

UNIVERSIDADE ESTADUAL DE CAMPINAS
FACULDADE DE ENGENHARIA MECÂNICA
COMISSÃO DE PÓS-GRADUAÇÃO EM ENGENHARIA MECÂNICA

**Estudo das Emissões de Mercúrio na
Combustão de Carvão Mineral Brasileiro em
Leito Fluidizado Rápido**

Autor: Jhon Jairo Ramírez Behainne
Orientador: Leonardo Goldstein Junior.

UNIVERSIDADE ESTADUAL DE CAMPINAS
FACULDADE DE ENGENHARIA MECÂNICA
COMISSÃO DE PÓS-GRADUAÇÃO EM ENGENHARIA MECÂNICA

Estudo das Emissões de Mercúrio na Combustão de Carvão Mineral Brasileiro em Leito Fluidizado Rápido

Autor: Jhon Jairo Ramírez Behainne
Orientador: Leonardo Goldstein Junior.

Curso: Engenharia Mecânica
Área de Concentração: Térmica e Fluídos

Tese de doutorado apresentada à comissão de Pós Graduação da Faculdade de Engenharia Mecânica, como requisito para a obtenção do título de Doutor em Engenharia Mecânica.

Campinas, 2007
S.P. – Brasil

FICHA CATALOGRÁFICA ELABORADA PELA
BIBLIOTECA DA ÁREA DE ENGENHARIA E ARQUITETURA - BAE - UNICAMP

R145e Ramírez Behainne, Jhon Jairo
Estudo das emissões de mercúrio na combustão de carvão mineral brasileiro em leito fluidizado rápido / Jhon Jairo Ramírez Behainne.--Campinas, SP: [s.n.], 2007.

Orientador: Leonardo Goldstein Junior
Tese (Doutorado) - Universidade Estadual de Campinas, Faculdade de Engenharia Mecânica.

1. Mercúrio. 2. Carvão combustão. 3. Combustão em leito fluidizado. I. Goldstein Junior, Leonardo. II. Universidade Estadual de Campinas. Faculdade de Engenharia Mecânica. III. Título.

Título em Inglês: Assessment of mercury emissions from brazilian coal combustion in fast fluidized bed

Palavras-chave em Inglês: Mercury emissions, Coal combustion, Fast fluidized bed

Área de concentração: Térmica e Flúidos

Titulação: Doutor em Engenharia Mecânica

Banca examinadora: Josmar Davilson Pagliuso, Edson Tomaz, Waldir Bizzo, Silvia Azucena Nebra de Pérez

Data da defesa: 01/06/2007

Programa de Pós-Graduação: Engenharia Mecânica

UNIVERSIDADE ESTADUAL DE CAMPINAS
FACULDADE DE ENGENHARIA MECÂNICA
COMISSÃO DE PÓS-GRADUAÇÃO EM ENGENHARIA MECÂNICA

TESE DE DOUTORADO

**Estudo das Emissões de Mercúrio na
Combustão de Carvão Mineral Brasileiro em
Leito Fluidizado Rápido**

Autor: Jhon Jairo Ramírez Behainne

Orientador: Leonardo Goldstein Jr.

A Banca Examinadora composta pelos membros abaixo aprovou esta Tese:

Leonardo Goldstein Jr.

Prof. Dr. Leonardo Goldstein Jr, Presidente
Universidade Estadual de Campinas

Prof. Dr. Josmar Davilson Pagliuso
Universidade de São Paulo – São Carlos/SP

Prof. Dr. Edson Tomaz
Universidade Estadual de Campinas

Prof. Dr. Waldir Bizzo
Universidade Estadual de Campinas

Prof. Dr. Silvia Azucena Nebra de Pérez
Universidade Estadual de Campinas

Campinas, 01 de junho de 2007.

20749568

Dedicatória:

À minha querida esposa Regina, pelo amor, compreensão e colaboração em todo momento. À minha filha Maria Luísa, o maior presente de Deus.

Agradecimentos

Este trabalho não poderia ter sido finalizado sem a ajuda de diversas pessoas e entidades às quais presto meus sinceros agradecimentos:

Ao Prof. Leonardo Goldstein Jr, pela oportunidade, valiosas orientações, confiança depositada, colaboração e amizade.

À Prof.^a Araí Pécora, pelo seu apoio e empenho na solução de muitas dificuldades enfrentadas neste trabalho.

Ao meu colega Rogério Hory, pela colaboração na adequação, montagens e testes operacionais da unidade experimental.

À Prof.^a Anne Hélène Fostier, e às suas pesquisadoras Paula Michelazzo e Socorro Pereira, pelas importantes orientações na amostragem de mercúrio e realização das análises químicas de laboratório.

Ao Emerson dos Reis, pelas suas sugestões e colaboração na adequação dos equipamentos e instrumentos do sistema experimental.

Aos técnicos de laboratório Luiz Zanaga e Luiz Gama, pela ajuda nos trabalhos de reforma e manutenção realizados na unidade de combustão. Ao Luiz Zanaga também pela colaboração na execução dos testes experimentais.

Ao José Guilherme Grossi, pelo suporte nas labores de limpeza do equipamento e preparo dos testes experimentais.

À Maria Regina Parise, pelo apoio na realização dos testes de combustão e digitação de alguns textos.

Aos estagiários Carlos Pellegrini e Fábio Nascimento, pela ajuda na adequação do combustor.

Aos meus colegas do laboratório de Processos Térmicos e Engenharia Ambiental do DETF/FEM, pelas conversas que resultaram em valiosas sugestões.

À secretária do DETF/FEM, Cleusa Lima dos Santos, pelo apoio administrativo.

À FAPESP, CAPES e CNPq pelo apoio financeiro concedido a esta pesquisa e pela bolsa de estudo.

Às pessoas que de uma ou outra forma contribuíram na realização deste trabalho e que por acaso não foram mencionadas.

*“It's not the strongest species that survives,
nor the most intelligent,
but the one most responsive to change”*

Charles Darwin.

Resumo

RAMIREZ BEHAINNE, Jhon Jairo, *Estudo das Emissões de Mercúrio na Combustão de Carvão Mineral Brasileiro em Leito Fluidizado Rápido*, Campinas: Faculdade de Engenharia Mecânica, Universidade Estadual de Campinas, 2007. Tese (Doutorado)

Este trabalho teve o propósito de avaliar as emissões totais de mercúrio produzidas pela combustão de misturas de carvão mineral brasileiro CE-4500 com dolomita em regime de fluidização rápida. Amostras do gás de combustão foram coletadas na chaminé do sistema após o filtro de mangas do combustor, através de uma sonda isocinética de laboratório operada com base nos métodos U.S. E.P.A. n. 29 e ASTM-D-6784 (Ontario-Hydro). Resíduos sólidos gerados pelo processo também foram coletados, e junto com as amostras obtidas na chaminé, foram analisados através da técnica de espectrofotometria de fluorescência atômica de vapor frio. Em onze testes experimentais, obteve-se informação relacionada com os perfis axiais de pressão estática e temperatura, a concentração de O₂, CO e NO_x nos gases de combustão, o rendimento de captura do separador de partículas do sistema e a eficiência da conversão de carbono no processo. Os resultados do estudo revelaram que, em média, 6% do mercúrio total liberado nos efluentes do processo saiu pela chaminé com o gás de combustão e com as partículas não coletadas pelo filtro de mangas. Adicionalmente foi demonstrado que o valor da relação molar cálcio-enxofre não influencia significativamente nas emissões totais do poluente no gás de combustão. O balanço de mercúrio no processo mostrou um desvio médio de 40%, valor considerado satisfatório tendo em conta as dificuldades para a determinação de um poluente presente em baixas concentrações.

Palavras Chave

Emissão de Mercúrio, Combustão de Carvão, Leito Fluidizado Rápido.

Abstract

RAMIREZ BEHAINNE, Jhon Jairo, *Assessment of Mercury Emissions from Brazilian Coal Combustion in Fast Fluidized Bed*, Campinas: Faculdade de Engenharia Mecânica, Universidade Estadual de Campinas, 2007. Tese (Doutorado)

In this work, total mercury emissions from fast fluidized bed combustion of CE-4500 Brazilian coal and dolomite mixtures were quantified. Stack gas samples were collected downstream of a baghouse by using an isokinetic probe and U.S. E.P.A. n. 29 / ASTM-D-6784 (Ontario-Hydro) method procedures. The ash samples trapped in the particulate control device and those accumulated in the bottom of the reaction chamber were also analyzed. A cold-vapor atomic fluorescence spectrophotometer was employed to determine the mercury concentration in the stack gas and ash samples. Additional experimental information about the combustion process was obtained, such as, pressure and temperature axial profiles, O₂, CO and NO_x concentrations in the exhaust gas, baghouse performance and carbon conversion efficiency. Results showed that approximately 6% of the total mercury released by the process in gaseous and particulate form was emitted from the stack, and this level was not affected by the amount of dolomite being used. A deviation close to 40% in the mercury mass balance for the process was verified. Results were satisfactory taking into consideration the inherent difficulties to quantify small concentrations of the pollutant in the process.

Key Words

Mercury Emissions, Coal Combustion, Fast Fluidized Bed.

Índice

LISTA DE FIGURAS

LISTA DE TABELAS

NOMENCLATURA

1 INTRODUÇÃO	1
2 ESTADO DA ARTE	7
2.1 Características Fluidodinâmicas e Operacionais do Processo de Combustão com Leito Fluidizado Rápido.	7
2.1.1 Padrão de escoamento gás-sólido no leito.	8
2.1.2 Características operacionais do combustor.	17
2.2 Emissão de Mercúrio na Combustão de Carvão Mineral.	34
2.2.1 Características da transformação do mercúrio no processo de queima.	34
2.2.2 Quantificação do mercúrio no carvão mineral, gases e cinzas de combustão.	39
2.2.3 Controle das emissões de mercúrio.	47
3 MATERIAIS E MÉTODOS	53
3.1 Descrição do Combustor com Leito Fluidizado Rápido.	53
3.1.1 Características do sistema experimental.	56
3.1.2 Reformas e adequação dos componentes do combustor.	68
3.2 Características dos Materiais que Constituem o Leito Fluidizado Rápido.	75
3.2.1 Carvão mineral.	76
3.2.2 Absorvente de SO ₂ .	78

3.2.3 Material inerte.	80
3.3 Projeto, Construção e Adequação do Amostrador de Mercúrio.	81
3.3.1 Princípio operacional.	81
3.3.2 Descrição dos componentes e detalhes construtivos.	85
3.3.3 Adequação do amostrador.	93
3.4 Ajuste das Condições Operacionais Antes da Ignição do Carvão Mineral.	98
3.4.1 Planejamento e procedimento experimental dos testes.	98
3.4.2 Resultados obtidos.	103
3.5 Determinação das Variáveis Envolvidas nos Ensaios de Combustão.	107
3.5.1 Composição carvão-dolomita da mistura combustível.	107
3.5.2 Descarga estequiométrica do ar para a mistura combustível.	108
3.5.3 Descarga real do ar de combustão.	110
3.5.4 Descarga real da mistura combustível.	113
3.5.5 Excesso de ar.	113
3.5.6 Eficiência da conversão de carbono.	114
3.6 Planejamento dos Experimentos.	114
3.6.1 Modelo estatístico do planejamento.	115
3.6.2 Programa dos testes de combustão.	116
3.7 Procedimento dos Testes de Combustão.	117
3.7.1 Preparo da mistura combustível.	118
3.7.2 Preparo do combustor.	119
3.7.3 Partida e pré-aquecimento do combustor.	123
3.7.4 Queima da mistura combustível.	126
3.7.5 Registro das variáveis de processo em regime estacionário.	127
3.7.6 Finalização do teste.	129
3.8 Amostragem de Mercúrio.	131
3.8.1 Preparo de reagentes e vidraria.	132
3.8.2 Montagem do coletor isocinético.	133
3.8.3 Coleta do gás de combustão.	134

3.8.4 Desmontagem do coletor isocinético e tratamento das amostras.	136
3.9 Análise Química do Mercúrio.	137
3.9.1 Determinação de mercúrio na mistura combustível e nos resíduos sólidos.	137
3.9.2 Determinação de mercúrio no gás de combustão.	139
3.10 Cálculo das Emissões de Mercúrio no Processo de Combustão.	141
4 RESULTADOS E DISCUSSÃO	143
4.1 Características Fluidodinâmicas e da Combustão no Leito Fluidizado Rápido.	143
4.1.1 Perfil de pressão estática.	144
4.1.2 Velocidade superficial de fluidização.	147
4.1.3 Fluxo de partículas recirculadas.	148
4.1.4 Perfil de temperatura.	150
4.1.5 Teor de O ₂ , CO e NO _x nos gases de combustão.	155
4.1.6 Eficiência da remoção de partículas no filtro de mangas.	160
4.1.7 Eficiência da conversão de carbono no processo.	162
4.2 Características das Emissões de Mercúrio no Processo de Combustão.	169
4.2.1 Emissão no gás de combustão.	169
4.2.2 Emissão nos resíduos sólidos.	174
4.2.3 Balanço de massa para o poluente.	178
4.2.4 Fator de emissão.	181
5 CONCLUSÕES E SUGESTÕES	183
REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS	187
APÊNDICE 1	203
APÊNDICE 2	211

Lista de Figuras

1.1	Transformação do mercúrio na atmosfera a partir das emissões originadas na combustão de carvão mineral e incineração de resíduos sólidos urbanos.	2
2.1	Queda de pressão entre dois pontos verticais num <i>riser</i> em função da velocidade superficial do gás e do fluxo de recirculação dos sólidos.	8
2.2	Efeito da velocidade superficial do gás e do fluxo de recirculação dos sólidos na fração de vazio ao longo do eixo vertical de um <i>riser</i> .	9
2.3	Efeito do inventário de sólidos sobre a fração de vazio ao longo do eixo vertical de um <i>riser</i> .	10
2.4	Perfis da fração de vazio num <i>riser</i> . (a) direção axial; (b) direção radial.	11
2.5	Perfil radial do fluxo de recirculação dos sólidos (a) e da velocidade das partículas (b) num <i>riser</i> .	12
2.6	Movimento dos sólidos num <i>riser</i> .	13
2.7	Componentes básicos de um sistema CFBC para geração de vapor.	17
2.8	Perfil característico da pressão manométrica no circuito de um sistema com leito fluidizado rápido.	28
2.9	Configuração geométrica de uma válvula “L”.	29
3.1	Vista geral do combustor com leito fluidizado rápido.	54
3.2	Fluxograma do sistema experimental de combustão com leito fluidizado rápido.	55
3.3	Dimensões principais da câmara de reação do combustor com leito fluidizado rápido.	56
3.4	Vista do dispositivo substituto da placa distribuidora de ar.	57
3.5	Esquema do ciclone da câmara de combustão.	59
3.6	Vista da válvula utilizada para medição do fluxo de recirculação dos sólidos.	59
3.7	Válvula L do sistema de combustão com leito fluidizado rápido.	60
3.8	Vista geral do aquecedor elétrico (AQ-1) e do aquecedor a GLP (AQ-2).	61
3.9	Identificação do queimador a GLP do aquecedor AQ-2.	62

3.10	Vista do sistema de fornecimento de sólidos na coluna de fluidização.	63
3.11	Vista dos trocadores de calor na linha de exaustão e da torre de resfriamento.	65
3.12	Filtro de mangas para coleta das partículas finas do processo.	66
3.13	Esquema da montagem da linha de amostragem do gás de combustão.	66
3.14	Vista da tampa do sistema de pré-aquecimento a GLP. (a) configuração antiga; (b) configuração após reformas.	69
3.15	Vista do injetor pneumático da mistura combustível.	72
3.16	Esquema do injetor pneumático da mistura combustível.	73
3.17	Defeitos observados na base da coluna de fluidização.	73
3.18	Coluna de fluidização sem o módulo <i>LF-1</i> .	74
3.19	Vista da plataforma construída para a medição de mercúrio na chaminé.	75
3.20	Esquema utilizado para a coleta isocinética de mercúrio no gás de combustão.	81
3.21	Forma da boquilha utilizada na amostragem isocinética.	86
3.22	Boquilha, tubo de amostragem e porta-filtro instalados no amostrador de Hg.	88
3.23	Conjunto de borbulhadores posicionados no interior da caixa fria.	89
3.24	Circuito pneumático da bancada de operação.	90
3.25	Bancada de operação com suas partes principais. (a) vista frontal; (b) vista traseira.	92
3.26	Tubo pitot utilizado nas amostragens.	93
3.27	Distribuição dos pontos na seção transversal da chaminé para o cálculo do coeficiente do tubo pitot construído.	94
3.28	Curva de calibração do rotâmetro de ar posicionado na linha da válvula L.	101
3.29	Fluxograma dos testes preliminares na fase de pré-aquecimento.	101
3.30	Perfil de pressão estática média nos testes preliminares com iguais condições operacionais (Testes 9, 10 e 11).	105
3.31	Perfil de temperatura média nos testes preliminares com iguais condições operacionais (Testes 9, 10 e 11).	106
3.32	Esquema do planejamento em estrela adotado nos testes experimentais.	115
3.33	Fluxograma das etapas de um teste típico de combustão.	118
3.34	Fluxograma com as fases principais da etapa de preparo do combustor.	119
3.35	Fluxograma com as fases principais da partida e pré-aquecimento do combustor.	124
3.36	Fluxograma com as fases principais da etapa de queima da mistura combustível.	126
3.37	Fluxograma com as fases principais da etapa correspondente às medições experimentais durante o regime estacionário.	128

3.38 Fluxograma com as fases principais da etapa correspondente à finalização do teste de combustão.	130
3.39 Localização dos pontos de amostragem de mercúrio no combustor.	132
3.40 Esquema da montagem para a análise química do mercúrio.	138
3.41 Coluna de ouro utilizada para amostragem de Hg.	138
3.42 Vista do analisador CVAFS e dos instrumentos auxiliares.	139
4.1 Perfil de pressão estática dos testes de combustão.	145
4.2 Queda de pressão na válvula L em função do inventário de sólidos no combustor.	146
4.3 Velocidade superficial de fluidização no combustor.	147
4.4 Fluxo de recirculação de partículas em função do inventário de sólidos no combustor.	149
4.5 Perfil de temperatura dos testes de combustão.	150
4.6 Comportamento da temperatura média de combustão em função do excesso de ar e da relação molar Ca/S.	151
4.7 Efeito do excesso de ar e da relação molar cálcio-enxofre sobre a temperatura média de combustão.	153
4.8 Perfil de temperatura média local na câmara de reação em função do tempo de operação.	154
4.9 Concentração de CO e NOx corrigida a 6% de O ₂ em função do excesso de ar.	156
4.10 Concentração de CO e NOx corrigida a 6% de O ₂ em função da relação molar Ca/S.	157
4.11 Efeito do excesso de ar e da relação molar cálcio-enxofre sobre a concentração corrigida de CO no gás de combustão.	157
4.12 Efeito do excesso de ar e da relação molar cálcio-enxofre sobre a concentração corrigida de NOx no gás de combustão.	158
4.13 Aspecto das cinzas resultantes do processo de combustão. (a) Cinzas de fundo; (b) cinzas volantes.	164
4.14 Eficiência de conversão do carbono em função do excesso de ar e da relação molar Ca/S.	167
4.15 Efeito do excesso de ar e da relação molar cálcio-enxofre sobre a eficiência de conversão de carbono.	168
4.16 Comportamento do Hg no gás de combustão em função do excesso de ar e da relação molar Ca/S.	171
4.17 Efeitos lineares (L) e quadráticos (Q) do excesso de ar e da relação molar cálcio-enxofre sobre a concentração de Hg total no gás de combustão.	172
4.18 Comparação das concentrações de Hg no gás de combustão simuladas pelo modelo empírico com as obtidas experimentalmente.	173

4.19	Comportamento do Hg nas cinzas volantes em função do excesso de ar e da relação molar Ca/S.	176
4.20	Efeitos lineares (L) e quadráticos (Q) do excesso de ar e da relação molar cálcio-enxofre sobre a concentração de Hg total nas cinzas volantes.	176
4.21	Comparação das concentrações de Hg nas cinzas volantes simuladas pelo modelo empírico com as obtidas experimentalmente.	177

Lista de Tabelas

2.1	Efeito de parâmetros operacionais no escoamento gás-sólido em <i>risers</i> .	16
2.2	Resultados de algumas experiências da combustão de carvão mineral em leito fluidizado rápido.	33
2.3	Características principais dos métodos utilizados na avaliação de mercúrio no gás de combustão.	44
2.4	Média e desvio padrão dos fatores de emissão para Hg^0 , Hg^{2+} e Hg_p de diversos carvões minerais.	46
3.1	Descargas de combustível e de ar primário utilizadas no queimador a GLP.	69
3.2	Distribuição granulométrica e diâmetro médio do carvão mineral.	77
3.3	Análise elementar do carvão mineral.	78
3.4	Análise imediata do carvão mineral.	78
3.5	Análise elementar da dolomita.	79
3.6	Distribuição granulométrica e diâmetro médio da dolomita.	79
3.7	Distribuição granulométrica e diâmetro médio do material inerte.	80
3.8	Conteúdo e finalidade dos borbulhadores utilizados na amostragem de Hg.	89
3.9	Simulação da velocidade do gás amostrado nas boquilhas disponíveis.	96
3.10	Combinação de tratamentos dos testes preliminares na fase de pré-aquecimento.	100
3.11	Fluxo de recirculação das partículas nos testes preliminares de pré-aquecimento.	103
3.12	Tratamentos do programa experimental.	117
4.1	Valores máximos e mínimos dos parâmetros operacionais obtidos nos ensaios de combustão.	144
4.2	Concentrações de O_2 , CO e NO_x medidas nos testes de combustão.	155
4.3	Descarga de sólidos coletada pelo filtro de mangas no regime permanente.	160
4.4	Descarga de sólidos não coletada pelo filtro de mangas no regime permanente.	161
4.5	Eficiências do filtro de mangas nos testes de combustão.	162

4.6	Frações mássicas de carbono residual nas cinzas coletadas no filtro de mangas.	162
4.7	Taxa de acúmulo das cinzas de fundo no interior do combustor.	163
4.8	Descarga do gás de combustão e fração mássica de carbono contida no CO.	165
4.9	Descarga da mistura combustível e fração de carbono fornecido ao combustor.	166
4.10	Descarga de carbono e eficiência de conversão.	166
4.11	Concentração de Hg corrigida a 6% de O ₂ no gás de combustão.	169
4.12	Distribuição de Hg no filtro e nos borbulhadores do coletor isocinético.	170
4.13	Emissão de Hg total no gás de combustão.	174
4.14	Concentração de Hg total nos resíduos sólidos da combustão.	175
4.15	Emissão de Hg total nos resíduos sólidos do processo.	178
4.16	Descarga de alimentação de carvão mineral, dolomita e de Hg total.	179
4.17	Verificação experimental do balanço de massa para o Hg total.	180

Nomenclatura

Letras Latinas

A - área da seção transversal	[m ²]
Ar - número de Arquimedes	[-]
b – coeficiente de correlação	[-]
B – fração de umidade	[-]
Cd – coeficiente de descarga do orifício da placa	[-]
Cp – coeficiente de calibração do tubo pitot	[-]
d – diâmetro	[m]
e - expansividade do gás na placa de orifício	[-]
E – arrasto de sólidos no sentido ascendente	[kg.s ⁻¹]
F – variável controlável do experimento	[-]
g - aceleração da gravidade	[m.s ⁻²]
G - fluxo de recirculação	[kg.m ⁻² .s ⁻¹]
h – distância vertical acima da base do riser	[m]
I – inventário	[kg]
K – coeficiente isentrópico	[-]
k – coeficiente de decaimento	[m ⁻¹]
L - altura do leito	[m]
Le – comprimento da entrada de ar na válvula L	[m]
Lv – comprimento da perna vertical da válvula L	[m]
Lh – comprimento da perna horizontal da válvula L	[m]
m – massa	[kg]
ṁ - descarga	[kg/h]
M – massa molar	[g.mol ⁻¹]
n – moles	[mol]
p – probabilidade estatística	[-]
P - pressão	[Pa]
Pb – pressão barométrica	[Pa]
Pe – pressão estática	[Pa]
Pv – pressão de velocidade ou dinâmica	[mmH ₂ O]
r – relação mássica	[-]
R – relação molar	[-]
Re - número de Reynolds	[-]

Ru - Constante universal dos gases	[Pa.m ³ .mol ⁻¹ .K ⁻¹]
t – tempo	[s]
T – temperatura	[K]
U - velocidade	[m.s ⁻¹]
VR – variável resposta de interesse	[-]
w – arrasto de sólidos no sentido descendente	[kg.s ⁻¹]
x – fração mássica	[-]
z – distância vertical acima da superfície do leito	[m]

Letras Gregas

β - razão de diâmetros de placa de orifício	[-]
ε - porosidade ou fração de vazio do leito	[-]
φ - excesso de ar	[%]
γ - coeficiente de deposição das partículas na direção radial	[m.s ⁻¹]
η - eficiência	[%]
κ - coeficiente de equivalência da placa de orifício	[-]
μ – viscosidade dinâmica	[kg.m ⁻¹ .s ⁻¹]
ρ - densidade	[kg.m ⁻³]
σ - Fator de equivalência isocinética	[-]
χ - concentração volumétrica	[ppm]

Δ - diferencial	
∇ - volume	[m ³]
$\dot{\nabla}$ - vazão	[m ³ .s ⁻¹]

Superescritos

b – no borbulhador	
c – coletado	
CO – monóxido de carbono	
comb – da reação de combustão	
d – seco	
est -estequiométrica	
f – filtro	
max – máxima	
nc – não coletado	
o – condições normais de temperatura e pressão (273 K; 101,3 kPa)	
p – referente à peneira	
r – relativa	
ref - corrigido na base de referência	
sulf – da reação de sulfatação	

sg – sílica-gel
t – turbulento
w - úmido

.....

Subscritos

a – ar
ac – ar/carvão mineral
am – ar/mistura combustível
br – na base do *riser*
cal – calibrado
carv – carvão
ch – chaminé
cl – *cluster*
C - carbono
Ca – cálcio
CaO – óxido de cálcio
CaSO₄ – sulfato de cálcio
CO₂ – dióxido de carbono
d - *downcomer*
dc – dolomita/carvão
dol – dolomita
fm – filtro de mangas
g – gás
h – perna horizontal da válvula L
H – hidrogênio
Hg - mercúrio
H₂O – água
ip – no injetor pneumático
m – referido à amostragem
mf – mínima fluidização
mist – mistura combustível
n – boquilha
N – nitrogênio
NO_x - óxidos de nitrogênio
o – orifício da placa
O - oxigênio
ph – perna horizontal da válvula L
po – placa de orifício
pv – perna vertical da válvula L
r – *riser*
req - requerido
rs – resíduos sólidos
s – sólidos
S - enxofre

SO₂ – dióxido de enxofre
t - terminal da partícula
tr – transporte
tub – tubulação
v – em volume
vL – válvula L
w – em massa
0 – na superfície do leito
∞ - longe da superfície do leito

.....

Abreviações

OH – Ontario-Hydro;

Siglas

CFBC – *Circulating fluidized bed combustion*

DETF - Departamento de Engenharia Térmica e de Fluidos

IQ – Instituto de Química

U.S. E.P.A – *United States Environmental Protection Agency*

.....

Capítulo 1

Introdução

O mercúrio (*Hg*) é um elemento químico do grupo dos metais pesados, presente na natureza em três estados de valência: elementar (Hg^0), monovalente (Hg^+) e divalente (Hg^{2+}). De acordo com CARPI (1997), o estado elementar é relativamente estável, volátil, de baixa solubilidade na água e de alto tempo de residência no ar (até dois anos), motivo pelo qual, pode ser transportado na atmosfera através de longas distâncias. Com relação aos outros dois estados ionizados possíveis, indica-se que o Hg^{2+} é o mais estável e comum de ser encontrado no ecossistema; ele pode estar associado com cloro, enxofre e o íon hidroxila, de maior solubilidade na água. Adicionalmente, compostos orgânicos de mercúrio derivados de radical etil ou metil também podem originar-se na natureza a partir de processos biológicos, representando as formas químicas do elemento mais perigosas para o homem.

FTHENAKIS et al. (1995) estabeleceram que a concentração de mercúrio no ar é bastante pequena, normalmente na faixa de 1 a 10 ng/m³, e por esta razão, a sua inalação direta não constitui um problema sério de saúde pública. No entanto, a sua deposição e posterior transformação biológica na forma de metilmercúrio (CH_3Hg^+) no solo, rios, lagoas e mares, vem sendo motivo de preocupação. O metilmercúrio é amplamente conhecido por sua alta toxicidade, tendo também grande capacidade de bioacumulação em espécies aquáticas. Estudos realizados nos Estados Unidos comprovaram que a ingestão de peixes contaminados com metilmercúrio causa transtornos graves ao sistema nervoso dos humanos. A doença de Minamata, acontecida no ano de 1956 no Japão, constitui ainda o maior episódio de contaminação por metilmercúrio da história, onde mais de vinte mil pessoas foram afetadas direta ou indiretamente.

O mercúrio pode ser liberado na atmosfera por fontes naturais ou pelas atividades humanas. As emissões naturais originam-se principalmente nas erupções vulcânicas e na evaporação do elemento nos oceanos. Por outro lado, as emissões antrópicas são atribuídas a atividades de mineração, indústria química, incineração de resíduos sólidos urbanos e geração de energia elétrica com uso de carvão mineral. Como sugerido por CARPI (1997), uma vez despejado na atmosfera, o mercúrio pode ser depositado por via seca ou úmida, perto ou longe da fonte de emissão. Também pode ser transformado por reações de oxidação e redução, conforme ilustrado na Figura 1-1.

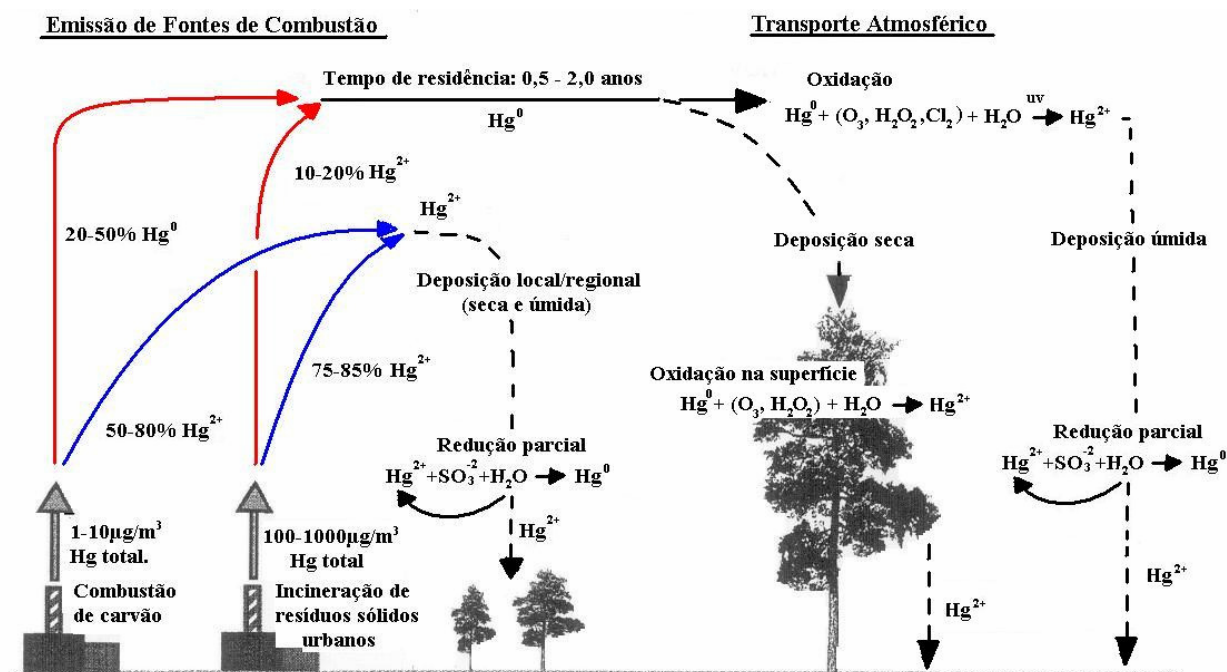


Figura 1-1. Transformação do mercúrio na atmosfera a partir das emissões originadas na combustão de carvão mineral e incineração de resíduos sólidos urbanos. CARPI (1997).

No mundo, as emissões de mercúrio atribuídas à geração de energia elétrica a partir do carvão mineral são as mais preocupantes. Várias razões fortalecem esta afirmação. A primeira delas é que, de acordo com YAN et al. (2003), a atividade é responsável pela maior parte das emissões, respondendo, sozinha, por aproximadamente 40% das quase 2.700 t/ano totais liberadas no ambiente. A segunda razão fundamenta-se na baixa eficiência de captura do poluente

pelos mecanismos convencionais utilizados no controle de partículas. FTHENAKIS et al. (1995) estabeleceram que as eficiências normais de remoção de mercúrio em precipitadores electrostáticos e lavadores de gases (os mais difundidos nos Estados Unidos) não ultrapassam 45%. Um terceiro motivo é o fato de que a determinação do contaminante nos efluentes do processo de queima do carvão mineral envolve procedimentos relativamente complexos e custosos. Conforme CHANGE e OFFEN (1995), as baixas concentrações de mercúrio presente nos gases de chaminé representam um grande desafio à quantificação através dos métodos e técnicas de análise disponíveis. A situação torna-se ainda mais complicada quando é necessário determinar a distribuição das formas de mercúrio (gasoso elementar, gasoso oxidado e particulado) presentes nos gases de exaustão, a fim de poder estabelecer o potencial de controle das emissões na respectiva fonte estacionária.

Um quarto motivo é a ausência de normas e legislações ambientais para controlar as emissões de mercúrio na maioria dos países onde a uso do carvão mineral tem importância na matriz energética. Nos Estados Unidos, por exemplo, a nação que tem concentrado os maiores esforços para regular as emissões de mercúrio, as intenções pela criação de uma política de controle surgiram somente no início da década dos anos noventa, lideradas pela Agência de Proteção Ambiental - US. EPA. Na época, diversos estudos foram financiados pelo próprio governo e executados pelo Laboratório Nacional de Tecnologias em Energia (NETL) do Departamento de Energia (DOE), pelo Instituto de Investigações em Energia Elétrica (EPRI), algumas indústrias do setor privado e centros de pesquisa universitários. Como resultado, a norma de emissão para mercúrio em usinas termelétricas dos Estados Unidos foi finalmente estabelecida em março de 2005 e deverá ser cumprida a partir de janeiro de 2008. Infelizmente, dos outros países que também usam o carvão mineral de forma intensa não se conhecem intenções similares. No caso específico do Brasil, não existem normas sobre emissões de Hg em processos de combustão.

PAVLISH et al (2003) indicaram que a origem do carvão mineral e o tipo de reator utilizado para sua combustão são fatores determinantes nas características das emissões de mercúrio. Até hoje, a imensa maioria dos estudos realizados sobre o tema tem envolvido carvões minerais de média a alta qualidade, fornecidos principalmente em caldeiras convencionais que

operam com injeção pulverizada do combustível. Porém, em caldeiras de leito fluidizado rápido, consideradas mais vantajosas do ponto de vista energético e ambiental na queima de carvões com alto teor de cinzas, como o encontrado no Brasil, as emissões de mercúrio não têm sido suficientemente exploradas. Neste tipo de reator, o efeito sobre as emissões do poluente, ocasionadas pelas condições operacionais e pela adição de partículas à base de cálcio na absorção de SO_2 , ainda constituem objeto de estudo.

De acordo com informações do Balanço Energético Nacional (2006), publicado pelo Ministério de Minas e Energia, o Brasil possui cerca de 32,3 bilhões de toneladas de reservas de carvão mineral, quantidade de inegável importância econômica, política e estratégica para o país. Apesar disso, a participação deste combustível na matriz energética não supera 3%, como consequência de diversos fatores que tem limitado sua utilização, entre eles, a ausência de equipamentos de combustão para queimá-lo de forma mais eficiente e limpa. Nos últimos anos, não entanto, a fim de impulsionar o uso do combustível no país, têm-se considerado a construção de termelétricas a carvão mineral que utilizam a tecnologia de leito fluidizado rápido, como é o caso da Usina Termelétrica Sul-Catarinense (USITESC).

As perspectivas futuras indicam, portanto, a necessidade de aprimorar aspectos relacionados à tecnologia de combustão em leito fluidizado rápido para operar com o carvão mineral explorado no Brasil, bem como, com os procedimentos, metodologias e técnicas experimentais envolvidas na determinação do mercúrio nos efluentes gasosos e sólidos do processo. A presente tese pretende contribuir para o maior conhecimento destes e outros aspectos.

OBJETIVOS

Com base no que foi anteriormente exposto, esta pesquisa tem os seguintes objetivos:

- Determinar as emissões de mercúrio total no processo de combustão de carvão mineral brasileiro em leito fluidizado rápido;
- Conhecer o efeito da adição de dolomita nacional na remoção de mercúrio;

- Projetar, construir e operar uma sonda de laboratório para amostragem de mercúrio, baseada em métodos padronizados internacionalmente;
- Reformar e operar uma unidade de combustão com leito fluidizado rápido em escala piloto para queima de carvão mineral brasileiro;
- Comparar as características de rendimento da unidade de combustão com dados obtidos por outros pesquisadores.

Capítulo 2

Estado da Arte

Este capítulo faz uma revisão do estado da arte dos aspectos mais importantes relacionados ao tema da pesquisa. Na primeira parte abordam-se assuntos referentes às características fluidodinâmicas e operacionais do processo de combustão em regime de fluidização rápida. Posteriormente, realiza-se uma revisão da literatura abrangendo os principais tópicos relacionados ao estudo das emissões de mercúrio na queima do carvão mineral.

2.1 Características Fluidodinâmicas e Operacionais do Processo de Combustão com Leito Fluidizado Rápido

A revisão da literatura mostra que os estudos da dinâmica das suspensões gás-sólido com fração de vazio entre 0,80 e 0,98, própria dos sistemas de combustão com leito fluidizado rápido, têm sido intensificados nos últimos vinte e cinco anos. Embora o regime de fluidização rápida apresente um determinado padrão fluidodinâmico de escoamento, as pesquisas realizadas até o momento evidenciam que fatores como: propriedades físicas das partículas, temperatura de operação, velocidade superficial de fluidização, fluxo de recirculação dos sólidos, inventário das partículas, relações de escala e configuração geométrica da seção transversal do *riser*, entre outros, promovem características exclusivas de escoamento que determinam o comportamento operacional destes sistemas. O efeito conjunto de tais variáveis torna o fenômeno de alta complexidade, a ponto que avanços na caracterização da fluidodinâmica de suspensões gás-sólido em regime de fluidização rápida, atingidos através de modelos matemáticos e ou pesquisas em laboratório, contrastam com resultados obtidos em aplicações comerciais.

Em geral, nota-se que a maioria das pesquisas relacionadas com a fluidodinâmica e com o comportamento operacional dos sistemas em leito fluidizado rápido concentra-se na coluna principal de fluidização, devido a que nesta região, os fenômenos de transferência de calor e de transferência de massa têm maior importância.

2.1.1 Padrão de escoamento gás-sólido no leito

Os primeiros estudos reportados na literatura envolvendo a caracterização do padrão de escoamento gás-sólido em regime de fluidização rápida surgiram na década de setenta, época em que VAN BREUGEL et al. (1971), citados por RHODES et al. (1988), já tinham detectado experimentalmente um inesperado movimento descendente de partículas pelas paredes de um duto vertical utilizado para transporte pneumático. No entanto, foi através dos trabalhos realizados por SCHMIDT (1973), citado por HARTGE et al (1985), YERUSHALMI et al. (1976), YERUSHALMI e CANKURT (1979), LI e KWAUK (1980), citados por RHODES e GELDART (1985), que a dinâmica do escoamento bifásico em *risers* começou a ser esclarecida. Os resultados destes estudos mostraram que, acima da velocidade de transporte das partículas, a queda de pressão por unidade de comprimento entre dois pontos verticais da coluna era função da velocidade superficial do gás e do fluxo de recirculação dos sólidos, como ilustrado na Figura 2-1.

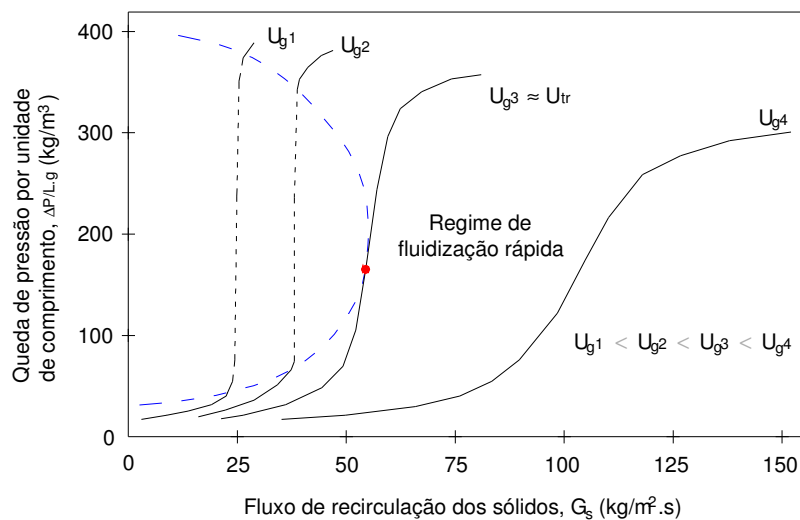


Figura 2-1. Queda de pressão entre dois pontos verticais num *riser* em função da velocidade superficial do gás e do fluxo de recirculação dos sólidos (RHODES e GELDART, 1985).

Na região do regime de fluidização rápida, qualquer combinação do valor da velocidade superficial do gás e do fluxo de recirculação dos sólidos provocava uma mudança suave no perfil de pressão por unidade de comprimento. Isto contrastava com o acontecido para velocidades do gás inferiores à velocidade de transporte das partículas, onde incrementos pequenos no fluxo de recirculação dos sólidos produziam uma queda de pressão abrupta entre os dois pontos de medição. Este fenômeno, identificado pelas linhas pontilhadas da Figura 2-1, era resultado do colapso do leito ocorrido no fundo do *riser*. A fração de sólidos ($1-\varepsilon$) dos trajetos verticais da coluna era calculada pelos pesquisadores a partir da queda de pressão axial por unidade de comprimento ($\Delta P/L$), da densidade da partícula (ρ_s), da densidade do gás (ρ_g) e da aceleração da gravidade (g), através da expressão:

$$(1-\varepsilon) = \frac{\Delta P/L}{(\rho_s - \rho_g) \cdot g} \quad 2-1$$

O perfil axial da concentração de partículas evidenciava a presença de uma região densa na base do *riser* e outra diluída perto do topo. Na interface entre essas duas regiões, WEINSTEIN et al. (1983) mostraram que a curva do perfil apresentava um ponto de inflexão, que mudava de posição de acordo com a velocidade do gás e com o fluxo de recirculação dos sólidos, conforme apresentado na Figura 2-2.

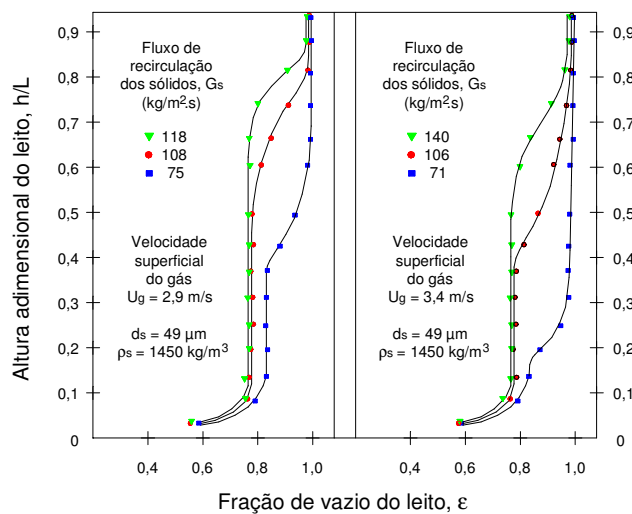


Figura 2-2. Efeito da velocidade superficial do gás e do fluxo de recirculação dos sólidos na fração de vazio ao longo do eixo vertical de um *riser*. WEINSTEIN et al. (1983).

WEINSTEIN et al. (1983) mostraram também que, além da velocidade superficial do gás e do fluxo de recirculação dos sólidos, a perda de pressão ao longo do *riser* dependia da altura do inventário de partículas na coluna de retorno. Nesta pesquisa descobriu-se que a localização do ponto de inflexão na seção de transição da fase densa para fase diluída mudava de acordo com a perda de carga estabelecida no *downcomer*, a fim de preservar-se o balanço de pressão no circuito de recirculação. O comportamento observado visualiza-se na Figura 2-3.

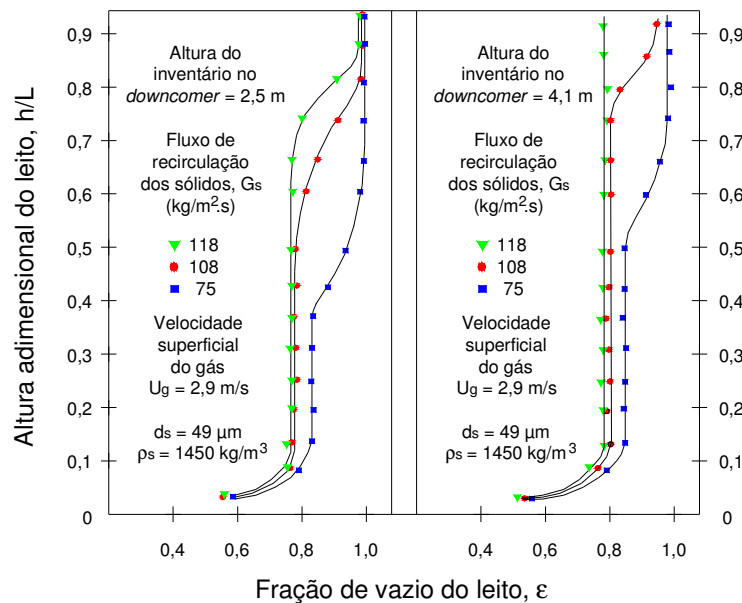


Figura 2-3. Efeito do inventário de sólidos sobre a fração de vazio ao longo do eixo vertical de um *riser*. WEINSTEIN et al. (1983).

Por outro lado, medições experimentais realizadas por WEINSTEIN et al. (1984a) confirmaram que a concentração dos sólidos na direção radial seguia um perfil parabólico. Neste trabalho, evidenciou-se que a concentração de partículas era máxima perto das paredes da coluna e mínima no eixo longitudinal, com verificações realizadas em várias seções ao longo do comprimento do *riser* (regiões de fase densa, transição e diluída). Junto ao trabalho prévio apresentado por BIERL e GADJOS (1982), citados por WEINSTEIN et al. (1984a), esta descoberta indicava que o escoamento gás-sólido num *riser* era caracterizado pela formação de um núcleo diluído no centro da coluna e de um anel denso de partículas perto das paredes. De acordo com MONCEAUX et al. (1985), o movimento das partículas no núcleo acontecia em sentido ascendente numa região transversal compreendida entre o eixo longitudinal da coluna e

um ponto no raio onde o fluxo mássico de partículas era nulo. A partir desse ponto, e em direção da parede do *riser*, o movimento das partículas ocorria em sentido descendente, como tinha sido observado em pesquisas anteriores. Num *riser* de 144 mm de diâmetro interno, os pesquisadores mostraram que a forma do perfil correspondente ao fluxo mássico de partículas, assim como, a espessura da camada densa que escoava próximo das paredes da coluna, dependia da velocidade superficial do gás e do fluxo de recirculação dos sólidos imposta no sistema.

