRINT"DMLT=";DMLT;" oC"
REM CALCULO DA TEMPERATURA MEDIA DA AGUA : TM - ( C)
TM=(TA1+TA2)/2
REM CALCULO DA DIFERENCA DE TEMPERATURA DO GAS : DELTAT - ( C)
DELTAT=TG1-TG2

```

```

REM CALCULO DA DESCARGA DA AGUA : MA - (kg/h)
MA=MG*CG*DELTAT/(HSA1-HENT)
LPRINT"MA=";MA;"kg/h"
REM CALCULO DA AREA TRANSVERSAL DO LADO DA AGUA : A2 - (m )
A2=3.1416*(D2^2-D1^2)/4
LPRINT"A2=";A2;"m"
REM NUMERO DE PRANDTL DO GAS : PRG
PRG = 0.784
REM NUMERO DE PRANDTL DA AGUA : PR
PR=2.274
REM CALCULO DO COEFICIENTE DE PELICULA : HE - (W/m2- C)
HE=0.038*(D1*MA/(VISA*A2*3600))^(0.8)*PR^(0.333)*(D2/D1)^(0.15)*KAG/D1
LPRINT"HE=";HE;"W/m2- C"
REM CALCULO DA VELOCIDADE SUPERFICIAL DO GAS : UG - (m/s)
UG=MG/(ROG*3.1416*D1^2/4*3600)
LPRINT"UG=";UG;"m/s"
REM CALCULO DA VELOCIDADE DA PARTICULA : UP - (m/s)
UP=UG*(1-0.68*DPP^(0.92)*ROP^(0.5)*ROG^(-0.2)*D1^(-0.54))
LPRINT"UP=";UP;"m/s"
REM CALCULO DA POROSIDADE DA MISTURA : E
E=1-(4*WS/(3.1416*D1^2*(ROP-ROG)*UP*3600))
REM E=0.98
REM E=0.94
LPRINT"E=";E
REM CALCULO DA VELOCIDADE REAL DO GAS - (m/s)
UF=UG/E
LPRINT"UF=";UF;"m/s"
REM CALCULO DA VELOCIDADE TERMINAL : UT - (m/s)
UT=UG-UP
LPRINT"UT=";UT;"m/s"
REM CALCULO DA RAZAO ENTRE AS VELOCIDADES MASSICAS SUPERFICIAIS DO SOLIDO
REM E DO GAS : R
R=WS/MG
LPRINT"R=";R
REM CALCULO DA DENSIDADE DE MISTURA SOLIDO GAS : ROM - (kg/m3)
ROM=(R+1)*ROP*ROG/(R*ROG+ROP)
LPRINT"ROM=";ROM;"kg/m3"
REM CALCULO DO No DE REYNOLDS : RE
RE=ROG*UG*D1/VISG
LPRINT"RE=";RE
REM CALCULO DO COEFICIENTE DE PELICULA : HI - (W/m2- C)
LPRINT"HI E CALCULADO SEGUNDO REF.-S.E.SADEK PAG 133"
REM LPRINT"HI E CALCULADO SEGUNDO FARBAR E MORGAN"
REM CONVERSAO DE UNIDADES DO SIST. MKS PARA SI
DPP1=DPP/0.3048
DII=D1/0.3048
ROPP=ROP*0.062428
ROGG=ROG*0.062428
ROMM=ROM*0.062428
REM CALCULO DO No DE NUSSELT
NU=0.023*RE^(0.8)*PRG^(0.4)
LPRINT"NU=";NU
REM CALCULO DO COEFICIENTE DE PELICULA DO GAS : HGG - (Btu/h-ft^2-F)
HG=NU*KG/DI
HGG=HG*0.1761
LPRINT"HGG=";HGG;"Btu/h-ft^2-F"
REM CONVERSAO DO KG PARA O SISTEMA SI
KGG=KG*0.5777
REM CALCULO DO No MEDIO DE PART. POR UNIDADE DE VOLUME DE GAS : NP -(1/ft^3)
NP=6*((ROMM-ROGG)/(ROPP-ROGG))/(3.1416*DPP1^3)
LPRINT"NP=";NP;"ft^-3"
HI=0.20*(NP*DPP1^2*DII)^(1.19)*HGG+HGG
REM HI=0.14*RE^(0.6)*(WS/MG)^(0.45)*KGG/DII
HI=HI*5.6783
LPRINT"HI=";HI;"W/m2- C"
REM CALCULO DO COEFICIENTE GLOBAL : U - (W/m2- C)
UU=1/HI+D1*LOG(D1/DI)/(2.0*KA)+DI/D1*1/HE
U=1/UU
LPRINT"U=";U;"W/m2- C"

```

```

REM CALCULO DA AREA DE TROCA TERMICA : AT - (m2)
AT=(MA/3600)*((HSAI-HENT)*1000)/(U*DMLT)
LPRINT"AT=";AT;"m2"
REM CALCULO DO COMPRIMENTO DO TROCADOR : L - (m)
L=AT/(3.1416*D1)
LPRINT"L=";L;"m"
REM CALCULO DO COEF. DE ATRITO DO GAS : FG - SEGUNDO HINKLE
FG=0.0014+0.125*(1/RE^(0.32))
REM CALCULO DO COEF. DE ATRITO DO SOLIDO : FS - SEGUNDO:
REM YANG - FSY
REM FSY=0.00313*(1-E)/E^3*((1-E)*UT/(UT-UP))^(0.979)
REM KONNO E SAITO - FS
FS=0.0285*UP^(-1)*SQRT(G*D1)
LPRINT"FG=";FG
LPRINT"FS=";FS
REM LPRINT"FSY=";FSY
REM CALCULO DA QUEDA DE PRESSAO ESTATICA : QPS - (N/m2)
REM DEVIDO OS SOLIDOS : QPSS
QPSS=ROP*(1-E)*G*L
REM DEVIDO AO GAS : QPSG
QPSG=ROG*E*G*L
QPS=QPSS+QPSG
LPRINT"QPSS=";QPSS;"QPSG=";QPSG;"N/m2"
LPRINT"QPS=";QPS;"N/m2"
REM CALCULO DA QUEDA DE PRESSAO DEVIDO O ATRITO : QPF - (N/m2)
REM DEVIDO O SOLIDO : QPFS
QPFS=2*FS*ROP*(1-E)*UP^2*L/D1
REM DEVIDO O FLUIDO : QPFG
QPFG=2*FG*ROG*UF^2*L/D1
QPF=QPFS+QPFG
LPRINT"QPFS=";QPFS;"QPFG=";QPFG;"N/m2"
LPRINT"QPF=";QPF;"N/m2"
REM CALCULO DA QUEDA DE PRESSAO TOTAL PARA REGIME DE FLUXO PLENAMENTE
REM ESTABELECIDO : QPT - (N/m2)
QPT=QPS+QPF
QPTL=QPT/L
LPRINT"QPT=";QPT;"N/m2"
LPRINT"QPT/L=";QPTL;"N/m2/m"
LPRINT:LPRINT
END

```

APÊNDICE B

APÊNDICE B

Análise do Gás de Combustão

B.1. Introdução

No processo de combustão, o ar é utilizado como fonte de oxigênio para oxidação dos constituintes do combustível, sendo que quantidade de ar em excesso deverá ser suprida ao processo para garantir uma eficiência de combustão adequada. Em combustores de Leito Fluidizado Circulante esta condição é garantida pela própria dinâmica do sistema e é um dos parâmetros de controle da emissão de NO_x .

Em geral, os constituintes dos combustíveis industriais são carbono elementar, compostos de hidrogênio e de carbono, que são oxidado a CO_2 e vapor d'água. Entretanto, pequenas quantidades de enxofre normalmente estão presentes nestes combustíveis, principalmente nos carvões nacionais, influenciando o processo de combustão gerando óxidos de enxofre que se constituem em sério problema para o meio ambiente, como comentado no capítulo 1.

Os principais componentes que podem ser encontrados nos produtos de combustão são CO_2 , N_2 , O_2 e vapor d'água; no entanto existem, outros compostos como CO , NO , NO_2 , SO_2 , SO_3 , H_2S e, em alguns casos, hidrocarbonetos, geralmente em baixas concentrações quando comparadas às dos constituintes principais.

Estes gases de exaustão são a maior fonte de perda de calor, que é determinada de forma segura através de medidas cuidadosas de suas concentrações e temperaturas, sendo esta última, importante para se determinar a eficiência de combustão.

A análise dos gases constituintes consiste na discriminação ou separação de qualquer substância em seus componentes básicos, de forma que possam ser distinguidos individualmente, permitindo a determinação qualitativa e quantitativa dos seus componentes.

Um instrumento de análise ou analisador é um aparelho que agrupa técnicas ou funções para determinação de uma composição química.

Os métodos de análise destes gases, segundo Lange et al (1978) e Carl et al (1981), compreendem procedimentos analíticos e/ou de instrumentação realizados de forma contínua ou não contínua. A escolha e seleção do procedimento, bem como a técnica de análise a ser utilizada são específicas para cada situação.

B.2 Técnicas de Análises

As técnicas de análises dos gases de exaustão em processos de combustão adotadas nos últimos anos, tem se apresentado em três formas:

- Extrativa;
- In Situ; e
- Controle Remoto

- Extrativa

Esta técnica é a mais utilizada para medidas das constituintes dos gases de combustão de fontes estacionárias. Ela requer estudo dos tipos de analisadores e do sistema constituído pela sonda de amostragem, linha de transporte, condicionamento, calibração e descarga da amostra. A amostra é retirada do duto de escape dos produtos da combustão, e pode ser armazenada ou não.

- In Situ

Esta técnica adota a espectometria e não inclui armazenamento da amostra. As concentrações dos constituintes são determinadas pelo efeito de uma fonte de luz (ou outra energia) atravessando o gás de exaustão para um coletor sensor. A amostra não é removida do duto de escape, como no caso anterior.

- Controle Remoto

Este tipo de técnica foi desenvolvida para monitoramento da poluição ambiental via satélite, sendo a medida de concentração dos constituintes gasosos realizada à distância da fonte.

O equipamento utilizado neste trabalho, adota a técnica de

análise extrativa para determinação dos constituintes da mistura gasosa gerada no processo de combustão.

B.3. Procedimento de Análise Extrativa

A técnica de medida extrativa, mais utilizada para análise dos gases de combustão de fonte estacionária, requer estudos sobre considerações adotadas na escolha e preparação deste sistema de medida; tais como:

- Escolha de método de análise,
- Procedimento de teste,
- Projeto e localização da sonda de amostragem,
- Linha de transporte e condicionamento da amostra, e
- Calibração do sistema de análise

- Escolha do Método de Análise

Escolhe-se o método instrumental ou analítico a ser adotado, de modo que se possa, em certo momento, cobrir a faixa da composição dos gases. Para o desenvolvimento experimental deste trabalho prevê-se a realização de análise contínua dos gases o que é necessário para acompanhar a operação do sistema, e com isso o método mais recomendado é o instrumental. Os analisadores contínuos são dispositivos sofisticados, difíceis de operar mas que fornecem informações mais precisas, em maior número e em menor tempo.

- Procedimento de Teste

Procedimento e planejamento de teste detalhado são necessários antes do início da análise. Consiste em um roteiro que inclui o teste da instrumentação e do sistema de amostragem e na elaboração de procedimento para calibração, frequência e número de testes por corridas a serem realizados nas mesmas condições e rotinas de cálculos, de modo a converter leituras de parâmetros dos equipamentos da forma não usual, quando for o caso, para forma usual. Este procedimento pode ser influenciado pela proporção de testes, segurança requerida, estabilidade do processo de combustão,

condições de exaustão e o uso do método de análise.

- Projeto e Localização da Sonda

O projeto e a localização adequada da sonda deverão considerar condições básicas para captação da amostra que incluem a retirada de amostra do processo que represente, realmente, as condições médias do componente, em termos de concentração de um componente, densidade, viscosidade, ou outra característica significativa a ser analisada, e ainda promover um condicionamento da amostra, para o transporte da mesma até o analisador.

No projeto da sonda, devem ser considerados três fatores relevantes, as propriedades físicas e químicas dos gases a serem analisados, a homogeneidade através do plano de amostragem, e as condições do escoamento neste plano. A sonda pode ser projetada com ou sem refrigeração para eliminar condições adversas de temperaturas e presença de certas impurezas; o material utilizado na sonda é escolhido de modo a não provocar reações catalíticas entre os componentes da amostra, ou mesmo rompimento de algumas moléculas.

Durante a captação de amostra pela sonda, em estudo realizado por Lange et al. (1978) e Grace et al. (1989), deverão ser observados alguns cuidados para eliminar problemas comuns como a heterogeneidade com relação ao elemento de análise no interior do duto ou ainda, a alteração da característica da amostra devido a possível entrada de ar na sonda ou no processo próximo a captação.

- Transporte e Condicionamento da Amostra

O transporte da amostra é feito através da sonda utilizando tubos especialmente projetados para não ocorrer alteração química da espécie de interesse. Os diâmetros destes tubos devem ser escolhidos de modo a minimizar as perdas de carga.

A amostra transportada deve se encontrar isenta de sujeiras recomendando-se o uso de filtro primário localizado no início da

linha. Para se evitar a condensação da amostra o filtro deve ser aquecido juntamente com a linha de transporte a uma temperatura em torno de 104°C e 110°C.

Para diminuir o tempo de resposta, é importante que a distância da captação ao sistema de análise seja a menor possível e que maiores quantidades de amostras sejam transportadas.

No condicionamento da amostra coletada é necessário remover todos os componentes do gás de exaustão que possam interferir na espécie monitorada e adequá-la às condições de temperatura, umidade, concentração de poeira, pressão e corrosividade para as quais o analisador foi projetado.

O condicionamento primário da amostra pode ser realizado inicialmente na própria sonda, onde a temperatura, umidade e poeira podem ser controladas. A amostra coletada se deve encontrar em condições abaixo do ponto de orvalho, o que pode ser prevenido pela captação em excesso da mistura.

- Calibração do sistema de análise

Nas técnicas de calibração, segundo Passos F^o e outros (1979), os parâmetros a serem fixados dependem do princípio de funcionamento do sistema e conforme instruções do fabricante do instrumento.

O sistema de amostragem deve permitir a substituição da amostra por um ou mais gases de características conhecidas, para se verificar periodicamente a precisão do sistema de análise. Os analisadores são geralmente calibrados com auxílio de dois gases:

- Gás de zero ou de início de escala, e
- Gás de faixa ou de fim de escala.

A primeira calibração, denominada ajuste de zero, é feita passando-se pelo analisador uma amostra similar à analisada, normalmente, mas é necessário que a concentração do gás pesquisado esteja no início da faixa de medição.

Na calibração de faixa, faz-se passar pelo analisador uma

amostra semelhante à que será analisada normalmente, incluindo o componente pesquisado na sua concentração real. O ganho ou sensibilidade do circuito de medição é ajustado, fazendo coincidir a indicação do instrumento com a concentração gás padrão, para o componente medido.