Posteriormente, BADER et al. (1988) apresentaram um estudo mais detalhado do movimento gás-sólido num *riser* com o dobro do diâmetro daquele analisado por MONCEAUX et al. (1985). Neste trabalho, os autores também estudaram o perfil de velocidade e de fluxo mássico das partículas, o comportamento da fração de vazio no leito e da dispersão gasosa na direção radial e axial. Os resultados obtidos confirmaram o comportamento decrescente da fração de vazio ao longo do *riser* e a presença de um perfil parabólico dessa fração na seção transversal. Verificou-se o movimento ascendente de partículas em concentração diluída na zona central do *riser*, ao igual que o deslocamento descendente de sólidos perto das paredes em concentração significativamente maior. Os resultados obtidos ilustram-se nas Figuras 2-4 e 2-5.

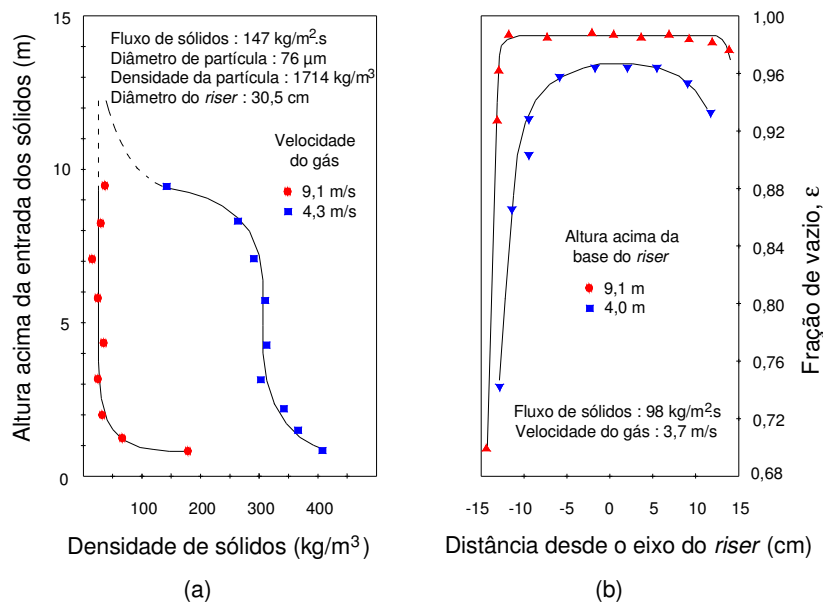


Figura 2-4. Perfis da fração de vazio em um *riser*. (a) direção axial; (b) direção radial.

BADER et al. (1988).

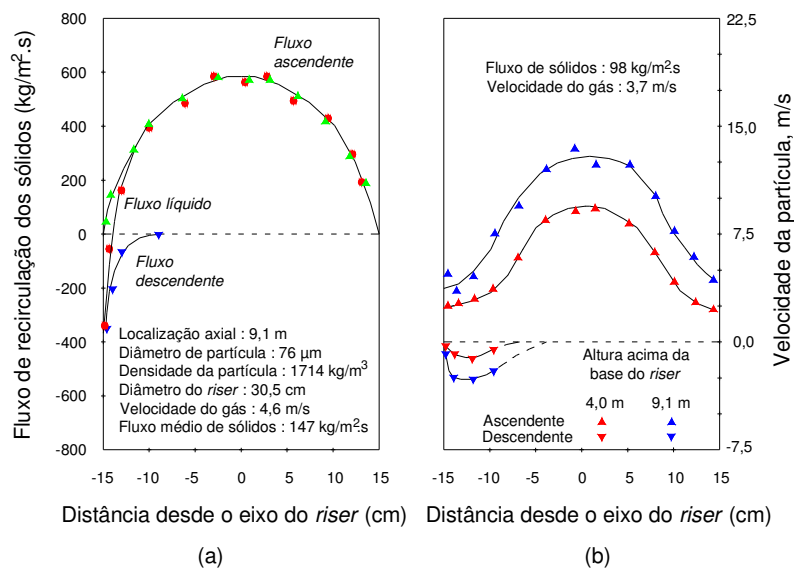


Figura 2-5. Perfil radial do fluxo de recirculação dos sólidos (a) e da velocidade das partículas (b) num *riser*. BADER et al. (1988).

Adicionalmente, neste estudo observou-se que a difusão da fase gasosa era importante unicamente na direção radial, diminuindo gradativamente a partir do eixo longitudinal da coluna em direção das paredes. Apesar disso, mostrou-se que o valor médio da dispersão gasosa na direção radial diminuía levemente com a distância vertical medida desde a base do *riser*.

Diversas pesquisas realizadas na época, entre elas, as apresentadas por RHODES et al. (1988), HARTE et al. (1988) e HORIO et al. (1988), confirmaram os resultados obtidos por BADER et al. (1988). HORIO et al. (1988) mostraram adicionalmente que a porção de sólidos que descia pelas paredes (região anular) estava formada principalmente por pacotes ou aglomerados de partículas denominados *clusters*, que tinham sido observados em pesquisas prévias. Os autores mediram o tamanho médio desses pacotes num *riser* de 50 mm de diâmetro interno e mostraram que, enquanto o diâmetro médio deles permanecia pequeno e quase constante no núcleo da coluna, na região anular, o diâmetro desses aglomerados era consideravelmente maior e com tendência de tamanho crescente em direção à base do *riser*. O resultado desta pesquisa, como de outras anteriores que tinham mostrado ao aumento da fração de sólidos no sentido contrário ao escoamento ascendente, reforçou a hipótese de que uma porção

das partículas que sobem pelo núcleo do *riser* é transferida continuamente em direção das paredes. Esta migração de partículas explicaria o aumento na espessura da película anular conforme ela desce pelas laterais da coluna. Na Figura 2-6 esquematiza-se o padrão do movimento dos sólidos num *riser*.

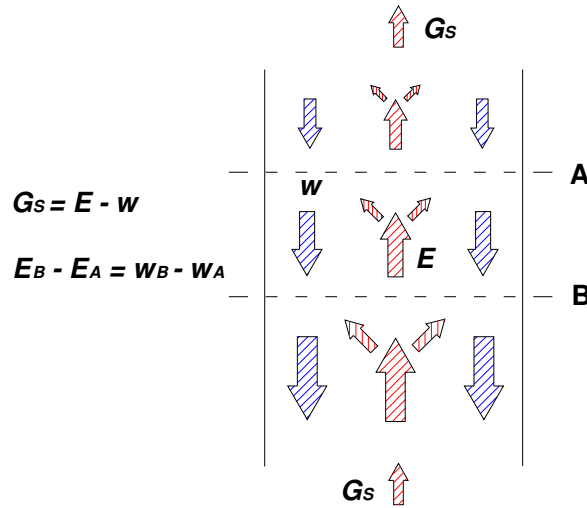


Figura 2-6. Movimento dos sólidos num *riser*. RHODES et al. (1988).

Através de testes experimentais, BOLTON e DAVIDSON (1988) demonstraram que a fração de sólidos na região anular diminuía exponencialmente ao longo da coluna de fluidização. O estudo, realizado num *riser* de 150 mm de diâmetro interno, estabeleceu que o escoamento gás-sólido segue, em essência, um padrão núcleo-anular. De acordo com este modelo, a descarga de sólidos que desce pela seção anular do *riser* (w), assim como, a descarga dos sólidos arrastados em sentido ascendente (E), podem ser calculadas pelas seguintes expressões matemáticas:

$$w = w_{\infty} + (w_0 - w_{\infty})e^{-k \cdot z^t} \quad 2-2$$

e

$$E = E_{\infty} + (E_0 - E_{\infty})e^{-k \cdot z^t} \quad 2-3$$

com

$$k = \frac{4 \cdot \gamma}{d_r \cdot (U_g - U_t)} \quad 2-4$$

$$\gamma = 0,01 \cdot \sqrt{\pi} \cdot U_g \quad 2-5$$

$$z^t = h - L^t$$

2-6

onde:

k : coeficiente de decaimento, m^{-1} ;

γ : coeficiente de deposição das partículas na direção radial, m/s;

d_r : diâmetro interno do *riser*, m;

U_g : velocidade superficial do gás, m/s;

U_t : velocidade terminal da partícula, m/s;

z^t : altura acima da superfície do leito turbulento presente no fundo do *riser*, m;

h : altura acima da base do *riser*, m;

L^t : altura do leito turbulento no fundo do *riser*, m;

w_∞ : valor de w no topo de um *riser* muito comprido, kg/s;

w_0 : valor de w no topo do leito turbulento, kg/s.

E_∞ : arrasto ascendente de sólidos no núcleo do *riser* muito acima do distribuidor, kg/s;

E_0 : arrasto ascendente de sólidos no núcleo do *riser* em $z^t = 0$, kg/s.

O balanço de massa no *riser* permite determinar a quantidade de sólidos que deixa a coluna de fluidização (G_s). Esta quantidade, que deverá ser fornecida na base do *riser* a fim de manter o regime estacionário, pode ser calculada pela Eq. 2-7:

$$G_s = \frac{E - w}{A_r} \quad 2-7$$

onde A_r é a área da seção transversal da coluna de fluidização. No caso de $z = 0$ e $z \rightarrow \infty$ nas Eqs. 2-2 e 2-3, a Eq. 2-7 fica:

$$G_s = \frac{E_\infty - w_\infty}{A_r} = \frac{E_0 - w_0}{A_r} \quad 2-8$$

Com base no modelo núcleo-anular, DAVIDSON (2000) estabeleceu que a fração total de sólidos no *riser* ($1 - \varepsilon$) poderia ser calculada pela expressão:

$$1 - \varepsilon = \frac{E}{\rho_s \cdot A_r \cdot (U_g - U_t)} + \frac{w}{\rho_s \cdot A_r \cdot U_{cl}} \quad 2-9$$

onde:

ε : fração de vazio no *riser*;

ρ_s : densidade dos sólidos, kg/m³;

U_{cl} : velocidade descendente da película anular densa ou dos *clusters* ($\approx 1,5$ m/s).

A revisão da literatura mostra que, até o final da década de oitenta, as características fluidodinâmicas básicas do escoamento gás-sólido em *risers* foram esclarecidas. Os trabalhos experimentais mais recentes têm confirmado o modelo núcleo-anular, bem como, as características do escoamento gás-sólido em regime de fluidização rápida. Porém, nos últimos quinze anos, importantes avanços na área têm sido alcançados no desenvolvimento de correlações teórico-experimentais mais complexas para aplicação em modelos matemáticos cada vez mais refinados, visando a simulação em sistemas com leito fluidizado rápido de grande porte. Alguns dos trabalhos destacados em este sentido foram os apresentados por BERRUTI e KALOGERAKIS (1989), RHODES et al. (1992), BEAUD e LOUGE (1995), WANG et al. (1995), MASTELLONE e ARENA (1999), STERNÉUS et al. (2000), LACKERMEIER e WERTHER (2002) e HARRIS et al. (2003).

Na Tabela 2-1 apresentam-se, de maneira resumida, os principais efeitos de alguns parâmetros envolvidos na operação dos sistemas com leito fluidizado rápido sobre o comportamento fluidodinâmico do escoamento gás-sólido em *risers*.

Tabela 2-1. Efeito de parâmetros operacionais no escoamento gás-sólido em *risers*.

Parâmetro	Efeito observado com o incremento no valor do parâmetro	Referência bibliográfica
Velocidade superficial do gás	• Diminuição na queda de pressão por unidade de comprimento do <i>riser</i> (aumento da fração de vazio). • Porção da fase densa do leito mais curta. Aproximação do ponto de inflexão da curva do perfil de concentração de sólidos para a zona de fase densa. • Diminuição na intensidade da dispersão gasosa radial ao longo do comprimento do <i>riser</i>. Dispersão gasosa axial praticamente constante. • Diminuição das flutuações na leitura de pressão (menor chance de aproximação ao ponto de <i>choking</i> no regime de fluidização). • Achatamento do perfil radial da concentração dos sólidos e de fluxo mássico ao longo do comprimento do <i>riser</i>. Espessura menor da camada de sólidos que desce perto das paredes da coluna.	RHODES e GELDART (1985); WEINSTEIN et al. (1983); GUILIN et al. (1983); ARENA et al. (1985); WEINSTEIN et al (1985); MONCEAUX et al (1985);
Fluxo de recirculação dos sólidos	• Aumento na queda de pressão por unidade de comprimento do <i>riser</i> (diminuição da fração de vazio). Incremento da dispersão gasosa na direção radial. • Crescimento da porção da fase densa e aproximação do ponto de inflexão no perfil de concentração de sólidos para a fase diluída. • Aumento nas oscilações da leitura de pressão (aproximação ao ponto de <i>choking</i> no regime de fluidização). • Concentração maior de sólidos no núcleo do <i>riser</i> e camada de sólidos mais grossa descendo perto das paredes da coluna.	GUILIN et al. (1983); WEINSTEIN et al. (1983); ARENA et al. (1985); MONCEAUX et al. (1985)
Tamanho das partículas	• Incremento no fluxo mássico de partículas nos sentidos ascendente e descendente. • Efeito não relevante no perfil axial da concentração de sólidos. Achatamento do perfil radial da taxa mássica de partículas e menor espessura da película de sólidos que desce perto das paredes da coluna. Esta observação contradiz a conclusão apresentada por KRUSE e WERTHER (1995).	KRUSE e WERTHER (1995); MASTELLONE e ARENA (1999)
Densidade das partículas	• Diferenças más acentuadas da concentração de partículas na fase densa com relação à concentração na fase diluída. Valor médio da concentração de sólidos praticamente inalterável ao longo do <i>riser</i>. • Perfil radial da descarga mássica de partículas com forma parabólica mais acentuada e aumento da espessura da película de sólidos que desce perto das paredes da coluna.	WEINSTEIN et al. (1984b); MASTELLONE e ARENA (1999);
Inventário de sólidos	• Deslocamento do ponto de inflexão do perfil de concentração de sólidos na direção da fase diluída (maior proporção da fase densa e perda de pressão ao longo do <i>riser</i>). Influência desprezível no valor da fração de sólidos característicos na fase densa e na fase diluída.	WEINSTEIN et al. (1983)
Temperatura de operação	• Perfil de fluxo mássico mais achatado ou menos parabólico.	WANG et al. (1993)
Escala do <i>riser</i>	• Forças de atrito partícula-parede significativamente incrementadas em <i>risers</i> com diâmetro menor que 40 mm. • Independência sobre os perfis de concentração de sólidos na direção radial e axial. • Diâmetros maiores levam a uma menor concentração de sólidos. • Para a fração de vazio média ao longo da seção transversal do <i>riser</i> mantida constante, o perfil radial de concentração de sólidos independe do diâmetro da coluna. • Independência sobre o perfil radial do fluxo mássico de partículas. • Para partículas do grupo A de Geldart, o incremento no diâmetro da coluna diminui a fração de sólidos. Efeito contrário foi observado para partículas do grupo B de Geldart.	ARENA et al. (1985); HARTGE (1985); BEAUD e LOUGE (1993) ARENA et al. (1988); ZHANG et al. (1991); HERB et al. (1992); XU et al. (2000).
Forma da seção transversal do <i>riser</i>	• Em <i>risers</i> com seção transversal retangular, as esquinas da coluna possuem a maior concentração de partículas. A concentração mínima de sólidos na coluna não se apresenta sempre no eixo longitudinal. A película de sólidos nas esquinas desce a maior velocidade do que em <i>risers</i> com seção circular.	ZHOU et al. (1994) ZHOU et al. (1995)

2.1.2 Características operacionais do combustor

O processo de combustão de carvão mineral em leito fluidizado rápido para a produção de vapor começou a ser estudado intensamente a partir dos anos oitenta, como resultado das vantagens operacionais oferecidas em relação ao processo desenvolvido em leito fluidizado borbulhante, seu antecessor imediato. Desde o início das pesquisas, os combustores com leito fluidizado rápido (CFBC) demonstraram uma maior flexibilidade com relação ao tipo de combustível utilizado, melhor resposta para mudanças de carga na produção de vapor, alta eficiência de combustão e menores emissões, especialmente de dióxidos de enxofre (SO_2) e óxidos de nitrogênio (NO_x). Até duas décadas atrás, a informação bibliográfica disponível sobre o comportamento operacional da combustão em leito fluidizado focava-se principalmente nos reatores com baixa velocidade superficial do gás, como evidenciado no trabalho apresentado por LANAUZE (1985), citado por KULLENDORFF e ANDERSSON (1985). Contudo, tal informação foi considerada útil pelos pesquisadores como ponto de partida para o entendimento do processo de combustão do carvão sob regime de fluidização rápida. Um esquema típico de uma caldeira CFBC é apresentado na Figura 2-7.

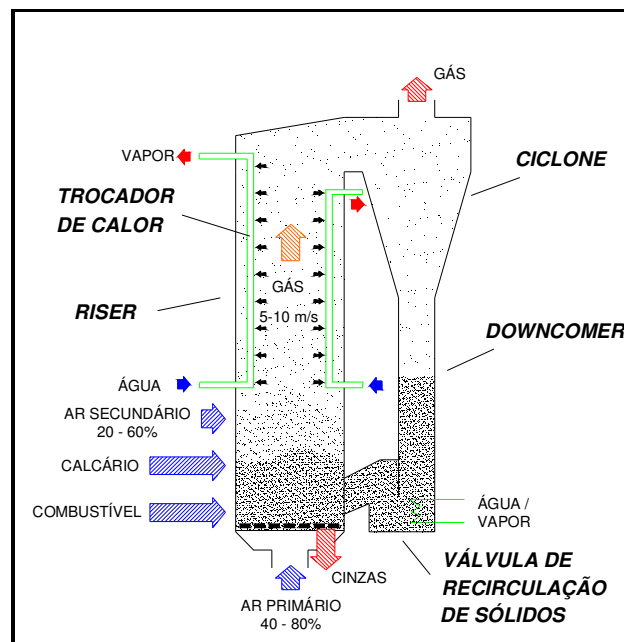


Figura 2-7 Componentes básicos de um sistema CFBC para geração de vapor.

KULLENDORFF e ANDERSSON (1985).

No processo, partículas do combustível e de absorvente de SO_2 (calcário) são introduzidas na zona baixa da coluna principal de combustão ou *riser*, e normalmente submetidas a um ambiente com deficiência de ar, onde somente 40 a 80% do oxigênio estequiométrico é fornecido com a introdução de ar primário. Posteriormente, numa região superior do *riser*, 20 a 60% do oxigênio necessário para completar as reações de combustão é adicionado através de pontos de injeção de ar secundário. Segundo KULLENDORFF e ANDERSSON (1985), o material sólido que é arrastado para o topo da coluna principal, devido às altas velocidades de fluidização, é capturado pelo ciclone e, posteriormente, despejado no fundo de outra coluna com escoamento de sólidos descendente denominada *standpipe* ou *downcomer*. As partículas são finalmente injetadas novamente na zona baixa do *riser* a um fluxo apropriado, com ajuda de uma válvula de recirculação sem partes móveis. A recirculação dos sólidos é feita com o propósito de incrementar o tempo de residência das partículas, e, portanto, a eficiência da combustão.

BASU et al. (1985) mostraram que, diferentemente do que acontece com o processo em regime de fluidização borbulhante, o mecanismo de combustão em leito fluidizado rápido para partículas maiores do que 1,0 mm é quase exclusivamente controlado pela taxa da reação química do combustível. Segundo os autores, a taxa global de transferência de massa nestes sistemas atinge um nível suficientemente elevado para que tal situação aconteça, promovida pela melhor distribuição da presença de sólidos ao longo do *riser* e pela excelente mistura da suspensão gás-sólido na ausência de bolhas. No entanto, os pesquisadores destacam que a rapidez da transformação do carvão não é uniforme em todas as partes do equipamento, porque num combustor CFBC, o combustível queimado experimenta ambientes fluidodinâmicos radicalmente diferentes na sua passagem do *riser* ao *downcomer* ou vice-versa. Com isto, sugere-se que a taxa global de reação representa o valor médio das taxas de conversão nessas zonas do equipamento, em proporção direta ao tempo de residência das partículas que é gasto respectivamente em cada uma destas regiões.

Devido às altas velocidades do gás de fluidização utilizada nos reatores CFBC, GRACE (1990) destaca que mesmo combustíveis com características aglomerantes podem ser queimados sem problemas. O autor também ressalta a baixa segregação de partículas neste processo,

comprovada através de estudos experimentais que mostram a composição homogênea do material do leito ao longo do equipamento.

Segundo ADÁNEZ et al. (1995), os combustores com leito fluidizado rápido normalmente operam entre 800 e 900°C, possibilitando a obtenção de altos rendimentos na conversão de carbono e menor emissão de poluentes para a maioria dos carvões minerais, incluindo carvões de baixa qualidade ou de alto teor de cinzas.

Velocidade superficial do gás: A maioria das pesquisas confirma a operação bem sucedida de reatores CFBC queimando carvão mineral com velocidades superficiais do gás compreendidas entre 5 e 10 m/s, medida após o ponto de injeção do ar secundário. HORIO et al. (1985) realizaram uma das primeiras experiências visando entender o efeito da velocidade superficial do gás nessa faixa sobre parâmetros de rendimento da combustão. Num *riser* de 62 mm de diâmetro interno, queimando partículas de carvão mineral com diâmetro menor que 5 mm, os autores observaram que maiores eficiências de combustão (perto de 98%) foram obtidas utilizando velocidades superficiais do gás na faixa de 7 a 9 m/s. No entanto, da pesquisa ressalta-se o fato de que o excesso de ar não foi mantido constante em todos os testes realizados, chegando a oscilar entre 20 e 90%.

Posteriormente, resultados mostrando o efeito contrário foram apresentados por ADÁNEZ et al. (1995). Mantendo-se constante a temperatura de reação e o excesso de ar (850°C e $\cong 15\%$, respectivamente), os pesquisadores obtiveram uma queda gradativa na eficiência de combustão, passando de 99 a 97,5% quando a velocidade superficial do gás variou de 5 a 7,5 m/s. Além disso, quando analisados vários tipos de carvões, observou-se um efeito mais pronunciado na queda da eficiência à medida que o teor de voláteis do combustível era menor. Explicações disto foram atribuídas à aceleração do fenômeno de fragmentação das partículas com o aumento da velocidade do gás, o que incrementa as perdas dos finos pelo ciclone e diminuem o tempo de residência dos sólidos.

Fluxo de recirculação dos sólidos: Nos primeiros trabalhos sobre o assunto, KOBRO e BRERETON (1985) reportaram fluxos de recirculação de sólidos entre 10 e 15 kg/m².s em um combustor CFBC queimando carvão mineral, valores estes que resultaram bastante inferiores aos

obtidos com experiências a frio. Dados sobre a eficiência de combustão neste estudo não foram fornecidos, justificando a realização de novas pesquisas que visavam encontrar o efeito do fluxo de recirculação dos sólidos sobre o rendimento do processo.

Nessa direção, TA-SAN et al. (1988) encontraram posteriormente que o valor da razão de recirculação, definida como o quociente da descarga de partículas recicladas pelo *downcomer* e da descarga de carvão alimentado, não precisava ser muito elevado para conseguir-se uma boa conversão de carbono, e com isto, uma melhor eficiência de combustão. Segundo os autores, razões de recirculação com variação de 10 a 20 permitem obter uma fração de carbono não queimado inferior a 1%.

WANG et al. (1994), com base nos resultados obtidos previamente por RHODES e LAUSSMANN (1992), confirmaram os resultados de TA-SAN et al. (1988). Os autores encontraram que a magnitude do fluxo de recirculação dos sólidos na faixa típica utilizada nos reatores CFBC não afetava a eficiência de combustão, devido à similaridade existente entre esta variável e a concentração dos sólidos no *riser*, expressa pela Eq. 2-10:

$$U_s = \frac{G_s}{\rho_s \cdot (1 - \varepsilon)} \quad 2-10$$

Neste caso, os autores indicaram que o tempo de residência médio das partículas permanece inalterado, pois, quando a velocidade do gás (que é aproximadamente igual à velocidade dos sólidos U_s para baixas concentrações de partículas no topo do *riser*) é mantida constante, variações impostas para G_s produzem mudanças proporcionais na fração dos sólidos $(1 - \varepsilon)$.

Em geral, a revisão da literatura mostra que um fluxo de recirculação dos sólidos oscilando entre 10 e 90 kg/m².s é a mais indicada para operar sistemas CFBC queimando carvão mineral (WANG et al., 1994 e DAVIDSON, 2000)

Inventário de sólidos: A informação disponível na literatura sobre a quantidade do material inerte (normalmente areia) utilizada num combustor operando em regime de fluidização rápida é limitada. Somente três trabalhos foram encontrados sobre este assunto.

BASU et al.(1985) trabalharam com um inventário de 50 kg formado por partículas de areia e de esferas de carbono, em um combustor com *riser* de 101 mm de diâmetro interno e 5500 mm de altura. No regime permanente, aproximadamente 88% desta massa foi mantida permanentemente na zona do *downcomer*. Por outro lado, num equipamento com dimensões similares, ISHIZUKA et al. (1988) conseguiram realizar experiências bem sucedidas utilizando somente 20 kg de areia como inventário para a combustão de carvão mineral betuminoso. Posteriormente, BRERETON et al (1991) utilizaram 100 kg de areia como inventário para queimar carvão mineral num sistema CFBC com *riser* de seção transversal quadrada de 152 mm e 7,3 m de comprimento.

Densidade, tamanho e distribuição granulométrica das partículas: Os estudos realizados em reatores CFBC mostram que a densidade, o tamanho médio e a distribuição granulométrica das partículas do leito (material inerte, combustível e calcário) podem variar numa ampla faixa de valores. BASU et al. (1985) utilizaram areia de 135 μm de diâmetro médio e de 2.600 kg/m^3 de densidade aparente como material inerte do leito rápido para queimar esferas de carbono com diâmetro médio na faixa de 3 a 8 mm. Num outro trabalho, HORIO et al. (1985) queimaram partículas de carvão mineral com tamanho médio menor que 5 mm num reator CFBC de 62 mm de diâmetro interno, a uma taxa de consumo que variou entre 1,4 e 3,2 kg/h.

ISHIZUKA et al. (1988) apresentaram resultados de experiências de combustão de carvão mineral com distribuição granulométrica na faixa de 50 a 3.000 μm , que era fornecido a uma descarga de 4 kg/h num *riser* de 100 mm de diâmetro interno. Nos testes realizados, os pesquisadores usaram calcário para a remoção de enxofre com diâmetro médio de 500 μm e na faixa granulométrica de 250 até 1.200 μm . O inerte utilizado no sistema foi areia de 300 μm de diâmetro médio e 3.000 kg/m^3 de densidade.

FURUSAWA e SHIMIZU (1988) mostraram que o uso de uma faixa ampla na distribuição granulométrica das partículas do combustível, junto com uma concentração de sólidos no *riser* relativamente elevada, incrementa a eficiência de coleta dos finos no ciclone do combustor CFBC.

Em unidades industriais, o tamanho e a distribuição granulométrica das partículas de combustível alimentadas pode ser marcadamente diferente aos utilizados em equipamentos de laboratório. LECKNER et al. (1992) apresentaram um estudo de operação de uma caldeira CFBC de 165 MW_t, queimando carvão mineral com diâmetro na faixa de 1 até 25 mm.

ADÁNEZ et al. (1995) mostraram experimentalmente que quanto maior a proporção de finos presente na distribuição granulométrica do combustível alimentado, menor rendimento da combustão é obtido. De acordo com os autores este fato está relacionado ao tempo de residência mais curto experimentado para as partículas mais finas, as quais, eventualmente não são retidas pelo ciclone localizado na linha de recirculação dos sólidos.

Tempo de residência das partículas: O tempo de residência médio das partículas num reator CFBC corresponde à soma das parcelas que resultam ao dividir o inventário das partículas no *riser* e no *downcomer* pelos respectivos fluxos de recirculação dos sólidos. Na combustão de esferas de carbono usando areia fina como material inerte do leito rápido, BASU et al. (1985) obtiveram tempos de residência no *downcomer* sete vezes maiores do que no *riser*. De acordo com GRACE (1990), normalmente as partículas atravessam o circuito de dez a cem vezes antes de deixarem o equipamento, requerendo em cada passagem, um tempo de residência que oscila entre 2 e 20 segundos no *riser* (dependendo da configuração da saída da coluna rápida, altura do reator e velocidade superficial do gás) e alguns minutos no *downcomer*.

TSUBOI e IWASAKI (1988) mostraram experimentalmente que o aumento no tempo de residência das partículas de carvão num sistema CFBC traz benefícios significativos na eficiência de combustão. Os resultados apresentados na pesquisa evidenciaram que para uma temperatura de operação de 850°C e 4,1% de oxigênio nos gases de exaustão, a eficiência de combustão pode variar desde mais ou menos 60% (sem uso de ciclone) até 98% com utilização de dois ciclones em série para incremento na coleta de finos recirculados. Observou-se que esta diferença é mais estreita quanto menor for a relação mássica carbono fixo/teor de voláteis do carvão mineral. Resultados com o mesmo comportamento foram encontrados para o caso das eficiências de remoção de SO₂ e NO_x. BRERETON et al. (1991) confirmaram as vantagens do aumento no

tempo de residência das partículas, ao observar um acréscimo de 5% na eficiência de combustão com a inclusão de um segundo ciclone.

Excesso de ar: De acordo com KULLENDORFF e ANDERSSON (1985), a combustão de carvão mineral em leito fluidizado rápido utiliza normalmente entre 10 a 50% de excesso de ar. Segundo os autores, nas temperaturas normais de operação dos CFBC, o incremento no excesso de ar leva ao aumento nas emissões de NO_x e diminuição nas de SO_2 . ÅMAND e LECKNER (1988) mostraram posteriormente que um aumento no valor do excesso de ar de 5 até 70% produz um incremento de aproximadamente 100% nas emissões de NO_x (~ 45 para 90 mg/MJ), operando-se com temperaturas entre 837 e 847°C.

Por outro lado, BERGE (1988) encontrou que, independentemente da razão ar secundário/ar primário utilizada, as emissões de NO são mínimas (~50 ppm) quando o oxigênio no gás de combustão atinge aproximadamente uma concentração de 2%. Neste nível de oxigênio, o autor verificou também um valor mínimo de 200 ppm para a concentração de monóxido de carbono (CO) no gás de exaustão.

Na experiência realizada por ISHIZUKA et al. (1988), um excesso de ar de 20% permitiu obter eficiências de combustão superiores a 98%. Foi mostrado que para o mesmo valor de excesso de ar, a eficiência de combustão para o carvão betuminoso é até aproximadamente cinco unidades maior do que para o carvão antracito, o que foi atribuído às diferenças no conteúdo de material volátil e carbono fixo dos combustíveis analisados.

Em equipamentos industriais de grande porte, alguns estudos têm mostrado que o nível do excesso de ar requerido não é muito diferente ao das unidades menores. É o caso apresentado por LECKNER et al. (1992), que realizaram experiências numa caldeira de leito rápido de 165MW_t com excesso de ar mantido em torno de 27%.

Na pesquisa apresentada por ADÁNEZ et al (1995) com participação de carvões de alto teor de cinzas e enxofre, um incremento no excesso de ar desde 10 até 30% provocou um aumento na eficiência de combustão de 98 até 99% em dois carvões do tipo linhito, e de 90,5 a 92,5% num carvão do tipo antracito. Este resultado confirmou-se que as variações no excesso de

ar tendem a ter maior influência sobre a eficiência de combustão quando utilizados carvões com menor teor de material volátil.

Ar secundário: Segundo KULLENDORFF e ANDERSSON (1985), ISHIZUKA et al. (1988) e BERGE (1988), a inclusão de pontos de injeção de ar secundário ao longo do *riser* permite diminuir a concentração de NO_x nos gases de exaustão em aproximadamente 70%, quando comparado à obtida durante operação exclusiva com o ar primário fornecido na base da coluna rápida. KULLENDORFF e ANDERSSON (1985) demonstraram que as emissões de NO_x em reatores CFBC aumentam quando a razão ar secundário/ar primário fica cada vez menor para o mesmo valor do excesso de ar. Estes resultados foram logo conferidos por TSUBOI e IWASAKI (1988), através de testes experimentais realizados numa temperatura de 850°C. Os resultados desta pesquisa permitiram estabelecer que a participação de 40% do ar secundário pode baixar a concentração de NO_x desde 220 até 60 ppm em gases de combustão com 6% de O₂, o que representa uma redução de 73% na emissão do contaminante. De acordo com ISHIZUKA et al. (1988), uma menor participação de ar primário promove maior concentração e permanência de carbono no reator que pode reagir com o poluente. Este fato foi demonstrado experimentalmente pelos autores quando, sob iguais condições de queima e temperaturas de reação inferiores a 870°C, os carvões antracitos emitiram menos NO_x que os betuminosos, apesar dos primeiros apresentarem maior teor de nitrogênio na análise elementar.

BERGE (1988) realizou uma pesquisa focando a obtenção de um valor ótimo da razão ar primário – ar estequiométrico para a minimização das emissões de NO_x. Os resultados obtidos concordaram com os apresentados por TSUBOI e IWASAKI (1988), pois, com 2% de excesso de oxigênio no gás de exaustão, BERGE (1988) demonstrou que as emissões de NO_x são mínimas quando a razão ar primário – ar estequiométrico está ao redor de 0,6. No entanto, KULLENDORFF et al. (1988) reportaram frações estequiométricas de ar primário ótimas oscilando entre 0,7 e 0,8.

Por outro lado, ISHIZUKA et al. (1988) observaram que, mantendo um excesso de ar total de 20%, variações na razão estequiométrica do ar primário fornecido ao reator (0,5 até 1,2) não influenciam na eficiência de combustão. Portanto, como já tinha sido também sugerido por

TSUBOI e IWASAKI (1988), a quantidade do ar secundário e a localização do seu ponto de injeção ao longo do *riser* não afetaram o rendimento do processo de queima.

Com relação às emissões de NO_x em função da localização do ponto de injeção do ar secundário, ISHIZUKA et al. (1988) observaram que quanto mais elevada for, tende a haver uma maior redução na emissão de NO_x. Alguma controvérsia sobre este fato ocorreu na época, pois, ÅMAND e LECKNER (1988) determinaram que tal efeito pode ser considerado desprezível.

Absorção de dióxido de enxofre: Segundo WEISS ET AL. (1988), a adição de calcário no processo pode remover eficientemente o dióxido de enxofre gerado nos gases de combustão. De acordo com TSUBOI e IWASAKI (1988), o SO₂ é removido com maior rendimento numa temperatura de 850°C, através da calcinação prévia do calcário e posterior reação química de sulfatação com carbonato de cálcio, seguindo a Eq. 2-11:



Diversos autores, entre eles KULLENDORFF et al. (1988), e WEIB et al. (1988), mostraram que eficiências de remoção de SO₂ em sistemas CFBC podem oscilar entre 70 e 95%, dependendo da relação molar cálcio-enxofre (Ca/S) utilizada, da temperatura de reação, das propriedades do absorvente e do tempo de residência das partículas. Os resultados experimentais destes pesquisadores verificaram que mais de 90% do SO₂ produzido na combustão de carvão mineral pode ser retido utilizando-se relações molares Ca/S perto de dois e tamanho de partícula de absorvente na faixa de 200 a 1.500 µm.

Apesar das vantagens oferecidas na absorção de SO₂, KULLENDORFF et al. (1988) observaram que a adição de calcário influencia negativamente nas emissões de NO_x. Segundo os autores, as emissões de NO_x podem aumentar quando o absorvente é adicionado em quantidades muito acima do valor estequiométrico, especialmente quando a eficiência na redução de SO₂ aproxima-se de 100%. A explicação deste fenômeno adverso tem dividido a opinião dos pesquisadores. ÅMAND e LECKNER (1988) e BRERETON et al. (1991), estes últimos, que obtiveram eficiências de remoção de SO₂ em torno de 99% utilizando relação molar Ca/S de 3,0,

atribuíram o acréscimo das emissões de NO_x ao efeito oxidante do óxido de cálcio (gerado pela presença de calcário) sobre a amônia que é liberada durante a volatilização do carvão mineral. Já LECKNER et al. (1992), indicaram que o aumento nas emissões de NO_x pela adição de calcário é possibilitado pelo efeito catalítico do CaO sobre a oxidação de CO, o que minimiza a presença deste poluente no gás de exaustão e, dessa forma, diminui as chances para eliminar NO por mecanismo de redução.

ADÁNEZ (1996) mostrou que menores eficiências de remoção do SO₂ são obtidas com maior teor de finos no absorvente, como consequência direta do menor tempo de residência das partículas na câmara de reação provocada pelas altas velocidades do gás. Estes resultados foram contrários aos obtidos previamente por FURUSAWA e SHIMIZU (1988), onde as partículas mais finas tinham sido apontadas como as responsáveis pelas altas eficiências de captura de SO₂.

Mais recentemente, ÖZKAN e DOGU (2002) explicaram que as altas eficiências de remoção de SO₂ em sistemas CFBC devem-se ao fato que existe um maior desgaste por atrito da camada de CaSO₄ formada na partícula do absorvente, o que leva à exposição mais continuada de novas superfícies ativas de CaO no calcário.

Perfil de temperatura: Apesar da alta relação comprimento/diâmetro própria dos reatores CFBC, as variações axiais de temperatura no sistema são consideradas pequenas, especialmente na região do *riser*. BASU et al. (1985) estabeleceram que quando o gás e os sólidos se encontram em regime de transporte pneumático (suspensão diluída), a diferença de temperatura entre o fundo e o topo do *riser* pode variar entre 100 e 150°C, dependendo da importância da perda de calor pelas paredes. Já com o incremento na densidade dos sólidos em níveis suficientemente elevados, a diferença pode cair para somente 10 a 20°C, devido à excelente mistura das partículas na direção longitudinal, característica do processo. Na pesquisa apresentada por TA-SAN et al. (1988) foi confirmado este fato, mas sendo acrescentado que o aumento na relação ar secundário/ar primário leva também a uma diminuição na diferença de temperatura no *riser* cada vez menos dependente do nível de recirculação dos sólidos no sistema.

ISHIZUKA et al. (1988) mostraram que o perfil de temperatura no *riser* também é afetado pelo posicionamento da injeção do ar secundário. Mantendo-se constante o resto das condições operacionais, nesta pesquisa foi observado que quanto maior for a altura do ponto de injeção, mais intensa é a perda de temperatura entre a base e o topo do *riser*.

Num equipamento CFBC de grande porte, LECKNER et al. (1992) observaram a presença de um gradiente positivo de temperatura no gás de exaustão durante a sua passagem pelos ciclones, indicando que parte do processo de combustão é normalmente desenvolvido ainda nestes dispositivos.

ADANÉZ et al. (1995) mostraram que, como esperado, o aumento na temperatura média do *riser* provoca um incremento na eficiência de combustão, devido à aceleração da taxa de reação do combustível. No entanto, os autores adicionalmente observaram que a rapidez desse incremento no rendimento da combustão diminui gradativamente com a temperatura de operação.

Mais recentemente, ÖZKAN e DOGU (2002) realizaram testes experimentais de combustão de carvão mineral de alto teor de cinzas ($\cong 45\%$) e enxofre ($\cong 3,7\%$) num *riser* de 0,125 m de diâmetro interno e 1,8 m de altura. Operando a velocidade superficial do gás na faixa de 1,5 a 2 m/s (regime de fluidização rápida a baixa velocidade) e excesso de ar de 20% (incluindo ponto para alimentação de ar secundário), os autores verificaram uma diminuição de 15% no perfil de temperatura ao longo do *riser*. Esta diminuição aconteceu a partir de um valor máximo perto de 900°C, que foi atingido próximo ao ponto de alimentação de combustível.

Perfil de pressão manométrica: Devido ao fato de que o *riser*, o ciclone, o *downcomer* e a válvula de controle dos sólidos recirculados fazem parte do mesmo circuito do escoamento gás-sólido, as alterações provocadas na perda de carga em qualquer um destes componentes são compensadas automaticamente nas outras partes do sistema, de maneira que o balanço de pressão apresentado pela Eq. 2-12 é satisfeito:

$$\Delta P_{downcomer} = \Delta P_{riser} + \Delta P_{ciclone} + \Delta P_{válvula} \quad 2-12$$

A forma característica do perfil de pressão de um circuito com leito fluidizado rápido foi apresentada por MATSEN (1988), conforme é mostrado na Figura 2-8.

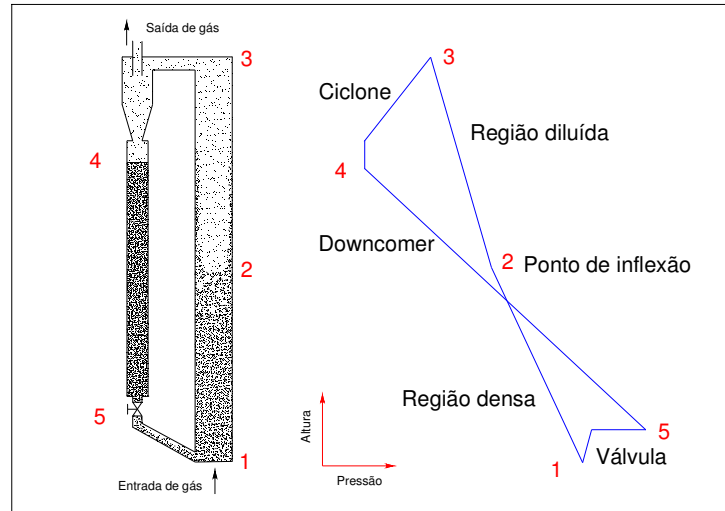


Figura 2-8. Perfil característico da pressão manométrica no circuito de um sistema com leito fluidizado rápido (MATSEN, 1988).

De acordo com o autor, o comportamento do perfil de pressão da Figura 2-8 pode ser explicado pelo estreito relacionamento da taxa de arrasto de sólidos com a velocidade de escoamento e altura da coluna, assim como, pelo balanço de massa no circuito. Neste último caso, uma diminuição da quantidade de partículas no *riser* implicará num aumento da massa de sólidos nas outras regiões do sistema, a fim de que o inventário total de partículas seja mantido constante.

Como mencionado anteriormente, a perda de pressão num *riser* é calculada normalmente pela Eq. 2-1; no entanto, outras expressões também estão disponíveis. REIYING et al. (1985) apresentaram uma correlação experimental como alternativa para a determinação da perda total de pressão num *riser*, a partir das propriedades do gás, dos sólidos e do fluxo de recirculação das partículas. A Eq. 2-13 permite obter o valor da queda de pressão com desvio menor que 20%:

$$\frac{\Delta P_r}{L(\rho_s - \rho_g)g} = 0,0176 \cdot \left[\frac{G_s}{U_g \cdot \rho_g} \cdot \left(\frac{U_t}{U_g} \right)^{0,5} \right] - 0,01565 \quad 2-13$$

Finalmente, na válvula de recirculação das partículas, caso de válvula com acionamento mecânico, a perda de pressão é proporcional à razão do fluxo de escoamento de sólidos dividida pela área de abertura da válvula. Já no caso de válvula sem partes móveis, a queda de pressão depende principalmente da coluna de sólidos depositada na base do *downcomer* e de outras condições operacionais especificadas a seguir.

29

Como indicado em diversas pesquisas, a válvula “L” pode introduzir sólidos na base de um *riser* sob dois modos operacionais: controlado e automático. No primeiro modo, os sólidos acumulados na parte vertical da válvula (acima do ponto de injeção de gás) formam um leito móvel que permanentemente se desloca para baixo conforme uma parte do gás injetado arrasta as partículas posicionadas na parte horizontal da válvula em direção da base do *riser*. Nesta situação, o controle do fluxo dos sólidos recirculados é feito somente pela regulação na vazão do gás injetado externamente. Já no segundo modo, os sólidos localizados na parte vertical da válvula são mantidos em regime de mínima fluidização, com o fluxo de recirculação das partículas não podendo ser mais controlado. Nesta situação, a descarga dos sólidos na base do *riser* é realizada automaticamente, em quantidade diretamente proporcional à altura do leito fluidizado formado na parte vertical da válvula “L”. A altura deste leito fluidizado é determinada pela queda de pressão nas outras partes do sistema, a fim de manter-se o balanço estabelecido pela Eq. 2-12.

KNOWLTON e HIRSAN (1978) foram os primeiros pesquisadores a estudar o comportamento de uma válvula “L” no modo controlado. De acordo com os autores, este modo operacional ocorre quando o valor da velocidade relativa sólido-gás (U^r) no dispositivo de controle dos sólidos é sempre menor do que a velocidade mínima de fluidização das partículas (U_{mf}), como indicado pela Eq. 2-14.

$$U^r = U_s \pm U_g \quad ; \quad \text{com} \quad U^r < U_{mf} \quad 2-14$$

onde o sinal positivo é utilizado no caso de gás descendo pela perna vertical da válvula, e o sinal negativo, na situação em que o gás se movimenta no sentido contrário. Devido a que nesta última circunstância o valor de U^r tem maior probabilidade de se aproximar do valor de U_{mf} , as condições operacionais e a configuração geométrica da válvula “L” para funcionamento seguro no modo controlado deverão, no possível, dificultar o acontecimento deste evento. KNOWLTON e HIRSAN (1978) observaram que quando a altura do *downcomer* é suficientemente pequena, o leito móvel de partículas localizado acima do ponto de injeção do gás fica limitado para absorver as mudanças na perda de pressão ocorridas em outras zonas do circuito. Nesta situação aumentam-se as chances de que o leito de partículas alcance condições de mínima fluidização e

passar a operar no modo automático, uma vez que a perda de pressão máxima possível não poderá superar o valor estabelecido pela Eq. 2-15.

$$\Delta P_d = \rho_s \cdot (1 - \varepsilon_{mf}) \cdot g \cdot L_d \quad 2-15$$

Por esta razão, o comprimento do *downcomer* determina a máxima descarga de sólidos que pode ser atingida num sistema CFBC operando com válvula “L”.

Os pesquisadores também indicaram que quanto maior o comprimento do *downcomer*, menor deverá ser a vazão de gás externa requerida para proporcionar um determinado fluxo de recirculação dos sólidos. O mesmo efeito é causado quando o tamanho e a densidade das partículas diminui, ou quando o diâmetro interno do *downcomer* é reduzido. Com relação à perda de pressão por unidade de comprimento na válvula “L”, mostrou-se que esta independe do tamanho das partículas, mas que aumenta com o incremento na densidade dos sólidos e diminui com o aumento do diâmetro interno na parte horizontal da válvula.

Numa outra pesquisa, KNOWLTON (1988) confirmou as características operacionais anteriormente mencionadas, estabelecendo também as exigências de projeto mecânico. O autor estabeleceu que as partículas classificadas no grupo B de GELDART (1973), com tamanho médio superior a 80 μm , são as mais apropriadas para serem utilizadas em válvulas “L”. Adicionalmente, ele indicou que o comprimento da parte vertical do dispositivo deve ser pelo menos duas vezes o valor mínimo estimado pela Eq. 2-16, a fim de ter margem de segurança em caso da eventual necessidade de aumento no fluxo de recirculação dos sólidos:

$$L_{d,min} = \frac{(\Delta P_{riser} + \Delta P_{ciclone} + \Delta P_{válvula L})}{(\Delta P/L)_{mf,downcomer}} \quad 2-16$$

Por outro lado, o pesquisador sugere que o tamanho do diâmetro interno da válvula “L” seja escolhido de forma que a velocidade dos sólidos no *downcomer* esteja ao redor de 0,15 m/s, e que o ponto da injeção do gás de arrasto na parte vertical esteja posicionado tão baixo quanto possível (normalmente numa relação $Le/d_v > 2$). Além disso, nesta pesquisa indicou-se a necessidade da

utilização de mais de um ponto de injeção de gás somente nos casos em que d_v é maior do que 0,3 m. Com relação às dimensões da parte horizontal da válvula “L”, sugeriu-se que esta tivesse um comprimento maior do que duas vezes a distância que os sólidos ocupam no repouso, mas também, menor do que oito vezes o diâmetro interno da seção transversal; este último tem a finalidade de minimizar a frequência das pulsações na descarga das partículas, normalmente presentes durante o funcionamento do dispositivo. Requisitos operacionais adicionais foram apresentados por ZHONGYANG et al. (1988) e OULD-DRIS e MOLODTSOF (1991).