B.4. Analisadores Industriais

Os analisadores disponíveis atualmente empregam técnicas específicas para a análise individual de cada um dos componentes que constituem os produtos gasosos da combustão. Em muitos casos, o mesmo aparelho pode ser utilizado para análise simultânea de diversos constituintes.

- A maioria dos analisadores industriais existente no mercado utiliza três métodos de análise, cujo funcionamento adota os seguintes princípios:
- Condutibilidade Térmica;
- Absorção de Infravermelho, e
- Atração Paramagnética.

No primeiro método, o constituinte gasoso considerado reage com uma solução apropriada e provoca uma variação da sua condutividade elétrica, que é proporcional ao teor do constituinte.

Na análise por absorção de radiação, um sistema de filtragem proporciona uma banda fixa de radiação, coincidente com um pico de absorção do constituinte a analisar. Quanto maior sua concentração, maior absorção da radiação. Estes analisadores podem ser de absorção de infravermelho ou ultravioleta.

A análise por atração paramagnética se baseia nas propriedades magnéticas acentuadas de determinados constituintes gasosos, o que permite sua atração para um dos lados de um campo magnético, causando variações mensuráveis de pressão.

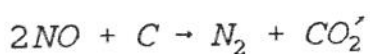
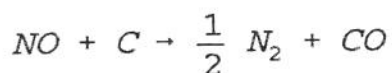
B.5. Predição dos Perfis Radial e Axial dos Produtos Gasosos da Combustão em Leito Fluidizado Circulante

A maioria dos trabalhos experimentais tem mostrado concordância sobre o perfil radial no leito dos constituintes da mistura gasosa, porém, alguns trabalhos obtiveram resultados distintos para o comportamento dos perfis axiais diferentes para cada constituinte dos gases.

A concentração de cada componente dos gases varia com a densidade da suspensão nas diversas regiões do combustor e com as condições do processo de combustão. Brereton et al (1991), considerando a distribuição dos sólidos no leito, como descrita no capítulo 1 deste trabalho, obtiveram resultados mais completos dos perfis radiais e axiais dos gases que confirmam a maioria dos resultados apresentados na literatura. O comportamento de cada componente da mistura gasosa é descrito como:

• NO_x :

A variação da concentração do NO_x , no centro do leito é praticamente constante ao longo da altura. Na parede do combustor, a variação da concentração cai abruptamente em direção ao topo do sistema e, entre a parede e o centro a redução de NO_x é menos acentuada, isto ocorre porque próximo à parede a densidade da suspensão é bastante elevada, mais carbono está presente para reagir com o NO_x e existe menor quantidade de oxigênio provocando redução das espécies gasosas, observada pela redução do carbono livre através das seguintes reações de decomposição:



• O_2 :

A concentração do O_2 é elevada no centro diluído e cae em direção a parede, isto é presumível devido a reação com o carbono nas camadas de sólidos movendo-se ao longo da parede. Esta concentração

diminua axialmente em direção a metade da altura do leito, tornando-se praticamente constante na região do centro que é a mais diluída e cae bruscamente ao aproximar-se do topo. Este último comportamento é explicado pelo aumento da concentração dos sólidos na saída do combustor devido a geometria do topo.

- CO:

A concentração radial do CO mostra-se elevada próxima a parede e está de acordo com o nível reduzido de O_2 . O perfil axial do CO se assemelha ao da densidade da suspensão, ou seja, é elevado na base e novamente no topo.

- SO_2 :

A concentração do SO_2 próxima a parede e na base do leito é baixa, indicando que muito da remoção de SO_2 ocorre na região densa. Observa-se ainda que esta concentração aumenta em direção ao topo, quando se considera que SO_2 é liberado atravessando o reator.

APÊNDICE C

APÊNDICE C

Procedimento de Cálculo dos Parâmetros Experimentais

- Esse procedimento foi desenvolvido em planilha de lotus.
- Dados de entrada:
 - diâmetro da coluna principal $D = 0,1\text{m}$
 - distâncias entre as tomadas de pressão no sistema: vê figura 2.2b
 - densidade do sólido: $\rho_s = 2559 \text{ kg/m}^3$
 - diâmetro da partícula: $d_p = 0,2\text{mm}$
 - esfericidade da partícula: $\phi = 0,7$
 - temperatura barométrica: $T = 26^\circ\text{C}$
 - pressão barométrica lida: $P_{\text{Barl}} = 690 \text{ mmHg}$
 - coeficiente compressibilidade adiabática: $\gamma = 1,4$
 - constante do gás a T: $R = 29,27 \text{ kgf.m/Kg.K}$
 - diâmetro da placa de orifício do ar total: $d_{o1} = 30,0 \text{ mm}$
 - diâmetro da placa de orifício do ar secundário: $d_{o2} = 17,0 \text{ mm}$
 - diâmetro do tubo de medida do ar total: $D_1 = 98,5 \text{ mm}$
 - diâmetro do tubo de medida do ar secundário: $D_2 = 54,79 \text{ mm}$
 - densidade da água, mercúrio e tetracloreto: $\rho_{\text{H}_2\text{O}} = 1,0 \text{ g/cm}^3$; $\rho_{\text{Hg}} = 13,6 \text{ g/cm}^3$ e $\rho_{\text{CCl}_4} = 1,56 \text{ g/cm}^3$
- Variáveis medidas durante a operação
 - temperatura ambiente: $T_{\text{amb}} [^\circ\text{C}]$
 - inventário de sólidos: $I [\text{kg}]$
 - massa de sólidos recirculada (descarregado): $M = [\text{kg}]$
 - tempo de descarga de sólidos: $t [\text{s}]$
 - leitura do rotâmetro da válvula-L: L_R
 - pressão do rotâmetro da válvula-L: $P_{\text{ROT}} [\text{Pa}]$
 - leitura do rotâmetro do ar primário de alimentação: L_{APA}
 - leitura do rotâmetro do ar secundário de alimentação: L_{ASA}
 - temperatura do ar total: $T_{\text{AT}} [^\circ\text{C}]$
 - pressão a montante do medidor de orifício do ar total: $P_T [\text{cmHg}]$

- diferencial manométrico medido na placa de orifício do ar total: ΔH_T [cmH₂O]
- temperatura do ar secundário: T_S [mV]
- diferencial manométrico no medidor de orifício do ar secundário: ΔH_S [cmCCl₄]
- temperatura ao longo do sistema: T_x [mV]