No trabalho realizado por GELDART e JONES (1991) foi apresentada uma correlação experimental para a determinação da queda de pressão por unidade de comprimento numa válvula “L”, em função do fluxo de recirculação dos sólidos, diâmetro interno de tubulação e diâmetro médio das partículas. Nos últimos anos, diversos modelos matemáticos e correlações teórico-experimentais cada vez mais aprimoradas têm sido apresentados com resultados satisfatórios para simular a operação de uma válvula L. Este é o caso dos estudos desenvolvidos por ARENA et al. (1998), DAOUS e AL-ZAHRANI (1998) e TONG et al. (2003).

Na Tabela 2-2 apresentam-se alguns resultados operacionais da combustão de carvão mineral em reatores com leito rápido. Em geral, a revisão da literatura mostra que nos últimos cinco anos, os trabalhos publicados sobre a caracterização da combustão de carvão mineral em combustores CFBC diminuíram apreciavelmente.

Tabela 2-2. Resultados de algumas experiências da combustão de carvão mineral em leito fluidizado rápido.

Parâmetro	Referência bibliográfica				
	ISHIZUKA et al. (1988)	BRERETON et al. (1991)	WANG et al. (1994)	ADÁNEZ et al. (1995)	GOKSEL e DOGU (2002)
Secção transversal do <i>riser</i>	Circular	Retangular	Circular	Circular	Circular
Diâmetro hidráulico interno (mm)	100	152	161	200	125
Comprimento (m)	5,0	7,3	6,2	6,5	1,8
Seção transversal do <i>downcomer</i>	Circular			Circular	
Diâmetro hidráulico interno (mm)	200	---	---	90	---
Comprimento (m)	1,5			---	
Dispositivo para recirculação dos sólidos.	Válvula “J”	Válvula “L”	Válvula “L”	Válvula “J”	Válvula “J”
Carvão mineral					
Carbono (% _w)	77,4	66,0	74,4	61,2	38,3
Hidrogênio (% _w)	3,3	4,2	4,7	2,0	3,0
Nitrogênio (% _w)	2,1	0,8	1,1	0,8	1,1
Oxigênio (% _w)	3,8	4,5	7,5	1,5	8,52
Enxofre (% _w)	1,0	6,6	1,4	2,0	3,7
Voláteis (% _w)	12,4	33,1	36,6	7,7	26,4
Carbono fixo (% _w)	75,2	47,2	52,6	59,3	22,3
Cinzas (% _w)	12,4	17,9	4,5	32,5	38,8
Diâmetro médio de partícula (mm)	0,40	0,80	0,55	0,5	0,90
Faixa granulométrica (mm)	< 3,0	< 6,0	< 2,0	< 5,0	---
Inerte	Areia	Areia	Areia		
Diâmetro médio de partícula (mm)	0,30	0,30	0,12	Não	Não
Densidade aparente (kg/m ³)	3.000	3.066	2.500		
Inventário utilizado (kg)	20	100	---		
Absorvente de SO ₂	Calcítico	Calcítico		Calcítico	Calcítico
Diâmetro médio de partícula (mm)	0,5	0,5		0,2	---
Faixa granulométrica (mm)	0,3 - 1,2	0,2 – 1,0	Não	< 0,5	---
Relação molar Ca/S	2,0	1,8 – 3,0		2,0	0,8 - 1,4
Temperatura de operação (°C)	850 - 870	860 - 900	800 - 870	800 - 900	705 – 925
Velocidade superficial do gás (m/s)	4,8	8,4	5,0	5,0 – 7,5	1,8
Descarga de carvão mineral (kg/h)	4,0	20,9	---	---	15,1
Fluxo de recirculação dos sólidos (kg/m ² .s)	---	---	10 - 80	---	0,03
Excesso de ar (%)	20	---	10 - 40	10 - 30	20
Ar secundário	Sim	Sim	Sim	Sim	
Número de entradas no <i>riser</i>	3	2	2	1	Não
Razão ar secundário/ar primário	0 – 1,4	1,0 – 1,9	0 – 0,7	0,1	
Número de ciclones em série ligados na linha dos sólidos recirculados.	1	2	1	1	1
Emissões gasosas					
NOx (ppm _v)	50 – 130 ⁽¹⁾	165 – 224 ⁽²⁾	---	---	23 – 340
SO ₂ (ppm _v)	80 – 200 ⁽¹⁾	46 – 785 ⁽²⁾	---		100 – 1500
CO (ppm _v)	---	58 – 97 ⁽²⁾	150		1.467
Eficiências					
De combustão (%)	98 - 99	94 - 97	90 - 97	97 - 99	92
De remoção de SO ₂ (%)	50 – 70	86 - 99	---	---	98
De remoção de NOx (%)	60 - 70	---	---	---	---

⁽¹⁾ Corrigido a 6% de O₂. ; ⁽²⁾ Corrigido a 3% de O₂.

2.2 Emissão de Mercúrio na Combustão de Carvão Mineral

O problema das emissões de mercúrio atribuído ao processo de queima de combustíveis fósseis e, em especial, do carvão mineral, tem merecido a atenção de pesquisadores em países desenvolvidos por mais de trinta e cinco anos. A liberação incontrolada do poluente para a atmosfera, praticada por um número cada vez maior de usinas termoeletricas, assim como, os graves efeitos ocasionados pelo elemento sobre a saúde de populações expostas, tornaram-se os principais incentivadores para o aprofundamento dos estudos na área. Mais recentemente, com a intenção de vários governos de criar políticas para o controle da contaminação por mercúrio, as publicações sobre o tema têm crescido rapidamente, abrangendo os mais variados tópicos.

O estado da arte apresentado a seguir foca-se em três assuntos de interesse. O primeiro deles faz referência aos aspectos relacionados com a transformação do mercúrio no processo de combustão do carvão mineral. O segundo aborda os métodos, técnicas e procedimentos implementados para a quantificação do elemento poluente nas suas diferentes formas; adicionalmente, neste item mostram-se alguns resultados das concentrações e emissões de mercúrio vinculado ao carvão mineral, seus resíduos sólidos e efluentes gasosos. Finalmente, o terceiro aspecto descreve as características dos diversos mecanismos que têm sido adotados para o controle das emissões do contaminante originadas na queima de combustível.

2.2.1 Características da transformação do mercúrio no processo de queima

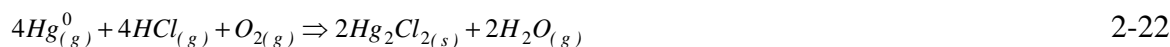
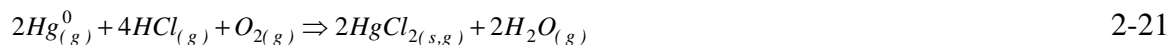
A informação disponível na literatura revela que o mecanismo de transformação do mercúrio durante a queima do carvão mineral é relativamente complexo. As primeiras pesquisas no tema tiveram início na década de oitenta, entre as quais, destacam-se as apresentadas por LINDBERG (1980), citado por FTHENAKIS et al. (1995), OTANI et al. (1984), citados por GALBREATH e ZYGARLICHE (1996), e SHENDRIKAR e ENSOR (1986), citados por CARPI (1997). Nestes estudos preliminares foi encontrado que, nas temperaturas normalmente atingidas dentro de uma câmara de combustão ($> 800^{\circ}\text{C}$), a maioria dos compostos contendo moléculas de mercúrio é termicamente instável e, conseqüentemente, quase todo o contaminante contido no carvão mineral passa para os gases de exaustão na sua forma elementar (Hg^0). Quando a

temperatura do gás de combustão diminui durante sua passagem pelo sistema de exaustão, o Hg^0 inicialmente liberado torna-se reativo com outros compostos presentes na mistura gasosa. HALL et al. (1990), citados por CARPI (1997) confirmaram esta tendência através de experimentos realizados durante queima de propano com adição controlada de mercúrio, nos quais, traços de compostos do poluente na forma oxidada (principalmente HgO) foram identificados no gás de combustão após resfriamento. Adicionalmente, quando 250 ppm de ácido clorídrico (HCl) foram introduzidos no sistema, aproximadamente dois terços do Hg^0 inicialmente presente no gás de exaustão transformaram-se em cloreto de mercúrio ($HgCl_2$). Os pesquisadores verificaram que a porcentagem de conversão de mercúrio elementar incrementou com o aumento na temperatura da mistura gasosa e com maiores concentrações de HCl adicionadas. Os autores mostraram que a transformação do mercúrio elementar para compostos mercuro-clorados acontecia também de maneira substancial na presença de moléculas de cloro (Cl_2) no gás de combustão. Posteriormente, De VITO et al. (1993) e MILLER et al. (1994), citados por CARPI (1997), encontraram que a quantidade de mercúrio transformado para $HgCl_2$ estava diretamente associada ao íon cloreto (Cl^-), que está contido na matriz do carvão mineral e que é liberado durante o aquecimento do combustível. FTHENAKIS et al. (1995) indicaram que a interação do íon Cl^- com moléculas de Hg é altamente dependente do tempo de residência da mistura gasosa durante sua passagem pelo sistema de exaustão e das características do resfriamento destes gases antes de serem despejados na atmosfera.

Na primeira metade dos anos noventa, com o aperfeiçoamento das técnicas de medição e análise de mercúrio em fontes de emissão e com os avanços tecnológicos alcançados no campo computacional, diversos modelos cinéticos e mecanismos de reação envolvendo compostos de mercúrio começaram a ser propostos e validados experimentalmente, o que representou um progresso importante nas pesquisas. Neste sentido SCHAGER (1990) e HALL et al. (1991), citados por GALBREATH e ZYGARLICHE (1996) apresentaram os primeiros cálculos de equilíbrio químico da transformação do mercúrio no processo de combustão do carvão mineral. Através das simulações, os autores confirmaram que, em altas temperaturas, o mercúrio do combustível libera-se na forma gasosa elementar e, posteriormente, converte-se em outros compostos a partir de reações de oxidação e redução em ambientes onde o gás de combustão é resfriado. Na pesquisa indica-se que a forma elementar Hg^0 possui uma pressão de vapor

relativamente elevada (0,246 Pa a 25°C) e baixa solubilidade na água (6×10^{-5} g/L a 25°C). Por outro lado, mostra-se que as formas oxidadas do mercúrio no gás de combustão são constituídas principalmente pelos íons Hg_2^{2+} e Hg^{2+} , ambos ligados a numerosos compostos orgânicos e inorgânicos nas fases sólida e gasosa. Descreve-se que o íon Hg_2^{2+} tem afinidade para formar substâncias geralmente instáveis no gás de combustão, enquanto que, o íon Hg^{2+} pode fazer parte de compostos inorgânicos geralmente reativos e solúveis na água, assim como, formar compostos orgânicos de alta volatilidade, caracterizados por ligações covalentes *C-Hg*.

Destes trabalhos foi proposto um mecanismo de reação química para descrever a interação mercúrio Hg^0 imerso em uma mistura de gases de combustão (O_2 , HCl , Cl_2 , SO_2 , NO_2 , N_2O , NO , NH_3 , H_2S) com temperatura variando entre 20 e 900°C. Segundo os pesquisadores, o Hg^0 reagiu lentamente com $NO_{2(g)}$ e mais rapidamente com $HCl_{(g)}$ e $Cl_{2(g)}$. Com O_2 , o Hg^0 somente reagiu na presença de carvão ativado. Por outro lado, não se observaram interações do Hg^0 com os compostos N_2O , SO_2 , NH_3 e H_2S . As reações químicas consideradas no modelo proposto são apresentadas nas Eqs. 2-17 a 2-27.



Em geral, as predições feitas através de cálculos de equilíbrio químico do modelo acima indicaram que o $Hg^0_{(g)}$, $HgCl_{2(g)}$, $HgO_{(s,g)}$ constituem as formas predominantes do mercúrio no gás de combustão. No entanto, a distribuição das proporções destas formas de mercúrio varia amplamente, em consequência de fatores como, tipo de carvão mineral, temperatura e composição dos gases de combustão, concentração e características físicas das cinzas volantes e tempo de residência do mercúrio no efluente gasoso. De acordo com CARPI (1997), a porcentagem de mercúrio elementar no gás de combustão varia entre 20 e 50%, enquanto que o mercúrio na forma oxidada está na faixa de 50 a 80%.

Cálculos de equilíbrio químico das espécies de mercúrio no gás de combustão também foram realizados por YOKOYAMA et al. (2000). Os pesquisadores verificaram que o Hg^0 e $HgCl_2$ são os principais compostos gasosos, que a temperatura influencia apreciavelmente na distribuição das espécies do contaminante e que acima de 100°C, não existem espécies de mercúrio condensadas. As simulações mostraram que o valor da temperatura na qual começava a transformação do Hg^0 a $HgCl_2$ estava relacionado com a concentração de Hg e Cl contidos no carvão mineral. Assim, quanto maior era a concentração destes dois componentes, mais elevada era a temperatura na qual se iniciava a oxidação do mercúrio elementar, que para os carvões estudados variou desde 550 até 750°C.

Outro mecanismo da transformação de mercúrio no gás de combustão foi proposto e analisado por NIKSA et al. (2002), envolvendo 102 reações homogêneas e 3 novas reações heterogêneas para descrever a interação do Hg elementar com partículas de cinzas volantes. O mecanismo foi testado para uma composição típica do gás de combustão procedente da queima de cinco carvões diferentes em uma caldeira de tipo pulverizado. Com a temperatura do gás de combustão variando entre 100 e 700°C, os resultados do estudo indicaram que a oxidação de mercúrio elementar aumenta de 28 para 54% quando o nível de CO aumenta de 1 para 100 ppm, mantendo-se aproximadamente constante em concentrações maiores de CO. Com relação à presença de NO no gás de combustão, as simulações mostraram que a oxidação do mercúrio atinge um valor máximo quando a concentração do composto alcança aproximadamente 70 ppm, permanecendo quase invariável na presença de maiores concentrações.

Por outro lado, o mecanismo das reações heterogêneas mostrou que a oxidação de mercúrio pode aumentar de 18 até 80% quando a eficiência do ciclone é reduzida de 99 para 92% e quando a porcentagem de carbono nas cinzas volantes aumenta de 1 para 10%. Os autores indicaram que, apesar da quantidade de reações homogêneas envolvidas, as previsões da oxidação do mercúrio dependem principalmente das reações heterogêneas consideradas na modelagem.

RICHARDSON et al. (2002) mostraram que a oxidação de mercúrio no gás de combustão é também afetada em caldeiras que utilizam dispositivos de oxidação catalítica seletiva (SCR) para o controle das emissões de NO_x. No estudo realizado foi encontrado que a oxidação de mercúrio pode variar de 0 a 80% dependendo das condições operacionais do sistema SCR implementado. Indicou-se que a quantidade de NH₃ utilizada nos dispositivos de controle de NO_x parece inibir o mecanismo de oxidação de mercúrio no gás de combustão. Estes resultados foram confirmados por MEIJ et al. (2002) em estudos realizados na Holanda.

Na revisão apresentada por PAVLISH et al. (2003) estabelece-se que, enquanto compostos ferrosos na matriz do carvão mineral têm o poder de promover a oxidação do mercúrio, o cálcio e o enxofre no carvão incentivam o efeito contrário, assim como a presença combinada de SO₂ e NO_x no gás de combustão. Neste trabalho confirma-se que a oxidação de mercúrio é cineticamente controlada, com as reações homogêneas de oxidação sendo promovidas pelos átomos de cloro e, a oxidação heterogênea, dominada pelas características das cinzas e dos absorventes utilizados.

A análise realizada pelos pesquisadores indicou que a formação das espécies de mercúrio no gás de combustão depende do tipo de caldeira, do tipo e composição do carvão mineral, da composição do gás, do tipo de equipamento utilizado para o controle de material particulado, da taxa de resfriamento e do tempo de residência do gás em baixas temperaturas. Adicionalmente, estabeleceu-se que o excesso de ar também pode afetar o processo da oxidação de mercúrio. Neste sentido, indica-se que quanto menor é o excesso de ar, menos quantidade do íon cloreto tende a ser liberado do carvão, aproximando-se a um valor nulo na condição estequiométrica da combustão. No entanto, este fenômeno não foi verificado experimentalmente.

Recentemente, LEI et al. (2007) propuseram um indicador para prever a intensidade da oxidação do mercúrio gasoso, relacionando a concentração de cloreto com a composição das cinzas volantes, especificamente, dos óxidos de ferro, cálcio, magnésio, sódio e potássio. De acordo com os autores, o efeito destes óxidos não pode ser desprezado, pois eles competem com o mercúrio para reagir com o HCl e com o Cl_2 , inibindo a oxidação do poluente. A comparação com resultados experimentais mostrou uma correlação significativa entre o índice proposto e a quantidade do mercúrio gasoso presente no estado oxidado. Os pesquisadores sugeriram que a utilização deste indicador poderia explicar as baixas concentrações de Hg^{2+} encontradas durante a queima de carvões com alto teor de cloreto.

2.2.2 Quantificação do mercúrio no carvão mineral, gases e cinzas de combustão.

Na década de setenta descobriu-se que o consumo dos combustíveis fósseis e, em especial, do carvão mineral, estava relacionado com os níveis de mercúrio encontrados no ambiente. Com isso, os procedimentos e as técnicas analíticas para a análise do poluente em amostras do combustível, cinzas e gases de combustão foram rapidamente desenvolvidos e aprimorados. Os principais avanços na área foram conduzidos principalmente pela Agência de Proteção Ambiental dos Estados Unidos da América (U.S. E.P.A.), e por instituições ambientais do Japão e de alguns países da Europa.

JOENSUU (1971) realizou a primeira tentativa para quantificar as emissões de mercúrio vinculadas ao uso do carvão mineral. Neste trabalho, foram apresentados resultados da concentração de poluente em 36 amostras do combustível, provenientes de 23 jazidas dos Estados Unidos. As amostras de carvão foram queimadas em atmosfera com oxigênio, e o gás resultante, obrigado a passar através de uma serpentina com fios de prata aquecidos a 650-700°C a fim de completar a oxidação. Posteriormente, o mercúrio da amostra foi capturado em um dispositivo de amálgama-ouro mantido a 150°C, descartando o resto dos gases da queima. Para remover o material orgânico que poderia interferir no processo de detecção, o mercúrio inicialmente capturado foi liberado novamente e re-amalgamado num segundo dispositivo. Finalmente, o poluente livre de impurezas foi aquecido e medido pelo detector dos vapores de mercúrio, cuja técnica analítica de medição não foi especificada.

Devido ao elevado desvio padrão das concentrações de mercúrio obtidas nesse estudo (0,012 a 33 ppm), os resultados somente foram considerados úteis para fazer uma estimativa da concentração média do poluente no sólido (1 ppm). No entanto, mesmo com as limitações enfrentadas, o cálculo aproximado das emissões totais de mercúrio nos Estados Unidos e no mundo a partir dos resultados alcançados, alertou sobre o verdadeiro potencial do carvão mineral de contribuir significativamente para o incremento da presença do contaminante no ecossistema.

BILLINGS e MATSON (1972), determinaram as emissões de mercúrio diretamente nos efluentes sólidos e gasosos do processo de combustão numa planta termelétrica com capacidade para gerar 755 MWe. A presença do poluente em um carvão mineral com 21% de cinzas e menos de 1% de enxofre, assim como, nas suas cinzas de fundo (câmara de combustão) e volantes (precipitador eletrostático) foi quantificada através da técnica de análise por ativação com nêutrons (NAA).

No estudo, a concentração de mercúrio nos gases de combustão foi obtida com aparelhos e técnicas sugeridas pela U.S. E.P.A. O amostrador ou sonda consistiu de um conjunto de cinco borbulhadores ligados em série. No primeiro frasco, alguns dos vapores da amostra gasosa eram condensados em 100 ml de água e, nos quatro seguintes, 50 ml de uma solução preparada com 10% de ácido sulfúrico (H_2SO_4) e 1% de Permanganato de potássio ($KMnO_4$) era utilizada para absorver o mercúrio não condensável. O volume da amostra de gás variou desde 0,15 até 1,5 m³, sendo coletado num período compreendido entre 24 e 390 minutos. Após a coleta, o mercúrio contido nas amostras líquidas da sonda foi quantificado através da técnica analítica de espectroscopia de emissão por plasma (PE).

Os resultados do trabalho indicaram a presença de mercúrio em concentração de 0,3 ppm no carvão mineral, 0,5 ppm nas cinzas volantes do processo, e na faixa de 6 a 82 µg/m³ nos gases de combustão. Com as concentrações obtidas e com o valor das taxas de descarga dos efluentes respectivos, foram estimadas as emissões de mercúrio para o processo. Os cálculos realizados nesse estudo mostraram que mais de 90% do total de Hg emitido pelo sistema (2,5 kg/dia) correspondia aos gases de combustão, e que somente os 10% restante das emissões do poluente estava vinculado aos resíduos sólidos (cinzas de fundo e volantes).

Posteriormente STATNICK et al. (1976) utilizaram um analisador semi-contínuo para obter diretamente a concentração de mercúrio gasoso na chaminé de um combustor. O instrumento, comercializado na época com o nome de Geomet, modelo 103, coletava uma amostra de gases de combustão por batelada a uma taxa de 4,8 l/min e fazia-a passar por um dispositivo de amalgamação constituído por duas malhas de prata. Ao final de cada período de coleta de gás (máximo 30 minutos), as malhas eram aquecidas para liberar os vapores de mercúrio e, dessa forma, possibilitar a quantificação do poluente pela técnica analítica de espectrofotometria de absorção atômica na faixa de 253,6 nm.

No trabalho, amostras do gás de combustão procedentes de uma planta termelétrica de 138 MWe foram coletadas à temperatura de 160°C e, simultaneamente, analisadas através do método manual sugerido pela U.S. E.P.A a fim de realizar comparações. O valor médio e o desvio padrão de três leituras foi de $6,7 \pm 1,7$ microgramas de mercúrio por metro cúbico de gás amostrado para o caso do equipamento de coleta manual, e de $5,7 \pm 1,6 \mu\text{g}/\text{m}^3$ para o instrumento semi-contínuo utilizado.

ANDERSON e SMITH (1977) mediram o teor de mercúrio em amostras de carvão mineral e cinzas utilizando a técnica de espectrofotometria de absorção atômica sem chama, também conhecida como de absorção atômica do vapor frio (CVAAS). As amostras sólidas eram colocadas num tubo refratário e aquecidas até 600°C. Oxigênio passava através das amostras a uma taxa de 50 ml/min. Na saída do tubo, os gases gerados entravam em contato com um dispositivo de amalgamação construído de lã de prata que capturava o mercúrio volátil. Após 30 minutos, o coletor de prata era removido e, posteriormente, aquecido para que o mercúrio liberado passasse através do equipamento de absorção atômica. Neste estudo foram reportadas concentrações médias de mercúrio no valor de 0,20 ppm para o carvão mineral de Illinois (EUA), e de 0,04 ppm para as suas cinzas volantes. Um balanço de mercúrio realizado no equipamento de combustão mostrou que aproximadamente 97% do elemento contaminante escapava nos gases do processo na forma de vapor, resultado que os autores consideraram coerente com as medições e estimativas realizadas previamente por BILLINGS e MATSON (1972).

Com base em resultados experimentais coletados até a época, CHU et al. (1994), citados por FTHENAKIS et al. (1995), fizeram uma estimativa do fator de emissão para o Hg em carvões minerais com concentração do poluente entre 0,05 e 0,1 ppm. Valores na faixa de 1,7 a 3,4 g de mercúrio emitido por cada 10^{12} J de energia contida no carvão foram encontrados.

YOKOYAMA et al. (2000) mediram concentrações de mercúrio nos efluentes gasosos e sólidos de uma planta de 700 MW equipada com um precipitador eletrostático para o controle de material particulado. As amostras no gás de combustão foram coletadas com uma sonda não-isocinética em solução absorvente de permanganato de potássio e ácido sulfúrico. Através da técnica analítica CVAAS, concentrações médias de mercúrio entre 0,422 e 1,113 $\mu\text{g}/\text{Nm}^3$ foram obtidas para carvões contendo de 0,006 a 0,065 ppm do poluente. A distribuição das emissões nos efluentes mostrou que os gases de combustão contribuíam entre 12,2 a 44,4% do total liberado pelo processo. O balanço de massa do mercúrio mostrou desvios de até 40%, sendo considerado satisfatório pelos pesquisadores.

LIU et al. (2001) quantificaram as três formas de Hg presentes no gás de um combustor operando com leito fluidizado borbulhante. Neste estudo, os pesquisadores aplicaram o método Ontário-Hydro (OH), no qual, uma amostra de gás é capturada por vácuo e obrigada a passar por uma série de borbulhadores contendo três diferentes soluções absorventes: KCl, $\text{KMnO}_4/\text{H}_2\text{SO}_4$ e $\text{HNO}_3/\text{H}_2\text{O}_2$. A primeira solução coleta o mercúrio oxidado (Hg^{2+}) e as duas últimas o mercúrio elementar (Hg^0). Adicionalmente, um filtro é colocado antes dos borbulhadores a fim de coletar o mercúrio que estiver contido no material particulado do gás de combustão (Hg_p). O procedimento utiliza um banho de gelo que cobre a parte externa dos borbulhadores para baixar a temperatura do gás amostrado e condensar o mercúrio. No trabalho, as amostras coletadas nos borbulhadores foram injetadas em um analisador LECO AMA-254, que quantificou a presença do elemento através de um detector ultravioleta. Os resultados mostraram que a distribuição de Hg^0 e Hg^{2+} no gás de combustão diferencia-se de acordo com o tipo de carvão utilizado. Para carvões betuminosos, a participação de Hg^{2+} no teor de mercúrio total do gás de combustão variou desde 70 a 88%; no caso de carvões sub-betuminosos, essa porcentagem esteve entre 15 e 50%, e para linhitos, entre 10 e 30%. Os autores atribuíram essas diferenças ao teor de cloreto encontrado nos carvões minerais, o qual tende a ser proporcional à concentração de carbono no combustível.

BUSTARD et al. (2002) encontraram concentrações de mercúrio de até $15 \mu\text{g}/\text{Nm}^3$ no gás de combustão durante a queima de um carvão mineral contendo entre 0,09 e 0,21 ppm do poluente. Medições antes e após a passagem do gás por um sistema de controle de partículas integrando um precipitador eletrostático e um filtro de mangas foram obtidas com um analisador contínuo, e com o método OH para validar os resultados.

HEEBIK e HASSETT (2002) demonstraram experimentalmente que cinzas do processo de combustão expostas a temperatura ambiente liberam quantidades desprezíveis de Hg. Em cinzas de carvão contendo inicialmente entre 0,112 e 0,736 ppm de Hg, os pesquisadores encontraram que somente 2 g do contaminante são emitidos à atmosfera por cada 200.000 toneladas do resíduo sólido produzidas. Adicionalmente, foi determinado que não existe relação entre as emissões liberadas e a quantidade de mercúrio nas cinzas.

MEIJ et al (2002) apresentaram uma revisão das características das emissões de Hg obtidas em vários trabalhos realizados na Holanda. No estudo indica-se que na coleta do contaminante no gás de combustão têm sido utilizados diversos procedimentos, desde colunas de carvão ativado até técnicas similares ao método OH. Em carvões com concentração média de mercúrio de 0,120 ppm, os estudos nesse país mostraram que aproximadamente 25% das emissões do contaminante são liberadas no gás de combustão em concentrações perto de $3,0 \mu\text{g}/\text{Nm}^3$. Menos que 1% do mercúrio que é alimentado com o combustível fica retido nas cinzas de fundo das caldeiras. Os desvios no balanço de massa de mercúrio nos diferentes processos analisados variaram desde 70 até 180%. Em geral, observa-se que os resultados são similares aos reportados em estudos de outros países.

Em uma pesquisa mais recente apresentada pela U.S. E.P.A (2002), indicam-se e discutem-se as características dos métodos manuais utilizados para determinar o mercúrio no gás de combustão. A maioria destes métodos opera sob o princípio de absorção do mercúrio gasoso em soluções líquidas altamente oxidantes colocadas dentro de borbulhadores, por onde passa a amostra de gás. Algumas das características destes métodos são apresentadas na Tabela 2-3.

Tabela 2-3 Características principais dos métodos utilizados na avaliação de mercúrio no gás de combustão (U.S. E.P.A, 2002).

Método	Configuração do amostrador		Configuração dos borbulhadores (n. de borbulhadores/solução absorvente)			Técnica de análise
	Primeira metade (Hg _p)	Segunda metade (Hg gasoso)	1 bateria	2 bateria	3 bateria	
US EPA n.29	Filtro de fibra de vidro	Soluções em borbulhadores	2/HNO ₃ -H ₂ O ₂	1/vazio	2/H ₂ SO ₄ -KMnO ₄	CVAA
US EPA n. 101A ⁽¹⁾	Filtro de fibra de vidro	Soluções em borbulhadores	3/H ₂ SO ₄ -KMnO ₄	Não utilizado	Não utilizado	CVAA
US EPA n. 101B	Filtro de fibra de vidro	Soluções em borbulhadores	2/H ₂ O deionizada	1/HNO ₃ -H ₂ O ₂	2/H ₂ SO ₄ -KMnO ₄	CVAA
Ontário-Hydro	Filtro de fibra de vidro	Soluções em borbulhadores	3/KCl	1/HNO ₃ -H ₂ O ₂	3/H ₂ SO ₄ -KMnO ₄	CVAA
MESA	Lã de vidro	Leito de partículas absorventes	2/KCl	2/carbono iodado	Não utilizado	CVAFS

⁽¹⁾ Método exclusivo para determinação de emissões de Hg em plantas de cloro-álcali.

A fim de diminuir as incertezas na determinação das três formas de mercúrio, o relatório recomenda que a amostragem com os métodos acima seja realizada em local onde o gás de combustão tenha passado previamente pelo equipamento de controle de material particulado do sistema. Dessa forma, diminuem-se as chances de que os finos coletados no filtro do amostrador reajam com a amostra que o atravessa, levando a erros na quantificação das porções de mercúrio particulado e mercúrio gasoso. Quando o amostrador coleta gás de combustão com alta presença de sólidos, a concentração de mercúrio particulado tende a ser superestimada e a do mercúrio gasoso a ser subestimada por causa da maior possibilidade de adsorção do mercúrio oxidado. Adicionalmente, as cinzas coletadas no filtro têm também o potencial de oxidar parte do mercúrio elementar, superestimando dessa maneira a concentração de Hg²⁺. Já no caso da determinação de mercúrio total, a concentração de sólidos no gás de combustão não interfere no resultado final.

LAUDAL et al (2004) apresentaram uma discussão das vantagens e desvantagens dos analisadores contínuos de mercúrio. De acordo com os pesquisadores, a maioria destes instrumentos utiliza a técnica CVAA para a análise do contaminante e não consegue realizar a caracterização do Hg nas suas três formas, pois, geralmente só quantifica o mercúrio gasoso.

Estes equipamentos consistem de duas partes: uma de pré-tratamento e conversão da amostra, e outra para a quantificação do poluente. A maioria dos esforços dos fabricantes de tais equipamentos centra-se no melhoramento da primeira parte, na qual, todo o mercúrio gasoso deve ser convertido a mercúrio elementar para poder ser medido na segunda parte do instrumento. Vários sistemas de pré-tratamento e conversão têm sido implementados. O mais comum deles é o sistema úmido, no qual inclui-se a participação de uma substância redutora, normalmente SnCl_2 , a fim de converter todo o mercúrio oxidado para elementar. O outro mecanismo baseia-se na conversão térmica por aquecimento da amostra, com o qual, todo o mercúrio gasoso transforma-se para a forma elementar sob altas temperaturas, imediatamente antes da quantificação.

Embora a operação destes equipamentos tenda a ser mais econômica do que dos métodos manuais, no trabalho destaca-se que ainda existem alguns problemas de confiabilidade relacionados com a amostragem em gases com alta concentração de partículas, elevada umidade e uso por longos períodos.

No trabalho apresentado por TAN et al. (2004), verificou-se a distribuição do mercúrio gasoso previamente reportado por LIU et al. (2001). Os resultados experimentais mostraram que quando o gás de combustão é resfriado de 700 para 200°C, 80% do mercúrio na fase gasosa esteve presente na forma oxidada durante a queima de carvão betuminoso. Esta porcentagem diminuiu para menos de 50% quando o carvão utilizado foi do tipo sub-betuminoso e linhito. O desvio médio no balanço de massa de mercúrio obtido no processo foi de 13%, sendo considerado ótimo pelos pesquisadores.

O'DOWD et al. (2004) realizaram experimentos de remoção de mercúrio com injeção de absorventes comerciais (*FluePac*, *Darco FGD*, *Insul*, *S-AC*) em uma caldeira de carvão pulverizado com filtro de mangas. Os autores verificaram que eficiências de captura de até 95% foram possíveis com a utilização de 12.000 a 16.000 gramas de absorvente por cada grama de mercúrio. Adicionalmente, foi demonstrado que um aumento na queda de pressão no filtro de mangas (de 125 para 200 mmH₂O) incrementou a remoção do poluente, especialmente quando foram utilizadas razões mássicas absorvente/mercúrio relativamente baixas. Os pesquisadores também confirmaram a alta eficiência do filtro de mangas para remover mercúrio, a qual foi de

aproximadamente 80% quando a porcentagem de carbono residual nas cinzas esteve ao redor de 4%. O efeito da temperatura no filtro de mangas também foi apontado como um fator determinante na eficiência de captura. Maiores rendimentos de absorção de mercúrio foram observados com temperaturas menores do gás no filtro de mangas.

JENSEN et al. (2004) apresentaram fatores de emissão de mercúrio elementar, oxidado e particulado em gás de combustão de 82 testes realizados com diversos tipos de carvões e temperaturas do gás na chaminé, onde foram realizadas as medições. Na Tabela 2-4 apresenta-se as faixas das propriedades dos carvões testados e dos fatores de emissão obtidos, relacionados à energia do combustível.

Tabela 2-4 Média e desvio padrão dos fatores de emissão para Hg^0 , Hg^{2+} e Hg_p de diversos carvões minerais (JENSEN et al., 2004).

Propriedades do carvão mineral					Temperatura do gás (°C)	Fator de emissão (g/10 ¹² J)		
Poder calorífico ⁽¹⁾ (kJ/kg)	Teor de mercúrio (g/10 ¹² J)	Teor de cloreto ⁽²⁾ (ppm)	Teor de enxofre ⁽²⁾ (%m)	Teor de cinzas ⁽²⁾ (%m)		Mercúrio Hg^0	Mercúrio Hg^{2+}	Mercúrio Hg_p
24.147 - 32.591	0,3 -5,8	50 - 3860	0,2 - 4,6	4,81 - 20,49	132 - 409	1,2 ±1,2	0,7 ± 0,9	0,8 ± 1,1

⁽¹⁾ Inferior; ⁽²⁾ Base seca

Os autores aplicaram a técnica de redes neurais para prever as emissões de mercúrio em função das propriedades de carvão mineral. Nesse estudo, o coeficiente de correlação do modelo proposto foi de 0,975. Em geral, os resultados da tabela acima mostram uma alta dispersão no valor dos fatores de emissão para cada uma das espécies de mercúrio. Nota-se, em especial, a elevada participação do mercúrio particulado, o que parece não confirmar os resultados de pesquisas prévias. Informações detalhadas das condições operacionais de cada teste não foram divulgadas.

Na Coreia, LEE et al. (2004) mediram o mercúrio no gás de combustão de carvão betuminoso aplicando o método OH e o método U.S. E.P.A. 101A. Concentrações de mercúrio

em torno de $2,3 \mu\text{g}/\text{Nm}^3$ foram obtidas após a passagem do gás de combustão por um precipitador eletrostático e um sistema úmido para a eliminação de enxofre (FGD). A comparação das medições realizadas com os dois métodos mostrou que as concentrações totais de mercúrio gasoso determinadas pelo método OH foram ligeiramente superiores às obtidas com o método U.S. E.P.A. 101A, no qual, somente uma solução de $4\%_{\text{w}}\text{KMnO}_4 - 10\%_{\text{w}}\text{H}_2\text{SO}_4$ é utilizada em três borbulhadores, como especificado na Tabela 2-3. Neste trabalho, determinou-se a presença de 85% de mercúrio elementar e 15% de mercúrio oxidado.

KELLIE et al. (2004) apresentaram um estudo comparativo das medições de mercúrio obtidas por um analisador contínuo e pelo método OH. O estudo foi realizado em uma caldeira de 100 MW em pontos localizados antes e após a passagem do gás de combustão por um precipitador eletrostático. Carvão mineral com teor de mercúrio de 0,12 ppm e de cloreto de 1.000 ppm foi analisado. Os resultados mostraram que, para o caso do mercúrio total na fase gasosa, as medidas obtidas pelos dois procedimentos são similares. Valores de concentração de mercúrio gasoso estiveram na faixa de 8 a $15 \mu\text{g}/\text{Nm}^3$.

2.2.3 Controle das emissões de mercúrio

A revisão da literatura mostra que as pesquisas focadas no controle das emissões de mercúrio no processo de combustão de carvão mineral surgiram no começo da década de noventa, principalmente nos Estados Unidos. Na época, a decisão do governo desse país de regular as emissões de mercúrio nas unidades termelétricas, assim como, os importantes avanços tecnológicos alcançados nos métodos, técnicas e procedimentos experimentais na identificação das diferentes formas do mercúrio, incentivaram órgãos como o Departamento de Energia (DOE) e o Instituto de Pesquisas em Energia Elétrica (EPRI) a liderar diversos estudos na área.

Em geral, a maioria das pesquisas concorda em afirmar que o mercúrio contido no gás de combustão do carvão mineral é de difícil remoção, porque o poluente está presente em pequenas quantidades (concentração de 1 a $10 \mu\text{g}/\text{m}^3$). Nestas concentrações e sob certas condições operacionais, as espécies gasosas do mercúrio tendem a não interagir com as partículas contidas no gás de combustão, o que dificulta a sua remoção através dos equipamentos convencionais

utilizados para o controle da emissão de material particulado. Além disso, os estudos também demonstram que a eficiência de captura do mercúrio nestes equipamentos está intimamente ligada à composição e concentração das diferentes formas do elemento nos gases de combustão. Como indicado no item 2.2.1, enquanto a forma elementar do mercúrio (Hg^0) é praticamente insolúvel, a maior parte da forma oxidada do poluente (principalmente $HgCl_2$) é bastante solúvel e relativamente fácil de remover em lavadores úmidos (FGD) e lavadores a seco com absorção (SDA).

FTHENAKIS et al. (1995) fizeram uma revisão de alguns sistemas utilizados para o controle de material particulado e SO_2 com relação a seus rendimentos na captura simultânea de mercúrio, não incluindo a utilização de absorventes específicos para Hg. De acordo com os autores, o precipitador eletrostático (ESP) convencional é pouco eficiente, conseguindo remover menos que 20% do mercúrio presente nos gases de combustão. Já os lavadores úmidos e a seco, normalmente utilizados para capturar as emissões de SO_2 , apresentam melhores rendimentos, possibilitando a retenção de até 95% das emissões de mercúrio, essencialmente, daquelas vinculadas à forma oxidada $HgCl_2$. NOBBLET et al. (1994), citado por FTHENAKIS et al. (1995), tinham estabelecido previamente que a presença do íon cloreto (Cl^-) no carvão mineral influenciava significativamente no rendimento de captura de mercúrio nestes sistemas, porque ele promovia a formação de $HgCl_2$. Os pesquisadores indicaram que para carvões com baixo teor de íon cloreto ($<0,01\%$), a remoção de mercúrio está na faixa de 5 até 25%, enquanto que para carvões com maior conteúdo de Cl^- (0,1 – 0,3%) a eficiência de captura do sistema FGD pode oscilar entre 45 e 95%. No entanto, no caso particular dos lavadores a seco do tipo SDA com uso adicional de carvão ativado, o rendimento na captura de mercúrio é possível de ser incrementado ainda para carvões minerais com baixo teor de Cl^- , porque o carbono do material absorvente possibilita a retenção de até 60% do mercúrio presente na forma elementar.

CHANGE e OFFEN (1995) apresentaram um estudo similar ao descrito anteriormente, mas focado na avaliação do sistema FGD com introdução de compostos a base de cálcio, bem como, no impacto da temperatura do gás de exaustão na técnica de injeção de carvão ativado. Os resultados indicaram que a utilização de cálcio no equipamento FGD permite remover mercúrio em fase gasosa em porcentagens que oscilam entre 10 e 84%. No entanto, o comportamento de

tal variação no rendimento não foi explicado em termos das quantidades e do tipo do composto a base de cálcio utilizado no processo. Por outro lado, nos testes com injeção de partículas de carvão ativado diretamente no gás de combustão, os resultados obtidos mostraram que a diminuição na temperatura do efluente gasoso desde 174°C até 121°C, provoca um aumento da eficiência de remoção de até 37%. Em alguns dos experimentos, ficou demonstrado que o rendimento de captura pode alcançar o valor de 90% quando a temperatura do gás diminui a um valor próximo de 93°C. Contudo, os autores alertaram dos altos custos operacionais envolvidos na diminuição da temperatura do gás de exaustão. Finalmente, os pesquisadores também descobriram que quando a relação mássica carbono/mercúrio no processo de injeção de carvão ativado foi acrescentada desde um valor de 3.000:1 até 10.000:1, a eficiência de remoção aumentou desde 37 até 70%, especificamente para os gases mantidos aquecidos na temperatura de 121°C.

KORPIEL e VIDIC (1997) encontraram que a adição de enxofre no carvão ativado utilizado no controle de mercúrio aumenta a eficiência de remoção. De acordo com os autores, na temperatura de 150°C, o mercúrio pode ser capturado na superfície sólida na forma de HgS. Testes com resultados similares foram realizados posteriormente por GUIJARRO et al. (1998), no qual, partículas de silicato (*sepiolite*) impregnadas com enxofre se mostraram apropriadas para remover mercúrio de uma corrente gasosa.

HASSET e EYLANDS (1999) realizaram experimentos para entender melhor o fenômeno de retenção de mercúrio nas cinzas volantes do processo de combustão. Utilizando amostras de cinzas de diferentes tipos de carvões minerais (linhito até betuminoso), os pesquisadores encontraram que a captura de Hg era significativa somente quando a porcentagem de carbono nas cinzas superava o valor de 2% em massa, tornando este parâmetro o maior responsável pela absorção do poluente em conjunto com a temperatura no qual acontece o fenômeno. Adicionalmente, através deste trabalho demonstrou-se que a fração inorgânica das cinzas tem influencia consideravelmente menor do que o teor de carbono nas mesmas. Os experimentos também indicaram que a estrutura morfológica do carbono presente nos resíduos sólidos tinha alguma influência na intensidade da remoção de mercúrio.

LIU et al. (2001) estudaram o efeito da adição de calcário na remoção de mercúrio gasoso em um leito fluidizado borbulhante. Relações molares Ca/S de 1 a 3 foram testadas em uma unidade de 0,1 MW com coluna de fluidização de 0,3 m de diâmetro interno e 3,5 m de altura. Uma redução média de 9% na concentração de Hg gasoso foi obtida quando a adição de calcário aumentou 67%. Os resultados deste estudo sugerem que o CaO poderia atuar como um catalisador para oxidar o mercúrio gasoso e permitir sua captura na superfície de partículas. No entanto, observa-se que tal afirmação é contrária à apresentada por PAVLISH et al. (2003).

BUSTARD et al. (2002) realizaram testes de remoção de mercúrio com carvão ativado injetado em uma corrente de gás de combustão que atravessava um sistema de coleta de partículas composto por um precipitador eletrostático e um filtro de mangas posicionado em série. No estudo, a eficiência de retenção de mercúrio no gás variou de 36 a 90% utilizando-se cinco absorventes diferentes. Estes rendimentos foram obtidos mantendo-se uma frequência de 1,5 pulsos/h no mecanismo de limpeza do filtro de mangas.

Resultados similares aos apresentados por BUSTARD et al (2002) foram obtidos no mesmo sistema experimental por SJOSTROM et al. (2002), porém injetando carvões ativados com outras características e cinzas volantes com porcentagem de carbono entre 0,6 e 34,7%. Neste estudo notou-se adicionalmente que a perda de pressão no filtro de mangas não influenciou significativamente nos resultados obtidos para o caso dos absorventes com granulometria relativamente elevada ($> 150 \mu\text{m}$).

Na revisão apresentada por PAVLISH et al (2003), confirma-se que, em média, a remoção de mercúrio gasoso em um precipitador eletrostático é de 27%, enquanto que, em equipamentos de controle de enxofre a seco (SDA) varia entre 80 e 90% com uso de filtro de mangas. De acordo com os pesquisadores, a retenção de mercúrio no gás de combustão pode alcançar até 99% no caso de utilização de filtro de mangas em um processo de combustão com leito fluidizado.

TAN et al. (2004), obtiveram remoção de mercúrio oxidado de até 98% utilizando um sistema combinado de precipitador eletrostático com trocador de calor de duas etapas. Uma das

etapas do trocador de calor funcionava como lavador úmido, onde uma solução de Na_2CO_3 entrava em contato com a corrente gasosa a 50°C . Os resultados mostraram que, ainda com este sistema, ao redor de 11% do mercúrio total gasoso escapava pela chaminé, devido à ineficácia do dispositivo para capturar o mercúrio elementar.

PAVLISH et al (2004) testaram vários absorventes visando remover somente mercúrio elementar procedente da queima de um carvão linhito contendo 117 ppm de mercúrio e 11 ppm de cloreto. Os testes experimentais realizados com absorventes comerciais a base de carvão ativado e de cálcio mostraram que somente os primeiros podem reter mercúrio elementar. No entanto, a ativação dos absorventes requereu condições especiais de tratamento para alcançar rendimentos satisfatórios, especialmente, em sistemas de combustão com filtro de mangas.

GUFFEY e BLAND et al. (2004) propuseram o tratamento térmico prévio do carvão mineral como um mecanismo de controle das emissões de mercúrio. Este processo consiste em submeter o carvão a uma temperatura de 150°C para retirar inicialmente a umidade e, seguidamente, aquece-lo até aproximadamente 280°C a fim de remover uma parte do material volátil. Neste procedimento, quase 70% do mercúrio contido no carvão libera-se junto com os voláteis, os quais são capturados por um sistema de tratamento para o mercúrio. O carvão, com ainda 30% do contaminante é utilizado posteriormente no combustor. Os resultados obtidos em testes experimentais com carvão contendo 0,063 ppm de mercúrio mostraram que a liberação de mercúrio do carvão aumenta desde 25 até 60% quando a temperatura aumenta desde 175 até 250°C . Na faixa de 250°C a 275°C , somente 10% do mercúrio é volatilizado. O trabalho não inclui uma discussão sobre o tratamento posterior do mercúrio inicialmente volatilizado e das conseqüências na diminuição do poder calorífico do carvão mineral.

Capítulo 3

Materiais e Métodos

Neste capítulo descrevem-se os equipamentos, materiais e procedimentos utilizados na execução da presente pesquisa. Abordam-se aspectos relacionados às características do sistema experimental e das partículas que constituem o leito fluidizado rápido, à medição e análise química do mercúrio nos efluentes gasosos e sólidos, e finalmente, aos procedimentos envolvidos na execução dos testes operacionais e na determinação das variáveis do processo.

3.1 Descrição do Combustor com Leito Fluidizado Rápido

O equipamento de combustão onde foi realizada esta pesquisa está instalado no Laboratório de Processos Térmicos e Engenharia Ambiental (ProTEA) da Faculdade de Engenharia Mecânica da UNICAMP. O combustor, projetado para operar em regime de leito fluidizado rápido, foi construído na década de oitenta com recursos da FAPESP e da ELETROSUL, visando o aproveitamento energético de carvão mineral do estado de Santa Catarina. Desde sua concepção inicial até a atualidade, o equipamento passou por diversas reformas ou adequações, possibilitando a realização de vários trabalhos de pesquisa, entre os quais, destacam-se os apresentados por DA SILVA (1994) e PÉCORA (1995). Em 2002, novas adaptações foram concluídas em parceria com a PETROBRÁS, permitindo a execução de testes experimentais da combustão de xisto particulado. Nos últimos quatro anos, com recursos do CNPq, da CAPES e da FAPESP, foram feitas as mudanças que permitiram o estudo das emissões de mercúrio no processo da queima de carvão mineral.