- diferencial manométrico ao longo do sistema: ΔH_{x1-x2}
- altura média entre dois pontos em relação a base BAR: Z_m [m]
- número de Reynolds: Re
- área do orifício no medidor do ar total: Ao_1 [m²]
- viscosidade do ar a sua temperatura: μ [Kg/m.s]
- densidade do ar a temperatura ambiente: ρ [Kg/m³]
- vazão volumétrica do ar: Q [Nm³/s]

- Cálculo das variáveis:

- Descarga de ar válvula-L, W_{v1} [kg/s]

Correção da pressão barométrica, P_{BARC} [mmHg]

$$P_{BAR_1} = P_{BARL} - (700 - P_{BARL}) \left[\frac{0,113719 T_{amb} + 0,003333 - 0,110487 \cdot T_{amb} + 0,002857}{20} \right] +$$

$$+ 0,110487 \cdot T_{amb} + 0,002857$$

$$P_{BARC} = P_{BARL} - P_{BAR_1}$$

$$W_{VL} = 0,06263 \cdot L_R + 0,070434 \left[\frac{\frac{P_{BARC} + P_{ROT} \cdot 750,1}{760} \cdot 1000}{R \cdot (T_{amb} + 273)} \right]$$

$$W_{VL} = \frac{W_{VL}}{3600}$$

• Descarga de ar total, W_T [kg/s]

Cálculo de ρ_{ar} a T e P_{amb} , ρ_1 [kg/m³]

$$\rho_1 = \frac{\frac{P_{BARC}}{760} \cdot 1000}{R \cdot (T_{amb} + 273)}$$

$$\beta = \frac{d_{o1}}{D_{o1}}$$

$$A_{o1} = \frac{\Phi d_{o1}^2}{4}$$

$$\Delta P_T = \rho_1 g \Delta H_T$$

$$y = 1 - [0,41 + 0,35\beta^4] \frac{\Delta P_T}{\gamma P_T}$$

$$K_o = 0,6004 + 0,35\beta^4 - 0,052105 - \beta)^{1,5} + 0,62(\beta - 0,7)^{5/3}$$

$$\mu = 3,6 \cdot 10^{-8} T_{AT}(K) + 1,772 \cdot 10^{-5}$$

$$K = K_o \left[(1 + (0,002 + 0,026\beta^4) K_o \cdot \frac{10^3}{Re^{1/2}}) \right]$$

$$Re = \frac{4 \cdot \dot{m}}{\Pi d_{O_1} \mu}$$

$$\dot{m} = y \cdot k \cdot A_{01} \sqrt{2 \rho_1 (P_1 - P_2)}$$

$$W_T = \dot{m}$$

$$Q = \frac{\dot{m}}{\rho_1} \quad [Nm^3/s]$$

- Descarga de ar secundário, W_s [kg/s]

utiliza-se o mesmo procedimento do ar total, substituído-se os parâmetros específicos do ar secundário, como: $d_{O_1} = d_{O_2}$, $D_1 = D_2$ e $T_{AT} = T_s$

- Descarga de ar primário de alimentação, W_{ap} [kg/s]

$$W_{ap_1} = (0,062631 \cdot L_{APA} + 0,064051) \left[\frac{(P_{BARC} \cdot 10000)}{(760)} \right] \frac{1}{R \cdot (T_{amb} \cdot 273)}$$

$$W_{ap} = \frac{W_{ap_1}}{3600}$$

- Descarga de ar secundário de alimentação, W_{as} [kg/s]

- Descarga de ar total com o sistema operando no contínuo, W_{TC} [kg/s]

$$W_{as_1} = (0,061018 \cdot L_{ASA} + 0,0024) \left[\frac{(P_{BARC} \cdot 10000)}{760} \cdot \frac{1}{R(T_{amb} + 273)} \right]$$

$$W_{as} = W_{as_1}$$

$$W_{TC} = W_T + W_{VL} + W_{ap} + W_{as}$$

- Descarga de ar total com o sistema operando em batelada, W_{TB} [kg/s]

$$W_{TB} = W_T + W_{VL}$$

- Descarga de ar primário, W_p [kg/s]

$$W_p = W_T - W_s$$

- Proporção ar secundário/ar total, AS/AT [%]

$$AS/AT = \frac{W_s}{W_T} \cdot 100$$

- Velocidades superficiais médias do ar em seções ao longo do circuito do sistema, $\bar{U}$ [m/s]

$$\bar{U} = \frac{\frac{P_{BARC}}{760} \cdot 10000}{[(24,589411 T_x - 0,151807) + 273] \cdot R}$$

- Correção da densidade da água com a temperatura ambiente, ρ_{H_2O}

$$\rho_{H_2O} = 1006,28085 - 0,39617 \cdot T_{amb}$$

- Queda de Pressão ao longo do sistema e porosidade em determinada área da coluna principal, ΔP , [kg/ms²];

$$\Delta P = \rho_{H_2O} g \Delta H$$

$$Z_m = \frac{Z_{x_1} - Z_{x_2}}{2}$$

$$\bar{\epsilon} = 1 - \frac{\Delta P}{\rho_s \cdot g \cdot \bar{Z}_m}$$

- Queda de pressão na coluna principal, $\Delta P_{col.princ}$ [Pa]

$$\Delta P_{col.princ.} = P_{17} - P_{14}$$

- Queda de pressão no ciclone, ΔP_{cic} [Pa]

$$\Delta P_{cic} = P_{18A} - P_{18B}$$

- Queda de pressão na coluna de retorno, ΔP_{Ret} [Pa]

$$\Delta P_{Ret} = P_{18B} - P_{21}$$

- Queda de pressão na válvula-L, ΔP_{VL} [Pa]

$$\Delta P_{VL} = P_{21} - P_{22}$$

- Descarga de sólidos, M_s [kg/s]

$$M_s = \frac{M}{t}$$

- Fluxo de sólidos recirculados, G_s [kg/m²/s]

$$G_s = \frac{M_s}{\frac{\pi D^2}{4}}$$

- Descarga de ar total com o sistema operando no contínuo, W_{TC} [kg/s]

$$W_{TC} = W_T + W_{VL} + W_{ap} + W_{as}$$

- Descarga de ar total com o sistema operando em batelada, W_{TB} [kg/s]

$$W_{TB} = W_T + W_{VL}$$

- Descarga de ar primário, W_p [kg/s]

$$W_p = W_T - W_s$$

- Proporção ar secundário/ar total, AS/AT [%]

$$AS/AT = \frac{W_s}{W_T} \cdot 100$$

- Velocidades superficiais médias do ar em seções ao longo do circuito do sistema, $\bar{U}$ [m/s]

$$\bar{U} = \frac{\frac{P_{BARC}}{760} \cdot 10000}{[(24,589411 T_x - 0,151807) + 273] \cdot R}$$

- Correção da densidade da água com a temperatura ambiente, ρ_{H_2O}

$$\rho_{H_2O} = 1006,28085 - 0,39617 \cdot T_{amb}$$

REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS

REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS

- AMAND, L.E.; LEEKNER, B. Emissions of nitrogen oxides from a circulating fluidized bed boiler: the influence of design parameters. In: BASU, P.; LARGE, J. F. (eds), Circulating fluidized bed technology II. 1988, Compiègne, Proceedings of the 2nd Int. Conf. ON CFB, Compiègne: 1988, p.457-464.
- BASU, P. Design considerations for circulating fluidized bed combustor. J. Inst. of Energy, dec. 1986, p.179-183.
- BASU, P.; RITCHIE, C.; HALDER, P.K. Burning rates of carbon particles in a circulating fluidized bed. In: INTERNATIONAL CONFERENCE CIRCULATING FLUIDIZED BED TECHNOLOGY, 1, 1985, Halifax. Proceedings of the 1st Int. Conf. on CFB, Halifax: 1985, p.229-237.
- BASU, P.; WU, S.; GREENBLATT, J. Development of simplified model for sulfur absorption in circulating fluidized bed and experimental verification in pilot scale and large commercial C.F.B. combustor. J. Chem. Eng. Jpn., v.24, n.3, p.356-363, 1991.
- BOLTON, L.W.; DAVIDSON, J.R. Recirculation of particulates in fast fluidized risers. In: BASU, P.; LARGE, J.F. (eds.) Circulating fluidized bed technology II., 1988, Compiègne, Proceeding of the 2nd Int. Conf. on CFB, Compiègne: 1988, p.136-146.
- BORGWARDT, R.H. Kinetic of the reaction of SO₂ with calcined limestone. Environ. Sci. Technol., v.4, p.59, 1970.