O combustor possui uma câmara de reação composta principalmente por duas colunas verticais paralelas (*riser* e *downcomer*), um ciclone e uma válvula de retorno de sólidos. Ele conta também com sistemas auxiliares que são utilizados para alimentar as partículas que constituem o leito, fornecer o ar de combustão e fluidização, pré-aquecer o sistema, resfriar os gases de exaustão, remover as cinzas finas ou volantes, monitorar as emissões gasosas e adquirir dados do processo. A Figura 3-1 traz uma visão geral do combustor com leito fluidizado rápido onde foram realizados os testes experimentais.



Figura 3-1. Vista geral do combustor com leito fluidizado rápido.

A nomenclatura e a localização dos componentes que constituem o sistema experimental estão no fluxograma da Figura 3-2. As características principais das partes mais importantes do equipamento de combustão são descritas a seguir.

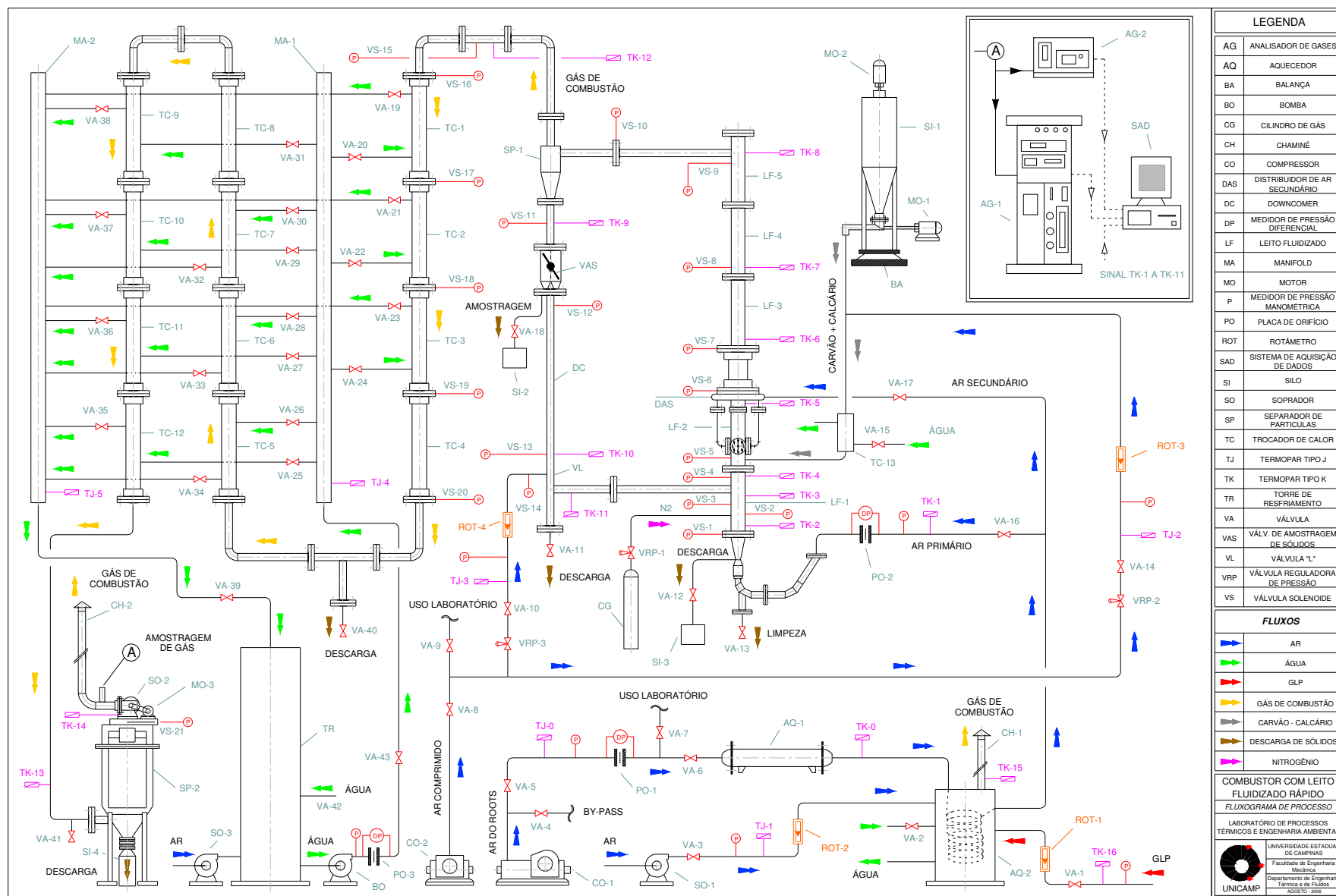


Figura 3-2. Fluxograma do sistema experimental de combustão com leito fluidizado rápido.

3.1.1 Características do sistema experimental

Câmara de reação do combustor: A câmara de reação do combustor é composta pelo *riser* (LF-1 a LF-5), o ciclone (SP-1), a válvula de amostragem de sólidos recirculados (VAS), o *downcomer* (DC) e uma válvula do tipo “L” (VL). Estes componentes foram fabricados em aço inoxidável AISI 310 para suportar as altas temperaturas de operação. As paredes externas da câmara de reação são isoladas termicamente com manta cerâmica do tipo *KAWOOL™*, de aproximadamente 80 mm de espessura e revestidas com folhas de alumínio corrugado. As dimensões principais da câmara de reação são apresentadas na Figura 3-3.

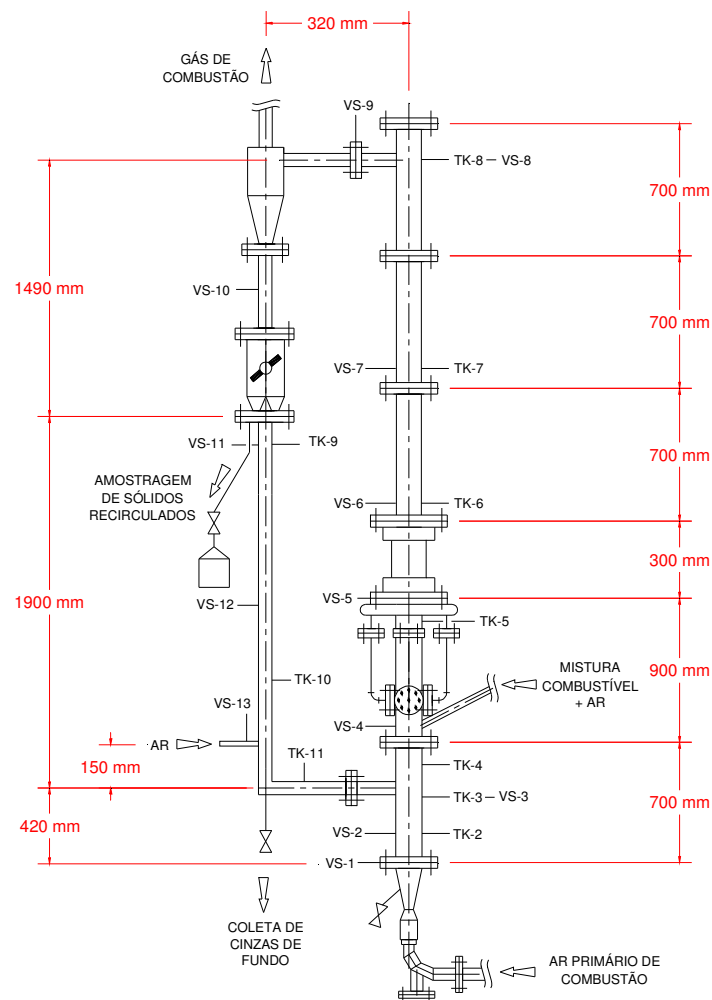


Figura 3-3 Dimensões principais da câmara de reação do combustor com leito fluidizado rápido.

A coluna de fluidização ou *riser* é de seção transversal circular, construída com tubo SCH 40 de quatro polegadas de diâmetro nominal (diâmetro interno de 102 mm). Como ilustrado na Figura 3-3, a coluna é composta por cinco módulos verticais montados em série, totalizando um comprimento de 4.000 mm. Ao invés de uma placa distribuidora na base do *riser*, normalmente adotada para a sustentação das partículas do leito em equipamentos maiores, foi utilizado o dispositivo cônico indicado na Figura 3-4.

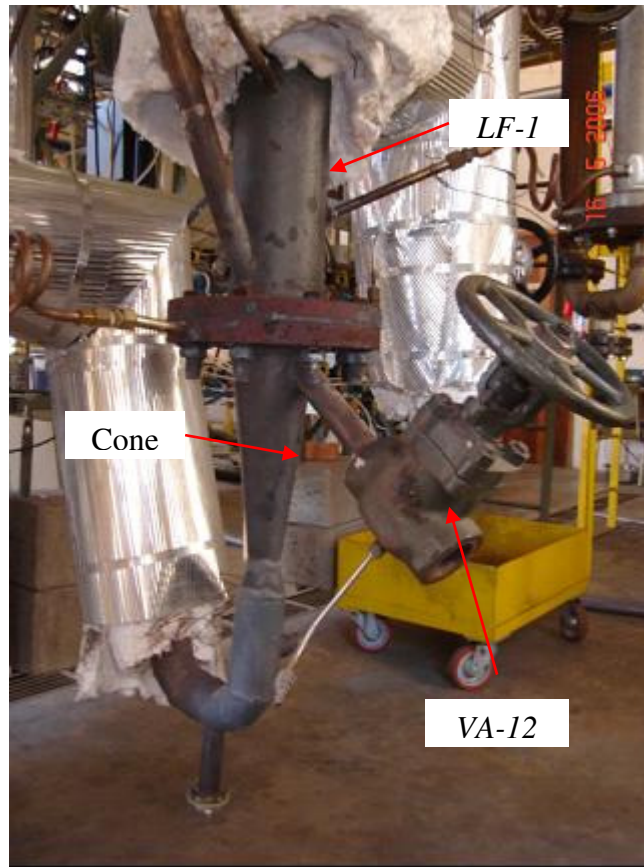


Figura 3-4 Vista do dispositivo substituto da placa distribuidora de ar.

Com este dispositivo, as velocidades superficiais do gás de fluidização na parte inferior do cone permanecem suficientemente elevadas, evitando o retorno dos sólidos para o fundo do *riser* e o entupimento da tubulação de entrada do ar primário por acumulação de partículas. Na parte superior da peça localiza-se um tubo de uma polegada de diâmetro nominal com inclinação de 45° em relação ao eixo vertical, que é utilizado para retirar cinzas do leito através do acionamento da válvula gaveta (VA-12) instalada no extremo do tubo.

O primeiro módulo do *riser* (*LF-1*) tem forma de “T”. Ele recebe ar primário de combustão do compressor roots (*CO-1*) pela parte inferior, assim como, sólidos recirculados da válvula “L” (*VL*) pela parte lateral. Apresenta três tomadas na parede para colocação de termopares tipo K (*TK-2 a TK-4*) e três para medição de pressão estática do escoamento gás-sólido (*VS-1 a VS-3*). Adicionalmente, este módulo inclui uma entrada para injeção de nitrogênio puro, utilizado como segurança em eventos onde seja preciso diminuir rapidamente a temperatura do *riser*. O nitrogênio é fornecido pelo cilindro de armazenamento *CG*, com vazão e pressão controlada pela válvula reguladora *VRP-1*.

Na base do segundo módulo (*LF-2*) localiza-se o ponto de alimentação das partículas que constituem o leito rápido e que são armazenadas no silo *SI-1*. Esta peça conta com um termopar tipo K (*TK-5*) e duas tomadas de pressão estática (*VS-4 e VS-5*). Na região superior localiza-se uma camisa de água externa para estudos da transferência de calor do escoamento gás-sólido com as paredes da seção. Adicionalmente, o módulo contém o alimentador de ar secundário de combustão, o qual é composto por quatro aberturas ou injetores que entram na parede do *riser* em pares diametralmente opostos, a fim de evitar a erosão da coluna. Tanto este dispositivo, quanto a camisa de água não foram utilizados no presente trabalho.

Os módulos superiores, identificados como *LF-3*, *LF-4* e *LF-5* também possuem medidores de temperatura Tipo K (*TK-6*, *TK-7* e *TK-8*) e tomadas de pressão estática (*VS-6*, *VS-7*, *VS-8*). A saída do módulo *LF-5* é pela lateral e está conectada com um ciclone do tipo tangencial (*SP-1*), através de uma tubulação horizontal de 63 mm de diâmetro interno. A tomada *VS-9* é usada para determinar a pressão estática do escoamento gás-sólido nesta seção.

O ciclone separa do gás de combustão as partículas mais grossas que saem do *riser*, despejando-as na direção das tomadas de pressão *VS-10* e de temperatura *TK-9*. Os sólidos descarregados pela parte inferior do ciclone atravessam a válvula *VAS*, que é utilizada para amostragem do fluxo de recirculação das partículas. Esta válvula é do tipo borboleta e é acionada manualmente quando requerido para desviar uma determinada amostra de sólidos a um recipiente metálico. Possui um sistema de resfriamento interno que evita deformações por gradientes térmicos e conseqüentes problemas de operação. Os esquemas do ciclone e da válvula de amostragem dos sólidos recirculados são apresentados nas Figuras 3-5 e 3-6, respectivamente.

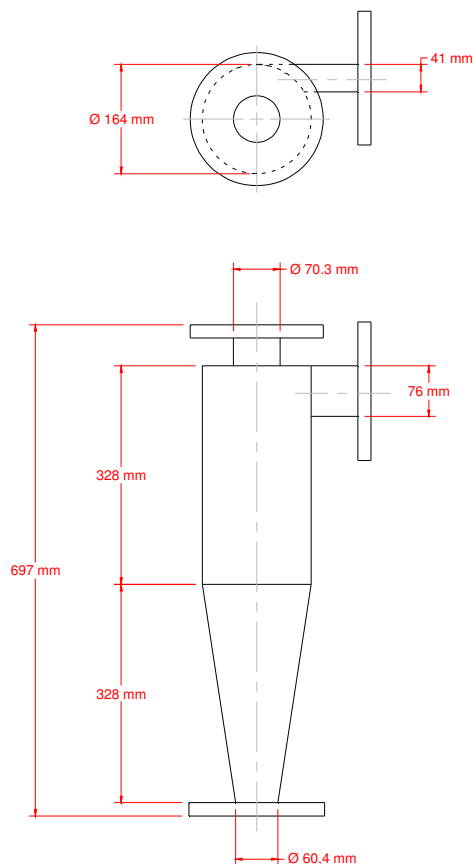


Figura 3-5 Esquema do ciclone da câmara de combustão.

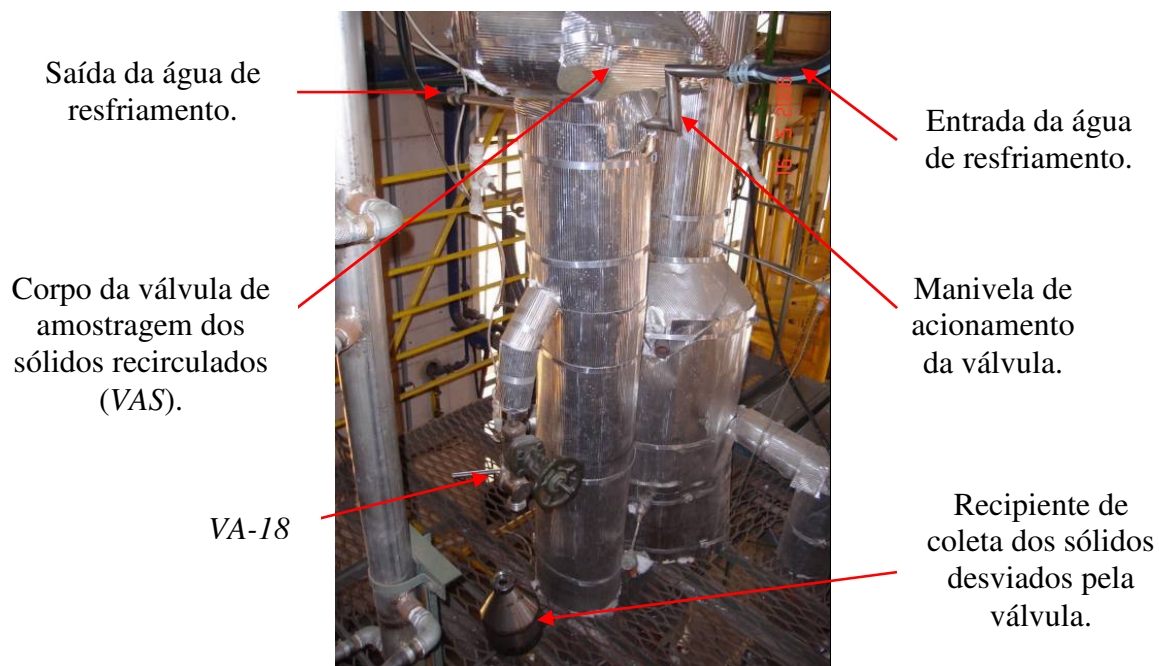


Figura 3-6 Vista da válvula utilizada para medição do fluxo de recirculação dos sólidos.

A parte inferior da válvula VAS é conectada com o *downcomer*, construído com tubo SCH40 de duas polegadas e meia de diâmetro nominal (63 mm de diâmetro interno) e 1.900 mm de comprimento. Nesta zona, a tubulação da câmara de reação possui uma tomada de temperatura com termopar tipo K (TK-10) e duas tomadas de pressão estática (VS-11 e VS-12).

Por último, a câmara de combustão conta com uma válvula do tipo L (VL), que tem a finalidade de empurrar as partículas coletadas pelo ciclone em direção à zona inferior do *riser*, e desta maneira, obrigar uma nova passagem delas pela coluna de fluidização. Este dispositivo é formado pela região vertical inferior do *downcomer* e uma porção de 310 mm de tubulação horizontal que se une com o módulo *LF-1*. Os sólidos que se acumulam na válvula L formam um leito de partículas que escoam pela adição de ar na perna vertical. O tubo de 11 mm de diâmetro interno por onde ingressa o ar localiza-se a 150 mm acima do eixo longitudinal da tubulação horizontal. Na região da válvula L, o termopar TK-11 e a tomada VS-13 são utilizados para medir o valor da temperatura e da pressão estática do escoamento gás-sólido, respectivamente. Na Figura 3-7 é mostrada a válvula L utilizada no equipamento de combustão.

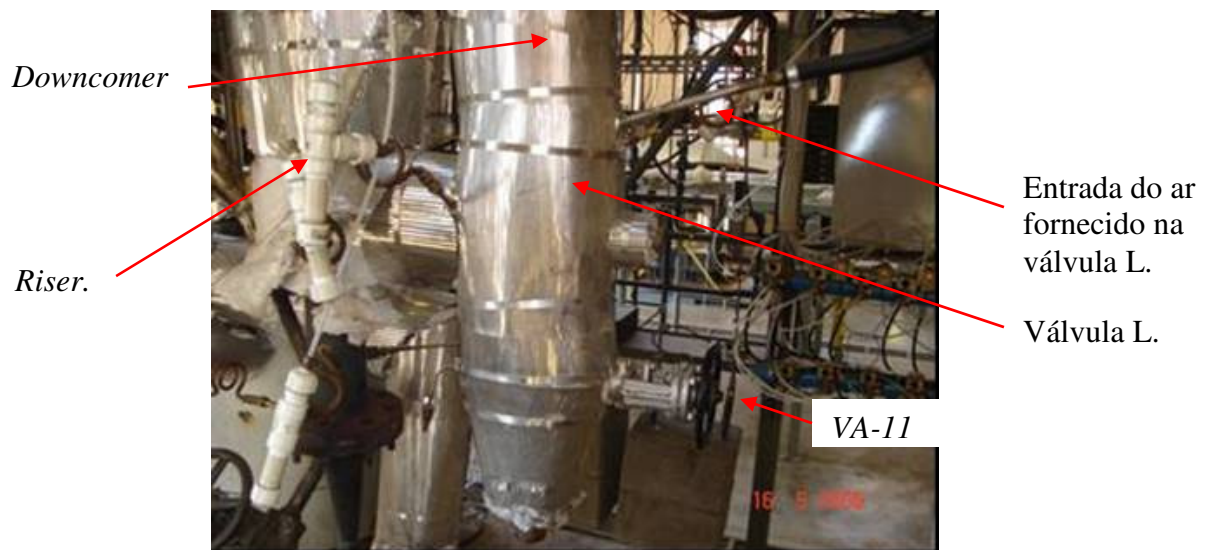


Figura 3-7 Válvula L do sistema de combustão com leito fluidizado rápido.

Sistema de pré-aquecimento do combustor: A ignição do carvão mineral na coluna de fluidização acontece com ajuda de um sistema de pré-aquecimento do ar primário de combustão. Este ar, alimentado na base do *riser*, é aquecido previamente por dois trocadores de calor

conectados em série, um deles utiliza resistência elétrica, e o outro, combustão de GLP. O aquecedor elétrico *AQ-1* tem uma potência de 10,3 kW e fornece ar até uma temperatura de 200°C, a qual é medida pelo termopar tipo K *TK-0* e mantida nesse nível por um controlador da marca CONTEMP, modelo PXV-4. O ar que sai do aquecedor *AQ-1* passa posteriormente pelo aquecedor *AQ-2*, onde é liberado a uma temperatura máxima de 670°C. Esta temperatura é medida pelo termopar tipo K *TK-1* e é controlada manualmente pela regulagem da potência de um queimador a GLP posicionado na tampa superior do aquecedor. O ar que alimenta o queimador é fornecido pelo soprador *SO-1*, sua vazão regulada pela válvula *VA-3* e medida pelo rotâmetro *ROT-2*. Por outro lado, a vazão do combustível gasoso é regulada pela válvula *VA-1* e medida pelo rotâmetro *ROT-1*, da marca OMEL, modelo 4T7. Os gases de combustão do queimador são liberados à atmosfera através da chaminé *CH-1*, onde está posicionado um termopar tipo K (*TK-15*).

A partida do queimador a GLP é feita com um dispositivo de ignição automática, o qual produz a faísca na vela de ignição, controla uma válvula solenóide para a passagem do combustível gasoso e indica a presença de chama. O calor em excesso acumulado nas paredes do queimador e na tampa do aquecedor *AQ-2* é retirado através de camisas de água com vazão controlada na válvula *VA-2*. Na Figura 3-8 identificam-se os aquecedores *AQ-1* e *AQ-2*, enquanto que, na Figura 3-9, apresentam-se detalhes do queimador a GLP localizado na parte superior do aquecedor *AQ-2*.



Figura 3-8 Vista geral do aquecedor elétrico (*AQ-1*) e do aquecedor a GLP (*AQ-2*).

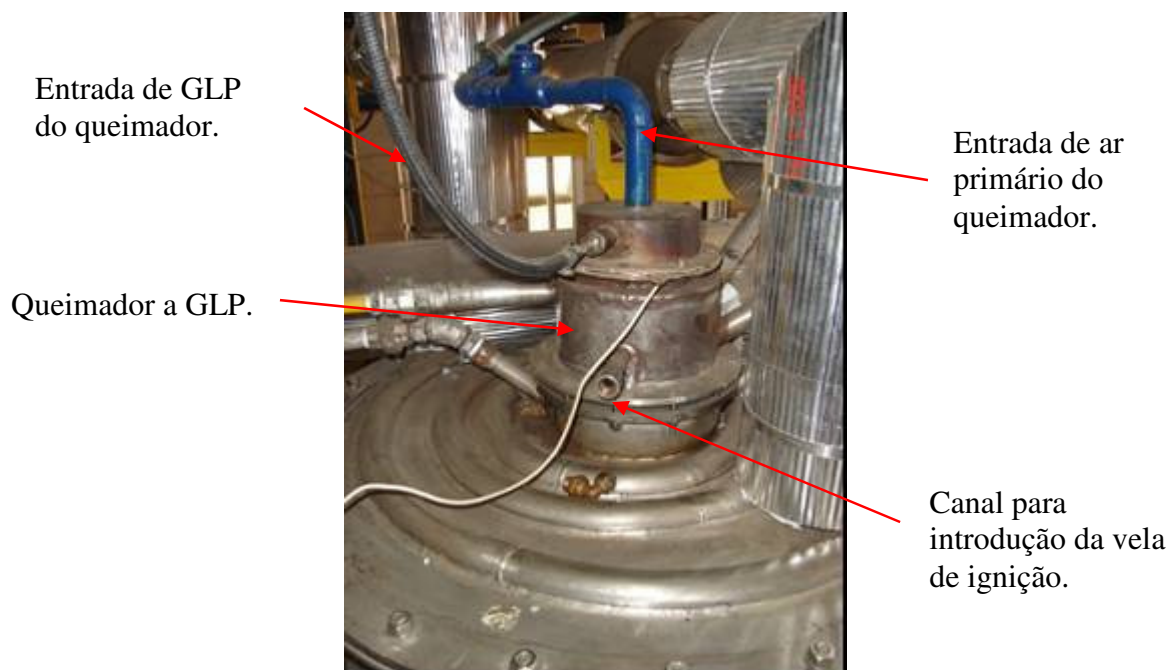


Figura 3-9 Identificação do queimador a GLP do aquecedor AQ-2.

Sistema de fornecimento da mistura combustível: A combinação das partículas de carvão mineral e do absorvente utilizado para capturar SO_2 no gás de combustão constitui, daqui em diante, a denominada mistura combustível. Esta mistura é armazenada no silo *SI-1*, de seção transversal cilíndrica e volume total de aproximadamente $0,165 \text{ m}^3$. O silo descansa na balança digital *BA*, da marca TOLEDO, modelo 8132, que possibilita a indicação regressiva da massa após o procedimento de tara. A boca inferior do silo é conectada a um alimentador do tipo rosca sem-fim de passo constante, que é acionado por um motor de 1,5 HP com redutor de velocidade, da marca SUMITOMO, modelo TC-EX. As rotações do motor são controladas por um inversor de frequência marca WEG, modelo CFW-07, com o qual, consegue-se regular a descarga da mistura combustível fornecida à coluna de fluidização. Os sólidos transportados pela rosca sem-fim escoam por gravidade através de uma mangueira de uma polegada de diâmetro nominal e ingressam na boca superior de um injetor do tipo pneumático, cujo eixo longitudinal está inclinado 30° com relação à vertical. A zona inferior do injetor de sólidos está coberta por uma camisa de água de 300 mm de comprimento e 50 mm de diâmetro interno, por onde passa água com vazão controlada pela válvula *VA-15*. O ar utilizado tem vazão regulada e medida pela válvula *VA-14* e pelo rotâmetro *ROT-3*, respectivamente. Uma vista do sistema de fornecimento da mistura combustível é apresentada na Figura 3-10.

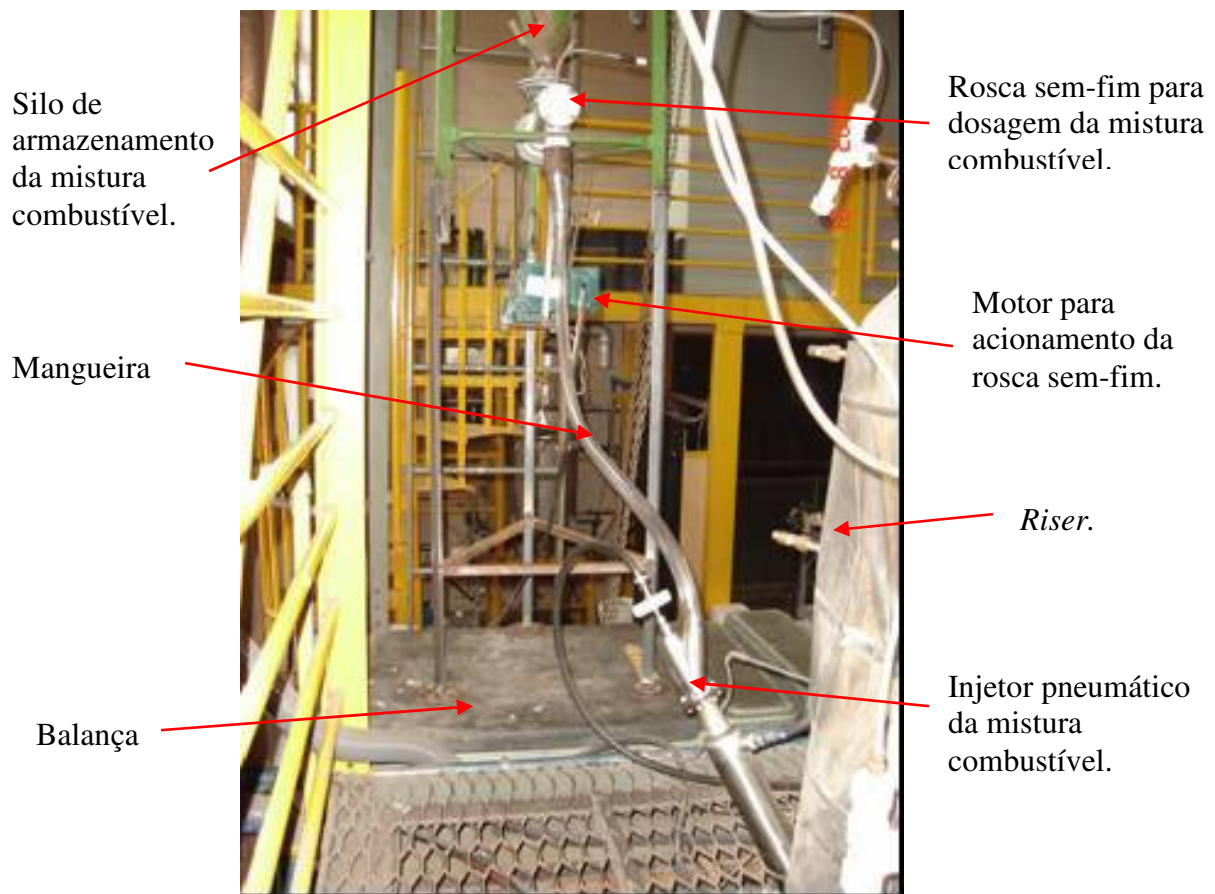


Figura 3-10 Vista do sistema de fornecimento de sólidos na coluna de fluidização.

Sistema de fornecimento do ar de combustão e fluidização: O ar utilizado no processo de combustão é composto por três parcelas, as quais são alimentadas em diferentes pontos do combustor. A porção mais importante, que garante velocidades superficiais de fluidização suficientemente elevadas, ingressa pelo cone localizado na base do *riser*. Ela procede do compressor tipo Roots *CO-1*, marca OMEL e modelo SRE-0831, que é movimentado por um motor de 30 HP com rotação de eixo regulada por inversor de frequência da marca WEG, modelo CFW-09. A vazão do ar é controlada pela válvula *VA-6* e medida pela placa de orifício *PO-2*, esta última, posicionada na tubulação de saída do aquecedor *AQ-2*. A placa é construída em aço inoxidável AISI 304, tem 3 mm de espessura, 82 mm de diâmetro externo e 25,1 mm de diâmetro de orifício. A queda de pressão do ar na placa de orifício e a sua pressão a montante é quantificada por dois manômetros do tipo U, preenchidos com água e mercúrio, respectivamente. A temperatura do ar na linha é registrada pelo termopar tipo K *TK-1*.

Outra porção de ar entra na coluna de fluidização pelo injetor pneumático do sólido combustível. Este ar é movimentado pelo compressor *CO-2*, do tipo pistão de dois estágios, marca SCHULZ e modelo MSV-40-AS/380. A sua pressão manométrica é regulada pela válvula *VRP-2*, e medida por um transdutor de pressão diferencial, da marca ROUSEMOUNT, série 0891357. O termopar *TJ-2* mede a temperatura do ar escoando na linha, enquanto que, como mencionado anteriormente, a válvula *VA-14*, e o rotâmetro *ROT-3* regulam e quantificam sua vazão, respectivamente.

A última parcela do ar de combustão corresponde à fornecida na válvula L. Ela também procede do compressor *CO-2* é a de menor importância em magnitude. A sua pressão manométrica é regulada pela válvula *VRP-3*, e medida pelo mesmo transdutor de pressão diferencial do ar alimentado no injetor pneumático de sólidos. O termopar *TJ-3* utiliza-se para medir a temperatura do gás, enquanto que, a válvula *VA-10* e o *ROT-4*, para regular e quantificar sua vazão, respectivamente.

Sistema de resfriamento dos gases de combustão: Na tubulação dos gases de exaustão, que são liberados pelo ciclone, o combustor possui um conjunto de doze trocadores de calor posicionados em série, que tem a finalidade de diminuir a temperatura do fluido e, dessa forma, proteger os filtros do coletor de partículas *SP-2*. Nos trocadores de calor passa água procedente de uma torre de resfriamento da marca HIDROTÉRMICA, que opera com bomba centrífuga de 1,5 HP de potência. O *manifold* (*MA-1*), que possui o termopar tipo J *TJ-4*, distribui a água nos trocadores de calor, enquanto que, o *manifold* (*MA-2*), que possui o termopar tipo J *TJ-5*, recebe o líquido que irá retornar para a torre de resfriamento.

A vazão total da água que passa pelos trocadores de calor pode ser medida com uma placa de orifício *PO-3*, de 3 mm de espessura, 120 mm de diâmetro externo e 40 mm de diâmetro de orifício. No caso, a queda de pressão do fluido na placa de orifício e a sua pressão a montante são quantificadas separadamente através de dois manômetros do tipo U. A temperatura do gás de combustão na entrada e na saída do sistema de resfriamento pode ser registrada pelos termopares tipo K *TK-12* e *TK-13*, respectivamente. Na Figura 3-11 mostra-se uma parte do conjunto dos trocadores de calor e a torre de resfriamento do sistema.



Figura 3-11 Vista dos trocadores de calor na linha de exaustão e da torre de resfriamento.

Sistema de remoção das cinzas finas ou volantes de combustão: As cinzas e outras partículas que o ciclone não consegue reter durante a queima da mistura combustível, e que na sequência atravessam o sistema de resfriamento de gases de combustão, são coletadas por um filtro de mangas de jato pulsante (*SP-2*), da marca MIKROPUL-DUCON, modelo 9R-4100EX91022. O separador de partículas possui um conjunto de nove filtros, abrangendo uma área total externa para contato de $3,4 \text{ m}^2$. O ar do jato pulsante, utilizado para a limpeza dos filtros do separador durante sua operação, procede de um compressor de tipo pistão, localizado num local externo ao laboratório ProTEA. O período dos pulsos é regulado manualmente e controlado por um dispositivo eletrônico.

Um exaustor de tiragem induzida (*SO-2*), acionado pelo motor *MO-3*, é posicionado na parte superior do filtro de mangas a fim de diminuir a pressão estática na câmara de reação e, dessa forma, facilitar a alimentação da mistura combustível na zona baixa do *riser*.

As cinzas e outras partículas que são descarregadas pela parte inferior do filtro de mangas são coletadas num recipiente cilíndrico construído em aço-carbono, com volume aproximado de $0,1 \text{ m}^3$. Na boca do recipiente aloja-se uma junta de borracha bastante macia para facilitar a vedação durante o contato com o filtro de mangas; esta vedação é realizada com ajuda de um macaco hidráulico de até duas toneladas de capacidade atuante na base do recipiente. Na Figura 3-12 visualiza-se o separador de partículas finas junto com o recipiente de coleta.

Filtro de mangas.



Recipiente de coleta das cinzas finas.

Figura 3-12. Filtro de mangas para coleta das partículas finas do processo.

Sistema analisador dos gases de combustão: Este sistema consiste da linha de amostragem de gás esquematizada na Figura 3-13, assim como, de um conjunto de analisadores de leitura direta para determinação da concentração de monóxido de carbono (CO), óxidos de nitrogênio (NO_x) e oxigênio (O₂).

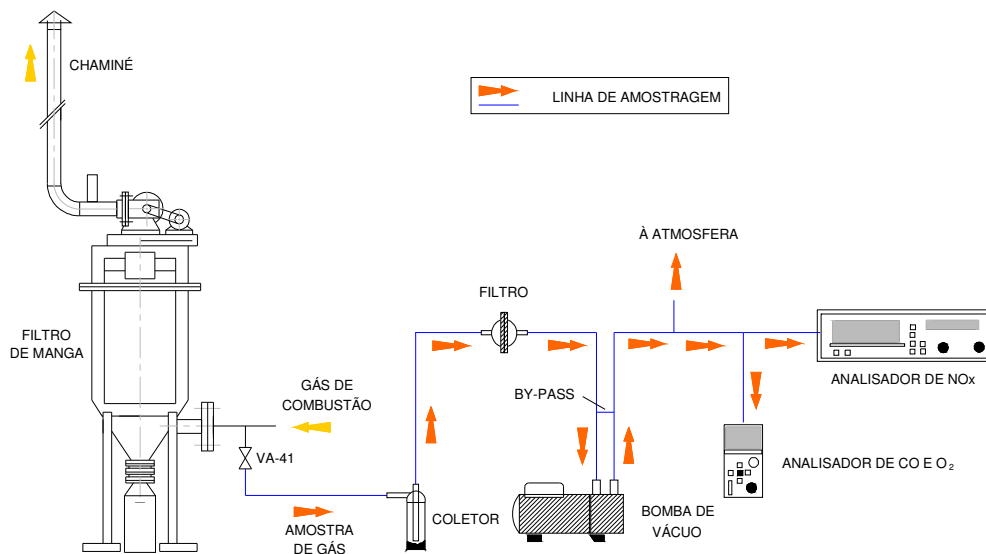


Figura 3-13 Esquema da montagem da linha de amostragem do gás de combustão.

O ponto de coleta do gás de combustão fica na saída da válvula VA-41, localizada a 210 mm da entrada do filtro de mangas. A partir daí, o gás amostrado é transportado por uma mangueira de plástico transparente de 6 mm de diâmetro interno e de aproximadamente 6.200 mm de comprimento até um coletor de partículas que faz uma primeira limpeza do gás. Posteriormente, o gás passa por um filtro de fibra de vidro da marca ENERGÉTICA, modelo E100, com poder de retenção de 99,9% para partículas de aerossol com diâmetro maior que 0,3 μm . O gás, praticamente livre de partículas é puxado por uma bomba de vácuo da marca GAST, modelo 0523-101Q, e finalmente enviado aos analisadores do gás de combustão. Nesta última parte da linha de amostragem existe um circuito de *by-pass* e uma derivação para a atmosfera, a fim de diminuir a vazão de gás amostrado, proteger os analisadores da pressão excessiva do gás na saída da bomba de vácuo e permitir a sucção permanente de amostra de gás requerida pelo analisador de NO_x, de operação contínua.

Um analisador do tipo semi-contínuo da marca TESTO, modelo 325-M, foi utilizado para determinar a concentração volumétrica de CO e O₂ no gás de combustão. O instrumento dispõe de duas células eletroquímicas para efetuar a medição destes componentes. Um analisador do tipo contínuo da marca HORIBA, modelo ENDA-1400, que usa o princípio de detecção por infravermelho não-dispersivo, foi utilizado para quantificar a concentração de NO_x no gás de combustão. Este analisador possui um sistema de calibração semi-automático com controle de ajuste periódico.

Sistema de aquisição de dados: O combustor conta com dois *data-loggers* de oito canais cada um, da marca NOVUS, que recebe o sinal do termopar TK-1 localizado no duto do ar de fluidização, assim como, dos termopares da câmara de reação (TK-2 até TK-11). Adicionalmente, usa-se um canal com sinal de 4 a 20 mA para o registro da concentração de NO_x medida pelo analisador HORIBA.

O *software* Field-logger, versão 1.53, também da marca NOVUS, é utilizado para a visualização *on-line* e gravação dos dados monitorados durante a operação do combustor. Os sinais que saem dos *data-loggers* passam por um conversor USB-i485 antes de serem recebidos por um computador com processador AMD Athlon, 256 MB RAM.

3.1.2 Reformas e adequação dos componentes do combustor

Previamente a esta pesquisa, o combustor foi utilizado com sucesso na queima de xisto. No entanto, diversos problemas foram identificados durante os testes preliminares com carvão mineral. Para resolvê-los e para permitir a inclusão do estudo das emissões de mercúrio, várias reformas e adequações foram necessárias. Entre as reformas realizadas, quatro delas mereceram destaque pela dedicação requerida e pelo consumo de recursos. Estas atividades são apresentadas a seguir.

Reformas no aquecedor a GLP: Os trabalhos realizados no aquecedor *AQ-2* do combustor focaram-se principalmente na melhoria das condições operacionais do queimador a GLP, visando a durabilidade dos componentes deste equipamento e a obtenção das potências térmicas requeridas para lograr a auto-ignição da mistura combustível num período de tempo razoável. Ainda, foi proposta uma solução para o problema das deformações acontecidas na tampa superior do aquecedor pela presença de esforços térmicos. Assim, a primeira tarefa consistiu na elaboração de um novo projeto mecânico do sistema de resfriamento do aquecedor, bem como, no ajuste das respectivas vazões de água. A segunda foi a determinação das descargas apropriadas de GLP e de ar primário que deveriam ser utilizadas no queimador, tanto para o instante da ignição, quanto para o período da combustão; e a terceira consistiu na implantação de mudanças na configuração da vela de ignição, com o propósito de evitar a sua deterioração precoce.

As reformas na tampa superior do aquecedor *AQ-2* incluíram o posicionamento de uma peça cilíndrica de material refratário (óxido de alumina) na zona de formação da chama, a fim de evitar o contato direto dela com as paredes metálicas do equipamento. Esta peça tem um diâmetro externo de 173 mm, espessura de 20 mm e comprimento de 150 mm, sendo suportada por outra peça cilíndrica construída com chapa de aço inoxidável AISI 316L de 3,2 mm de espessura. Adicionalmente, uma camisa de água foi construída no lugar para refrigerar pelo lado externo as duas peças citadas. Na superfície da tampa do aquecedor foi construído outro trocador de calor, constituído por uma tubulação com meia seção transversal e de uma polegada de diâmetro nominal. Este trocador de calor tem forma de espiral e abrange praticamente toda a região da

tampa. Uma vista da parte superior do aquecedor a GLP com a configuração antiga e após reformas apresenta-se na Figura 3-14.



Figura 3-14 Vista da tampa do sistema de pré-aquecimento a GLP.

(a) configuração antiga; (b) configuração após reformas.

Posteriormente, testes com o queimador aberto à atmosfera foram realizados a fim de determinar as descargas de GLP e de ar primário para uma ignição segura, presença de chama de cor azul e uma combustão sustentada na condição de potência máxima (definida neste caso pela maior vazão possível do combustível gasoso). Na Tabela 3.1 apresentam-se o valores das descargas obtidas em cada condição operacional.

Tabela 3-1. Descargas de combustível e de ar primário utilizadas no queimador a GLP.

Condição operacional do queimador	GLP		Ar primário	
	Leitura na escala do rotâmetro (l/h) ⁽¹⁾	Descarga (kg/h)	Leitura na escala do rotâmetro (m ³ /h) ⁽¹⁾	Descarga (kg/h)
Ignição	800	2,3	30	47,8
Potência máxima	1.800	5,2	90	143,3

⁽¹⁾ Rotâmetro com escala calibrada a 101,3 kPa e 21 °C.

O valor da descarga de ar e de GLP apresentado na Tabela 3-1 foi determinado a partir da leitura da vazão indicada nos respectivos rotâmetros, corrigida posteriormente às condições reais do escoamento de acordo com a Eq. 3-1 (ISMAIL et al.,1998):

$$\dot{V}_g = \dot{V}_{g,cal} \cdot \sqrt{\frac{\rho_{g,cal}}{\rho_g}} \quad 3-1$$

onde, $\rho_{g,cal}$ representa a densidade do gás para o qual rotâmetro foi calibrado, e ρ_g , a densidade do gás nas condições de medição. Assumindo-se o modelo de gás ideal para o cálculo das densidades e considerando-se que em cada rotâmetro passa o mesmo fluido com o qual foi realizada a calibração, a Eq. 3-1 fica:

$$\dot{V}_g = \dot{V}_{g,cal} \cdot \sqrt{\frac{P_{g,cal} \cdot T_g}{T_{g,cal} \cdot P_g}} \quad 3-2$$

Posteriormente, o valor corrigido da vazão multiplica-se pela densidade respectiva do gás para determinar finalmente a descarga do fluido, conforme a Eq. 3-3:

$$\dot{m}_g = \dot{V}_g \cdot \rho_g \quad 3-3$$

O GLP utilizado no combustor corresponde a uma mistura aproximada de 50% de propano e 50% de butano em volume. Portanto, se a relação estequiométrica ar/combustível desta composição é de 15,5 quilos de ar por quilo de GLP, os resultados dos testes indicam que foram utilizados excessos de ar perto de 35% na partida do queimador e de 80% na condição de combustão com potência máxima.

Após a instalação do queimador a GLP no lugar definitivo de operação, foi preciso estabelecer o valor mínimo da vazão de água que deveria passar pelos trocadores de calor localizados na região de formação da chama e na tampa do aquecedor. Esta vazão de água foi regulada pela válvula VA-2 e fixada numa quantidade apenas suficiente para evitar a formação de

bolhas por evaporação no interior dos trocadores de calor. Para este propósito determinou-se uma vazão mínima aproximada de 8 L/min, medida com balde-relógio na tubulação de saída comum da água de refrigeração.

Finalmente, reformas na vela de ignição original também foram necessárias, devido à sua curta vida útil, observada durante testes preliminares. Apesar de ser construída com eletrodo em aço inoxidável, resistente a alta temperatura e revestida com material refratário, a ponta do eletrodo tendia a oxidar com rapidez e, o refratário, a quebrar pelas deformações provocadas por esforços térmicos no tubo canalizador metálico por onde a vela é inserida. Assim, a vela de ignição original, de posicionamento fixo e com ponta exposta permanentemente na região da chama, foi trocada por uma vela de ignição retrátil, acionada manualmente. Na hora da partida do queimador, a vela era inserida e posicionada no tubo canalizador para produzir a faísca de ignição do queimador a GLP e, após aproximadamente três segundos do início da chama, a peça era removida, e o tubo canalizador, fechado com um tampão. Com este procedimento, a vela de ignição não precisou mais ser trocada ou refeita.

Reformas no sistema de alimentação da mistura combustível: A alimentação bem sucedida da mistura combustível representou um dos maiores desafios deste estudo. Embora a configuração do alimentador anterior tivesse um rendimento suficiente para promover a queima de partículas de xisto nas pesquisas anteriores, era freqüente o entupimento da linha de alimentação nos primeiros testes realizados com misturas de carvão mineral e absorvente de SO₂. Uma análise da situação levou a acreditar que este fenômeno acontecia devido à baixa velocidade de escoamento das partículas da mistura combustível na descida pelo tubo de descarga, promovida pelo ingresso esporádico de gases quentes em contra-fluxo, procedentes do *riser*. Este fato aumentaria o tempo de residência dos sólidos no duto e, conseqüentemente, as chances para que as partículas mais finas aderem na superfície da parede, devido à presença umidade no local liberada durante a fase inicial de combustão.

As reformas realizadas no equipamento permitiram resolver este inconveniente e incluíram duas atividades principais. A primeira consistiu na elevação do silo e do ponto de entrada dos sólidos na coluna de fluidização, com o que se diminuiu a pressão estática no local de

alimentação da coluna e, portanto, o retorno de gases quentes pela linha de descarga. Nesta operação, os três pés do silo foram prolongados em 0,9 m com a adição de cantoneiras de aço-carbono soldadas na base de cada pé. Da mesma forma, foi anulado o antigo ponto de injeção dos sólidos, localizado a 40 mm da base do módulo *LF-1*, e posteriormente, aberto um novo local de fornecimento da mistura combustível a 30 mm acima da base do módulo *LF-2* da coluna de fluidização.

A segunda modificação envolveu o projeto, construção e instalação de um dispositivo adicional para o fornecimento de material sólido no novo ponto de alimentação do *riser*. Esta peça foi construída em aço inoxidável AISI 304 e concebida para operar pneumaticamente com injeção de ar procedente do compressor *CO-2*. Durante os testes preliminares e definitivos, o dispositivo mostrou robustez operacional, garantindo a alimentação ininterrupta da mistura combustível na faixa de descarga requerida e em todas as condições de combustão experimentadas para completar esta pesquisa. Nas Figuras 3-15 e 3-16 são apresentados uma vista e um esquema do dispositivo construído, respectivamente.



Figura 3-15 Vista do injetor pneumático da mistura combustível.

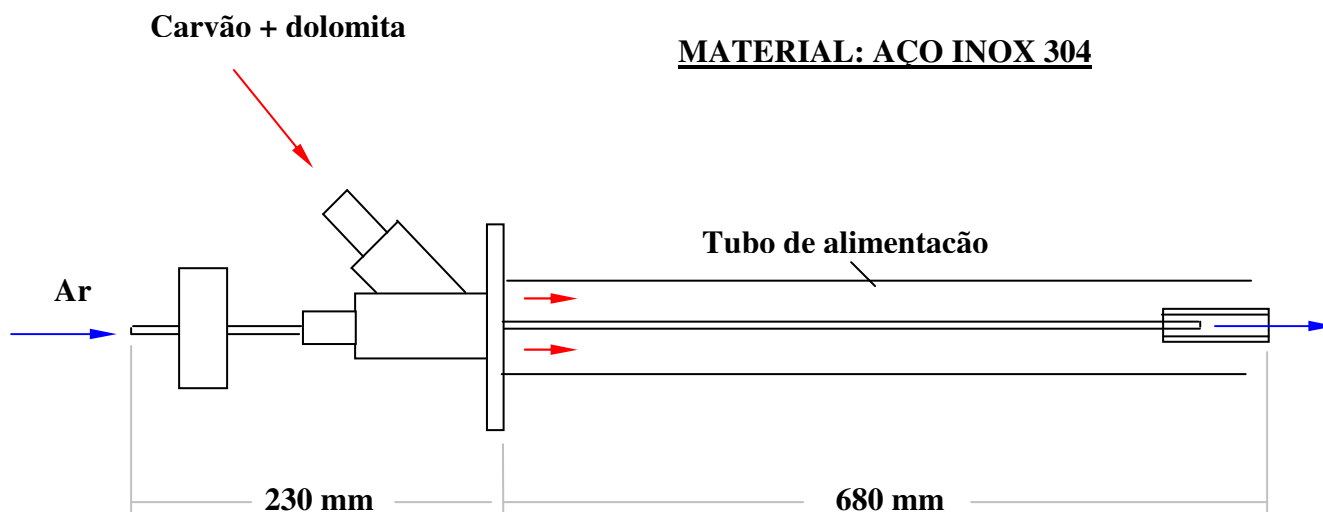


Figura 3-16 Esquema do injetor pneumático da mistura combustível.

Reconstrução do módulo *LF-1* da coluna de fluidização: Durante a realização dos testes preliminares de combustão foram detectadas deformações e furos de dimensões consideráveis na superfície externa do módulo *LF-1*, conforme ilustrado na Figura 3-17.

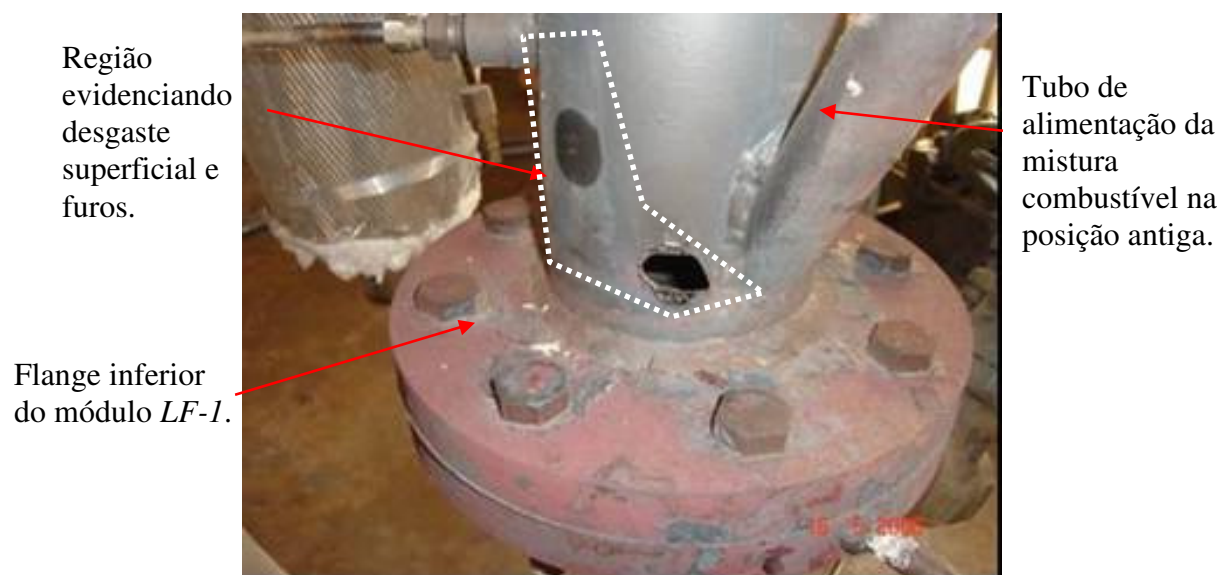


Figura 3-17 Defeitos observados na base da coluna de fluidização.

A aparição dos defeitos observados na região baixa do *riser* foi consequência do desgaste excessivo da parede do duto, provocado pelo contato das partículas do leito a altas temperaturas durante a vida útil do equipamento. Portanto, para garantir o correto funcionamento do sistema experimental nos testes definitivos de combustão, o módulo *LF-1* foi totalmente reconstruído com tubo de quatro polegadas de diâmetro nominal SCH 40 em aço inoxidável AISI 310, conservando a sua configuração geométrica e dimensões. Na Figura 3-18 mostra-se a zona da câmara de reação ainda sem a peça nova na posição correspondente.

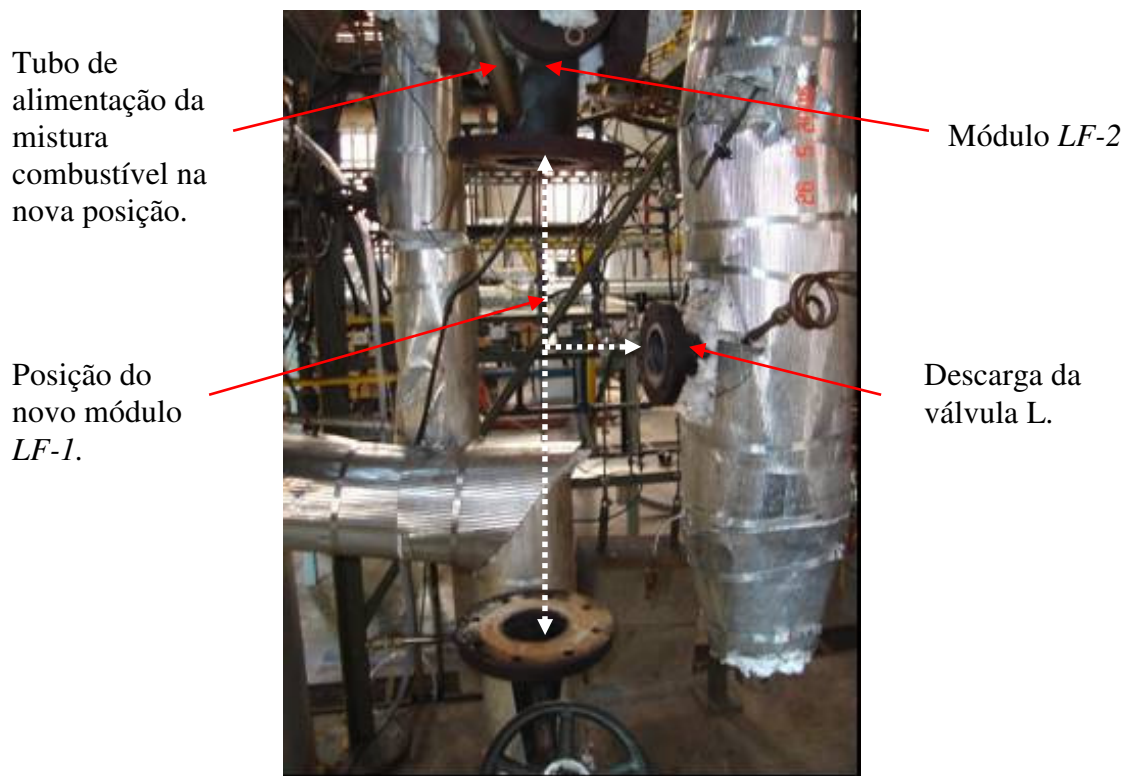


Figura 3-18 Coluna de fluidização sem o módulo *LF-1*.

Com a desmontagem do módulo *LF-1*, as juntas que estavam posicionadas nos flanges respectivos tiveram de ser substituídas, a fim de garantir a ausência de vazamentos de gás e partículas finas nas condições operacionais.

Construção de plataforma para amostragem de mercúrio na chaminé do combustor: A fim de determinar as emissões de mercúrio que eram liberadas para a atmosfera pelo processo, foi necessário construir uma plataforma externa ao prédio do laboratório ProTEA. Através desta estrutura foi possível ter acesso a trechos verticais suficientemente longos na chaminé do sistema experimental, o que permitiu a operação segura da sonda de amostragem de mercúrio (descrita no item 3.3), com base nas recomendações estabelecidas no método de medição. O acesso a esta plataforma é pelo lado interno ao prédio do laboratório, com o fim de evitar a passagem de pessoas perto de transformadores de alta potência localizados na parte externa às edificações. Na Figura 3-19 apresenta-se uma vista geral da plataforma construída.



Figura 3-19 Vista da plataforma construída para a medição de mercúrio na chaminé.

3.2 Características dos Materiais que Constituem o Leito Fluidizado Rápido

Nos testes de combustão, o leito fluidizado rápido é constituído por partículas de carvão mineral, absorvente de SO_2 e material inerte. As características destes sólidos apresentam-se a seguir.

3.2.1 Carvão mineral

O carvão mineral utilizado neste trabalho correspondeu ao tipo CE-4500, procedente da mina Esperança no Estado de Santa Catarina. Aproximadamente duas toneladas do combustível, moídas e ensacadas, foram fornecidas pela empresa CARBONÍFERA METROPOLITANA S/A. O material foi armazenado num ambiente externo ao laboratório ProTEA, suficientemente arejado, protegido contra umidade e luz do sol.

Para uso nos testes de combustão em leito fluidizado rápido, o carvão mineral precisou ser previamente peneirado, a fim de garantir o tamanho adequado das partículas com base em estudos disponíveis na literatura. Assim, escolheram-se somente as partículas menores que $3.360\ \mu\text{m}$, através de um classificador vibratório de escala industrial, da marca PRODUTEST, modelo 455, com peneira de abertura 6 da série Tyler.

A determinação da distribuição granulométrica das partículas selecionadas foi realizada no Laboratório Didático da Faculdade de Engenharia Mecânica, utilizando um classificador vibratório da marca PRODUTEST, modelo 2740, com capacidade para sete peneiras mais bandeja cega. Para a medição da massa retida em cada peneira utilizou-se uma balança digital da marca OHAUS, modelo GA200, com $0,0001\ \text{g}$ de resolução. Devido à falta de algumas das peneiras necessárias, não foi possível obedecer completamente à regra da raiz de dois sugerida pela norma ASTM-E-11 (1995); esta regra prevê que o diâmetro da abertura da malha da peneira superior tenha o dobro do diâmetro da abertura da malha imediatamente inferior, e assim sucessivamente. No procedimento, amostras de carvão mineral pesando menos de duzentos gramas foram classificadas durante dez minutos a uma amplitude de vibração de um milímetro. Estas condições foram escolhidas com base no estudo realizado por REIMÃO (2002). Na Tabela 3-2 apresentam-se o resultado da distribuição granulométrica, assim como, o valor do diâmetro médio de Sauter das partículas, calculado pela Eq. 3-4.

Tabela 3-2. Distribuição granulométrica e diâmetro médio do carvão mineral.

Peneira - Série Tyler	Abertura (μm)	Abertura média com relação à peneira superior (μm)	Fração mássica	Diâmetro médio de Sauter (μm)
7	2.830	3.095 ⁽¹⁾	0,0001	431
12	1.410	2.120	0,0128	
20	841	1.125,5	0,2409	
42	354	597,5	0,5279	
80	177	265,5	0,1592	
170	89	133	0,0475	
Bandeja	0	44,5	0,0116	

⁽¹⁾ Cálculo realizado considerando a peneira superior com abertura de 3.360 μm .

$$d_s = \frac{1}{\sum_{i=1} x_{s,i}^p / d_i^p} \quad 3-4$$

onde, $x_{s,i}^p$ representa a fração mássica das partículas retidas na peneira correspondente, e d_i^p , o tamanho da abertura média entre peneiras inferior e superior.

A densidade aparente das partículas de carvão mineral foi medida por picnometria no Laboratório de Engenharia Ambiental da Faculdade de Engenharia Química da UNICAMP. O valor médio de três amostras foi de 1.586 kg/m³. Com o resultado da densidade e do diâmetro médio obtidos nas análises, fica evidente que as partículas de combustível pertencem ao Grupo B da classificação apresentada por GELDART (1973).

A composição química do carvão mineral foi conhecida através de análises elementares realizadas em laboratórios do IPT e do Instituto de Química da UNICAMP. Embora existam dados disponíveis na literatura referentes à composição elementar do mesmo carvão aqui utilizado, análises correspondentes ao lote específico que seria consumido foram necessárias para melhorar a confiabilidade nos cálculos de combustão. Na Tabela 3-3 apresentam-se os resultados para o teor de carbono, hidrogênio, nitrogênio, oxigênio, enxofre, mercúrio e cloreto. Estes valores foram próximos ao obtidos por CRNKOVIC et al. (2004) para o mesmo carvão.

Tabela 3-3. Análise elementar do carvão mineral.

Elemento químico	Composição em massa ⁽¹⁾	Método ou técnica de análise
Carbono	52,0 %	ASTM D-5373
Hidrogênio	3,5 %	ASTM D-5373
Nitrogênio	1,1 %	ASTM D-5373
Oxigênio	7,9 %	ASTM D-3176
Enxofre	1,9 %	ASTM D-4239
Mercúrio	127,6 µg/kg (ppb)	Absorção atômica de vapor a frio
Cloreto	46,6 ppm	Cromatografia de íons

⁽¹⁾ Base seca.

A análise imediata e o poder calorífico inferior (PCI) do mesmo carvão mineral utilizado neste trabalho apresentam-se na Tabela 3-4.

Tabela 3-4. Análise imediata do carvão mineral (CRNKOVIC et al., 2004).

Parâmetro	Composição em massa
Carbono fixo	35,4 %
Material volátil	19,2 %
Umidade	0,8 %
Cinzas	44,5 %
PCI	19.580 kJ/kg

3.2.2 Absorvente de SO₂

Partículas de absorvente do SO₂ foram adicionadas ao combustor com o propósito principal de conhecer o seu efeito nas emissões de mercúrio e, simultaneamente, contribuir com a redução da concentração de dióxido de enxofre no gás liberado à atmosfera. No presente estudo utilizou-se partículas de calcário do tipo dolomítico (ou dolomita) como absorvente de SO₂. O material procede do município de Ipeúna/SP e foi fornecido pela empresa Calcário Bonança Ltda. Aproximadamente 700 kg do material, previamente moído e ensacado, foram armazenados no mesmo recinto do carvão mineral.

O teor do cálcio e do magnésio na dolomita foi determinado em laboratório particular, a partir de uma amostra de aproximadamente 200 g retirada do lote. Já o teor de mercúrio e cloreto foi determinado no Instituto de Química da UNICAMP. Os valores obtidos nestas análises apresentam-se na Tabela 3-5. Observa-se que a concentração de Hg na dolomita é aproximadamente 35% da contida no carvão mineral, possuindo também baixo teor de cloreto.

Tabela 3-5. Análise elementar da dolomita.

Elemento químico	Composição em massa
Cálcio	17,0 %
Magnésio	8,1 %
Mercúrio	43,3 µg/kg
Cloreto	< 30,8 ppm

Para seu uso no combustor, as partículas de dolomita armazenadas foram peneiradas previamente na malha 6 da série Tyler, a fim de selecionar somente as partículas menores que 3.360 µm. A determinação da distribuição granulométrica e do tamanho médio dos sólidos escolhidos foi realizada de igual forma como procedido para o carvão mineral, com os respectivos resultados apresentados na Tabela 3-6.

Tabela 3-6. Distribuição granulométrica e diâmetro médio da dolomita.

Peneira - Série Tyler	Abertura (µm)	Abertura média com relação à peneira superior (µm)	Fração mássica	Diâmetro médio de Sauter (µm)
7	2.830	3.095 ⁽¹⁾	0,0000	111
12	1.410	2.120	0,0278	
20	841	1.125,5	0,0985	
42	354	597,5	0,2289	
80	177	265,5	0,1838	
170	89	133	0,1608	
325	45	67	0,2278	
Bandeja	0	22,5	0,0724	

⁽¹⁾ Calculado realizado considerando a peneira superior com abertura de 3.360 µm.

Por outro lado, a densidade aparente das partículas de absorvente foi conhecida por picnometria, obtendo-se o valor médio de 1.203 kg/m³. As partículas de dolomita pertencem ao grupo B de GELDART (1973), mesmo grupo que o carvão mineral.

3.2.3 Material inerte

Com o propósito de facilitar a partida do processo de combustão do carvão mineral, areia industrial do tipo quartzosa foi utilizada como material inerte no leito fluidizado rápido. Durante a fase de aquecimento do combustor, estas partículas de areia são introduzidas antes da mistura combustível para promover uma troca de calor mais uniforme entre o escoamento gás-sólido e as superfícies da câmara de combustão, e dessa forma, diminuir as chances da presença de zonas frias que dificultem a ignição do carvão mineral. Com a adição das partículas de areia obriga-se também à circulação de partículas em sentido descendente pelo *downcomer* após acionamento da válvula L, condição necessária para o correto funcionamento do ciclone localizado no combustor.

A areia utilizada neste estudo foi AG-40/50, procedente do município de Analândia/SP, e fornecida em sacos de 40 kg pela empresa Mineração Jundú Ltda. A distribuição granulométrica do material e o seu diâmetro médio de Sauter são apresentados na Tabela 3-7.

Tabela 3-7. Distribuição granulométrica e diâmetro médio do material inerte.

Peneira - Série Tyler	Abertura (μm)	Abertura média com relação à peneira superior (μm)	Fração mássica	Diâmetro médio de Sauter (μm)
20	841	1.260,5 ⁽¹⁾	0,0008	353
35	420	630,5	0,3748	
65	212	316	0,5716	
150	105	158,5	0,0462	
270	53	79	0,0048	
Bandeja	0	26,5	0,0020	

⁽¹⁾ Calculado realizado considerando a peneira superior com abertura de 1.680 μm .

A densidade aparente das partículas de areia, determinada por picnometria, teve o valor médio de 2.680 kg/m³ e, portanto, elas também pertencem ao grupo B de GELDART (1973).

3.3 Projeto, Construção e Adequação do Amostrador de Mercúrio.

Um amostrador em escala de laboratório, com capacidade para coletar mercúrio contido em amostras sólidas, líquidas e gasosas, foi utilizado neste trabalho para quantificar as emissões do poluente na chaminé do combustor. O equipamento foi projetado, construído e montado no DETF, com base nas exigências do método ASTM-D6784 (2002)-*Ontario Hydro*, porém, introduzindo algumas modificações que foram implementadas em virtude das condições específicas da amostragem.

3.3.1 Princípio operacional

O amostrador foi desenvolvido para operar sob o princípio isocinético, com o qual, a quantificação das emissões de mercúrio atribuídas às partículas sólidas e líquidas presentes no gás de combustão torna-se representativa. Na Figura 3-20 ilustram-se os componentes do sistema de amostragem requerido para a coleta do mercúrio através deste princípio.

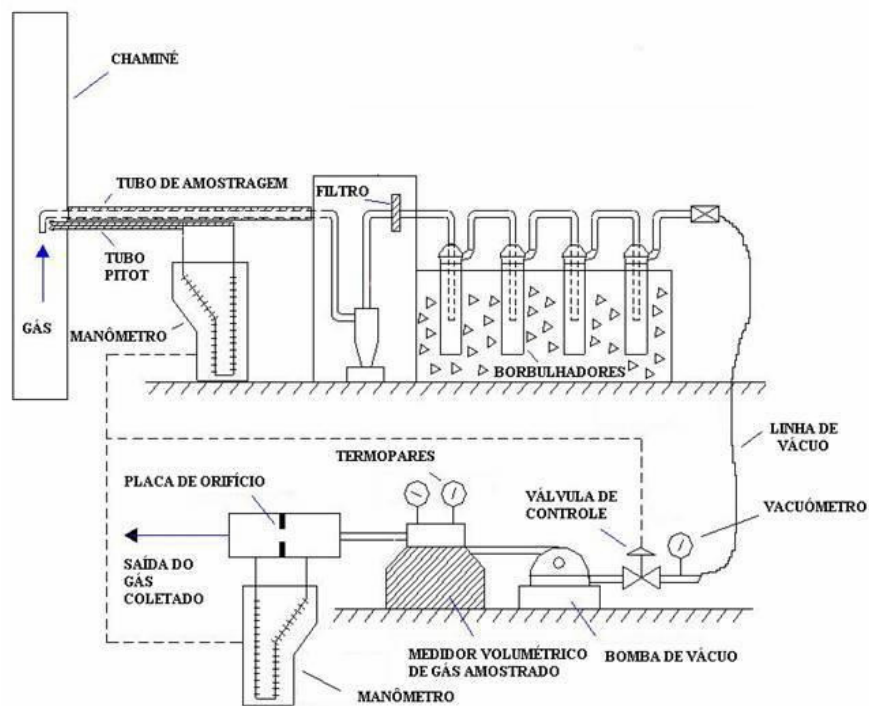


Figura 3-20 Esquema utilizado para a coleta isocinética de mercúrio no gás de combustão.

Inicialmente, o gás de combustão que atravessa a chaminé ingressa no amostrador por uma boquilha de diâmetro conhecido, inserida pela lateral do duto. No local, utiliza-se também um tubo pitot conectado a um manômetro inclinado e um termopar para determinar a velocidade e a temperatura do escoamento na chaminé. Posteriormente, a amostra passa por um tubo horizontal, um mini-ciclone (opcional) e um filtro de baixa porosidade, todos normalmente aquecidos a 120°C para evitar condensação. Seguidamente, a amostra livre de partículas atravessa um conjunto de borbulhadores enchidos com soluções reagentes. Estes frascos são mantidos num banho de gelo para tirar a umidade e absorver o mercúrio gasoso. O último borbulhador, que é preenchido com sílica-gel para secar completamente o gás coletado, conecta com uma tubulação que transporta a amostra até uma bomba de vácuo, em cuja saída, localiza-se um medidor volumétrico de gás. Antes de ser despejado à atmosfera, o fluido atravessa uma placa de orifício com tomadas de pressão ligadas a outro manômetro, a fim de permitir o controle da velocidade do gás na entrada da boquilha.

Com a válvula de controle instalada na montagem regula-se a vazão do gás amostrado para que a velocidade do gás na entrada da boquilha fique igual à velocidade do gás de combustão na chaminé. Na prática, isto é garantido através da introdução de um fator σ , de tal forma que:

$$\Delta P_{g,po} = \sigma \cdot P_{v_{g,ch}} \quad 3-5$$

onde, $\Delta P_{g,po}$ representa a queda de pressão na placa de orifício e, $P_{v_{g,ch}}$, a pressão dinâmica do escoamento na chaminé. Na equação anterior, o valor de σ pode determinar-se a partir da própria definição de isocinetismo:

$$U_{g,n}^{o,d} = U_{g,ch}^{o,d} \quad 3-6$$

onde, $U_{g,n}^{o,d}$ e $U_{g,ch}^{o,d}$ representam, respectivamente, a velocidade do gás de combustão na boquilha do amostrador e na chaminé, ambas referidas em base seca e na condição normal de temperatura e pressão (273K e 101,3 kPa). Na presença de umidade no escoamento gasoso, a equação anterior transforma-se em:

$$U_{g,n}^o = U_{g,ch}^o (1 - B_{g,m}) \quad 3-7$$

na qual, $B_{g,m}$ é a fração de umidade no gás amostrado. Na Eq. 3-7, $U_{g,n}^{o,d}$ foi substituído diretamente por $U_{g,n}^o$, pois, a amostra passa por uma etapa prévia de retenção de umidade nos borbulhadores e no leito de sílica-gel antes de atravessar o medidor volumétrico de gás e a placa de orifício.

Por outro lado, da equação de Bernoulli aplicada a um tubo pitot não padrão, obtém-se a velocidade do gás na condição real de temperatura e pressão na chaminé:

$$U_{g,ch} = Cp \cdot \sqrt{\frac{2 \cdot Pv_{g,ch}}{\rho_{g,ch}}} \quad 3-8$$

onde, Cp é o coeficiente do tubo pitot e, $\rho_{g,ch}$, a densidade do gás. Incluindo-se o modelo de gás ideal para o cálculo da densidade do fluido, a Eq. 3-8 fica:

$$U_{g,ch} = Cp \cdot \sqrt{\frac{2 \cdot Pv_{g,ch} \cdot Ru \cdot T_{g,ch}}{P_{g,ch} \cdot M_g^w}} \quad 3-9$$

na qual, Ru é a constante universal dos gases, $P_{g,ch}$ e $T_{g,ch}$, a pressão e temperatura absoluta do gás na chaminé, e M_g^w , a massa molar do gás amostrado úmido. Se Pv está medido em milímetros de água, $P_{g,ch}$ em Pascal e $T_{g,ch}$ em Kelvin, obtém-se a mesma expressão sugerida pelo método U.S. E.P.A. n.2 (2006), para o cálculo da velocidade de gases em dutos:

$$U_{g,ch} = Z \cdot Cp \cdot \sqrt{\frac{Pv_{g,ch} \cdot T_{g,ch}}{P_{g,ch} \cdot M_g^w}} \quad 3-10$$

com Z sendo igual a $403,68 \text{ m.s}^{-1} \cdot (\text{Pa.kg.mmH}_2\text{O}^{-1} \cdot \text{kmol}^{-1} \cdot \text{K}^{-1})^{1/2}$.

A velocidade do fluido que atravessa a chaminé em condição normal de temperatura e pressão pode ser calculada em função das condições reais do gás no duto, através do modelo de gás ideal. Assim,

$$U_{g,ch}^o = f^o \cdot \left(\frac{P_{g,ch}}{T_{g,ch}} \right) U_{g,ch} \quad 3-11$$

onde, f^o é uma constante com valor igual à razão entre a temperatura e a pressão na condição normal ($2,696 \times 10^{-3} \text{ K.Pa}^{-1}$). Portanto, substituindo as Eqs. 3-10 e 3-11, na Eq. 3-7, obtém-se:

$$U_{g,n}^o = Z.Cp.f^o.(1 - B_{g,m}) \sqrt{\frac{P_{v,g,ch}.P_{g,ch}}{T_{g,ch}.M_g^w}} \quad 3-12$$

Analogamente à expressão da Eq. 3-11, tem-se que:

$$U_{g,n}^o = f^o \cdot \left(\frac{P_{g,m}}{T_{g,m}} \right) U_{g,n} \quad 3-13$$

sendo $P_{g,m}$ e $T_{g,m}$ a pressão e a temperatura absoluta do gás no medidor volumétrico, respectivamente. Substituindo-se a Eq. 3-13 na Eq. 3-12, e com:

$$U_{g,n} = \frac{4.\dot{V}_{g,m}}{\pi.d_n^2} \quad 3-14$$

obtém-se,

$$\dot{V}_{g,m} = \frac{\pi.d_n^2.Z.Cp.(1 - B_{g,m})T_{g,m}}{4.P_{g,m}} \sqrt{\frac{P_{v,g,ch}.P_{g,ch}}{T_{g,ch}.M_g^w}} \quad 3-15$$

onde $\dot{V}_{g,m}$ representa a vazão de gás coletada pelo amostrador. De acordo com ISMAIL et al. (1998), numa placa de orifício, essa mesma vazão pode determinar-se a partir da expressão:

$$\dot{V}_{g,m} = \kappa \cdot \sqrt{\frac{T_{g,po} \cdot \Delta P_{g,po}}{P_{g,po} \cdot M_g}} \quad 3-16$$

onde κ é o coeficiente da placa de orifício, M_g , a massa molar do gás coletado, $P_{g,po}$, a pressão absoluta do gás a montante, $T_{g,po}$, a temperatura do gás a jusante, e $\Delta P_{g,po}$, a pressão diferencial na placa de orifício. No amostrador isocinético, o ponto de saída do medidor volumétrico de gás seco corresponde ao ponto a montante da placa de orifício. Assim, pode-se considerar $P_{g,m} = P_{g,po}$.

Finalmente, substituindo a Eq. 3-16 na Eq. 3-15, obtém-se a relação entre a pressão de velocidade do gás de combustão na chaminé e a queda de pressão na placa de orifício do amostrador:

$$\Delta P_{g,po} = \left[\frac{(\pi \cdot Z \cdot Cp)^2 \cdot d_n^4 \cdot (1 - B_{g,m})^2}{16 \cdot \kappa^2} \cdot \frac{M_g^d}{M_g^w} \cdot \frac{T_{g,m}^2}{(T_{g,ch} \cdot T_{g,po})} \cdot \frac{P_{g,ch}}{P_{g,po}} \right] \cdot P_{v_{g,ch}} \quad 3-17$$

Com isso, da Eq. 3-5 resulta:

$$\sigma = \frac{(\pi \cdot Z \cdot Cp)^2 \cdot d_n^4 \cdot (1 - B_{g,m})^2}{16 \cdot \kappa^2} \cdot \frac{M_g^d}{M_g^w} \cdot \frac{T_{g,m}^2}{(T_{g,ch} \cdot T_{g,po})} \cdot \frac{P_{g,ch}}{P_{g,po}} \quad 3-18$$

A forma como cada uma das variáveis desta equação é determinada ou utilizada durante a amostragem isocinética é descrita posteriormente, nos itens 3.3.3 e 3.8.3.

3.3.2 Descrição dos componentes e detalhes construtivos

O amostrador isocinético foi inicialmente projetado com a intenção de determinar as emissões de mercúrio total no gás de combustão a partir das três formas conhecidas do poluente. Porém, devido a limitações técnicas para seguir rigorosamente o procedimento exigido no método OH, entre elas, a falta de um sistema de aquecimento na região do filtro de partículas do

amostrador, optou-se por uma alternativa equivalente para o cálculo do mercúrio total a partir da determinação de somente duas parcelas: o mercúrio total contido nas partículas finas retidas pelo filtro do amostrador e o mercúrio total livre de partículas absorvido nos reagentes dos borbulhadores.

O projeto incluiu o desenvolvimento dos três componentes principais de um amostrador isocinético: trem de amostragem, bancada de operação e tubo pitot.

Trem de amostragem: O trem teve a finalidade de coletar a amostra do gás de combustão e, posteriormente, capturar o mercúrio nele contido. Ele foi instalado na mesma plataforma de amostragem, visando minimizar o percurso do gás até os dispositivos que finalmente capturam o poluente. O trem de amostragem é composto pelas seguintes peças principais: boquilha, tubo de amostragem, filtro e porta-filtro, caixa fria e linha de vácuo.

A boquilha do amostrador foi construída em vidro borossilicato no Instituto de Física da UNICAMP. A configuração geométrica desta peça é similar à exigida no método U.S. E.P.A. n.5 (2006) para coleta isocinética de material particulado em dutos. Para este trabalho e outros a serem realizados no futuro, boquilhas com diâmetro interno de 4, 6 e 9 mm foram construídas a fim de possibilitar a coleta isocinética numa ampla faixa de velocidades do gás de combustão na chaminé.

A forma típica de uma boquilha é apresentada na Figura 3-21. No extremo direito, ela conecta com o tubo de amostragem através de uma união tipo esfera para facilitar a sua instalação.

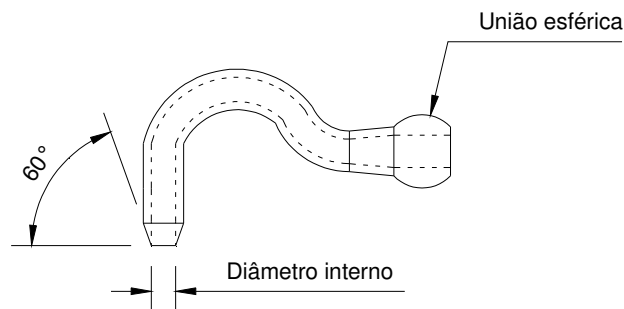


Figura 3-21 Forma da boquilha utilizada na amostragem isocinética.

O tubo de amostragem foi construído em vidro borossilicato no Instituto de Física da UNICAMP. Ele tem 9 mm de diâmetro interno e 200 mm de comprimento. A parte externa deste tubo foi coberta com isolante térmico de hidrossilicato de cálcio de 15 mm de espessura a fim de evitar perdas de calor para o ambiente. Entre a parede externa do tubo e o isolamento, tentou-se instalar uma resistência tubular de 200 W para manter aquecido o gás amostrado numa temperatura acima de 120°C, como sugerido pelo método OH. Porém, o material do tubo não resistiu ao calor e quebrou. A alternativa de trocar o material do tubo por quartzo foi estudada posteriormente, mas isso implicaria em reformas de todo o conjunto da vidraria submetida a alta temperatura, envolvendo custos e tempos de fabricação relativamente elevados.

Além disso, como efetivamente ficou demonstrado através dos testes de combustão, analisou-se que não compensaria fazer a mudança, considerando que o gás amostrado ia ser coletado numa região da chaminé com temperatura abaixo de 50°C, e que com um bom isolamento, poderia se evitar a condensação do gás amostrado na linha de vidro. No entanto, a falta de aquecimento constituiu um dos motivos para o descarte da determinação das emissões do mercúrio total através da adição das formas do poluente ($Hg^0 + Hg^{2+} + Hg_p$). Isto porque, sem o aquecimento apropriado, uma parte do mercúrio Hg^{2+} ficaria retido no filtro de partículas, sem possibilidades de ser volatilizado e posteriormente capturado nos borbulhadores correspondentes.

Na saída do tubo de amostragem, instalou-se um filtro de quartzo de alta pureza (Energética-EQR8X10IN) para capturar o material particulado na amostra. Este filtro tem um diâmetro externo de 47 mm e eficiência de coleta de 99,9% para partículas acima de 0,3µm. Ele é suportado por um porta-filtro com tampas rosqueadas da marca Cole-Parmer, construído em teflon. O porta-filtro e o tubo de amostragem foram conectados com mangueira de silicone. Analogamente ao tubo de amostragem, o porta-filtro e as conexões foram isoladas termicamente com hidrossilicato de cálcio. Na Figura 3-22 podem ser vistos a boquilha, o tubo de amostragem e o porta-filtro instalados.

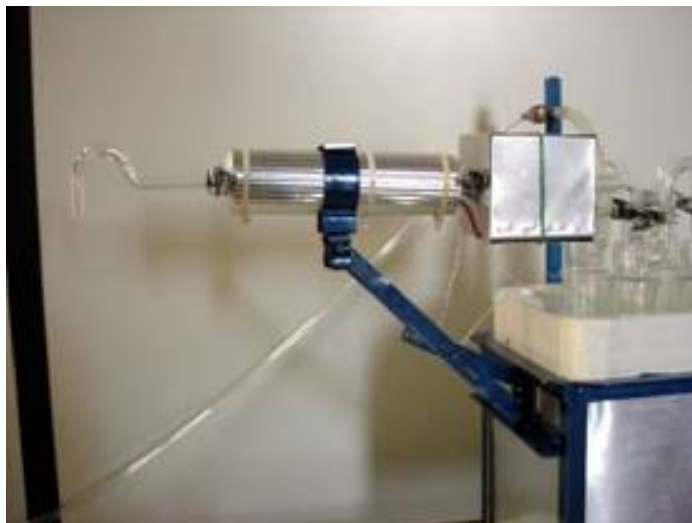


Figura 3-22 Boquila, tubo de amostragem e porta-filtro instalados no amostrador de Hg.

Na saída do porta-filtro posicionou-se a caixa fria. Esta consiste de um recipiente construído em isopor, com capacidade volumétrica de 16 litros e parede de 26 mm de espessura. Para proporcionar resistência mecânica, a caixa de isopor foi suportada por chassi construído em alumínio. No interior da caixa podem ser instalados até oito borbulhadores, os quais ficam submersos num banho com gelo para capturar o mercúrio gasoso e retirar a umidade da amostra. Na base da caixa, construíram-se guias circulares para dar estabilidade aos recipientes durante o transporte do trem de amostragem.

Oito borbulhadores Greenburg-Smith, adaptados às exigências do método OH, foram construídos em vidro borossilicato no Instituto de Física da UNICAMP. Deste mesmo material foram construídos os tubos conectores com forma de U, visualizados na Figura 3-23, com os quais foi possível a ligação dos borbulhadores em série. Pinças metálicas foram instaladas em todas as uniões esféricas da vidraria, a fim de evitar vazamentos da amostra.



Figura 3-23 Conjunto de borbulhadores posicionados no interior da caixa fria.

Para a determinação do mercúrio total sem a quantificação do Hg^0 , Hg^{2+} , Hg_p por separado, somente foram utilizados cinco dos oito borbulhadores inicialmente construídos. A função de cada um dos borbulhadores e o material alojado dentro deles são especificados na Tabela 3-8.

Tabela 3-8 Conteúdo e finalidade dos borbulhadores utilizados na amostragem de Hg.

Borbulhador	Conteúdo	Quantidade	Finalidade
1	Solução 5% _{v/v} H_2O_2 + 10% _{v/v} HNO_3	100 mL	Captura de Hg^0 e Hg^{2+} , umidade
2 - 4	Solução 4% _{w/v} $KMnO_4$ + 10% _{v/v} H_2SO_4	100 mL/cada	Captura de Hg^0 , umidade
5	Partículas de sílica-gel	200 a 300 g	Captura de umidade

Na saída do borbulhador n.5 foi conectada uma mangueira de silicone, que tem seu outro extremo ligado a um acoplamento rápido. Neste acoplamento liga-se um dos extremos da linha de

vácuo que transporta o gás limpo e seco até a bancada de operação, localizada no interior do laboratório. A linha de vácuo é uma mangueira de plástico de 7,8 m de comprimento, 8 mm de diâmetro interno e 1,5 mm de espessura.

Bancada de operação: Este componente teve a finalidade de monitorar e controlar as condições da amostragem isocinética. Ele está composto principalmente por um suporte ou chassi, bomba de vácuo, manômetro inclinado, medidor volumétrico de gás, placa de orifício, termopares, indicador de temperatura, vacuômetro e válvulas para a regulação da vazão do gás amostrado. Na Figura 3-24 visualiza-se o circuito pneumático da bancada de operação.

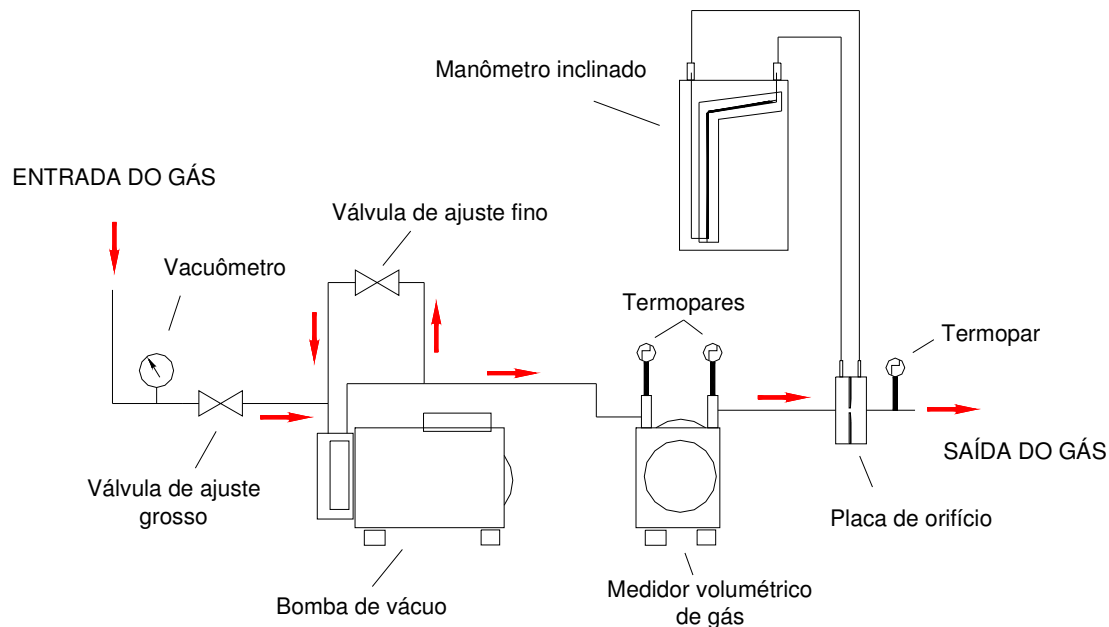


Figura 3-24 Circuito pneumático da bancada de operação.

O gás coletado ingressa na bancada pela parte traseira, onde existe um acoplamento rápido que facilita a ligação com a linha de vácuo. Em seguida, ele passa por um vacuômetro tipo Bourdon, com escala de 0 a -30 polegadas de Hg e resolução de 1 polegada de Hg. Este instrumento é útil para determinar, caso necessário, o momento de troca do filtro do trem de amostragem por acúmulo excessivo de partículas, que causa um aumento repentino no valor do vácuo.

A seguir, o gás atravessa uma válvula do tipo esfera, com a qual, realiza-se o ajuste grosso da vazão antes de ingressar numa bomba de vácuo do tipo palhetas rotativas sem lubrificação. A bomba de vácuo, da marca GAST, modelo 0523-101Q, faz parte de um circuito *by-pass* que inclui também uma válvula tipo agulha. Essa configuração possibilita o ajuste fino da vazão de gás requerida para manter a condição isocinética durante a amostragem.

O gás liberado pela bomba de vácuo entra em um medidor de gás da marca LAO, modelo G1.6, com resolução de leitura de 0,1 L. Este dispositivo tem o propósito de quantificar o volume total que passa pela linha de amostragem durante o período da coleta. Na entrada e na saída do medidor posiciona-se um termopar do tipo K, a fim de monitorar a temperatura do gás no local. Antes de ser liberado ao ambiente, o gás passa por uma placa de orifício construída em aço inoxidável AISI 304 e por outro termopar do tipo K. O projeto da placa de orifício e da tubulação na qual ela é inserida (15,8 mm de diâmetro interno) foi realizado de acordo com a norma ASME-14MFC-14M (2003). A placa tem 3 mm de espessura, 50 mm de diâmetro externo e 5,62 mm de diâmetro de orifício. Ela fica alojada dentro de flanges configurados com tomadas de pressão do tipo canto (*corner taps*). As leituras de pressão diferencial e a montante, transmitidas pelo fluido na sua passagem pela placa de orifício, foram obtidas com um manômetro inclinado de coluna dupla, da marca DWYER, modelo M-422, com faixa de 0 a 250 mmH₂O e 0,5 mmH₂O de resolução.

A bancada de operação conta também com um seletor e indicador digital de temperatura, da marca CONTEMP, modelo CSC-99. Neste instrumento obtêm-se as leituras dos termopares localizados na chaminé, no medidor volumétrico e na placa de orifício. Na Figura 3-25 é mostrada a bancada de operação com suas peças principais.

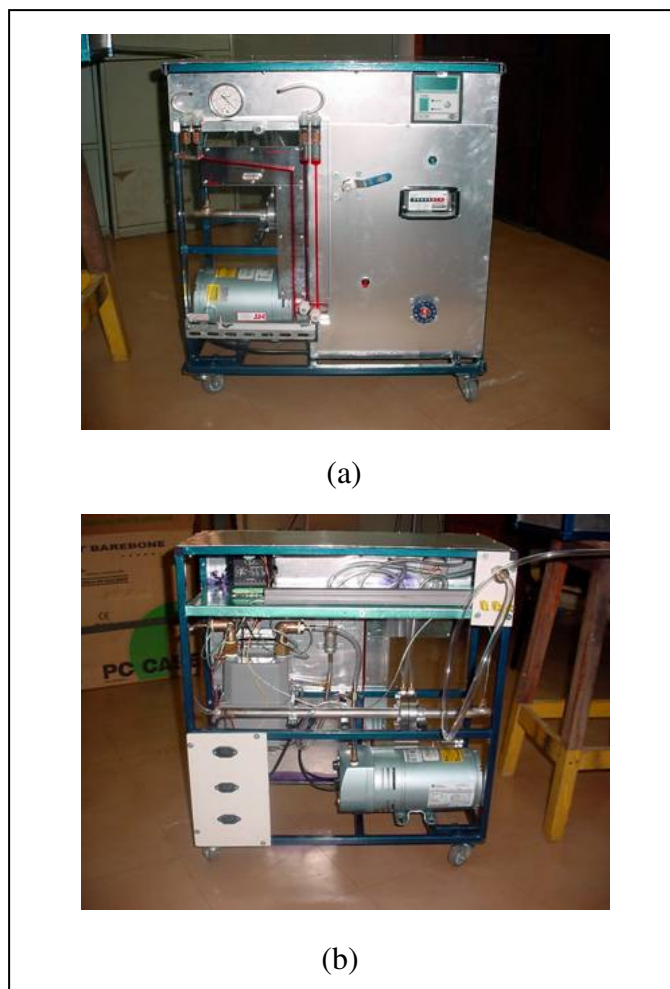


Figura 3-25 Bancada de operação com suas partes principais. (a) vista frontal; (b) vista traseira.

A bancada de operação é suportada por um chassi construído com barras de aço carbono, com perfil quadrado de 16 mm de largura e 2 mm de espessura de parede. A estrutura, apoiada em quatro rodízios, tem 635 mm de altura, 300 mm de largura e 635 mm de comprimento.

Tubo pitot: Para determinar a velocidade do gás de combustão na chaminé foi construído um tubo pitot tipo “S”, de 420 mm de comprimento (Figura 3-26). Este tipo de tubo pitot é recomendado para uso em escoamentos gasosos com presença de material particulado, devido ao diâmetro relativamente grande dos dutos utilizados para captar o sinal de pressão. No caso, os dutos foram construídos em aço inoxidável AISI 304, possuindo diâmetro externo de 9,5 mm e espessura de parede de 1 mm. A configuração geométrica do instrumento foi definida com base nas recomendações do método U.S. E.P.A. n.2 (2006).



Figura 3-26 Tubo pitot utilizado nas amostragens.

As mangueiras que conectam as saídas do tubo pitot com a outra coluna de medição do manômetro inclinado utilizado na placa de orifício, têm um comprimento aproximado de 8,7 m, diâmetro interno de 8 mm e espessura de parede de 1,5 mm.

3.3.3 Adequação do amostrador

Esta atividade teve a finalidade de preparar o amostrador para as condições exigidas nos testes de combustão, a fim de garantir o seu correto funcionamento e simplificar o procedimento de operação. Na tarefa, incluiu-se a verificação da ausência de vazamentos na linha de amostragem e a calibração do tubo pitot.

Teste de vazamento: Com o propósito de tentar simular uma condição de amostragem, o teste de vazamento foi realizado com todas as peças do amostrador instaladas, porém, sem filtro de partículas e com os cinco borbulhadores vazios. As válvulas de ajuste grosso e fino do amostrador colocaram-se na posição totalmente aberta e, seguidamente, ligou-se a bomba de vácuo. A entrada da boquilha foi totalmente fechada e, quando o vacuômetro acusou a máximo vácuo possível fornecido pela bomba, começou-se a contagem de volume passando pelo medidor durante um minuto de operação. O valor médio de três tentativas indicou uma vazão de 0,6 L/min. Esforços para diminuir este vazamento foram realizados, sem obter sucesso. Acredita-se que o problema estaria na falta de vedação na bomba de vácuo ou, em vazamentos presentes nas válvulas do amostrador. Para não afetar os resultados, o volume de gás amostrado

correspondente a uma vazão de 0,6 L/min foi descontado do volume final coletado em cada teste. Este valor é ligeiramente superior ao vazamento máximo permitido pelo método OH, que é de 0,57 L/min.