- BORGWARDT, R.H.; HARVEY, R.D. Properties of carbonate rocks related to SO₂ reactivity. Environ. Sci. Technol., v.6, p.350-360. 1972.
- BRAMER, E.A. Sulphur capture under reducing conditions at AFB combustion. In: INTERNATIONAL FLUIDIZED COMBUSTION CONFERENCE, 4, 1988, London. Proceedings of the 4th Int. fluid. comb. conf., London: 1989, V.I, p.I/11/1-I/11/11.
- BRERETON, C.M.H. Fluid mechanics of high velocity fluidized beds. Vancouver: University of British Columbia, 1987. PhD Dissertation-University of British Columbia, 1987. apud
- BRERETON, C.M.H.; LIM, C.J.; LEGROS, R.; ZHAO, J.; LI, H.; GRACE, J.R. Circulating Fluidized bed combustion of a high-sulphur eastern canadian coal. Can. J. Chem. Eng. v.69, p.852-859, Aug. 1991.

- BRYERS, R.W.; KRAMER, W.E. The status of the technology of fluidized beds for the combustion of solid fuels. In: TAPPI ENGINEERING CONFERENCE, 1976, Houston. p.4-7.
- CABANILLAS, A.; ARMESTO, L.; OTERO, J. et al. High sulphur content coal combustion: comparison of the results from B.F.B. and C.F.B. pilot plants. In: INTERNATIONAL CONFERENCE ON FLUIDIZED BED COMBUSTION, 1991. Proceeding of the 11th Int. Conf. FBC: ASME, 1991. v.3, p.1303-1307.
- CARL, D.E.; ROBISON, R.W.; BLAKESLER, M.W. Instruments and apparatus: flue and exhaust gas analysis. New York: AINSI/ASME, 1981. 99 p. (AINSI/ASME PTC 19.10).
- CHANG, H. and LOUCE, M. Fluid dynamic similarity of circulating fluidized beds. Powder Technology, v.70, p. 259-270, 1992.
- CHOI, J.H.; YI, C.K. and SON, J.E. Axial voidage profile in a cold mode circulating fluidized bed, In: INTERNATIONAL CONFERENCE ON CIRCULATING FLUIDIZED BED, 1990, JAPAN, Proceedings of the 3rd Int. Conf. on CFB, Japan: 1990, p-4-9-1_4-9-6.
- CHRISTMAN, P.G.; EDGAR, T.G. The effect of temperature on sulfation of limestones. Presented at the AIChE meeting 1982, Los Angeles.
- COATE, N.H.; RIER, L.R. Sulfur dioxide reduction by combustion of coal in fluidized beds of limestone. In: Fluidization and fluid particle systems. New York: AIChE, 1984. p.124-129 (AIChE Symposium Series, v.70, n.141).
- DAM-JOHANSEN, K.; ØSTERGAARD, K. High-temperature reaction between sulphur dioxide and limestone-I comparison of limestones in two laboratory reactors and a pilot plant. Chem. Eng. Science, v.46, n.3, p.827-837, 1991.
- DAVIS, J.C. (ed) Desulfurization-Pt.2: SO₂ removal still prototype. Chem. Eng., v.79, n.13, p.52,54-56, Jun. 1972.
- DIXON, J.K.; LONGFIELD, J.E. The theory of the contact sulfuric acid process. New York: Reinhold, 1936. p. 135-158. apud MARTEN, J.C. (ed). A history of flue gas desulfurization systems since 1850. J. Air. Pol. Control Assoc., v.27, n.10, p.945-961, Oct. 1977.

- DOGN, T. The importance of pore structure and diffusion in the kinetics of gas - solid noncatalytic reactions: reaction of calcined limestone with SO₂. Chem. Eng. J., v.21, p.213, 1981.
- DONAVAN, J.R. Contact masses in practical use. Ind. Eng. Chem., v.53, p.159-202, 1930, apud MARTEN, J.C. (ed) A history of flue gas desulfurization systems since 1850, J. Air Pol. Control Assoc. v.27, n.10, p.945-961, Oct. 1977.
- EHRlich, E.; ROBISON, E.B.; GORDON, J.S.; BISHOP, J.W. Development of fluidized bed boiler. In: Air Pollution and its Control: AIChE, 1984. p.231-240 (AIChE Symposium Series, v.88, n.126).
- FALKENBERRY, H.L.; SLACK, A.V. J. Eng Power, Jan. 1970. apud KYTE, W.S. Some chemical and chemical engineering aspects of flue gas desulphurisation. Trans. Inst. Chem., v.59, p.219-228, 1981.
- FARBAR, L.; MORLEY, M.J. Heat transfer to flowing gas-solids mixtures in a circulating tube. Ind. Eng. Chem., v.49, n.7, p.1143-1150, 1957.
- FAIRLIE, A.M. Sulfuric acid manufacture. New York:Reinhold, 1936. p.330-338 apud MARTEN, J.C. (ed). A history of flue gas desulfurization systems since 1850. J. Air Pol. Control Assoc., v.27, n.10, p.945-961, Oct. 1977.
- FUJIMA, Y. et al. Experimental study on sulfur retention in CFBC. In: INTERNATIONAL CONFERENCE ON CIRCULATING FLUIDIZED BEDS, 1, 1985, Halifax. Proceedings of the 1st Int. Conf. on CFB, Halifax: 1985, p.239-249.
- GIBBS, B.M.; HAMPARTSOUMIAN, E. Limiting Air Pollution from Atmospheric Fluidized-Bed Boilers. In: BASU, P. (ed.) Fluidized Bed Boilers: Design and Application, Halifax, p.131-154, Oct., 1983.
- GLICKSMAN, L.R. Scaling relationship for fluidized beds. Chem. Eng. Sci., v.39, p.1373-1379, 1984; v.43, p.1419-1421, 1988.
- GLICKSMAN, L.R.; WESTPHALEN, D.; WOLOSHUNK, K.; EBERT, T.; ROTH, K.; LINTS, M.; BRERETON, C.M.H. and GRACE, J.R. Experimental scale models of circulating fluidized bed combustors. In: INTERNATIONAL CONFERENCE ON FLUIDIZED BED COMBUSTION, 1991. Proceedings of the 11th Int. Conf. FBC: ASME, 1991, v.3, p.1169-1175.

- GOLDSTEIN, JR., L.; LOMBARDI, G.; GASPARETTO, C.A.
Considerações sobre o projeto de uma caldeira com
leito fluidizado rápido.
- GRACE, J.R.; BRERETON, C.M.H.; LIM, C.J.; LEGROS, J.;
ZHAO, J.; SENIOR, R.E.; WU, R.L.; MUIR, J.R. and
ENGMAN, R. Circulating fluidized bed combustion of
western canadian fuels. Canadian: 1989, 179 p.(Final)
Report; EMRC - Contract 5255-23440-7-9136).
- GREWAL, N.S. et al. Axial particle loading in a circulating
fluidized bed. In: INTERNATIONAL CONFERENCE ON FLUIDIZED
BED COMBUSTION, 1991. Proceedings of the 11th Int. Conf.
FBC: ASME, 1991. v.1, p.317-323.
- HANSEN, P.F.B. et al. Sulphur retention on limestone under
fluidized bed combustion conditions: an experimental
study. In: INTERNATIONAL CONFERENCE ON FLUIDIZED BED
COMBUSTION, 1991. Proceedings of the 11th Int. Conf. FBC:
ASME, 1991. v.1, p.73-82.
- HARTMAN, M. Comparison of various carbonates as absorbents
of sulfur dioxide from combustion gases. Int. Chem.
Eng., v.18, n.4, p.712-717, 1978.