Cálculo do coeficiente do tubo pitot construído: o valor do coeficiente C_p para o pitot com configuração do tipo “S”, foi determinado de acordo com o procedimento estabelecido no método U.S. E.P.A. n.2 (2006):

$$C_p = C_{p_{cal}} \sqrt{\frac{Pv_{g,cal}}{Pv_g}} \quad 3-19$$

onde $Pv_{g,cal}$ e Pv_g representam a pressão dinâmica do fluido num ponto da seção transversal do duto, obtida com um tubo pitot de coeficiente conhecido ($C_{p_{cal}}$), e com o tubo pitot a ser calibrado, respectivamente. Neste trabalho, um tubo Prandtl (pitot padrão) com coeficiente igual a 1,0, pertencente ao Departamento de Energia da FEM-UNICAMP, foi utilizado no procedimento.

A determinação do coeficiente de correção do pitot foi realizada na chaminé do combustor, no mesmo local onde foram feitas as medições de vazão dos testes definitivos. De acordo com o método U.S. E.P.A. n.1 (2006), um total de oito pontos, quatro para cada uma das travessias da seção transversal, foram requeridos. Na Figura 3-27 é apresentada a distribuição dos pontos de medição na seção transversal da chaminé, de 95 mm de diâmetro interno.

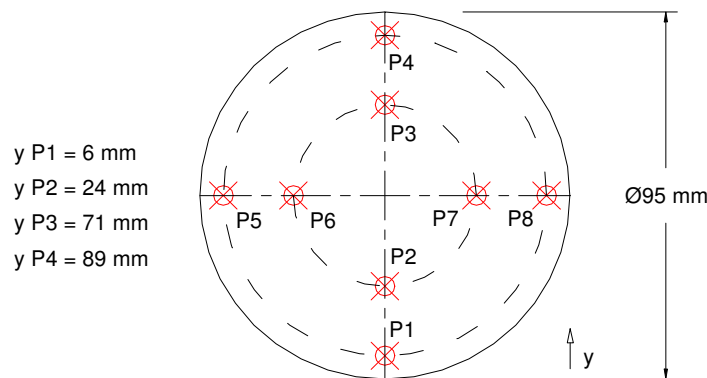


Figura 3-27 Distribuição dos pontos na seção transversal da chaminé para o cálculo do coeficiente do tubo pitot construído.

As medições de pressão dinâmica obtidas em cada ponto da seção transversal com cada tubo pitot foram registradas para três descargas de ar: 65, 82 e 98 kg/h. Devido à falta de um manômetro mais preciso do que o utilizado no amostrador, leituras de pressão com resolução de 0,25 mmH₂O tiveram de ser consideradas nos casos em que o líquido manométrico posicionava-se entre duas marcações da menor escala do instrumento. Assim, para cada descarga testada, um valor médio de C_p foi obtido para os oito valores da travessia. O valor médio final de C_p para as três descargas testadas foi 0,838. Este resultado é próximo ao dos tubos pitot tipo “S” de amostradores isocinéticos comerciais.

Seleção do diâmetro da boquilha: O tamanho da boquilha do amostrador deve ser escolhido com base nas características específicas requeridas para a coleta do poluente e nas condições do escoamento do gás na chaminé. O diâmetro selecionado deverá evitar quedas de pressão muito baixas que possam dificultar a leitura no manômetro da placa de orifício, assim como, quedas de pressão muito elevadas, que exijam demais da bomba de vácuo para puxar o gás. Em aplicações industriais, essa tarefa somente pode ser realizada na hora da amostragem, devido ao desconhecimento das condições do gás no duto ou chaminé. Mas, no caso de estudos onde existe a possibilidade de determinar antecipadamente as condições de escoamento, como nesta pesquisa, a escolha prévia do diâmetro da boquilha poderá simplificar consideravelmente o procedimento de amostragem.

Assim, um teste típico de combustão, com relação molar cálcio-enxofre de 2,0 e excesso de ar de 25%, foi realizado com o propósito de determinar aproximadamente o valor da velocidade do gás atravessando a chaminé. Na fase de regime permanente dos testes, o tubo pitot do amostrador e um termopar tipo K foram posicionados no centro da seção transversal do duto, e leituras da pressão dinâmica, pressão estática e temperatura do escoamento na chaminé foram registradas. Uma velocidade de aproximadamente 3,3 m/s foi obtida aplicando a Eq. 3-10, assumindo uma massa molar de 29 kg/kgmol para o gás de combustão.

Por outro lado, de acordo com o método OH, o gás de combustão deve ser coletado de forma contínua em um período de no mínimo duas horas e no máximo de três. Durante esse tempo, o volume total de gás seco amostrado, referido às condições normais de temperatura e

pressão deverá estar na faixa de 1,0 a 2,5 Nm³. Dessa forma, a vazão do gás na linha de amostragem precisa ser mantida num valor que oscila entre 5,56 e 20,83 NL/min.

Se a vazão média da faixa anteriormente descrita (13,2 NL/min) é utilizada na amostragem, o valor aproximado da velocidade do gás na entrada da boquilha será:

$$U_{g,n} = \frac{4.\dot{V}_{g,m}}{\pi.d_n^2} \quad 3-20$$

onde $\dot{V}_{g,m}$, é a vazão de amostragem ($2,2 \times 10^{-3} \text{ m}^3 \cdot \text{s}^{-1}$) e, d_n , o diâmetro interno da boquilha. Na Tabela 3-9 apresentam-se os valores simulados das velocidades do gás de amostragem para cada uma das boquilhas disponíveis.

Tabela 3-9. Simulação da velocidade do gás amostrado nas boquilhas disponíveis.

Diâmetro interno da boquilha (mm)	Velocidade de amostragem (m/s)
3,99	17,51
6,01	7,76
8,98	3,48

Os resultados da Tabela 3-9 mostram que, com a boquilha de 8,98 mm, o valor da velocidade do gás amostrado fica mais próximo ao valor da velocidade do gás obtido na chaminé com tubo pitot. Assim, esta boquilha foi escolhida para as amostragens isocinéticas.

Simulação do cálculo do valor da queda de pressão na placa de orifício do amostrador: Com o diâmetro de boquilha escolhido, realizou-se uma estimativa do valor da queda de pressão que ocorreria na placa de orifício do amostrador durante uma coleta isocinética. Isto, para garantir que o diferencial de pressão pudesse ser lido sem dificuldades no manômetro inclinado, sem ter que esforçar o funcionamento da bomba de vácuo, como explicado anteriormente.

A simulação realizou-se com ar do compressor *CO-1* passando pela chaminé do combustor. A descarga de ar foi regulada para que a velocidade do gás na chaminé atingisse um valor aproximado de 3,3 m/s. Para o teste, um valor de umidade absoluta do ar de 1% foi assumido. O valor da constante da placa de orifício do amostrador (κ) foi obtido do modelo matemático estabelecido na norma ASME-MFC-14M (2003):

$$\kappa = e.Cd.\left(\frac{\pi.d_{o,po}^2}{4}\right).\sqrt{\frac{19,6.Ru}{(1-\beta^4)}} \quad 3-21$$

Sendo:

Cd : coeficiente de descarga do orifício da placa;

$d_{o,po}$: diâmetro do orifício da placa;

e : expansividade do gás na placa de orifício;

Ru : constante universal dos gases;

β : razão de diâmetros do orifício da placa e da tubulação;

onde

$$Cd = \left[0,5991 + \frac{0,0044}{d_{tub,*}} + \left(0,3155 + \frac{0,0175}{d_{tub,*}} \right) (\beta^4 + 2.\beta^{16}) \right] \sqrt{1-\beta^4} \\ + \left[\frac{0,52}{d_{tub,*}} - 0,192 + \left(16,48 - \frac{1,16}{d_{tub,*}} \right) (\beta^4 + 4.\beta^{16}) \right] \sqrt{\frac{1-\beta^4}{Re_{d_{tub}}}} \quad 3-22$$

com

$d_{tub,*}$: diâmetro interno da tubulação onde a placa fica inserida, medido em polegadas;

$Re_{d_{tub}}$: número de Reynolds calculado com base no diâmetro interno da tubulação da placa;

e e Cd foram calculados de acordo com o procedimento iterativo explicado em detalhe no item 3.5.3.

Assim, com os valores obtidos para cada uma das variáveis envolvidas na Eq. 3-18:

$Z = 403,68 \text{ m.s}^{-1} \cdot (\text{Pa.kg.mmH}_2\text{O}^{-1} \cdot \text{kmol}^{-1} \cdot \text{K}^{-1})^{1/2}$; $C_p = 0,838$; $d_n = 0,00898 \text{ m}$; $B_{g,m} = 0,01$;
 $M_g^d = M_g^w = 29 \text{ kg.kgmol}^{-1}$; $T_{g,m} = 312 \text{ K}$; $T_{g,ch} = 302 \text{ K}$; $T_{g,po} = 303 \text{ K}$; $P_{v,g,ch} = 1,0 \text{ mmH}_2\text{O}$
 $\kappa = 6,373 \times 10^{-3} \text{ m}^3 \cdot \text{s}^{-1} \cdot (\text{Pa.kg.mmH}_2\text{O}^{-1} \cdot \text{kmol}^{-1} \cdot \text{K}^{-1})^{1/2}$ $P_{g,ch} = 95.200 \text{ Pa}$; $P_{g,po} = 95.317 \text{ Pa}$;
 a pressão diferencial respectiva na placa de orifício do amostrador ($\Delta P_{g,po}$) foi de 11,9 mmH₂O.
 Este valor corresponde quase à metade da porção inclinada do manômetro e, portanto, foi considerado satisfatório.

3.4 Ajuste das Condições Operacionais Antes da Ignição do Carvão Mineral

Devido à experiência restrita com a queima do carvão mineral no combustor em questão, foram realizados testes preliminares a fim de estabelecer a seqüência de procedimentos necessária para que o equipamento conseguisse operar adequadamente. Para isto, planejou-se um programa de testes preliminares visando estudar a influência e o nível apropriado de alguns parâmetros operacionais do processo, especificamente, daqueles envolvidos na fase prévia à ignição do combustível (pré-aquecimento do combustor). Nesta fase, o acerto no valor da velocidade superficial do gás, inventário de sólidos, descarga de ar injetada na válvula L e fluxo de recirculação das partículas, levaram posteriormente à operação bem sucedida do processo de combustão. A seguir descrevem-se as características mais importantes deste estudo preliminar. Informações adicionais podem ser encontradas nos trabalhos apresentados por RAMIREZ et al. (2006) e HORY et al. (2006).

3.4.1 Planejamento e procedimento experimental dos testes

Com o propósito de simular as condições reais da fase de pré-aquecimento do combustor, nos testes preliminares utilizou-se areia de quartzo como único material do leito fluidizado. A areia era aquecida até uma temperatura média de $400 \pm 20^\circ \text{C}$ na coluna de fluidização, valor que era obtido com os aquecedores AQ-1 e AQ-2 ligados na potência máxima. Nesse nível de temperatura, ensaios prévios tinham mostrado o início da ignição do carvão mineral.

Três faixas granulométricas de areia, correspondentes ao material retido nas peneiras 30/40, 40/50 e 60/70 da série Tyler, foram analisadas procurando atender dois objetivos: operar a válvula L com a menor descarga de ar possível e preservar o inventário de partículas durante o período dos ensaios. Os resultados obtidos mostraram que se conseguia operar a válvula L com todas as areias testadas, garantindo-se a recirculação de partículas para velocidades de fluidização acima de 5 m/s e inventários maiores do que 5 kg. No entanto, devido à areia 30/40 exigir a maior descarga de ar na válvula L, e que com a areia 60/70 tenham sido obtidas as maiores perdas (>5% em massa) do inventário de partículas, a areia com faixa granulométrica 40/50 foi escolhida como a mais indicada para utilização no combustor. A partir dessa seleção, foi realizado um estudo mais detalhado para conhecer o comportamento do fluxo de recirculação de partículas do sistema, e dessa forma, poder estabelecer se o combustor conseguiria fornecer descargas de sólidos através do *downcomer* que estivessem de acordo com os valores sugeridos na literatura para queima de carvão mineral.

Para este propósito, um programa experimental contendo dezessete ensaios foi realizado seguindo o modelo de planejamento de experimentos de composição central (*Central Composite Design - CCD*), que permite obter, simultaneamente, um modelo empírico para o fluxo de recirculação das partículas a partir das seguintes variáveis: velocidade superficial de fluidização, inventário de partículas e descarga de ar na válvula L. Com base nos resultados observados nos testes preliminares e nas características exigidas pelo planejamento *CCD* (descrito no item 3.6.1), o estudo considerou valores entre 4,3 e 7,7 m/s para a velocidade superficial de fluidização (U_g), 4,0 a 9,0 kg para o inventário de sólidos (I_s), e de 1,0 a 3,0 kg/h para a descarga de ar injetada na válvula L ($\dot{m}_{a,vL}$). A Tabela 3-10 apresenta a combinação dos tratamentos experimentais que foram executados, incluindo a realização de três testes em iguais condições operacionais para determinar o erro real da variável de resposta, e com isso, a significância estatística dos resultados obtidos.

Tabela 3-10. Combinação de tratamentos dos testes preliminares na fase de pré-aquecimento.

Teste	Inventário de sólidos (kg)	Velocidade de fluidização (m/s)	Descarga de ar na válvula L (kg/h)
1	5,0	5,0	1,4
2	5,0	5,0	2,6
3	5,0	7,0	1,4
4	5,0	7,0	2,6
5	8,0	5,0	1,4
6	8,0	5,0	2,6
7	8,0	7,0	1,4
8	8,0	7,0	2,6
9	6,5	6,0	2,0
10	6,5	6,0	2,0
11	6,5	6,0	2,0
12	6,5	6,0	3,0
13	6,5	6,0	1,0
14	4,0	6,0	2,0
15	6,5	4,3	2,0
16	6,5	7,7	2,0
17	9,0	6,0	2,0

Antes da realização dos testes, foi necessário calibrar o rotâmetro *ROT-4* conectado na linha do ar que alimenta a válvula L. Isto porque o rotâmetro apresentava uma escala em unidades de porcentagem (0 a 100%, com divisão mínima de 1%) que não estava relacionada aos respectivos valores de vazão. A calibração foi feita numa bancada de placas de orifício, disponível no Laboratório Didático do DETF. Estas placas de orifício foram construídas e montadas segundo norma ASME-MFC-14M (2003), apresentando incerteza experimental menor que 3%. A curva de calibração obtida para este rotâmetro na faixa de uso ilustra-se na Figura 3-28.

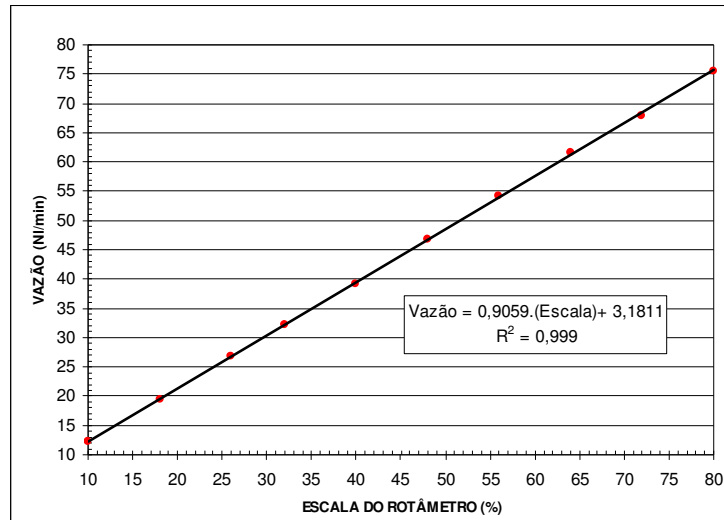


Figura 3-28. Curva de calibração do rotâmetro de ar posicionado na linha da válvula L.

As etapas e a sequência do procedimento experimental nos testes preliminares da fase de pré-aquecimento são mostradas no fluxograma da Figura 3-29.

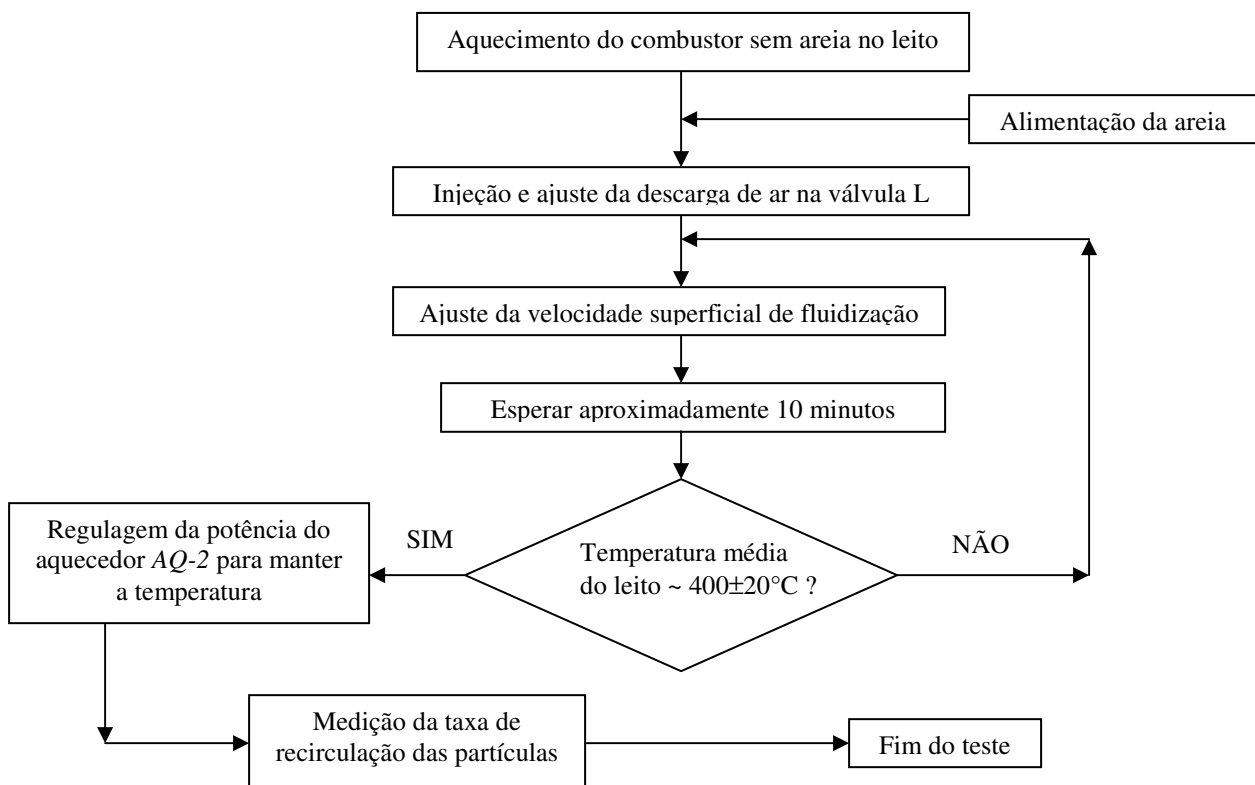


Figura 3-29 Fluxograma dos testes preliminares na fase de pré-aquecimento.

Inicialmente, o ar aquecido é obrigado a passar pela câmara de reação sem leito de partículas, a uma descarga aproximada de 80 kg/h. Esta operação é mantida por meia hora sempre com o exaustor do filtro de mangas ligado para garantir pressão negativa dentro do combustor, e dessa maneira, facilitar a entrada de sólidos e diminuir as chances de passagem de gás quente pelas mangueiras de borracha do sistema de alimentação. Após esse período, despeja-se o inventário de areia no combustor a uma razão aproximada de 15 kg/h, utilizando-se o mesmo mecanismo de alimentação da mistura combustível, mas, neste caso, sem precisar de ar no injetor pneumático.

Uma vez terminada a descarga de areia, permite-se a entrada de ar na válvula L na razão estabelecida pela programação do experimento. As temperaturas da parte superior do *downcomer* começam a aumentar mais aceleradamente do que as da parte inferior. Este fenômeno acontece devido ao aumento na descarga de partículas quentes despejadas pelo ciclone, com o conseqüente resfriamento delas conforme descem pelo *downcomer*. Assim, na prática, a circulação de sólidos com areia aquecida na coluna de fluidização fica garantida quando a temperatura no termopar *TK-9* fica maior do que no *TK-10* e, por sua vez, esta se torna maior do que a leitura do termopar *TK-11*.

Em seguida tem início o ajuste da velocidade superficial do gás ao valor requerido, controlando-se a descarga de ar que atravessa a placa de orifício *PO-2* e corrigindo-se a densidade do gás com o valor da temperatura média do leito na coluna de fluidização (leituras *TK-2* a *TK-8*). Quando a temperatura média do *riser* atingir $400 \pm 20^{\circ}\text{C}$, a potência do aquecedor *AQ-2* deve ser regulada com o propósito de manter a temperatura nesse nível.

Por último, mediante o acionamento da válvula *VAS*, coleta-se uma amostra de sólidos para determinar o fluxo com que circulam pelo *downcomer*. Este fluxo é determinado como o valor médio da massa desviada para o recipiente de coleta previamente pesado, para três períodos diferentes (5, 10 e 20 segundos), dividido pela área da seção transversal da coluna de retorno.

3.4.2 Resultados obtidos

Os valores do fluxo de recirculação de partículas (G_s) nas diferentes combinações operacionais são apresentados na Tabela 3-11.

Tabela 3-11. Fluxo de recirculação das partículas nos testes preliminares de pré-aquecimento.

Teste	I_s (kg)	U_g (m/s)	$\dot{m}_{a,vL}$ (kg/h)	G_s (kg/m ² .s)
1	5,0	5,0	1,4	1,08
2	5,0	5,0	2,6	2,80
3	5,0	7,0	1,4	2,69
4	5,0	7,0	2,6	4,36
5	8,0	5,0	1,4	19,64
6	8,0	5,0	2,6	21,74
7	8,0	7,0	1,4	39,23
8	8,0	7,0	2,6	40,19
9	6,5	6,0	2,0	24,11
10	6,5	6,0	2,0	21,85
11	6,5	6,0	2,0	26,47
12	6,5	6,0	3,0	26,04
13	6,5	6,0	1,0	25,40
14	4,0	6,0	2,0	0,22
15	6,5	4,3	2,0	7,69
16	6,5	7,7	2,0	27,93
17	9,0	6,0	2,0	35,67

Como se observa, o fluxo de recirculação das partículas no sistema variou numa faixa relativamente ampla, desde um valor quase nulo (teste 14) até um valor máximo próximo a 40 kg/m².s (teste 8). Evidencia-se também que na maioria das condições operacionais testadas, o combustor tem capacidade para fornecer fluxos de recirculação de sólidos dentro da faixa

normalmente praticada em processos de combustão de carvão mineral, a qual, de acordo com DAVIDSON (2000) é de 15 a 90 kg/m².s.

Uma análise detalhada dos efeitos das variáveis operacionais aqui estudadas sobre o valor do fluxo de recirculação das partículas foi apresentada por RAMIREZ et al. (2006) e HORY et al. (2006). Os autores mostraram que o inventário de partículas foi o parâmetro mais importante, seguido pela velocidade superficial do gás. Adicionalmente, ficou evidente que a descarga de ar fornecida na válvula L não teve influencia significativa no fluxo de recirculação das partículas. Com isso, a partir dos resultados obtidos, HORY et al. (2006) determinaram uma equação empírica para o fluxo de massa das partículas com aceitável aproximação:

$$G_s = -111,386 + 21,624.U_g + 8,236.I_s + 2,906.U_g.I_s - 2,919.U_g^2 - 1,342.I_s^2; R^2 = 0,967 \quad 3-23$$

válida para:

$$4,0\text{kg} \leq I_s \leq 9,0\text{kg}; \quad 4,3\text{m/s} \leq U_g \leq 7,7\text{m/s}; \quad 1,0\text{ kg/h} \leq \dot{m}_{a,VL} \leq 3,0\text{kg/h}$$

Segundo esta equação, somente combinações específicas da velocidade superficial do gás e do inventário de sólidos fornecem fluxos de recirculação de partículas dentro da faixa sugerida por DAVIDSON (2000). Para a fase de pré-aquecimento, no entanto, combinações destas duas variáveis em níveis apenas suficientes para garantir alguma circulação de sólidos foram adotadas. Dois motivos práticos fundamentaram esta escolha: o primeiro deles foi a obtenção de menores períodos de aquecimento com o uso de baixos inventários de areia; o segundo, o fato de que, ainda com baixo inventário inicial, tanto o nível de I_s , quanto o de U_g , atingiam naturalmente valores superiores de estabilização durante a fase posterior em que há combustão, resultando em combinações apropriadas para G_s .

Um aumento no valor do inventário de partículas é promovido pelo acúmulo de cinzas até atingir um estado de equilíbrio, onde o fenômeno de elutrição torna-se importante. Por outro lado, mantendo-se uma descarga de ar aproximadamente constante, a liberação de calor na reação de combustão causa uma maior velocidade superficial do gás na coluna de fluidização. Assim,

para a etapa antes da alimentação da mistura combustível, selecionou-se finalmente uma velocidade superficial de 6,0 m/s, um inventário de sólidos de 5,0 kg e uma descarga mínima de ar de 1,4 kg/h na válvula L.

Durante os testes preliminares, os perfis de pressão estática e temperatura, obtidos em função da altura medida desde a base do módulo *LF-1* do *riser*, tiveram o comportamento esperado. Somente para ilustrar, nas Figuras 3-30 e 3-31 são apresentados os perfis correspondentes ao valor médio dos três testes com iguais condições operacionais.

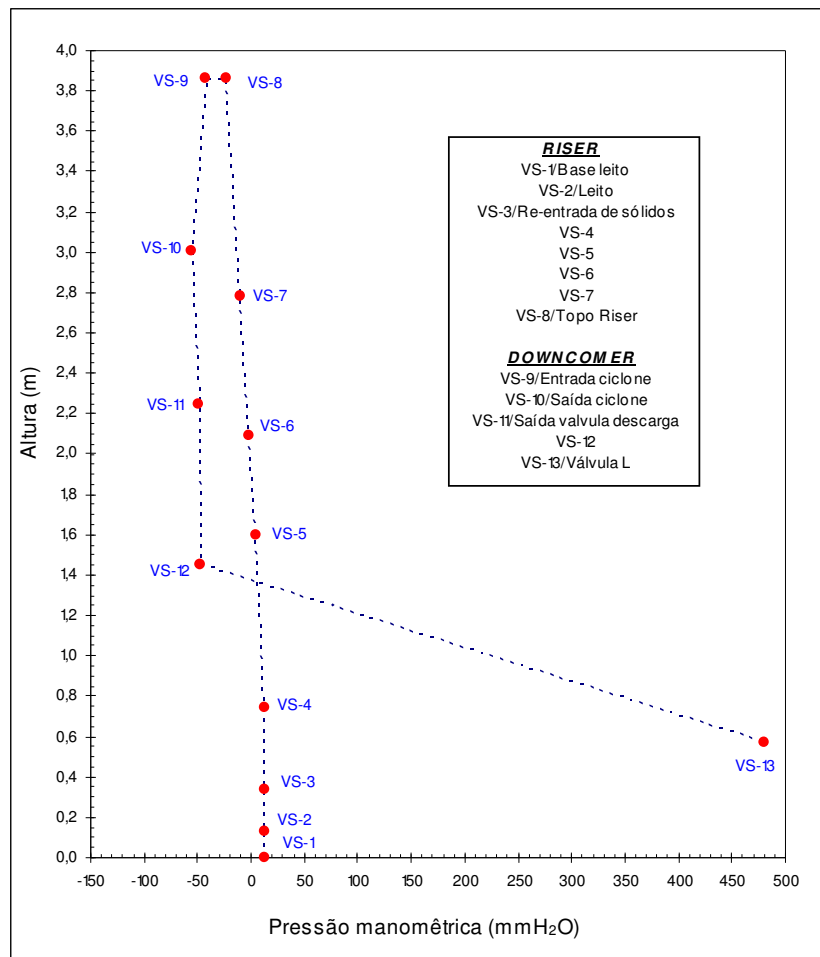


Figura 3-30. Perfil de pressão estática média nos testes preliminares com iguais condições operacionais (Testes 9, 10 e 11).

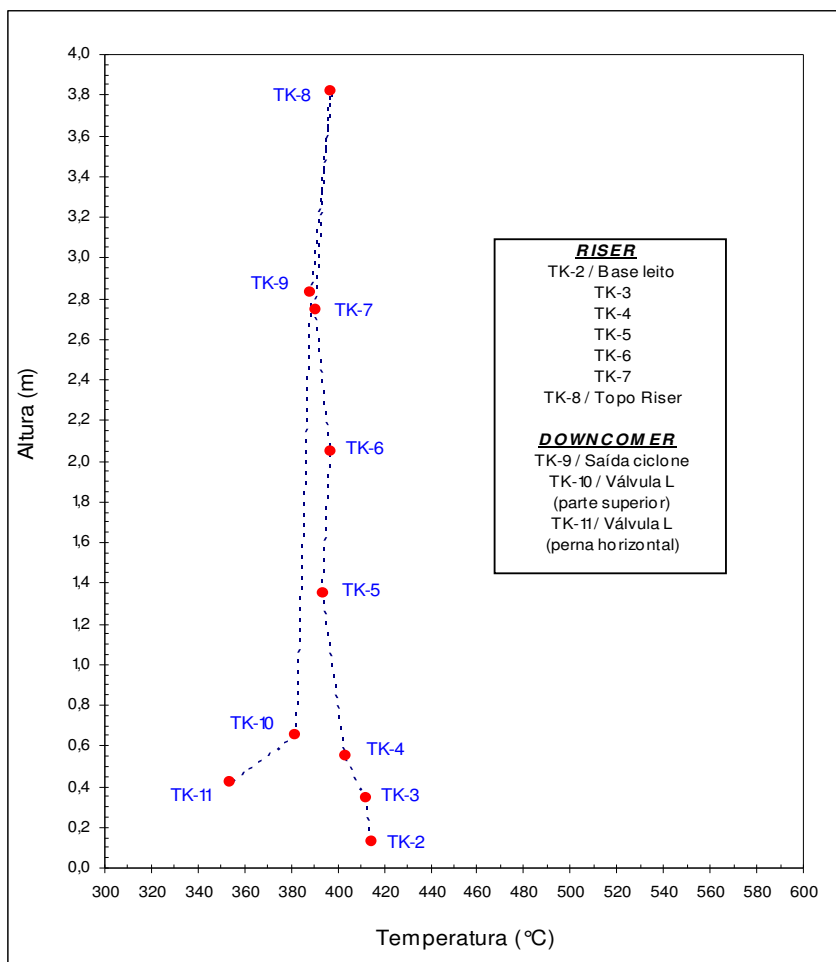


Figura 3-31. Perfil de temperatura média nos testes preliminares com iguais condições operacionais (Testes 9, 10 e 11).

Na Figura 3-30 observa-se uma diminuição gradativa da pressão estática ou manométrica na coluna de fluidização com a distância vertical medida desde sua base. Adicionalmente, evidencia-se a presença de um valor máximo de pressão na válvula L, a qual constitui a pressão motriz para a movimentação das partículas em direção ao *downcomer*. De outro lado, a Figura 3-31 mostra mudanças relativamente baixas no valor da temperatura ao longo da coluna de fluidização. A diminuição mais acentuada no valor da temperatura acontece na válvula L, por causa de entrada necessária de ar ambiente na perna vertical do dispositivo.

3.5 Determinação das Variáveis Envolvidas nos Ensaio de Combustão

3.5.1 Composição carvão-dolomita da mistura combustível

Como descrito anteriormente, a mistura combustível utilizada nos experimentos de combustão foi composta por carvão mineral puro e dolomita. As proporções destes componentes na mistura foram estabelecidas considerando-se o valor da relação molar cálcio-enxofre ($R_{Ca/S}$) requerido em cada teste de combustão, a fração mássica de cálcio (x_{Ca}) no absorvente de SO_2 e a fração mássica de enxofre (x_S) presente no carvão mineral. De acordo com a sua definição:

$$R_{Ca/S} = \frac{n_{Ca}}{n_S} \quad 3-24$$

onde n_{Ca} e n_S representam o número de moles de cálcio e de enxofre, respectivamente. Por sua vez, o número de moles destes elementos na mistura combustível é determinado pelas Eqs. 3-25 e 3-26:

$$n_{Ca} = \frac{m_{Ca}}{M_{Ca}} = \frac{x_{Ca} \cdot m_{dol}}{M_{Ca}} \quad 3-25$$

$$n_S = \frac{m_S}{M_S} = \frac{x_S \cdot m_{carv}}{M_S} \quad 3-26$$

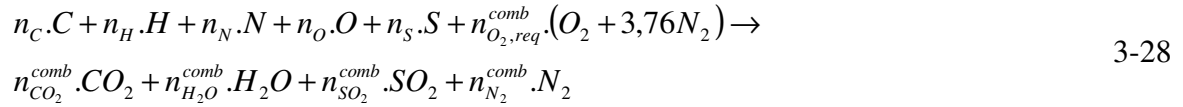
onde, m_{Ca} e m_S representam a massa de cálcio e de enxofre na mistura combustível, m_{dol} e m_{carv} , a massa de dolomita e de carvão mineral presente na combinação, e M_{Ca} e M_S , a massa molar do cálcio e do enxofre, respectivamente.

Substituindo as Eqs. 3-25 e 3-26 na Eq. 3-24, obtém-se a relação mássica dolomita-carvão da mistura combustível, requerida em cada teste de combustão:

$$r_{dc} = \frac{m_{dol}}{m_{carv}} = R_{Ca/S} \cdot \left(\frac{x_S \cdot M_{Ca}}{x_{Ca} \cdot M_S} \right) \quad 3-27$$

3.5.2 Descarga estequiométrica do ar para a mistura combustível

O cálculo da descarga estequiométrica de ar por quilo da mistura combustível no processo de queima foi realizado considerando-se a análise elementar do carvão mineral e a proporção mássica carvão-dolomita utilizada em cada teste. Com isso, a demanda mínima de ar foi estabelecida a partir da necessidade de oxigênio nas reações de oxidação do carvão mineral, e de sulfatação do óxido de cálcio originado no processo de calcinação da dolomita. No procedimento, assume-se que, para uma relação molar cálcio-enxofre igual a um ou acima, o SO₂ liberado no carvão mineral é absorvido na sua totalidade pelo óxido de cálcio. Portanto, da reação estequiométrica de combustão de carvão puro resulta:



onde:

n_C, n_H, n_N, n_O, n_S : número de moles de carbono, hidrogênio, nitrogênio, oxigênio, enxofre contidos num quilo de carvão mineral, respectivamente;

$n_{CO_2}^{comb}, n_{H_2O}^{comb}, n_{SO_2}^{comb}, n_{N_2}^{comb}$: número de moles de dióxido de carbono, água, dióxido de enxofre e nitrogênio nos gases de combustão por quilo de carvão mineral, respectivamente;

$n_{O_2, req}^{comb}$: número de moles de oxigênio requerido, por quilo de carvão mineral.

A partir do balanço de cada elemento realizado na Eq. 3-28, obtém-se:

$$n_C = \frac{x_C}{M_C} = n_{CO_2}^{comb} \quad 3-29$$

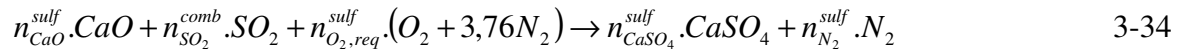
$$n_H = \frac{x_H}{M_H} = 2 \cdot n_{H_2O}^{comb} \quad 3-30$$

$$n_S = \frac{x_S}{M_S} = n_{SO_2}^{comb} \quad 3-31$$

$$n_O = \frac{x_O}{M_O} = n_{CO_2}^{comb} + \frac{n_{H_2O}^{comb}}{2} + n_{SO_2}^{comb} - n_{O_2,req}^{comb} \quad 3-32$$

$$n_N = \frac{x_N}{M_N} = 2.n_{N_2}^{comb} - 7,52.n_{O_2,req}^{comb} \quad 3-33$$

Analogamente, da reação de sulfatação:



obtém-se:

$$n_{CaO}^{sulf} = n_{SO_2}^{comb} = n_{CaSO_4}^{sulf} \quad 3-35$$

$$n_{O_2,req}^{sulf} = \frac{1}{2}n_{CaSO_4}^{sulf} \quad 3-36$$

Com isso, a quantidade estequiométrica de ar por quilo de carvão mineral puro é:

$$r_{ac}^{est} = 4,76.M_a.(n_{O_2,req}^{comb} + n_{O_2,req}^{sulf}) \quad 3-37$$

Substituindo os valores da análise elementar do carvão (apresentados na Tabela 3-3) nas equações acima descritas e, com $M_a = 28,9 \frac{kg}{kgmol}$, obtém-se:

$$r_{ac}^{est} = 6,93 \frac{kg_a}{kg_{carv}} \quad 3-38$$

Agora, como

$$\dot{m}_{mist} = \dot{m}_{carv} + \dot{m}_{dol} \quad 3-39$$

pode-se escrever:

$$\frac{\dot{m}_{carv}}{\dot{m}_{mist}} = \frac{1}{1 + r_{dc}} \quad 3-40$$

onde r_{dc} é dada em kg de dolomita por kg de mistura combustível. Daí, pode-se calcular a necessidade estequiométrica de ar por quilo da mistura combustível, obtida da expressão:

$$r_{am}^{est} = \frac{r_{ac}^{est}}{1 + r_{dc}} \quad 3-41$$

tal que, para uma descarga de carvão puro e dolomita ($\dot{m}_{mist}$), a quantidade de ar estequiométrica requerida é:

$$\dot{m}_a^{est} = r_{am}^{est} \cdot \dot{m}_{mist} \quad 3-42$$

3.5.3 Descarga real do ar de combustão

Como descrito previamente, a descarga total do ar de combustão ($\dot{m}_a$) corresponde à soma das parcelas fornecidas na base do *riser*, na válvula L e no injetor pneumático de sólidos:

$$\dot{m}_a = \dot{m}_{a,br} + \dot{m}_{a,vL} + \dot{m}_{a,ip} \quad 3-43$$

Descarga de ar na base do *riser* ($\dot{m}_{a,br}$): A quantidade de ar que entra pelo fundo da coluna de fluidização foi medida com a placa de orifício *PO-2*, posicionada numa tubulação de 52,8 mm de diâmetro interno e instalada com tomadas de canto (*corner taps*) segundo norma ISO-5167-1 (1998). As leituras de pressão diferencial e pressão a montante na placa de orifício foram obtidas com dois manômetros verticais do tipo U, preenchidos com água e mercúrio, respectivamente. Ambos os manômetros tem faixa de 0 até 1000 mm coluna de fluido, com resolução de 1 mm. A temperatura do escoamento gasoso na placa de orifício é determinada pelo

termopar tipo K *TK-1*, leitura que é transmitida ao sistema de aquisição de dados. De acordo com a norma ISO-5167-1 (1998), o valor da descarga de ar atravessando a placa de orifício é estabelecido pela expressão:

$$\dot{m}_{a,br} = \frac{e.Cd.\pi.d_{tub}^2 \sqrt{2.\rho_a.(\Delta P_{a,po})}}{4.\sqrt{1-\beta^4}} \quad 3-44$$

com:

$$\dot{V}_a = \frac{\dot{m}_{a,br}}{\rho_a} \quad 3-45$$

$$\rho_a = \frac{P_{a,po}.M_a}{Ru.T_a} \quad 3-46$$

$$U_{a,tub} = \frac{4.\dot{V}_a}{\pi.d_{tub}^2} \quad 3-47$$

$$Re_{d_{tub}} = \frac{U_{a,tub}.\rho_a.d_{tub}}{\mu_a} \quad 3-48$$

$$e = 1 - (0,41 + 0,35.\beta^4) \left[\frac{\Delta P_{a,po}}{K_a.P_{a,po}} \right] \quad 3-49$$

$$\beta = \frac{d_{o,po}}{d_{tub}} \quad 3-50$$

onde:

Cd : coeficiente de descarga;

$d_{o,po}, d_{tub}$: diâmetro do orifício da placa e diâmetro interno da tubulação, respectivamente;

e, K_a : expansividade e expoente isentrópico do ar, respectivamente;

M_a : massa molar do ar;

$P_{a,po}$: pressão absoluta do ar a montante na placa de orifício;

$\Delta P_{a,po}$: pressão diferencial na placa de orifício;

Ru : constante universal dos gases;

Re_{d_t} : número de Reynolds calculado na tubulação;

T_a : temperatura absoluta do ar;

$U_{a,tub}$: velocidade do ar na tubulação;

β : relação de diâmetros do orifício da placa e da tubulação onde ela está inserida;

μ_a, ρ_a : viscosidade dinâmica e densidade do ar, respectivamente;

$\dot{V}_a$: vazão de ar.

Para montagem de placa de orifício com tomada de canto em diâmetro interno de tubulação maior que 50 mm e menor do que 71,1 mm, o coeficiente de descarga do orifício pode ser determinado pela expressão (ISO-5167-1,1998):

$$\begin{aligned} Cd = & 0,5961 + 0,0261.\beta^2 - 0,216.\beta^8 + 0,000521.\left(\frac{10^6.\beta}{Re_{d_{tub}}}\right)^{0,7} \\ & + \left[0,0188 + 0,0063.\left(\frac{19000}{Re_{d_{tub}}}\right)^{0,8} \right] \cdot \left(\frac{10^6}{Re_{d_{tub}}}\right)^{0,3} \cdot \beta^{3,5} \\ & + 0,011.(0,75 - \beta) \cdot \left(2,8 - \frac{d_{tub}}{0,0254}\right) \end{aligned} \quad 3-51$$

O procedimento para determinar o valor da descarga de ar é iterativo. O cálculo começa assumindo-se uma descarga de ar na Eq. 3-45, e mediante as Eqs. 3-46 a 3-50 determina-se o coeficiente de descarga da Eq. 3-51. Em seguida, calcula-se o valor da descarga de ar pela Eq. 3-44 e se compara com o valor de $\dot{m}_{a,br}$ inicialmente assumido. Se estes dois valores estão dentro de uma margem de diferença considerada aceitável, o cálculo é finalizado. No caso contrário, deve-se assumir um novo valor para a descarga de ar e repetir o procedimento.

Descarga de ar na válvula L ($\dot{m}_{a,vL}$): A descarga de ar alimentada na válvula L é determinada com a vazão medida pelo rotâmetro *ROT-4*, e com a densidade do ar na linha de escoamento, esta ultima, calculada pelo modelo de gás ideal a partir da temperatura e pressão lidas no local. O sinal de pressão da linha de ar é obtido por um transdutor de pressão diferencial da marca ROSEMOUNT, série 0891357, com faixa de operação de 0 até 6.300 mm de coluna de água e resolução de 0,1 mm. Adicionalmente, a temperatura do ar é medida com o termopar tipo J *TJ-3*. O modelo de cálculo para a descarga de ar que entra na válvula L utiliza as Eqs. 3-1 a 3-3

e o gráfico de calibração do rotâmetro *ROT-4*, ilustrado pela Figura 3-28. De acordo com os resultados do estudo preliminar descrito no item 3.4, a descarga de ar fornecida na válvula L manteve-se num valor de 1,4 kg/h em todos os testes de combustão realizados.

Descarga de ar no injetor da mistura combustível ($\dot{m}_{a,ip}$): A quantidade de ar utilizada no injetor pneumático da mistura combustível é obtida com o uso do rotâmetro *ROT-3*, o mesmo transdutor de pressão diferencial empregado no funcionamento da válvula L e o termopar tipo J *TJ-2*. Devido à uniformidade no valor da pressão e da temperatura na linha do injetor pneumático, um valor único de 3,6 kg/h foi estabelecido para a operação estável do dispositivo. Esta descarga, correspondente ao nível de 45% da escala do rotâmetro *ROT-3*, foi determinada ao conectar em série este instrumento com o rotâmetro *ROT-4* previamente calibrado.

3.5.4 Descarga real da mistura combustível

A descarga da mistura combustível ($\dot{m}_{mist}$) utilizada nos testes experimentais corresponde ao valor da redução registrada na massa dos sólidos contida no silo, que são despejados no *riser*, dividida pelo tempo decorrido. A leitura da massa realiza-se com uma balança eletrônica da marca TOLEDO, modelo 2184-VIII, com capacidade máxima de 500 kg e 0,1 kg de resolução. De outro lado, o tempo é medido com um cronômetro da marca CASIO, com resolução de 0,01 segundos. Portanto:

$$\dot{m}_{mist} = \frac{\Delta m_{mist}}{\Delta t} \quad 3-52$$

3.5.5 Excesso de ar

A partir dos resultados obtidos para as descargas de ar real e estequiométrica, o excesso de ar utilizado num teste de combustão, expresso em unidades de porcentagem, pode ser calculado como:

$$\phi = \frac{100 \cdot (\dot{m}_a - \dot{m}_a^{est})}{\dot{m}_a^{est}} \quad 3-53$$

3.5.6 Eficiência da conversão de carbono

O grau com o qual acontece a transformação do carbono, inicialmente contido no carvão mineral, é um indicador do rendimento do processo de combustão. Assim, quanto mais carbono elementar da matriz sólida fique convertido na forma de dióxido de carbono nos gases de combustão, maior será a eficiência do processo de queima. De acordo com GAYÁN et al. (2004) a expressão para determinar a eficiência de conversão de carbono é:

$$\eta_C = \frac{100 \cdot [\dot{m}_{carv} \cdot x_{C,carv} - (\dot{m}_{rs} \cdot x_{C,rs} + \dot{m}_g \cdot x_{C,g}^{CO})]}{\dot{m}_{carv} \cdot x_{C,carv}} \quad 3-54$$

onde:

$\dot{m}_{carv}, \dot{m}_{rs}$: descarga de carvão mineral e das cinzas do processo, respectivamente;

$\dot{m}_g$: descarga dos gases de combustão;

$x_{C,carv}, x_{C,rs}$: fração mássica de carbono contida no carvão e nas cinzas do processo, respectivamente;

$x_{C,g}^{CO}$: fração mássica de carbono contido no CO do gás de combustão.

3.6 Planejamento dos Experimentos

O estudo das emissões de mercúrio neste trabalho envolve o tratamento e a análise de valores muito pequenos, obtidos a partir de um processo relativamente complexo. As chances de introduzir erros importantes são consideráveis e, com isso, a interpretação dos resultados pode ficar comprometida se não for considerado um planejamento cuidadoso dos testes experimentais.

Os modelos empíricos resultantes do planejamento deverão mostrar as reais tendências no comportamento de fenômenos ainda não explicados pela natureza física ou, em outro caso, reforçar a das já confirmadas. Com estes modelos é possível determinar a importância de uma

variável no processo estudado e prever com maior facilidade o resultado de qualquer condição operacional dentro daquela faixa na qual o modelo empírico foi desenvolvido.

3.6.1 Modelo estatístico do planejamento

Os experimentos para o estudo das emissões de mercúrio basearam-se no modelo de planejamento composto central (CCD) para dois fatores, descrito por NETO et al, 2003. Este esquema, também conhecido como planejamento em estrela, ilustra-se na Figura 3-32.

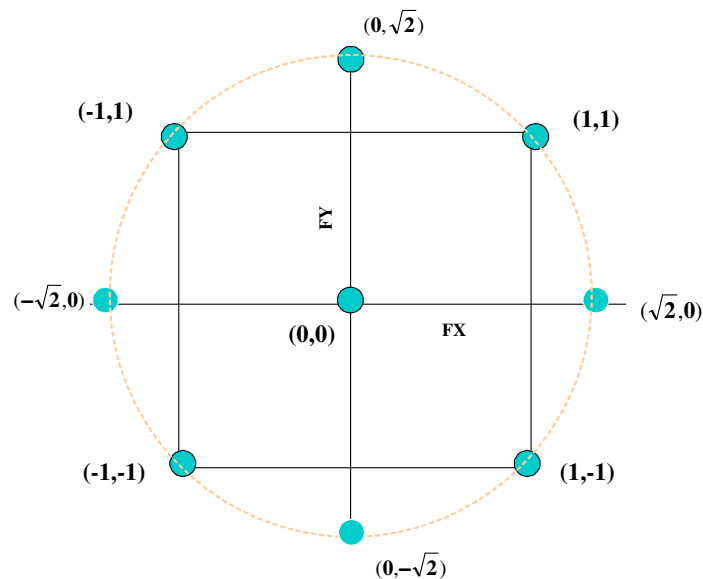


Figura 3-32. Esquema do planejamento em estrela adotado nos testes experimentais.

Um planejamento em estrela consiste das seguintes partes:

- Uma região denominada de fatorial, composta pelos pontos coordenados $(1,1)$, $(1,-1)$, $(-1,1)$ e $(-1,-1)$.
- Uma parte denominada de estrela, formada pelos pontos coordenados $(\sqrt{2},0)$, $(0,\sqrt{2})$, $(-\sqrt{2},0)$, $(0,-\sqrt{2})$;
- Um ponto central $(0,0)$.

O valor real dos fatores controláveis e independentes FX e FY , escolhidos para o estudo de uma variável de resposta ou interesse, deverá respeitar a distribuição dos pontos coordenados acima descritos. Estes pontos coordenados denominam-se tratamentos experimentais.

Diferentemente dos esquemas fatoriais puros, o planejamento em estrela permite construir um modelo quadrático completo para os dois fatores envolvidos, que poderá melhor prever o comportamento de uma variável de resposta. De acordo com NETO, et al., 2003, este modelo é da forma:

$$VR = b_0 + b_1.FX + b_{11}.FX^2 + b_2.FY + b_{22}.FY^2 + b_{12}.FX.FY \quad 3-55$$

onde $b_{i=0,1,2}$ são os coeficientes da correlação empírica.

O modelo de cálculo utilizado na análise estatística do planejamento em estrela é apresentado no Apêndice 1 do presente trabalho.

3.6.2 Programa dos testes de combustão

Os fatores controláveis do planejamento experimental foram a relação cálcio-enxofre e o excesso de ar. Com a relação cálcio-enxofre como variável de estudo, visou-se determinar o efeito da dolomita nas emissões de mercúrio, enquanto que, com o excesso de ar, estabelecer o impacto na eficiência de conversão de carbono do processo e nas emissões da combustão. A faixa de cada um destes fatores foi escolhida com base em informações disponíveis na literatura (KULLENDORFF e ANDERSSON, 1985; LECKNER, et al, 1992; ADANEZ, et al., 2001; ÖZKAN e DOĞU, 2002). Assim, para a região fatorial do planejamento em estrela, definiu-se uma relação molar cálcio-enxofre variando na faixa de 1,0 a 3,0, e um excesso de ar na faixa de 20 a 30%. A partir destes valores, os respectivos níveis para os tratamentos nos pontos estrela foram determinados. Adicionalmente, três tratamentos iguais, correspondentes ao ponto central do planejamento, foram adicionados no programa experimental para determinar o erro aleatório (MYERS E MONTGOMERY, 2002). A determinação do erro aleatório é necessária para estabelecer a significância estatística dos resultados.

Na Tabela 3-12 apresenta-se os onze tratamentos do programa experimental em função dos fatores envolvidos no estudo.

Tabela 3-12. Tratamentos do programa experimental.

Teste	Coordenada no planejamento	Fator	
		Relação molar cálcio-enxofre	Excesso de ar (%)
1	(0,0)	2,0	25
2	(0,0)	2,0	25
3	(0,0)	2,0	25
4	$(0, \sqrt{2})$	2,0	32
5	$(0, -\sqrt{2})$	2,0	18
6	(1,-1)	3,0	20
7	(1,1)	3,0	30
8	(-1,-1)	1,0	20
9	(-1,1)	1,0	30
10	$(-\sqrt{2}, 0)$	0,6	25
11	$(\sqrt{2}, 0)$	3,4	25

3.7 Procedimento dos Testes de Combustão

A Figura 3-33 mostra o fluxograma com as etapas necessárias de um teste típico de combustão.

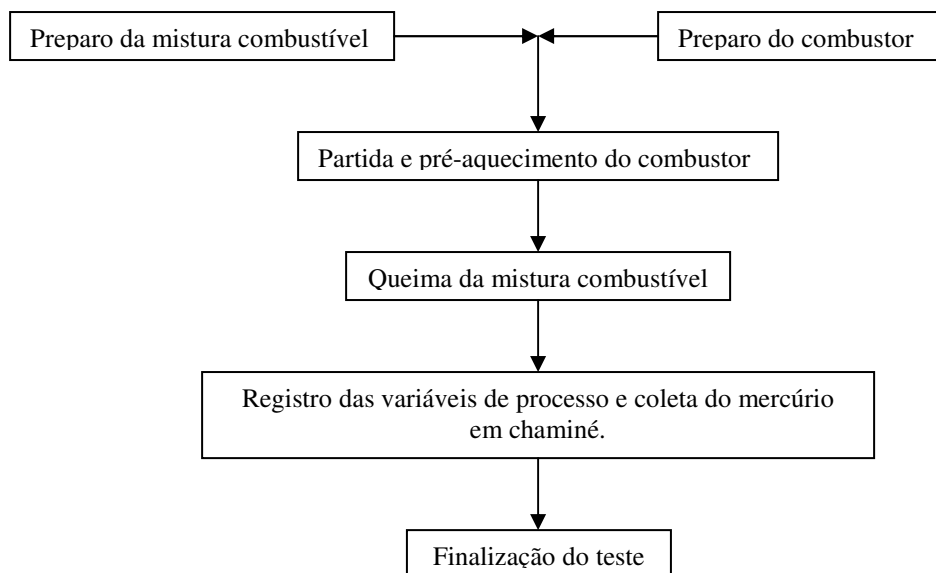


Figura 3-33. Fluxograma das etapas de um teste típico de combustão.

A seguir apresenta-se o roteiro do procedimento envolvido em cada etapa. Para não saturar a seqüência dos passos, o procedimento para a determinação das emissões de mercúrio no processo de combustão foi tratado separadamente nos itens 3.8 a 3.10.

3.7.1 Preparo da mistura combustível

Uma vez definido o valor da relação molar cálcio-enxofre que será utilizada no teste de queima, aplica-se a Eq. 3-27 para determinar a descarga de dolomita-carvão mineral requerida. Em seguida, calcula-se a quantidade necessária de cada um dos componentes para completar 10 kg da mistura combustível, a partir da Eq. 3-39.

A massa dos componentes da mistura foi medida com uma balança da marca TOLEDO, modelo 2090-XVIC, com capacidade de até 100 kg e resolução de 0,01 kg. Inicialmente, uma caixa vazia com capacidade de 15 litros foi colocada na balança para efetuar a tara da mesma. Em seguida alimentou-se a quantidade de carvão mineral previamente calculada e, posteriormente, completou-se os 10 kg da mistura com a adição de dolomita. A mistura preparada foi despejada numa betoneira industrial com motor de 0,5 HP, cujo recipiente misturador gira a aproximadamente 30 rpm. A homogeneização da mistura combustível foi realizada com a boca

da betoneira tampada, a fim de evitar a perda de partículas finas durante os vinte minutos que dura a operação. Posteriormente, a mistura pronta para uso foi retirada da betoneira e armazenada numa caixa de 15 litros de capacidade.

3.7.2 Preparo do combustor

Antes da realização de cada teste de combustão, é preciso garantir que o combustor e seus sistemas auxiliares estejam em condições apropriadas para operar. O fluxograma da Figura 3-34 resume as fases principais desta etapa.

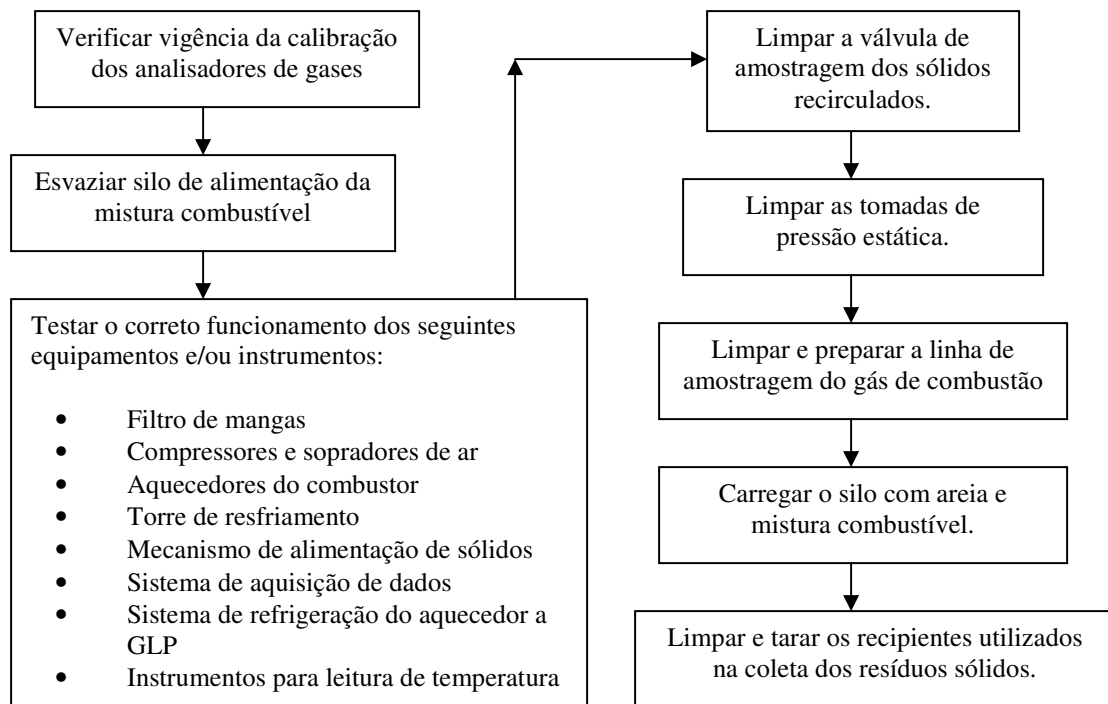


Figura 3-34. Fluxograma com as fases principais da etapa de preparo do combustor.

Roteiro:

1. Certificar que as utilidades, tais como, ar de serviço, água de refrigeração, energia elétrica e GLP estejam disponíveis e em condições normais para uso;
2. Se o teste de combustão visa medir a concentração dos gases da combustão, verificar que os analisadores estejam com calibração recente ou ainda vigente. No caso dos

analisadores de CO e O₂, verificar adicionalmente que as células eletroquímicas não tenham mais de dois anos de fabricação;

3. Ligar as chaves blindadas que energizam especificamente os seguintes equipamentos ou instrumentos:

- Compressores de ar *CO-1* e *CO-2*;
- Soprador de tiragem induzida do filtro de mangas *SO-2*;
- Motor *MO-1* e inversor de frequência do sistema de alimentação da mistura combustível;
- Soprador do ar de combustão *SO-1* do queimador a GLP;
- Motor da bomba de água *MO-3* e ventilador da torre de resfriamento *TR*;
- Resistência elétrica do aquecedor *AQ-1*.

4. Verificar que o interruptor da resistência elétrica do aquecedor *AQ-1* e do painel de instrumentação estejam na posição desligado. Energizar os painéis de instrumentação, conectando as tomadas correspondentes de 220 V e 110 V da rede elétrica estabilizada disponível no laboratório. Com esta operação ficam energizados, mas não ligados, os seguintes instrumentos: controlador de temperatura do aquecedor *AQ-1*, balança *BA*, mecanismo de ignição do aquecedor *AQ-2*, transdutor de pressão diferencial usado no registro das pressões estáticas na câmara de reação, seletor-indicador utilizado para medição das temperaturas não incluídas no sistema de aquisição de dados. Ligar o interruptor do painel de instrumentação;

5. Certificar que o silo *SI-1* esteja vazio. A boca superior do injetor de sólidos deverá estar tampada e, a mangueira flexível que ali conecta, deverá ter seu extremo inferior aberto ao ambiente. Posicionar-se um recipiente na boca inferior da mangueira flexível e acionar o motor *MO-1* com inversor de frequência fixado em 15 Hz. No caso da presença de partículas no silo, recomenda-se que o esvaziamento total seja realizado com o inversor de frequência fixado em 60 Hz para agilizar a operação;

6. Verificar que a válvula de by-pass *VA-4* esteja completamente aberta e fechar a passagem de ar procedente do compressor *CO-1* para qualquer outro sistema que não esteja relacionado com o combustor;

7. Posicionar um dos coletores de cinzas volantes na boca inferior do filtro de mangas. A vedação das superfícies em contato deverá garantir-se com a pressão suficiente exercida pelo macaco hidráulico;
8. Conferir que as válvulas *VA-5* e *VA-16* estejam totalmente abertas e, a válvula do ar secundário *VA-17*, totalmente fechada. Abrir a válvula *VA-6* até meia posição. Ligar o exaustor *SO-2* do filtro de mangas;
9. Certificar que a válvula principal de GLP, localizada dentro do laboratório, esteja totalmente fechada. Por segurança, todas as outras válvulas de GLP que não estejam relacionadas com o combustor devem permanecer fechadas;
10. Abrir a válvula que permite a passagem de GLP localizada no quarto de armazenamento de combustíveis. Abrir o número de botijões de GLP necessários para que a pressão máxima na linha de gás atinja $3,0 \text{ kgf/cm}^2$;
11. Ligar o compressor *CO-1* e fixar a sua rotação em 2.500 rpm com o inversor de frequência;
12. Regular a descarga de ar que entra na base do *riser* com o acionamento da válvula *VA-6*, de modo que o manômetro de pressão diferencial da placa de orifício *PO-2* esteja indicando ao redor de 400 mm coluna de água. Com esta restrição, na pressão estática e temperatura do ar medidas no local da placa de orifício, obtém-se aproximadamente uma descarga inicial de 105 kg/h e uma velocidade superficial do gás de 3,4 m/s no *riser*;
13. Acionar a válvula *VA-2* até posição de meia abertura para permitir a passagem de água de refrigeração pelos trocadores de calor do aquecedor *AQ-2*. Verificar a ausência de vazamentos na linha e a saída da água nos canos que descarregam no ralo do laboratório. Fechar a válvula *VA-2*;
14. Abrir a tampa do canal de posicionamento da vela de ignição e injetar ar comprimido no local até verificar a ausência de água no duto. Conectar o cabo elétrico da faísca no eletrodo da vela de ignição e inseri-la no duto até a posição marcada;
15. Verificar que a válvula agulha utilizada para aliviar a pressão de GLP na linha que alimenta o combustor esteja fechada. Abrir a válvula principal do laboratório que dá passagem de GLP aos equipamentos. Através do regulador de pressão posicionado na linha de gás, fixar uma pressão de $0,25 \text{ kgf/cm}^2$;

16. Ligar o soprador *SO-1* e ajustar a vazão de ar primário do queimador de GLP no valor de 30 Nm³/h, indicada na escala do rotâmetro *ROT-2*. Verificar que a válvula do rotâmetro *ROT-1* esteja completamente aberta. Acionar o interruptor que da partida à fase de ignição do queimador e esperar que o indicador da presença de chama fique aceso. Nesse instante, retirar a vela de ignição e deixá-la num lugar seguro. Colocar o tampão na saída do duto de posicionamento da vela de ignição e desligar o queimador. Com esta operação verifica-se o funcionamento do aquecedor *AQ-2*;
17. Ligar o interruptor da resistência elétrica do aquecedor *AQ-1*. Verificar o aumento na temperatura do ar e o controle no nível de 200°C na saída da resistência elétrica. Desligar o aquecedor *AQ-1*;
18. Abrir a válvula que fornece ar comprimido para o mecanismo de limpeza do filtro de mangas (o ar procede de um compressor externo ao laboratório). Verificar que a válvula de amostragem de gás de combustão *VA-41* esteja fechada. Ligar o controlador de pulsos do equipamento na tomada de 110 V da rede elétrica até que, no mínimo, sejam completados cinco pulsos. Desligar o controlador de pulsos;
19. Colocar um recipiente vazio na saída dos sólidos desviados pela válvula *VAS*. Abrir a válvula *VA-18* e acionar manualmente a manivela da válvula *VAS* várias vezes, a fim de retirar os sólidos que permanecem no local e também na linha de desvio. Com isto garante-se que a região da válvula *VAS* tem passagem livre de partículas. Fechar a válvula *VA-18* ao finalizar a operação;
20. Acionar, uma de cada vez, as válvulas solenóides das tomadas de pressão estática que estão posicionadas na câmara de reação. Registrar a leitura correspondente com o transdutor de pressão diferencial. O objetivo deste procedimento é determinar quais tomadas de pressão estariam entupidas com partículas remanescentes de um ensaio de combustão anterior. Pela experiência adquirida durante o manuseio do equipamento, determinou-se que tomadas de pressão com leituras acima de -90 mm coluna de água (menos negativas) estavam efetivamente entupidas. O desentupimento é realizado injetando-se ar comprimido na boca da porção do tubo que fica aberta à atmosfera após desmontagem da tomada de pressão. Verificar que todas as tomadas estejam indicando pressões estáticas abaixo de -90 mm coluna de água (mais negativas);

21. Preparar aproximadamente 70 kg de mistura combustível, 7 kg de carvão puro e 5 kg de areia quartzosa. Subir o material até o terceiro andar da plataforma do combustor com uso do guindaste;
22. Retirar a tampa da boca do silo *SI-1*, colocar um funil no lugar e tarar a leitura da balança *BA*. Verter 5 kg de areia no silo. Seguidamente, tarar a balança e verter 7 kg de carvão puro. Por último, tarar novamente a balança e colocar a mistura combustível. Registrar o valor final dessa massa;
23. Posicionar a boca inferior da mangueira flexível da linha de alimentação na entrada do injetor pneumático. Apertar a abraçadeira correspondente para garantir ausência de vazamentos;
24. Ligar a bomba e o ventilador da torre de resfriamento, verificar a ausência de vazamentos na linha de refrigeração;
25. Se o teste requer a avaliação dos gases de combustão, deverá realizar-se a limpeza da linha de amostragem que conecta com os analisadores. Esta limpeza realiza-se retirando a mangueira principal do extremo conectado na válvula *VA-41* e injetando ar comprimido em sentido contrário ao escoamento da amostra de gás, ou seja, pelo outro extremo da mangueira que conecta com o primeiro separador de partículas localizado na linha de amostragem. Abrir a válvula *VA-41* e injetar ar comprimido na saída dela, a fim de garantir a passagem livre para a amostragem de gás. Fechar a válvula. Instalar novamente todas as mangueiras que precisaram de limpeza. Trocar o filtro de partículas;
26. Verificar a correta operação do sistema de aquisição de dados;
27. Esvaziar os dois recipientes das cinzas volantes e registrar a massa inicial de cada um deles;
28. Desligar e desernegizar todos os equipamentos e instrumentos. Fechar os botijões de GLP e todas as válvulas do sistema que foram acionadas, a exceção das válvulas *VA-4* e do rotâmetro de GLP.

3.7.3 Partida e pré-aquecimento do combustor

A ordem das fases principais que constituem esta etapa é apresentada na Figura 3-35.

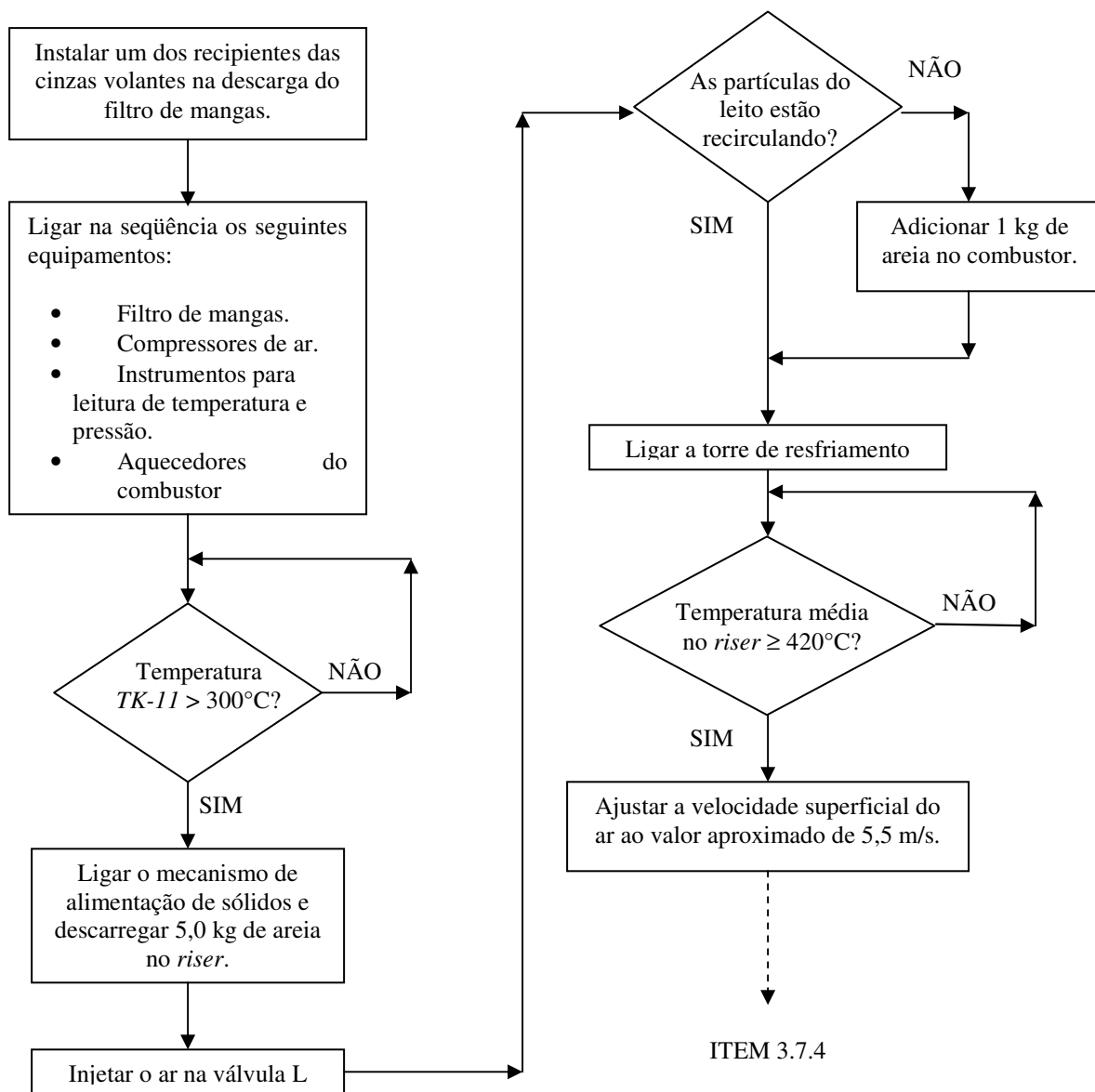


Figura 3-35 Fluxograma com as fases principais da partida e pré-aquecimento do combustor.

Roteiro:

1. Passos 1, 3, 4 e 6 do item 3.7.2;
2. Passo 7 do item 3.7.2. Adicionalmente, identificar o coletor instalado no filtro de mangas;
3. Passos 8 a 12 do item 3.7.2;

4. Acionar a válvula VA-2 até posição de meia abertura para permitir a passagem de água de refrigeração pelos trocadores de calor do aquecedor AQ-2. Verificar a saída da água pelos canos que descarregam no ralo do laboratório;
5. Abrir a tampa do canal de posicionamento da vela de ignição. Conectar o cabo elétrico da faísca no eletrodo da vela de ignição e inseri-la no duto até a posição marcada;
6. Passos 15 e 16 do item 3.7.2, porém, deixando ligado o queimador a GLP;
7. Aumentar a potência do queimador de GLP, incrementando gradativamente a pressão na linha de gás até atingir o valor final de $1,9 \text{ kgf/cm}^2$, o que resulta numa vazão de 1.800 NI/h no ROT-1. Este aumento na pressão de GLP deverá realizar-se simultaneamente com a abertura gradativa da válvula VA-3 do ar primário, até obter-se uma leitura de $90 \text{ N}^3/\text{h}$ no rotâmetro ROT-2. Na prática, o aumento da potência do queimador até seu nível máximo é conseguido mantendo-se, em cada alteração da vazão, uma relação de vinte para um no valor das leituras dos rotâmetros de GLP e do ar, desprezando-se as unidades das escalas respectivas. Como descrito no item 3.1.2, o excesso de ar na condição de máximo consumo de GLP e de aproximadamente 80%;
8. Passo 17, porém, deixando a resistência elétrica ligada;
9. Ligar o sistema de aquisição de dados e monitorar as temperaturas da câmara de combustão;
10. Quando o termopar da válvula L (TK-11) indicar o valor de 300°C , acionar o motor MO-1 e descarregar os 5,0 kg de areia ao riser a uma razão aproximada de 15 kg/h (15 Hz no inversor de frequência);
11. Com a válvula VA-10 totalmente aberta, permitir a passagem de ar na válvula L, abrindo gradativamente a válvula VRP-3. Fixar e manter o valor de 15% ($1,4 \text{ kg/h}$) na leitura do rotâmetro ROT-4. Observar e confirmar a mudança na tendência da temperatura registrada pelos termopares TK-9, TK-10, TK-11, conforme explicado no item 3.4.1. Caso não existam evidências da recirculação das partículas do leito, agregar 1 kg de areia a mais manualmente pela boca superior do injetor de sólidos;
12. Se a temperatura da água contida no reservatório MA-2 (medida pelo termopar TJ-5) atingir 30°C , ligar a bomba e o ventilador da torre de resfriamento TR;
13. Esperar que a temperatura média do leito no riser atinja um valor mínimo de 420°C . Determinar a velocidade superficial de fluidização a partir do valor de descarga de ar que

atravessa a placa de orifício *PO-2*, e ajusta-la até atingir um valor próximo a 5,5 m/s. Verificar que a temperatura do ar seja mantida acima de 420°C após o ajuste da velocidade de fluidização. Desligar a resistência elétrica do aquecedor *AQ-1* caso a temperatura *TK-1* do ar que sai do aquecedor *AQ-2*, atinja o valor de 660°C.

3.7.4 Queima da mistura combustível

A seqüência das fases principais que constituem esta etapa é resumida na Figura 3-36.

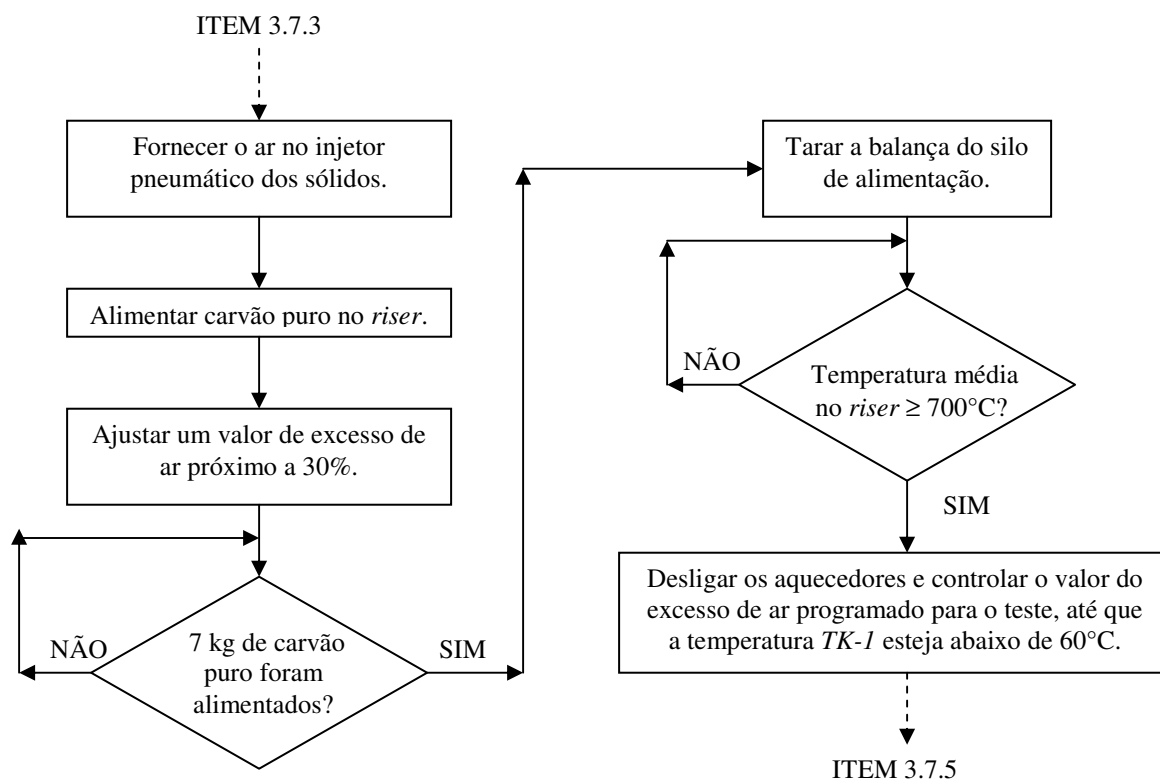


Figura 3-36. Fluxograma com as fases principais da etapa de queima da mistura combustível.

Roteiro:

1. Ligar o sistema de limpeza do filtro de mangas e desligá-lo somente após cinco pulsos de ar comprimido;
2. Fixar o valor de 14 Hz no inversor de frequência do motor *MO-1*. Tarar a balança *BA* e dar partida no motor *MO-1*. Em seguida, com a válvula *VA-14* completamente aberta,

permitir a passagem de ar pelo injetor pneumático através do acionamento da válvula *VRP-2*, até que a leitura no rotâmetro *ROT-3* seja ajustada e mantida no valor de 45% (3,6 kg/h).

3. Determinar a descarga real de carvão puro nos primeiros 10 minutos do início da alimentação. Ajustar a rotação da rosca sem-fim com o inversor de frequência para que o excesso de ar esteja próximo de 30%. Esperar que o comportamento da temperatura média do leito indique o início da combustão do carvão mineral;
4. Tarar novamente a balança *BA* no momento em que os sete quilos de carvão mineral puro sejam esvaziados. Quando a temperatura média do leito atingir o valor aproximado de 700°C, desligar o queimador a GLP mudando a posição do interruptor da ignição localizado no painel de controle. Desta forma, uma válvula solenóide fecha instantaneamente a passagem de GLP ao aquecedor *AQ-2*. Desligar a resistência elétrica do aquecedor *AQ-1* caso ainda estiver operando;
5. Ligar o sistema de limpeza do filtro de mangas e desligá-lo após cinco ou mais pulsos de ar comprimido;
6. Controlar a descarga de combustível para que a temperatura máxima na câmara de reação não supere 900°C. Iniciar o ajuste do excesso de ar no valor estabelecido para o teste, diminuindo progressivamente a descarga total de ar até um valor próximo de 70 kg/h, a fim de manter a velocidade de fluidização abaixo de 9,0 m/s. Corrigir o valor do excesso de ar a cada 20 minutos, até que a temperatura do ar medida pelo termopar *TK-1* indique um valor menor que 60°C. Abaixo desta temperatura, o valor de excesso de ar variará pouco, precisando de pequenos ajustes. Desligar o soprador *SO-1*.

3.7.5 Registro das variáveis de processo em regime estacionário

O fluxograma com a sequência das fases principais que constituem esta etapa é apresentado na Figura 3-37.

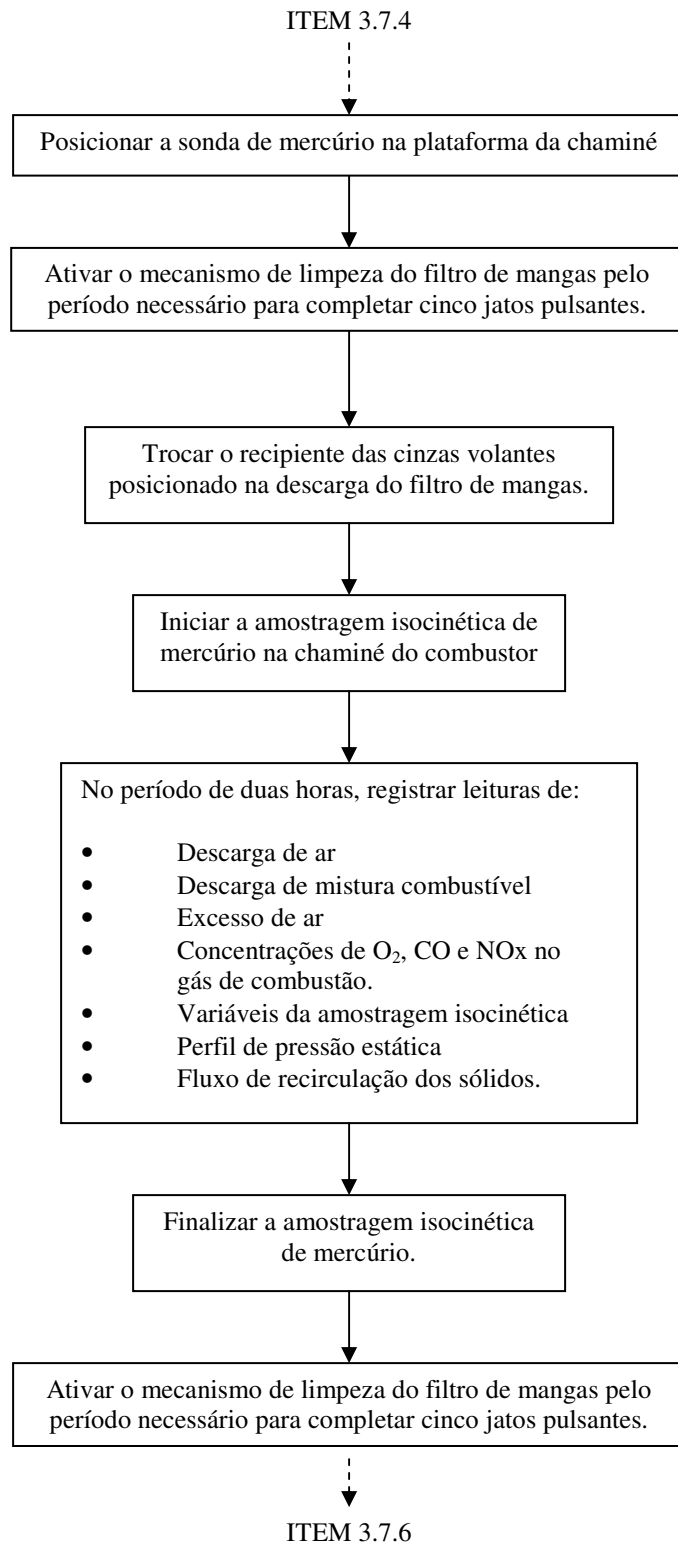


Figura 3-37. Fluxograma com as fases principais da etapa correspondente às medições experimentais durante o regime estacionário.

Roteiro:

1. Preparar os analisadores do gás de combustão e o amostrador de mercúrio;
2. Ligar o sistema de limpeza do filtro de mangas e desligá-lo após cinco ou mais pulsos de ar comprimido;
3. Realizar uma leitura do perfil de pressão estática na câmara de reação;
4. Posicionar a sonda de mercúrio na chaminé da plataforma de amostragem. Trocar o recipiente das cinzas volantes e registrar o horário. Iniciar a amostragem de mercúrio;
5. Verificar o excesso de ar a cada 10 minutos e corrigir se for necessário;
6. Preencher, a cada vinte minutos, os valores obtidos da descarga de ar, descarga de combustível e excesso de ar;
7. Posicionar o analisador de CO e O₂ ao final da linha de amostragem do gás de combustão, abrir a válvula VA-41 e ligar a bomba de vácuo. Ligar o analisador e permitir a passagem de gás de combustão durante três minutos, momento no qual, registram-se as leituras no instrumento. Desligar a bomba de vácuo e retirar o analisador de CO e O₂ da linha de amostragem, deixando que ele colete amostra do ar ambiente até que o valor de CO volte para um valor perto de zero e do oxigênio ao valor de 20,9%. Repetir o procedimento a cada vinte minutos. Por outro lado, como o analisador de NO_x é de leitura contínua, ele sempre permanece conectado à linha de amostragem do gás de combustão. Neste caso, as leituras obtidas durante os períodos de coleta são registradas diretamente pelo sistema de aquisição de dados;
8. Realizar outra leitura do perfil de pressão estática na câmara de combustão;
9. Finalização da coleta de gás de combustão com a sonda de mercúrio;
10. Fechar a válvula VA-41 e ligar o sistema de limpeza do filtro de mangas e desligá-lo após cinco ou mais pulsos de ar comprimido;
11. Medir o fluxo de recirculação dos sólidos, conforme procedimento descrito no item 3.4.1, porém, somente para o período de coleta de 10 segundos.

3.7.6 Finalização do teste

O fluxograma correspondente à etapa de finalização do teste de combustão é mostrado na Figura 3-38.

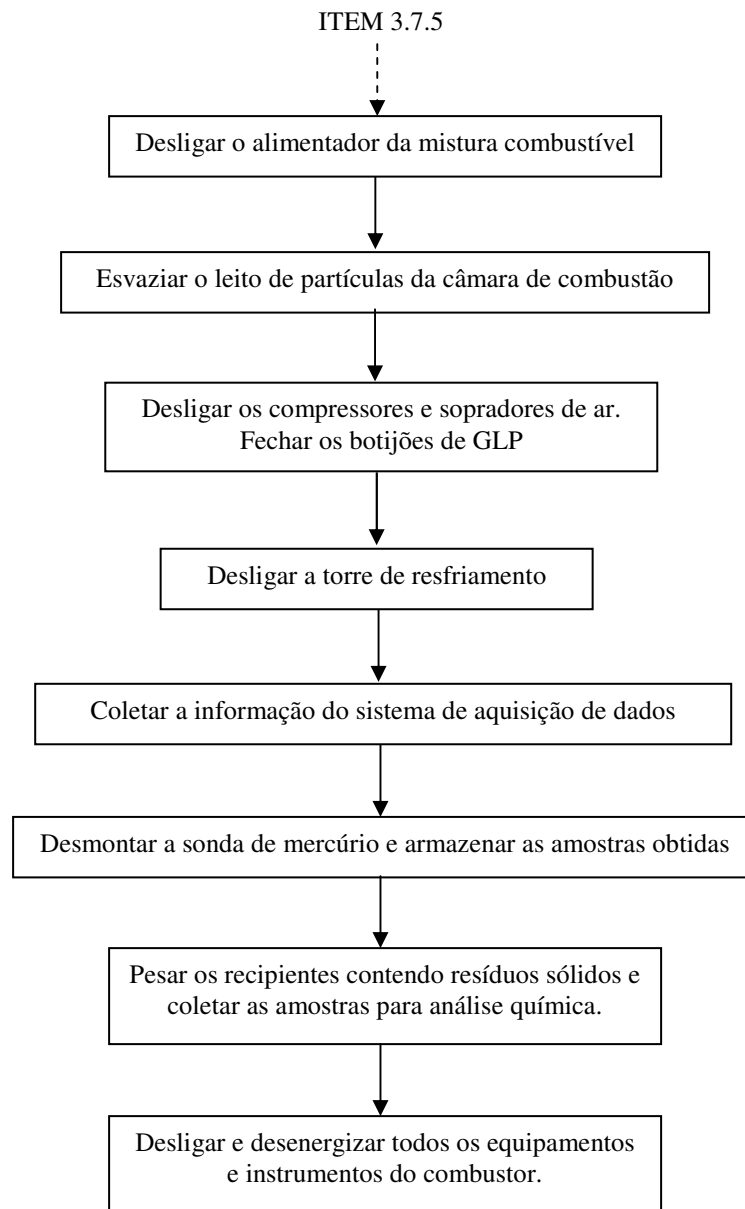


Figura 3-38. Fluxograma com as fases principais da etapa correspondente à finalização do teste de combustão.

Roteiro:

1. Interromper a alimentação da mistura combustível desligando o motor *MO-1*. A temperatura do leito deverá começar a descer rapidamente;
2. Abrir a válvula *VA-11* para descarregar as cinzas de fundo da câmara de reação num recipiente metálico. Fechar as válvulas *VRP-2* e *VRP-3*. Seguidamente, desconectar a

mangueira flexível pertencente à linha de alimentação de mistura combustível no ponto que conecta com o injetor pneumático. Tampar a boca superior do injetor;

3. Desligar o soprador *SO-2* do filtro de mangas e continuar descarregando as cinzas de fundo até observar que o gás sai praticamente livre de partículas. Fechar a válvula *VA-11*;
4. Fechar a válvula da água de resfriamento *VA-2*;
5. Interromper o fornecimento de ar de fluidização, fechando completamente a válvula *VA-6*. Fechar a válvula principal de GLP localizada dentro do laboratório;
6. Desligar os compressores *CO-1* e *CO-2*. Desligar a bomba e ventilador da torre de resfriamento *TR*. Fechar os botijões de GLP e a válvula principal de fornecimento localizada no quarto de armazenamento de combustíveis;
7. Descarregar a informação do sistema de aquisição de dados e desliga-lo;
8. Desmontar a sonda de mercúrio e armazenar as respectivas amostras;
9. Tirar o recipiente das cinzas volantes conectado no filtro de mangas. Pesar todos os recipientes com cinzas volantes e de fundo. Registrar os valores de massa obtidos;
10. Coletar amostras de cinzas volantes e de fundo para posterior análise.
11. Desligar todos os interruptores do painel de instrumentação e as chaves blindadas relacionadas com o combustor;

3.8 Amostragem de Mercúrio

Na Figura 3-39 é apresentada a distribuição dos pontos de amostragem de mercúrio no combustor. Nos pontos 1 e 2, a coleta é feita manualmente após finalização do teste de combustão respectivo, com todas as amostras em estado sólido. No ponto 1, a coleta realiza-se com o equipamento isocinético posicionado na chaminé. Neste local, obtêm-se amostras sólidas (filtro sujo), assim como, amostras líquidas (absorventes dos borbulhadores).

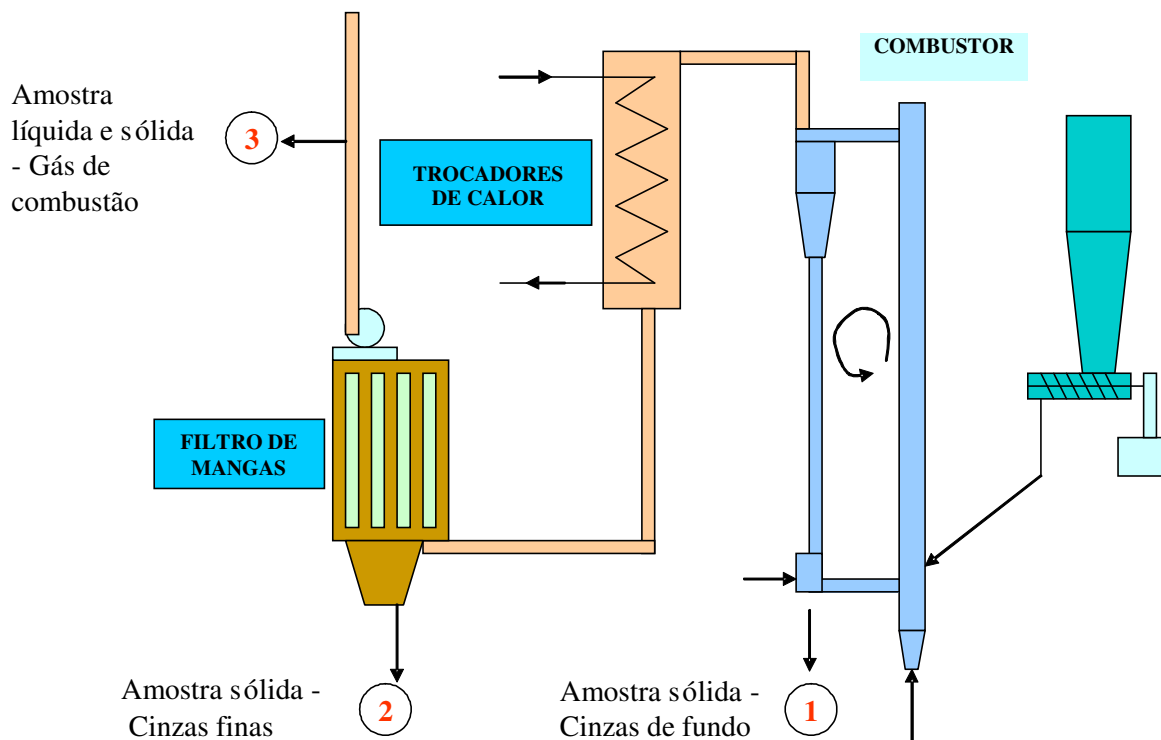


Figura 3-39 Localização dos pontos de amostragem de mercúrio no combustor.

A amostragem de mercúrio consistiu das seguintes etapas: preparo de reagentes e vidraria, montagem do coletor isocinético, coleta do gás de combustão, e desmontagem do coletor e tratamento das amostras.

3.8.1 Preparo de reagentes e vidraria

Os reagentes utilizados nas amostragens de mercúrio corresponderam aos especificados no item 8.0 do método ASTM-D6784 (2002) - *Ontario Hydro-OH*, com exceção dos reagentes requeridos para determinar separadamente o mercúrio na forma Hg^{2+} . As soluções contidas nos borbulhadores 1 a 4 foram preparadas por pessoal do IQ da UNICAMP, na maioria das vezes, no mesmo dia da amostragem. Durante a fase de aquecimento do combustor, essas soluções eram trazidas para o laboratório e permaneciam em geladeira até a hora da montagem no amostrador. Na medida do possível, a solução de $KMnO_4/H_2SO_4$ mantinha-se protegida da luz ambiente com cobertura de papel alumínio para evitar prováveis alterações fotoquímicas.

Um dia antes do teste de combustão, toda a vidraria do amostrador era lavada com água destilada e, posteriormente, colocada em um banho com 10 L de ácido nítrico na concentração 0,1 N. Após vinte e quatro horas ou mais, a vidraria era retirada, seca ao ar ambiente e protegida contra poeira.

3.8.2 Montagem do coletor isocínético

Aproximadamente uma hora antes do início da fase de regime permanente do processo de combustão, começava-se o procedimento para a montagem do sistema de amostragem de mercúrio. Inicialmente, um filtro de quartzo limpo mantido em dessecador era pesado numa balança analítica da marca OHAUS, modelo GA200, com resolução de 0,0001 g. Posteriormente ao registro da massa, o filtro era montado no porta-filtro. Para evitar contaminação, o filtro sempre era manipulado com pinça de ponta revestida em teflon.

Em seguida, as soluções reagentes eram retiradas da geladeira e vertidas nos respectivos borbulhadores, na seqüência e quantidade indicada na Tabela 3-8. O volume dos reagentes era medido com uma proveta com capacidade de 100 mL e resolução de 1 mL. Nessa operação, a massa de cada borbulhador contendo reagente era também registrada, incluindo a do quinto borbulhador preenchido com, aproximadamente, 200 g de sílica-gel. Na pesagem utilizou-se uma balança da marca OHAUS, modelo EOK210, com 0,1 g de resolução. Posteriormente, os borbulhadores eram colocados na caixa fria e conectados em série com as conexões em U e as pinças metálicas. Na seqüência, a boquilha, o tubo de amostragem e o porta-filtro eram instalados no lugar de operação.