- HARTMAN, M.; COUGHLIN, R.W. Reaction of sulfur dioxide
with limestone and the influence of pore structure.
Ind. Eng. Chem. Process Des. Dev., v.13, n.3. p.248,
1974. Reaction of sulphur dioxide with limestone and the
grain model. AIChE J., v.22, n.3 p.490-498, 1976.
- HARTMAN, M.; PATA, J.; COUGHLIN, R.W. Influence of porosity
of calcium carbonates on their reactivity with sulfur
dioxide. Ind. Eng. Chem. Process Des. Dev., v.17,
p.411, 1978.
- HARVEY, R.D. Petrographic and mineralogical characteristics
of carbonate rocks related to sulfur dioxide sorption
in flue gas. Urbana: Illinois State Geological Survey,
July, 1971 (Final Report to EPA under contract. CPA-22-
69-65) apud LOUIS, J.F.; TUNG, S.E. Desulfurization
component modeling of fluidized bed combustor.
Massachusetts Institute of Technology, February, 1978
(Modeling of Fluidized Bed Combustion of Coal Final
Reports), Massachusetts, 1978, v. V.

- HASLER, J.R. et al. Testing of limestone sample from the TVA region as sulfur dioxide sorbents in atmospheric fluidized-bed combustors. Kentucky:Inst. Mining Mineral Res., Univ. Kentucky, 1984. apud ZARKANITIS, S. SORTICHOS, S.V. Pore struture and particle size effects on limestone capacity for SO₂ removal AIChE. J., v.35; n.5, p.821- 830, 1989.
- HORIO, M.; ISHII, H.; KOBUKAY, Y. and YAMANISHI, N., A scaling low for circulating fluidized beds. J. Chem. Eng. Jpn., v.22, n.6, p.587-592, 1989.
- HOWARD, H.; STANTIAL, F.G. Recovering sulfur dioxide from furnace gases. U.S. Patent 1.271899, July 9, 1918, CA 12: 1913, 1918 apud MARTEN, J.C. (ed) A history of flue gas desulfurization systems since 1850. J. Air Pol. Control Assoc., v.27, n.10, p.945-961, Oct. 1977.
- ISHIZUKA, H.; HYUARINEN, K.; MORITA, A.; SUZUKI, T.; YANO, K.; HIROSE, R. Experimental study on NO_x reduction in CFB coal combustion. In: BASU, P.; LARGE, J.F. (eds). Circulating fluidized bed technology II, 1988, Compiègne, Proceeding of the 2nd Int. Conf. CFB, Compiègne, 1988, p.437-444.
- JONKE, A.A., VOGEL, G.J.; CARLS, E.L.; RAMASWAMI, D.; ANASTASIA, L.; JARRY, R. and HAAS, M. Pollution control capabilities of fluidized bed combustion. In : AIR Pollution and its Control. New York: AIChE, 1984. p.241-251. (AIChE Symposium Series, v.68, n.123).
- KATO, K.; TAKARADA, T.; TAMURA, T. and NISHINO, K.; Particle hold up distribution in a circulating fluidized bed, In: INTERNATIONAL CONFERENCE ON CIRCULATING FLUIDIZED BED, 1990, Japan, Prceedings of the 3rd Int. Conf. on CFB, Japan: 1990, p.4-11-1_4-11-6.
- KATO, K.; SHIBASAKI, H.; TAMURA, K.; ARITA, S.; WANG, C. and TAKARADA, T. Particle hold up in a fast fluidized bed, J. Chem. Eng. of Japan, v.22, n.2, 1989.
- KEAIRNS, D.L.; NEWBY, R.A.; ULERICH, N.H. Fluidized-bed combustor design In: BASU P. Fluidized bed boilers: Design and applications, Halifax, p.101-130, Oct. 1983.
- KHAN, W.U.Z.; GIBBS, B.M. The effects of bed temperature and oxygen stoichiometry on sulphur dioxide capture of limestone in a fluidized bed combustor. In: INTERNATIONAL CONFERENCE ON FLUIDIZED BED COMBUSTION, 1991. Proceedings of the 11th Int. Conf. FBC: ASME, 1991. v.3, p.1303-1307.

- KLINZING, G.E. Gas - solid transport, 1^{ed}, McGraw - Hill Company, 1991, cap.4, p.81-108.
- KNOWLTON, T.M. Nonmechanical solids fluidized beds. Proceedings of the 2nd Int. Conf. on CFB, Compiègne, 1988, p.175-181.
- KNOWLTON, T.M.; HIRSAN, I. L - Valves characterized for solids flow. Hydrocarbon Processing, p.149-156, March 1978.
- KOHL, A.L.; RIESENFELD, F.C. Gas purification. 4. ed. Houston: Gulf, 1985, cap.1, p.1-28, cap.7, p.299-419.
- KULLENDORFF, A.; HERSTAD, S.; ANDERSSON, C. Emission control by combustion in circulating fluidized bed operating experiences. In: INTERNATIONAL CONFERENCE CIRCULATING FLUIDIZED BED TECHNOLOGY, 1, 1985, Halifax, Proceedings of the 1st Int. conf.on CFB Halifax: 1985, p.83-96.
- KWAUK, M.; NINGDE, W.; YOUCHU, L.; BINGYU, C. and ZHIYUAN, S. Fast fluidization at ICM. In: INTERNATIONAL CONFERENCE CIRCULATING FLUIDIZED BED TECHNOLOGY, 1, 1985, Halifax. Proceedings of the 1st Int. Conf. on CFB, Halifax: 1985, p.33-61.
- KYTE, W.S. Some chemical and chemical engineering aspects of flue gas desulphurisation. Trans. IChemE v.59, p. 219-228, 1981.
- LANGE, H.B.; SOMMER, T.M.; CHEN, C.L. SO₂ absorption in fluidized bed combustion coal-effect of limestone particle size. EPRI, 1978. 170p. (FP-667 - Research Project 719-1, Final Report).
- LI, J.; TUNG, Y. and KWAUK, M.; Axial voidage profiles of fast fluidized beds in different operating regions. In: BASU, P.; LARGE, J.F. (eds), Circulating fluidized bed technology II, 1988, Compiègne, Proceedings of the 2nd Int. Conf. on CFB, Compiègne: 1988, p.9-15.
- LIN, W.; VAN DER BLEEK, C.M.; The SO_x / NO_x emissions in circulating fluidized bed combustion of coal. In: INTERNATIONAL CONFERENCE ON C.F.B., 3, 1990, Japan. Proceedings of the 3rd Int. Conf. on CFB, Japan, 1990.
- LOUGE, M.Y. Circulating fluidization research at Cornell: a study of hydrodynamic scale-up effects. In: INTERNATIONAL CONFERENCE ON FLUIDIZED BED COMBUSTION 1987, New York. Proceedings of the Int. Conf. Fluid. Bed Comb. ASME, 1987. p.1193-1197.

- LIU, E.H.; SUBARIAN, M.; Specification considerations for a circulating fluidized bed combustors, presented at the ASME/IEEE Power Generation Conference Oregon, Oct. 1986.
- LIU, E.H.; SUBARIAN, M.; HAVILAND, R.W.; Design consideration on fuel flexibility of circulating fluidized bed boilers, presented at the ASME/IEEE Power Generation Conference, Oregon, oct. 1986.
- LOUIS, J.F.; TUNG, E.S.; Desulfurization component modeling of fluidized bed combustors. Massachusetts Institute of Technology, 1978. (Modeling of Fluidized Bed of Coal Final Reports), Massachusetts, 1978, v.V.
- LU, H.; SUN, S.; QIN, Y; CHEN, C.; The circulating fluidized bed boiler of low recirculating ratio: It's design and operation. In: INTERNATIONAL CONFERENCE ON FLUIDIZED BED COMBUSTION, 1991, Proceedings at the 11th Int. Conf. FBC: ASME, 1991, v.1, p.503-506.
- MANAKER, A.M.; FISHBAUGHER, J.; VROOM, H.H. Propect overview for the 160-MW AFBC demonstration plant at Tennessee Valley Authority's (TVA) shownee fossil plant reservation, In: INTERNATIONAL CONFERENCE FLUIDIZED BED COMBUSTION, 1991, Proceedings of the 11th Int. Conf. on FBC: ASME, 1991, v.1, p.507-513.
- MARTEN, J.C. (eds) A history of flue gas desulfurization systems since 1850. J. Air Pol. Control Assoc., v.27, n.10, p.945-961, Oct.1977.
- MATSEN, J.M.; The rise and fall of recurrent particles: Hydrodynamics of circulating. In: BASU, P.; LARGE, J.F. (eds) Circulating Fluidized Bed Technology II, 1988, Compiègne, Proceedings of the 2nd Int. Conf. on CFB, Compiègne: 1988, p.3-11.
- MESKO, J.E.; Multicell fluidized-bed design, construction test program. Monthly Progress Status Rep., ERDA, n.39, 1975.
- MJORNELL, M.; LECKNER, B.; KARLSSON, M. and LYNKFELT, A. Emission control with additives in CFB coal combustion. In: INTERNATIONAL CONFERENCE ON FLUIDIZED BED COMBUSTION, 1991, ASME, 1991, v.2, p.655-664.
- MORI, S.; YAN, Y.; KATO, K.; MATUBARA, K. and LIU, D. Hydrodynamics of circulating fluidized bed In: INTERNATIONAL CONFERENCE ON CIRCULATING FLUIDIZED BED, 1990, Japan, Proceedings of the 3rd Int. Conf., on CFB, Japan, p. 4.5.1 - 4.5.6.

- MOSS, G. The fluidized-bed desulphurization gasifier. In: INTERNATIONAL FLUID-BED COMBUSTION, 2, 1970, Proceedings 2nd Int. Fluid-bed Comb; 1970, v.2, p.II-6-1 6-II-6-7.
- NACK, M. et al. In: INTERNATIONAL CONFERENCE ON FLUIDIZED BED COMBUSTION AT ATLANTA, 6, 1980. Proceedings of 6th Conf. on Fluid bed Comb., 1980, v. III, p. 979 apud KHAN, W.U.Z; GIBBS, B.M. The effects of bed temperature and oxygen in a fluidized bed combustor. In: Int. Conf. on Fluid. Bed, combustion, 1991. Proceedings of the 11th Int. Conf. FBC: ASME, 1991, v.3, p.1303-1307.
- NEWBY, R.A. et al. Laboratory evaluation of high-temperature sulfur sorbents for direct coal-fired turbines. 1987 (Final Report) apud NEWBY, R.A.; KEAIRNS, D.L. FBC sulfur removal do we know enough? In: INTERNATIONAL CONFERENCE ON FLUIDIZED BED COMBUSTION, 1991. Proceedings of the 11th Int. Conf. FBC: ASME, 1991 v.1, p.65-75.
- NEWBY, R.A.; KEAIRNS, D.L. FBC sulfur removal do we know enough? In: INTERNATIONAL CONFERENCE ON FLUIDIZED BED COMBUSTION, 1991. ASME, v.1, p.65-75.
- NEWTON, G.H.; CHEN, S.L.; KRAMLICH, J.C. Role of porosity loss in limiting SO₂ capture by calcium based sorbents. AIChE J., v.35, n.6, p.988-993, 1989.
- PASSO FILHO, G.; SILVA, J.C.D.; de MORAES, D.C. Analisadores industriais. Rio de Janeiro: SENAI, 1979 (SENAI-ON-DET-Publicação técnica, 12).
- PÉCORA, A.A.B.; GOLDSTEIN JUNIOR, L.; LOMBARDI, G. et al. Development of a nomenclature solids particulate feed device. In: CONGRESSO LATINO AMERICANO DE TRANSFERÊNCIA DE CALOR E MASSA, 4, 1991, Chile.
- PEÇANHA, R.P. e MASSARANI, G.; Dimensão, característica e forma de partícula, anais da XIV Encontro Nacional sobre Escoamento em Meios Porosos, Campinas, 1986, p.302-312.
- PEELER, J.P.K.; POYTON, H.J.; LANE, C.L. et al. Fluidized bed combustion: devolatilisation of large coal particles. In: INTERNATIONAL CONFERENCE ON FLUIDIZED BED COMBUSTION, 1991. Proceeding of the 11th Int. Conf. FBC: ASME, 1991. v.1, p.1-6.
- PETRIE, J.G.; DUTRIEWICZ, R.K. Sulphur dioxide and nitrogen oxide removal in fluidized bed combustor. In: FLUIDIZATION, IV., p.475-481.

- PITT, G.J. The kinetics of the evolution of volatile products from coal. Fuel, v.41, p.267, 1962.
- BRASIL. Ministério da Minas e Energia; Eletrobrás. Plano nacional de energia elétrica 1987-2010: plano 2010. Rio de Janeiro: MME/Eletrobrás, 1987. Rio de Janeiro p. 14-54 (Relatório Geral).
- RAJAN, R.; KRISHNAH, R.; WEN, C.Y. Simulation of fluidized bed combustor: part II-coal devolatilization and sulfur oxides retention. New York: AIChE, 1978. p.112-119. In: Fluidization: Application to coal conversion processes, 1978, (AIChE Symposium series, v.74, n.176).
- RHODES, M.J.; LAUSSMAN, V.S.; GELDART, D. Measurement of radial of axial solids flux variations in the riser of a circulating fluidized bed. In: BASU, P.; LARGE, J.F. (eds.) Circulating fluidized bed technology II, 1988, Compiègne, Proceeding of the 2nd Int. Conf. on CFB, Compiègne, 1988, p.155-164.
- SOTIRCHOS, S.V.; YU, H.C. Mathematical modeling of gas-solid reactions with solid product. Chem. Eng. Sci., v.40, p.2039, 1985.
- STANTAN, J.E. Sulphur retention in fluidized combustion. In: HOWARD, J.R. Fluidized bed Combustion and applications. 5.ed. Applied Science Publ., 1983, cap.5, p.199-225.
- TA-SAN, W.; ZHONGGANG, P.; YAFU, Z.; AIFENG, R.; GUIZHANG, Y.; HONGAN, J.; Attempts to the apprehension and development of circulating fluidized bed combustion. In: BASU, P.; LARGE, J.F. (eds.) Circulating fluidized bed technology II, 1988, Compiègne, Proceeding of the 2nd Int. Conf. CFB, Compiègne, 1988, p.343-350.
- TATABAYASH, J et al. In: INTERNATIONAL CONFERENCE ON FLUIDIZED BED COMBUSTION AT ATLANTA, 6, 1980, v.III, apud KHAN, W.U.Z.; GIBBS, B.M. The effects of bed temperature and oxygen stoichiometry on sulphur dioxide capture of limestone in a fluidized bed combustor. In: Int. Conf. on Fluid Bed Comb., 1991. Proceedings of the 11th Int. Conf. FCB: ASME, 1991, v.3, p.1303-1307.
- TSUBOI, H.; IWASAKI, T. Coal combustion in circulating fluidized bed. In: BASU, P.; LARGE, J.F. (eds.) Circulating fluidized bed technology II, 1988, Compiègne, Proceedings of the 2nd Int. Conf. on CFB, Compiègne, 1988, p.327-334.

- ULERICH, N.H.; O'NEILL, E.P.; KEAIRNS, D.L. The influence of limestone calcination on the utilization of the sulfur sorbent in atmospheric pressure fluid-bed combustors. Pittsburgh, 1987, EPRI FP - 426, apud NEWBY, R.A.; KEAIRNS, D.L. FBC Sulfur removal do we know enough? In: INTERNATIONAL CONFERENCE ON FLUIDIZED BED COMBUSTION, 1991. Proceedings of the 11th Int. Conf. FBC: ASME, v.1, p.65-75.
- VALK, et al. In: INTERNATIONAL CONFERENCE ON FLUIDIZED BED AT BOSTON, 9, Proceedings of the 9th Int. Conf. on Fluid Bed at Boston, v.II, p.784 apud KHAN, W.U.Z.; GIBBS, B.M. The effects of bed temperature and oxygen stoichiometry on sulphur dioxide capture of limestone in a fluidized bed combustor. In: Int. Conf. on Fluid Bed Comb., 1991. Proceedings of the 11th Int. Conf. FBC: ASME, 1991, v.3, p.1303-1307.
- VOGEL, G. et al. Quartelt repl., Prepared for DOE Argonne Nat, 1977, apud ZARKANITIS, S.; SORTICHOS, S.V Pore struture and particle size effects on limestone capacity for SO₂ removal. AIChE J., v.35, n.5, p.821-830, 1989.
- VURAL, H. Experimental conditions influencing volatile release rate measurements in fluidized bed. In: INTERNATIONAL CONFERENCE ON FLUIDIZED BED COMBUSTION, 1991. Proceedings of the 11th Int. Conf. FBC: ASME, 1991 v.3, p.1145-1150.
- WANG, X.S. and GIBBS, B.M. Hydrodynamics of a circulating fluidized bed with secondary air injection. In: INTERNATIONAL CONFERENCE ON CIRCULATING FLUIDIZED BED, 1990, JAPAN, Proceedings of the 3rd Int. Conf. on CFB, Japan: 1990, p.4-6-1__4-6-6.
- WEINSTEIN, H.; GRAFF, R.A.; MELLER, M. and SHAO, M.J.; The influence of the imposed pressure drop across a fast fluidized bed. FLUIDIZATION IV, INTERNATIONAL CONFERENCE JAPAN, 1983, p.299-306.
- WIRTH, K.E.; SEITER, M. Solids concentrations and solids velocity in the wall region of circulating fluidized beds. In: INTERNATIONAL CONFERENCE ON FLUIDIZED BED COMBUSTION, 1991. Proceedings of the 11th Int. Conf. FBC: ASME, 1991, v.1, p.311-315.
- YANG, W.C. A model for the dynamics of a circulating fluidized bed loop. In: BASU, P.; LARGE, J.F. (eds.) Circulating fluidized bed technology II, 1988, Compiègne Proceedings of the 2nd Int. Conf. on CBF, Compiègne, 1988, p.181-192.

- YERUSHALMI, J.; AVIDAN, A.A. Bed expansion in high velocity fluidization. Powder Technol. v.32, n.2, p.223-232, 1982.
- YERUSHALMI, J.; GLUCKMAN, M.J.; GRAFF, R.A. ; DOBNER, S. and SQUIRES, A.M. Production of gaseous fuels from coal in the fast fluidized bed. Science, v.187, p.646, 1975.
- YOUCHAU, L.; BINGYU, C.; FERMING, W.; YANGSHENG, W. In: CONFERENCE PAPER CHINA JAPAN FLUIDIZATION SYMPOSIUM, 1982 apud FUJIMA, Y. et al. Experimentatl study on sulfur retention in CFB. In: INTERNATIONAL CONFERENCE ON CIRCULATING FLUIDIZED BEDS, 1, 1985, Halifax: Proceedings of the 1st Int. Conf. on CFB, Halifax: 1985, p.239-246.
- ZANG, J.Q. et al. Evalution of SO₂ emissions from six fluidized bed combustors. In: INTERNATIONAL CONFERENCE ON FLUIDIZED BED COMBUSTION, 1991. Proceedings of the 11th Int. Conf. FBC: ASME, 1991. v.2, p.639-648.
- ZANG, H.; XIE, Y.; CHEN, Y. Mathematical Modelling for longitudinal voidage distribution of fast fluidized beds. In: INTERNATIONAL CONFERENCE ON CIRCULATING FLUIDIZED BED, 1990, JAPAN, Proceedings of the 3rd Int. Conf. on CFB, Japan: 1990, p.4.13.1__4.13.6.
- ZARKANITIS, S.; SOTIRCHOS, S.V. Pore structure and particle size effects on limestone capacity for SO₂ removal. AIChE J., v.35, n.5, p.821-830, 1989.

ABSTRACT

ABSTRACT

The present work is centered on the development of a circulating fluidized bed reactor to be operated in conditions of quick fluidization, aiming its utilization in mineral coal combustion process with remotion of SO_2 by adding limestone.

The developing of this study was carried out in three stages. The first part consisted of raising and analysis of the sulfurization of combustion gases process and the parameters of the design of the equipment. The second included designing, building and assembling of the experimental system. The third was the start and pre-operation of the unit, along with a program of tests, cold and hot, in order to determine the conditions of operation and flexibility of the designed system.

The experimental device is consisted of there main parts: the combustion itself, with dimensions of 4.0m. in height and 0,1m. of internal diameter; a solid return section and the section of cooling of combustion gases. The system still has two solid pneumatic feeders, an eletrical pre-heating system for the fluidization air a G.L.P. burner and a sleeve filter with pulsing set cleaning.

A total of 42 experimental tests were carried out with solid particles of sand, 0,2mm. in diameter, of which 19 were developed with primary air and 23 with the injection of secondary air. A variation of solids mass was made, from 3.0 to 11.0 kg and the air velocity, from 3.0 to 18.0 m/s and with temperature up to 750°C.

RESUME

RESUME

Ce travail a été consacré au développement d'un réacteur en lit circulant pour opérer dans les conditions de fluidisation rapide. L'intérêt d'utilisation est le procédé de combustion de charbon minéral avec l'élimination de SO_2 par l'addition de carbonate de calcium.

Le développement de cette étude a été réalisé en trois étapes. La première étape a été présentée l'Etude de l'Art des procédés désulfurisation de gazes de combustion et paramètres de projet d'équipement pour dimensionner l'installation expérimental. La deuxième étape a été le projet, la construction et la montage du système expérimental. La troisième étape a été l'initiation et l'opération préliminaire de l'installation avec la réalisation d'un programme de tests à froid et à chaud pour la connaissance de l'opération et de la flexibilité du système proposé.

Le dispositif expérimental est constitué de trois parties principales: le réacteur de combustion avec 4,0m de hauteur et 0,1m de diamètre interne; la zone retour de solides et la zone de refroidissement de gazes de combustion.

De plus, l'installation est composée par deux systèmes d'alimentation pneumatiques de solides, un système de préchauffage électrique de l'air de fluidisation, un brûleur de GLP et un filtre mangué avec nettoyage par de jet pulsant.

L'ensemble de 42 essais expérimentaux a été réalisé avec particules de sable ayant un diamètre moyen de 0,2mm. Dans ce cadre d'expériences nous avons exécutés 19 essais avec de l'air primaire et 23 essais, avec de l'air secondaire. La masse de solide a été varié entre 3,0 et 11,0 Kg et la vitesse de l'air de fluidisation entre 3,0 et 18,0 m/s portées aux températures jusqu'aux 750°C.