Perto do início da fase de regime permanente do combustor, o amostrador era transladado para a plataforma da chaminé. Conectava-se a linha de vácuo ao acoplamento rápido da caixa fria e verificava-se se os extremos do termopar da chaminé e do tubo pitot estavam no centro da seção transversal do duto. Adicionalmente, confirmava-se que as mangueiras do pitot estavam conectadas corretamente ao dispositivo, assim como, ao manômetro da bancada de operação. Em seguida, na caixa fria colocavam-se aproximadamente 5 kg de gelo picado e cobria-se com pano para protegê-la contra a luz solar.

Finalmente, registrava-se o valor do volume indicado no medidor de gás, conectava-se a bancada de operação na rede elétrica, e nivelava-se o manômetro inclinado do amostrador.

3.8.3 Coleta do gás de combustão

Uma vez atingida a condição de regime permanente no combustor, o extremo da boquilha do amostrador era posicionado no centro da seção transversal da chaminé. A válvula de ajuste fino da bancada de operação abria-se totalmente, enquanto que, a válvula do ajuste grosso, abria-se somente até a metade. Registravam-se as leituras de temperatura na chaminé ($T_{g,ch}$), no medidor volumétrico de gás ($T_{g,m}$) e na placa de orifício do amostrador ($T_{g,po}$), assim como, a leitura da pressão dinâmica ($P_{v,g,ch}$) do gás na chaminé.

Em seguida, calculava-se o valor requerido da pressão diferencial na placa de orifício ($\Delta P_{g,po}$) para obter a condição isocinética no início da amostragem. Os passos necessários para este cálculo são apresentados a seguir:

- Assume-se um valor de 0,06 para $B_{g,m}$, de acordo com informação disponível de testes preliminares visando somente a determinação da umidade;
- Considera-se um valor de 29 kg/kgmol para a massa molar do gás na base seca (M_g^d). Para a massa molar úmida (M_g^w), o valor correspondente é calculado de acordo com a expressão sugerida no método U.S. E.P.A. n.2 (2006):

$$M_g^w = M_g^d \cdot (1 - B_{g,m}) + 18 \cdot B_{g,m} \quad 3-56$$

- Tendo em conta que nas condições de operação, o valor da pressão estática na chaminé e da pressão diferencial de gás na placa de orifício são desprezíveis com relação ao valor da pressão barométrica, considera-se a razão entre $P_{g,ch}$ e $P_{g,po}$ igual a 1:

$$\frac{P_{g,ch}}{P_{g,po}} = \frac{Pb + Pe_{g,ch}}{Pb + \Delta P_{g,po}} \approx 1 \quad 3-57$$

- O valor da constante da placa de orifício foi calculado através de um procedimento iterativo, no qual, o valor de $\Delta P_{g,po}$ determinado pela Eq. 3-17 e o valor correspondente de $\Delta P_{g,po}$ utilizado no cálculo de própria constante ficam próximos. Para iniciar o cálculo e facilitar a convergência, assume-se o valor de $6,373 \times 10^{-3} \text{ m}^3 \cdot \text{s}^{-1} \cdot (\text{Pa} \cdot \text{kg} \cdot \text{mmH}_2\text{O}^{-1} \cdot \text{kmol}^{-1} \cdot \text{K}^{-1})^{1/2}$ para κ , calculado na seção 3.3.3 para uma $\Delta P_{g,po}$ de 11,9 mmH₂O.

No instante em que a bomba de vácuo era ligada, iniciava-se a contagem do tempo com um cronômetro digital e procedia-se ao ajuste da queda de pressão diferencial na placa de orifício, no valor fornecido pela Eq. 3-17. Esta regulagem era realizada com as válvulas de ajuste grosso e fino do amostrador. Uma nova leitura e o cálculo das variáveis utilizadas nessa equação eram realizados a cada vinte minutos, até completar um total de duas horas efetivas de operação. O volume do gás amostrado em cada intervalo era também registrado.

Normalmente, durante a coleta era necessário fazer uma parada para trocar o filtro de partículas do amostrador, devido ao acúmulo excessivo de material após uma hora de operação. Esta troca realizava-se quando o vacuômetro do amostrador acusava um valor de cinco polegadas de Hg, nível que foi estabelecido como limite após ter sido observado, durante um teste preliminar, que o líquido dos borbulhadores deslocava-se subitamente para o último frasco contendo sílica-gel quando o vácuo atingia aproximadamente oito polegadas de Hg.

Finalizados os 120 minutos efetivos de amostragem, a bomba de vácuo era desligada e o último valor de volume indicado pelo medidor de gás era registrado. Todos os instrumentos e equipamentos da bancada de operação eram desenergizados.

3.8.4 Desmontagem do coletor isocinético e tratamento das amostras

Uma vez encerrado o teste de combustão, o coletor isocinético era deslocado ao interior do laboratório para recolher as amostras contendo mercúrio. A desmontagem do coletor começava com a retirada da boquilha e do tubo de amostragem. Em seguida, removia-se a porta-filtro e retirava-se o filtro sujo com a pinça revestida em teflon. Este procedimento deve ser realizado com bastante cuidado para evitar perda de material particulado. Este filtro era logo colocado numa cápsula petri com tampa e armazenado em geladeira. Posteriormente, na seqüência, desmontava-se os borbulhadores n.1 a n.5 e se os retirava da caixa fria. Imediatamente, registrava-se a massa de cada um deles, sem a tampa e com a solução reagente.

O conteúdo do borbulhador n.1 era despejado num frasco de 250 ml de capacidade. Na seqüência o interior do borbulhador e da sua tampa era enxaguado com aproximadamente 20 mL de uma solução de ácido nítrico 0,1 N, e essa quantidade era recolhida ao mesmo frasco, que era imediatamente tampado e armazenado em geladeira.

O conteúdo dos borbulhadores n.2 a n.4 era despejado num frasco de 500 ml de capacidade. Na seqüência, o interior de cada borbulhador e da sua tampa era enxaguado com aproximadamente 20 mL de uma solução de ácido nítrico 0,1 N, recolhida ao frasco. Depois, com aproximadamente 20 mL de uma solução de cloridrato de hidroxilamina (10% w/v) repetia-se a lavagem para recolher os resíduos de solução $\text{KMnO}_4/\text{H}_2\text{SO}_4$ e recolhia-se ao frasco da amostra. Finalmente, o borbulhador n.5 era esvaziado, e a sílica-gel que estava contida nele era regenerada em estufa.

Por outro lado, as amostras de resíduos sólidos do processo de combustão eram coletadas manualmente após finalização do teste de combustão. Estas amostras eram pesadas, armazenadas em frascos de 200 mL com tampa e mantidas ao ambiente. A amostra de cinzas volantes era tirada do recipiente que recolheu o material coletado no filtro de mangas durante a fase de regime permanente da combustão.

Por último, a capsula petri com o filtro sujo era retirado da geladeira e mantido sem tampa por aproximadamente 24 horas em um dessecador. Após esse período, registrava-se a massa do filtro. O filtro era colocado novamente na cápsula petri e armazenava-se em geladeira até a sua entrega para análise química..

3.9 Análise Química do Mercúrio

O mercúrio contido nos efluentes do processo de combustão foi quantificado no laboratório do Grupo de Química Ambiental do Instituto de Química da UNICAMP. Todas as amostras foram analisadas pela técnica de Espectrofotometria de Fluorescência Atômica de Vapor Frio (CVAFS). A seguir descreve-se o procedimento das respectivas análises químicas.

3.9.1 Determinação de mercúrio na mistura combustível e nos resíduos sólidos

O mercúrio contido nos componentes da mistura combustível (carvão mineral e calcário) e nos resíduos sólidos do processo de combustão (cinzas de fundo e cinzas volantes) foi determinado seguindo o método 3050B da U.S. E.P.A. (1996), com algumas adaptações. De acordo com este método, 1,5 g da amostra são colocadas em um erlenmeyer de 125 mL. Adicionam-se 10 mL de água deionizada ultra pura, 5 mL de ácido sulfúrico concentrado, 2,5 mL de ácido nítrico concentrado e 10 mL de permanganato de potássio (7,5%_{w/v}). Agita-se e tampam-se o erlenmeyer com vidro de relógio. Após 15 minutos, adicionam-se 5 mL de uma solução de persulfato de potássio (8%_{w/v}). Agita-se novamente e coloca-se o erlenmeyer numa chapa de aquecimento, mantida a aproximadamente 80°C por duas horas. Após a solução esfriar, adicionam-se 3 mL de cloridrato de hidroxilamina (15%_{w/v}), com o fim de destruir o excesso de oxidante. Transfere-se a mistura para um balão de 50 mL e completa-se o volume com água deionizada ultra pura.

Uma alíquota (5 mL) da solução anterior é transferida para um frasco borbulhador contendo 20 mL de cloreto estano (10%_{w/v}) e 80 mL de água deionizada ultra pura (Figura 3-40a). Na sequência, adiciona-se 1 mL de SnCl₂ para reduzir o mercúrio Hg^{2+} a Hg^0 .

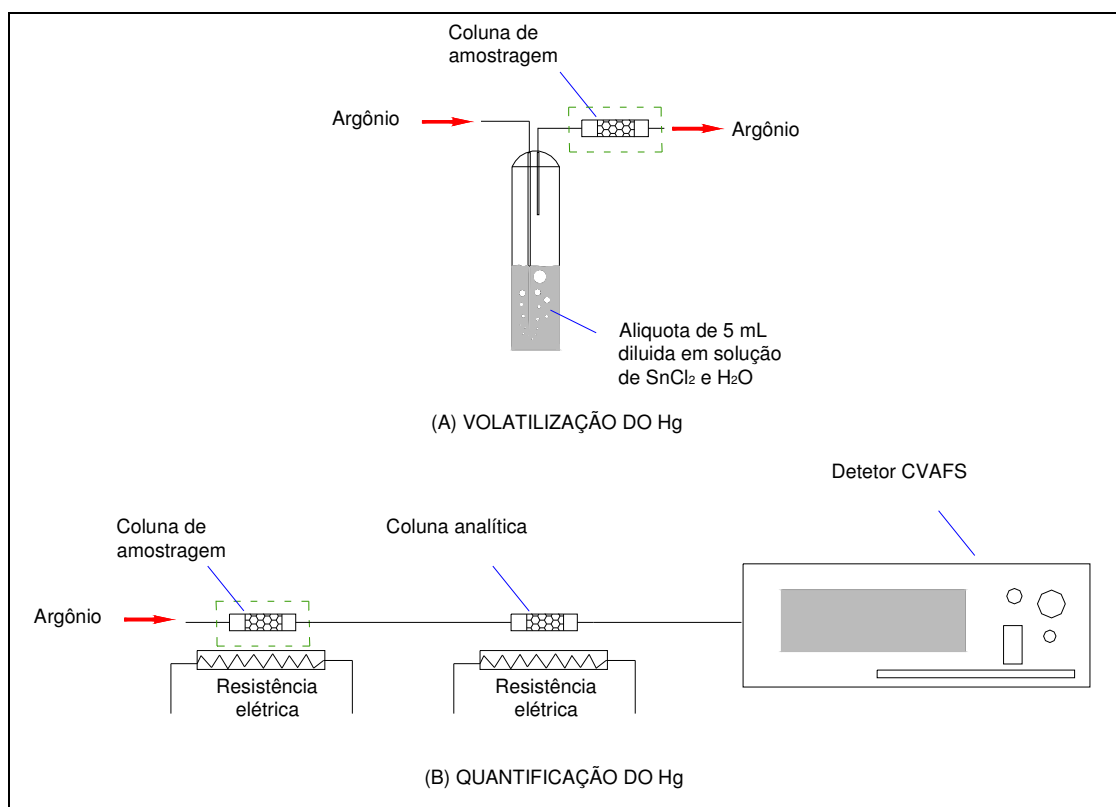


Figura 3-40. Esquema da montagem para a análise química do mercúrio.

A solução fica borbulhando por 10 minutos com a passagem de argônio numa vazão de 300 mL/min, para que o Hg^0 seja volatilizado e logo capturado por uma coluna de ouro, denominada coluna de amostragem. Esta coluna é mostrada na Figura 3-41.



Figura 3-41. Coluna de ouro utilizada para amostragem de Hg.

Posteriormente, a coluna de amostragem é transportada até a linha de quantificação do Hg (Figura 3-39b) onde ela é aquecida até aproximadamente 450°C por uma resistência elétrica. O mercúrio liberado neste aquecimento, todo na forma elementar Hg^0 , é arrastado pelo argônio injetado na linha, e obrigado a passar por uma segunda coluna de ouro, denominada coluna analítica. Esta coluna analítica é logo novamente aquecida até quase 450°C, com o que, o Hg^0 desprendido entra no detector, constituído por um espectrofotômetro de fluorescência atômica de vapor frio, da marca Brooks Rand, modelo III. (Figura 3-42).

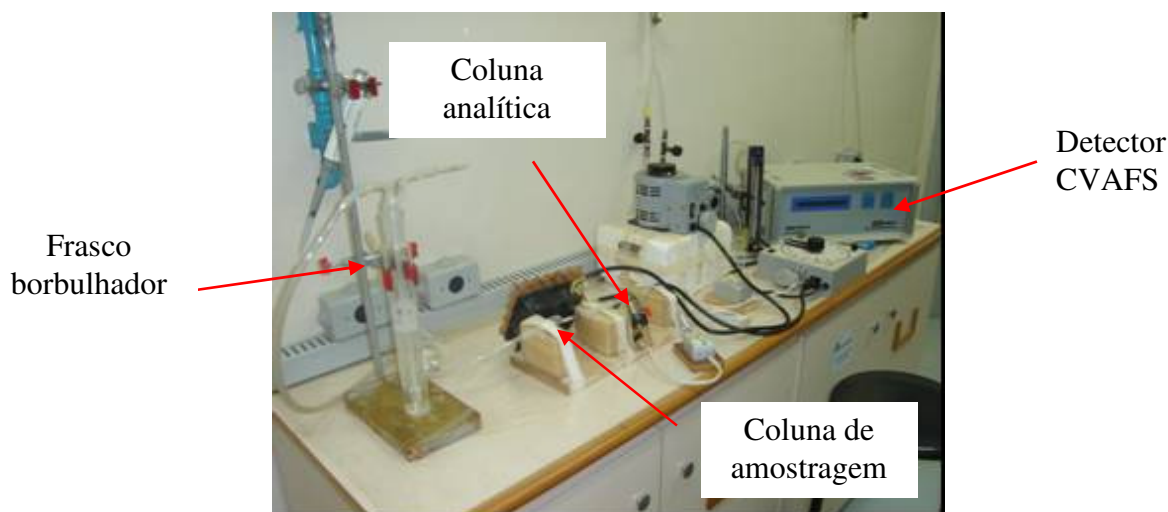


Figura 3-42. Vista do analisador CVAFS e dos instrumentos auxiliares.

3.9.2 Determinação de mercúrio no gás de combustão

Mercúrio retido no filtro da sonda isocinética: O processo de digestão dos filtros baseia-se no método para amostragem e análise de mercúrio atmosférico da U.S. E.P.A. (1999). Inicialmente, os filtros são colocados em um vaso digestor (de teflon) e 20 mL de HNO_3 (10%_{w/v}) são adicionados. Logo, a mistura é aquecida em microondas por 3 min a 600 W e por 17 min a 400 W. Após o resfriamento, adiciona-se 1 mL de cloreto de bromo ($BrCl$) a fim de oxidar todo o mercúrio da amostra e converte-lo à forma Hg^{2+} . Após uma hora, adicionam-se 3 mL de cloridrato de hidroxilamina para destruir o excesso de oxidante, momento no qual, transfere-se a amostra para um balão de 50 mL. O volume deste balão completa-se com água deionizada ultra pura. Seguidamente, uma alíquota (5mL) da amostra é transferida para o frasco borbulhador, e analisada conforme explicado no item 3.9.1.

A leitura do espectrofotômetro relaciona-se com a concentração de mercúrio na amostra através de uma curva analítica previamente elaborada (curva de calibração). Esta calibração foi efetuada adicionando-se diferentes volumes de uma solução padrão de 100 ng/mL de Hg (em BrCl 2%) em filtros limpos. Estes filtros passaram pelo mesmo procedimento de digestão e de análise que as amostras. A solução padrão de Hg foi obtida através de diluições sucessivas da solução estoque de 1.000 mg/g de mercúrio.

Todas as amostras foram analisadas em duplicata e, a exatidão do método, avaliada pela análise do material certificado de referência (NIST SRM-2587, 1999).

Mercúrio retido nas soluções absorventes da sonda isocinética: De acordo com o reagente ou absorvente colocado em cada borbulhador da sonda isocinética, um procedimento de análise específico foi executado para determinar a quantidade de mercúrio. Estes são apresentados a seguir.

- **Amostra retida em absorvente $\text{HNO}_3/\text{H}_2\text{O}_2$:** A amostra recolhida no borbulhador n.1 é transferida para um balão de 250 mL. O volume deste recipiente é completado com água ultra pura. Logo, 5 mL da amostra são transferidos para um erlenmeyer, onde se adiciona 0,25 mL de ácido clorídrico concentrado. Em seguida, elimina-se o peróxido de hidrogênio através da adição de pequenas quantidades (0,25 mL) de solução KMnO_4 (5%_{w/v}), até se observar uma mudança de cor para roxo. O volume total adicionado da solução KMnO_4 é registrado. Antes da análise, adiciona-se 1 mL de hidroxilamina 10%_{w/v}, quantidade que deixará a solução incolora. Posteriormente, uma alíquota que pode variar de 1 a 5 mL é transferida para o frasco borbulhador, onde logo é feita a quantificação do mercúrio conforme item 3.9.1.
- **Amostra retida em absorvente $\text{KMnO}_4/\text{H}_2\text{SO}_4$:** 10 mL da amostra recolhida nos borbulhadores n. 2, 3 e 4 (armazenadas inicialmente num balão de 500 mL) são transferidos para um erlenmeyer, e antes da análise, adiciona-se 1 mL de cloridrato de hidroxilamina 10%_{w/v}, quantidade que deixará a solução incolora. Posteriormente, uma

alíquota que pode variar de 1 a 5 mL é transferida para o frasco borbulhador, onde logo é feita a quantificação do mercúrio conforme item 3.9.1.

3.10 Cálculo das Emissões de Mercúrio no Processo de Combustão

As emissões de mercúrio no processo de combustão foram determinadas multiplicando a concentração do poluente presente no efluente analisado pela descarga ou vazão respectiva desse efluente. Assim, para as emissões de mercúrio no gás de combustão:

$$\dot{m}_{Hg,ch} = \left(\frac{m_{Hg,m}}{\forall_{g,m}} \right) \cdot \dot{\forall}_{g,ch} \quad 3-58$$

e para as emissões de mercúrio nos resíduos sólidos do processo,

$$\dot{m}_{Hg,rs} = \left(\frac{m_{Hg,m}}{m_{rs,m}} \right) \cdot \dot{m}_{rs} \quad 3-59$$

onde,

$\dot{m}_{Hg,ch}, \dot{m}_{Hg,rs}$: emissão de mercúrio na chaminé e nos resíduos sólidos, respectivamente;

$m_{Hg,m}$: massa de mercúrio na amostra, determinado na análise química;

$\dot{m}_{rs}, m_{rs,m}$: descarga de resíduo sólido e massa da amostra utilizada na análise química, respectivamente;

$\dot{\forall}_{g,ch}, \forall_{g,m}$: vazão de gás de combustão na chaminé e volume de gás amostrado, respectivamente.

A determinação de $\dot{\forall}_{g,ch}$ é detalhada no roteiro de cálculo correspondente à porcentagem isocinética das amostragens, apresentado no Apêndice 1 do presente trabalho.

Capítulo 4

Resultados e Discussão

Este capítulo apresenta e discute os resultados do estudo realizado. Dois itens principais foram analisados: um dedicado aos aspectos relacionados com a fluidodinâmica e com o rendimento do processo de combustão, e outro, à avaliação das emissões de mercúrio nos efluentes sólidos e gasosos.

4.1 Características Fluidodinâmicas e da Combustão no Leito Fluidizado Rápido

Os aspectos fluidodinâmicos discutidos neste trabalho foram: o perfil de pressão estática ao longo da câmara de reação, a velocidade superficial de fluidização e o fluxo de recirculação dos sólidos. De outro lado, as características da combustão e do rendimento do processo foram analisadas com base nos seguintes parâmetros: perfil de temperatura, concentração de CO e NO_x nos gases de combustão, eficiência de remoção de partículas no filtro de mangas e eficiência de conversão de carbono.

A fim de mostrar a faixa operacional obtida nos ensaios de combustão, na Tabela 4-1 compilam-se os valores máximos e mínimos das principais variáveis medidas nos onze ensaios realizados. No Apêndice 2 deste trabalho são apresentadas as planilhas com os dados experimentais descritos em detalhe.

Tabela 4-1. Valores máximos e mínimos dos parâmetros operacionais obtidos nos ensaios de combustão.

Parâmetro	Máximo	Mínimo
Variáveis controladas		
• Descarga do ar de combustão (kg/h)	75,9	70,3
• Descarga da mistura combustível (kg/h)	12,6	9,0
• Excesso de ar (%) ⁽¹⁾	32,7	17,9
• Relação molar cálcio-enxofre	3,4	0,6
Variáveis dependentes		
• Velocidade superficial de fluidização (m/s)	8,3	8,8
• Pressão estática média no <i>riser</i> (mmH ₂ O)	35	15
• Temperatura média no <i>riser</i> (°C)	852	797
• Fluxo de recirculação dos sólidos (kg/m ² .s)	11,9	5,8
• Composição do gás de combustão:		
O ₂ (% _v)	7,3	5,5
CO (ppm _v)	287	85
NOx (ppm _v)	209	111
• Inventário de sólidos no combustor (kg)	12,5	8,5
• Eficiência do separador de partículas ⁽²⁾ (%)	99,6	99,4
• Eficiência de conversão de carbono (%)	94,4	86,2

⁽¹⁾ Determinado experimentalmente;

⁽²⁾ Filtro de mangas.

4.1.1 Perfil de pressão estática

Como os ensaios de combustão foram realizados com o exaustor do filtro de mangas em operação, o que originou valores de pressão estática negativos em algumas zonas da câmara de reação, todas as leituras obtidas experimentalmente foram corrigidas com base em um valor de referência. Neste caso, o valor de referência correspondeu à pressão estática mais negativa de todos os testes realizados. Desta maneira, os resultados obtidos em cada perfil ficaram expressos em valores positivos e, portanto, melhor apresentados para uma análise comparativa.

Na Figura 4-1 são apresentados os resultados de pressão estática para cada teste de combustão (T₁ a T₁₁). Tendo em conta que os testes T₁ a T₃ foram realizados nas mesmas condições experimentais, eles são representados por um único valor, correspondente à média dos três casos.

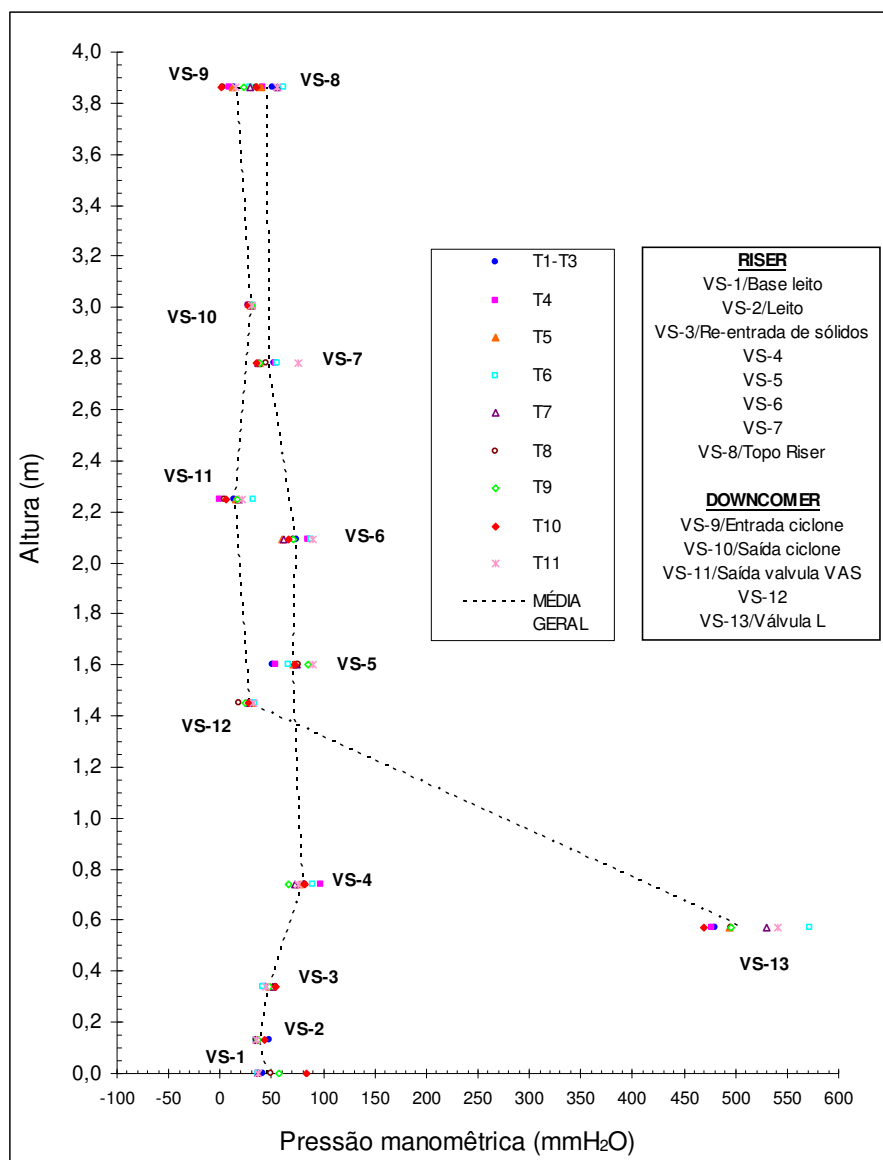


Figura 4-1. Perfil de pressão estática dos testes de combustão.

De maneira geral, o perfil indicado na Figura 4-1 apresentou o comportamento característico da pressão estática para um conjunto *riser-downcomer*, no qual, a pressão média na coluna de fluidização é maior do que na coluna de retorno. Além disso, a pressão estática máxima no combustor aconteceu na região da válvula L, como esperado. No entanto, alguns pontos do perfil, principalmente, os localizados na base do *riser* (VS-1 a VS-3), não seguiram a tendência usual, mostrando valores de pressão abaixo dos obtidos em cotas mais elevadas da coluna de fluidização. O entupimento apreciável das tomadas de pressão foi apontado como a causa do fenômeno, o que se confirmou após finalização de cada teste.

Um problema semelhante com as leituras de pressão foi percebido previamente nos ensaios utilizando somente areia quente (item 3.4). Porém, no caso da combustão de carvão, o entupimento das tomadas de pressão foi mais intenso, acreditando-se que tenha ocorrido pelos seguintes motivos: maior densidade de partículas na câmara de reação pelo incremento do inventário de sólidos (conferido ao final dos testes), presença de partículas consideravelmente mais finas e, possivelmente, ocorrência de aglomeração de partículas de carvão no canal das tomadas em um ambiente de combustão. Assim, em vista das incertezas introduzidas nas leituras de pressão estática, a determinação de um perfil de porosidade ou de vazio ao longo do *riser* sob condições de combustão tem confiabilidade comprometida, e dessa forma, não poderia ser comparado com outros disponíveis na literatura.

Os resultados também revelaram a ausência de diferenças apreciáveis entre os perfis de pressão obtidos em cada teste. Variações consideráveis foram observadas somente no ponto correspondente à válvula L (VS-13), onde o valor medido mostrou uma relação com o inventário de sólidos na câmara de reação, como ilustrado na Figura 4-2.

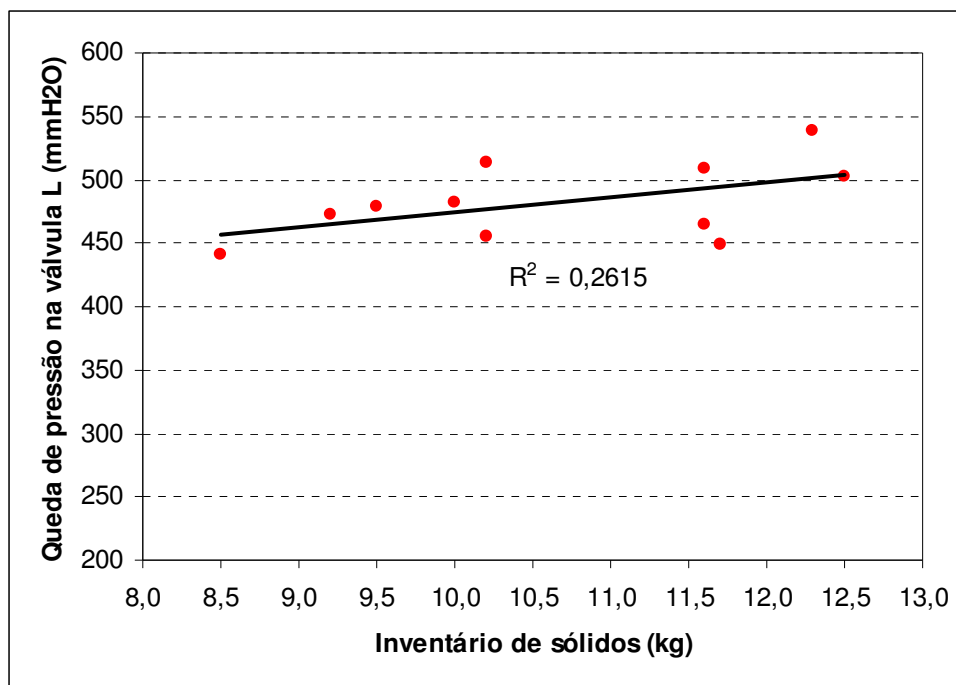


Figura 4-2. Queda de pressão na válvula L em função do inventário de sólidos no combustor.

RHODES e LAUSSMANN (1992) tinham demonstrado que quanto maior o inventário de sólidos colocado no sistema, maior seria a queda de pressão experimentada na válvula L. Neste trabalho, tal comportamento foi confirmado com os resultados da figura anterior, ao nível de confiança de 90%.

4.1.2 Velocidade superficial de fluidização

A velocidade superficial de fluidização foi calculada com base na descarga total de ar utilizada no processo de combustão. Dessa forma, os valores considerados para análise corresponderam aos da velocidade do gás medida a partir do ponto de entrada da mistura combustível, onde ingressava a parcela de ar procedente do injetor pneumático. Na Figura 4-3 apresenta-se o comportamento da velocidade de fluidização nos testes realizados.

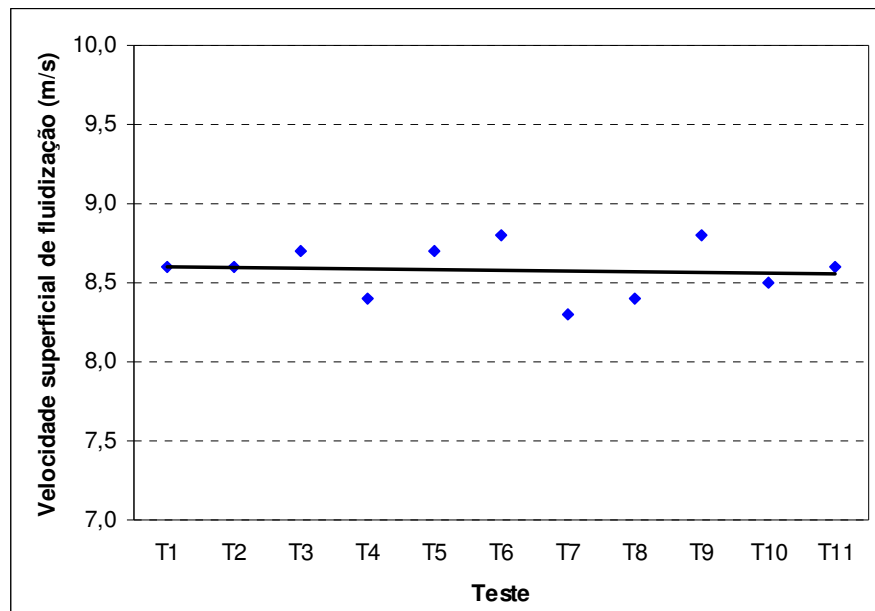


Figura 4-3. Velocidade superficial de fluidização no combustor.

Observa-se que a velocidade de fluidização nos testes de combustão manteve-se em um valor aproximadamente constante (8,6 m/s), com oscilações relativamente pequenas entre ensaios. Embora a velocidade de fluidização não seja realmente uma das variáveis controladas, as condições operacionais nos testes de combustão foram estabelecidas de tal forma que o valor do

parâmetro ficasse apenas acima de 8 m/s. Este valor foi escolhido com base em cálculos preliminares da velocidade de transporte para as partículas que formaram o leito. De acordo com BAI et al. (1993), a velocidade mínima do gás necessária para atingir o regime de fluidização rápida pode ser determinada com uma incerteza de 18% através da relação empírica:

$$Re_{tr} = 2,742.Ar^{0,381} \quad 4-1$$

sendo:

$$Re_{tr} = \frac{U_{tr} \cdot d_s \cdot \rho_s}{\mu_g} \quad 4-2$$

$$Ar = \frac{d_s^3 \cdot g \cdot \rho_g \cdot (\rho_s - \rho_g)}{\mu_g^2} \quad 4-3$$

Com este modelo, e com as propriedades físicas das partículas do leito (extraídas do item 3.2), os valores médios da velocidade de transporte foram: 7,4 m/s para o carvão mineral, 5,5 m/s para a dolomita e 8,8 m/s para a areia. No procedimento de cálculo considerou-se o ar como gás fluidizante em um ambiente com temperatura e pressão absoluta média de 850°C e 95.200 kPa, respectivamente.

4.1.3 Fluxo de partículas recirculadas

O fluxo de recirculação dos sólidos no *downcomer* do combustor apresentou um valor médio aproximado de 9 kg/m².s, com variações na faixa de 6 a 12 kg/m².s. Embora todos os testes de combustão realizados tivessem mostrado boa estabilidade operacional com esses fluxos de recirculação, os resultados obtidos ficaram abaixo do mínimo de 15 kg/m².s recomendado por DAVIDSON, 2000.

Utilizando apenas areia aquecida a 400±20°C neste mesmo combustor, RAMIREZ et al (2006) e HORY et al (2006) tinham verificado que o inventário de sólidos representa o fator operacional mais influente no valor do fluxo de recirculação dos sólidos, seguido pela velocidade

de fluidização. O modelo empírico desenvolvido pelos autores (Eq. 3-23) mostrou que um fluxo aproximado de $41 \text{ kg/m}^2\cdot\text{s}$ pode ser obtido com a velocidade superficial do gás de $7,7 \text{ m/s}$ e inventário de sólidos de 8 kg . Se se considerar que o combustor operou com inventários de sólidos e velocidades de fluidização maiores ($\sim 10 \text{ kg}$ e $8,6 \text{ m/s}$), os valores obtidos experimentalmente não refletem o comportamento esperado. Acredita-se que alguma restrição ao escoamento dos sólidos ocorreu no tubo de amostragem, provavelmente, por causa do seu diâmetro interno relativamente pequeno (20 mm). A obtenção dos fluxos menores poderia ser devido à tentativa de descarregar por esse tubo uma amostra de mistura sólida contendo, em média, partículas consideravelmente mais finas e de menor densidade do que as da areia pura.

Confirmou-se a presença de uma correlação significativa ao nível de 95% de confiança ($p=0,03$) entre o fluxo de partículas sólidas recirculadas e o inventário de partículas no combustor. A Figura 4-4 revela, como esperado, a presença de fluxos de recirculação mais elevados conforme a existência de maiores inventários de leito.

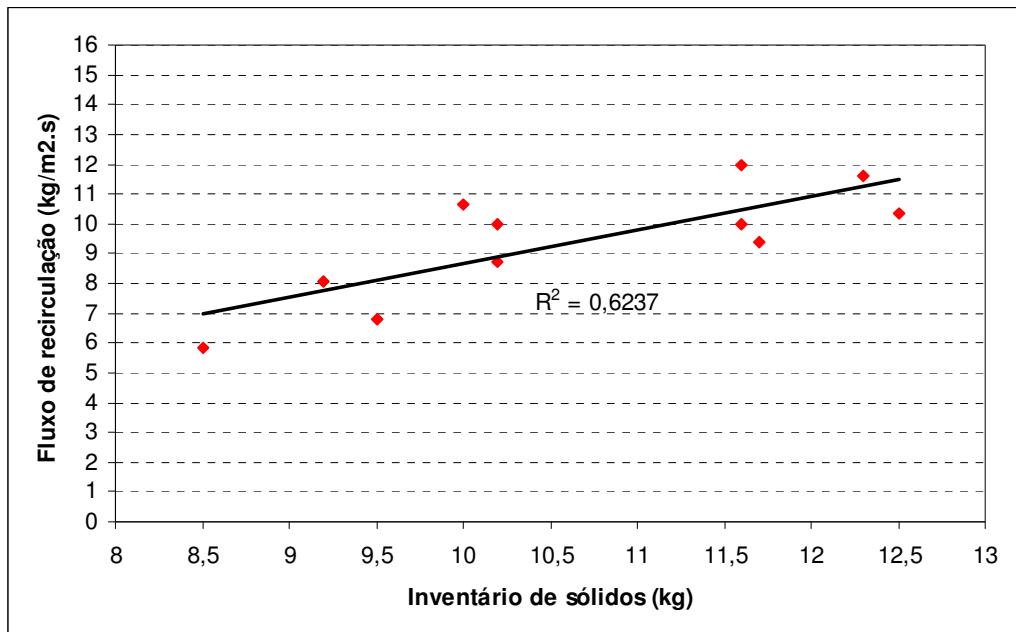


Figura 4-4. Fluxo de recirculação de partículas em função do inventário de sólidos no combustor.

4.1.4 Perfil de temperatura

O perfil de temperatura obtido ao longo da câmara de reação é apresentado na Figura 4-5. Assim como no caso do perfil de pressão estática, nesta figura, a média dos testes T_1 a T_3 estão representados por um único conjunto de pontos.

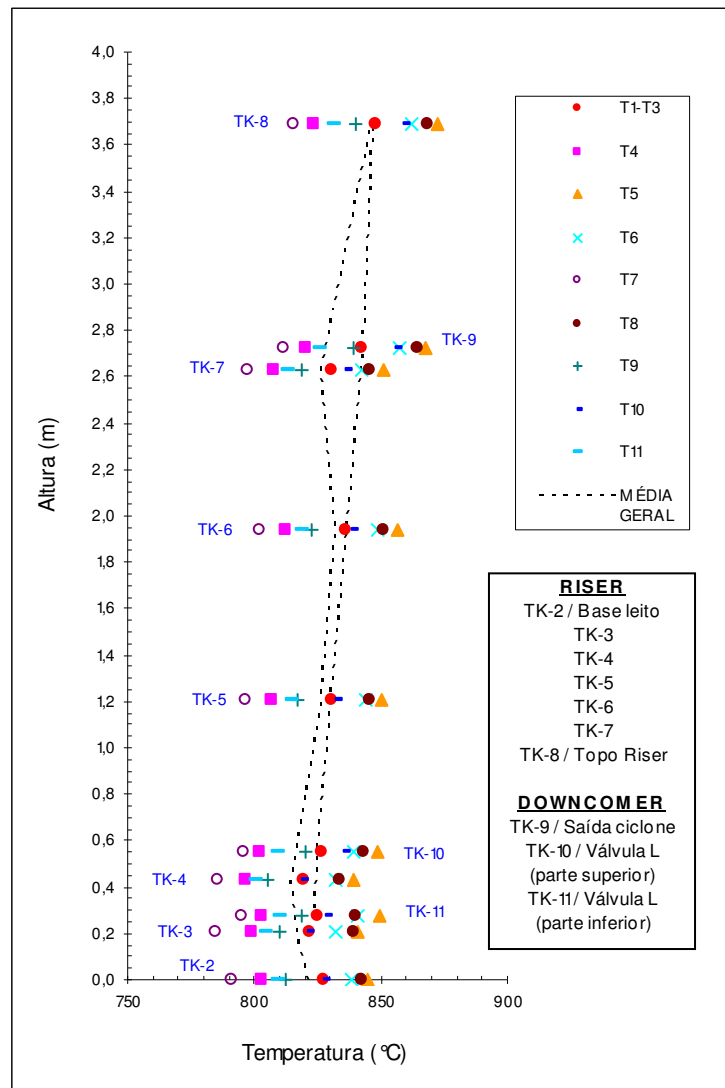


Figura 4-5. Perfil de temperatura dos testes de combustão.

A figura anterior indica que a temperatura varia relativamente pouco com a distância vertical no combustor em qualquer uma das onze condições operacionais testadas. Esta característica, verificada também por WEIB, et al. (1988), demonstra a alta intensidade dos

fenômenos de transferência de calor e de massa próprias de um sistema de combustão com leito fluidizado rápido. Observa-se também que, nos níveis avaliados de excesso de ar e da relação cálcio-enxofre, a temperatura em qualquer local do combustor pôde ser mantida na maioria dos casos na faixa de 800 a 900°C.

Uma análise mais detalhada da Figura 4-5 mostra que o perfil médio de temperatura muda de tendência com a distância ao longo do combustor, concordando com os estudos apresentados por ISHIZUKA, et al. (1988), HUILIN, et al (2000) e OZKAN E DOGU (2002). De acordo com estes autores, tais mudanças acontecem em virtude da localização de regiões de entrada ou de saída dos escoamentos gás-sólido na câmara de reação, da rapidez das reações químicas e da intensidade local das perdas por transferência de calor. Neste trabalho, uma tendência à diminuição da temperatura com a altura na coluna de fluidização ficou evidente na região da base do *riser*. Acredita-se que a diminuição da temperatura nesse primeiro trajeto é consequência de uma maior proporção relativa de partículas inertes (areia) no local, como resultado da menor razão U_g/U_{tr} deste material do leito em comparação com a das outras partículas.

Na zona de entrada das partículas recirculadas (cota de 0,42 m) ingressa carvão mineral que não reagiu completamente durante a primeira passagem pelo *riser*. Assim, na presença de oxigênio na base da coluna de fluidização, estas partículas de combustível com menor quantidade de voláteis conseguem liberar calor e elevar a temperatura do escoamento gás-sólido conforme são arrastadas para cima. A mesma tendência continua após o local onde a mistura combustível é fornecida (cota de 0,8m), até atingir-se um ponto de inversão do perfil, a partir do qual, a geração de energia da combustão perde importância frente às perdas de calor no combustor.

No topo da coluna de fluidização, o aumento da concentração dos sólidos e do tempo de residência das partículas causado pela mudança na direção do escoamento gás-sólido no seu caminho para o ciclone, uma maior transferência de calor sólido-parede no local eleva a temperatura registrada pelo termopar. Finalmente, na descida pelo *downcomer*, a temperatura das partículas começa a diminuir gradativamente até a região da válvula L, por causa das perdas de calor experimentadas no trajeto e pela ausência de oxigênio para continuar a combustão do carvão mineral.

A variação da temperatura média do combustor com relação aos fatores estudados é apresentada na Figura 4-6. Para anular o efeito combinatório das duas variáveis, na análise somente foram considerados os testes com relação molar constante de 2,0 (testes T₁ a T₅), bem como, os testes com excesso de ar de 25% (T₁, T₂, T₃, T₁₀, e T₁₁).

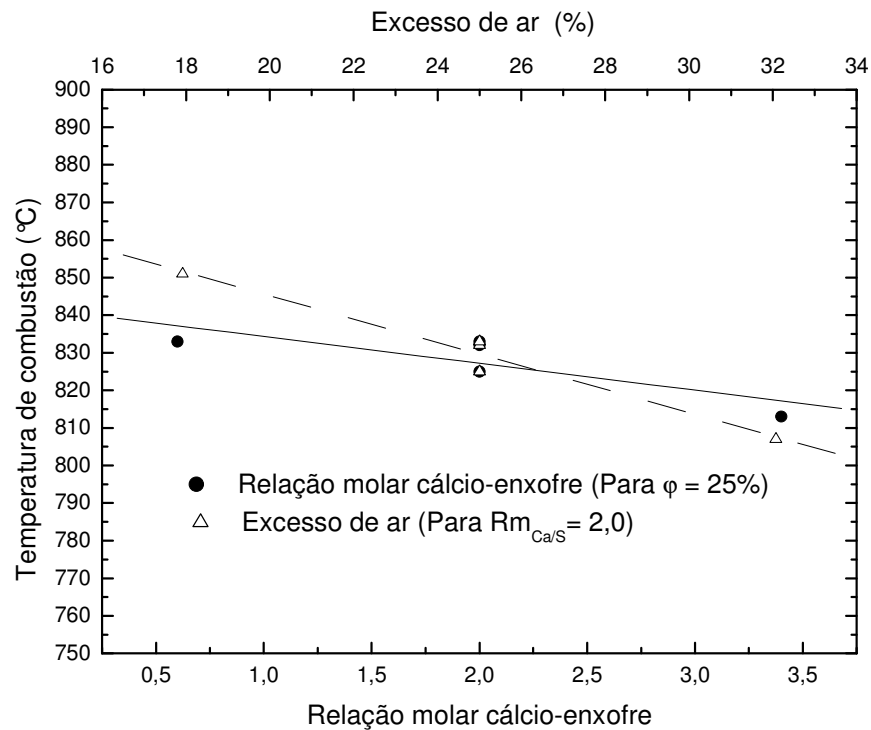


Figura 4-6. Comportamento da temperatura média de combustão em função do excesso de ar e da relação molar Ca/S.

A figura anterior mostra que, tanto o excesso de ar, quanto a relação molar cálcio-enxofre tiveram um efeito inversamente proporcional na temperatura de combustão. O efeito contrário provocado pelo aumento do excesso de ar sobre a temperatura de combustão está amplamente demonstrado, e este se explica pelo incremento na massa de ar que deve ser aquecida. Por outro lado, embora não se conheçam estudos mostrando a diminuição da temperatura de combustão com o aumento da relação molar cálcio-enxofre em sistemas CFBC, acredita-se que esta se deva a dois motivos: a presença de maior massa de dolomita na mistura a ser aquecida e o incremento na quantidade de energia absorvida pela reação de calcinação.

O gráfico dos efeitos, ilustrado na Figura 4-7, indica que as mudanças experimentadas nos níveis dos fatores envolvidos produziram variações significativas ao nível de 95% de confiança ($p \leq 0,05$) sobre a temperatura média de combustão. Nota-se que o valor efeito indicado pelas duas barras da figura ultrapassa o valor marcado pela linha de significância com $p = 0,05$, porém, com o excesso de ar sendo amplamente dominante.

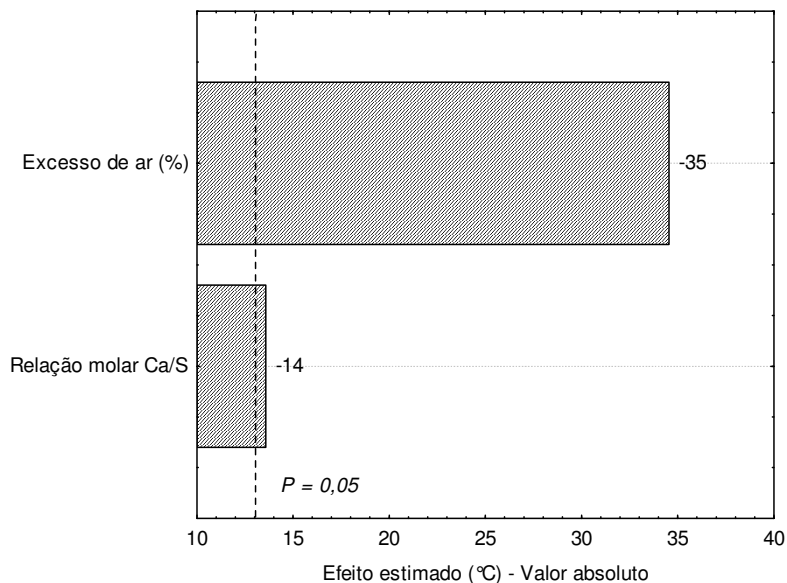


Figura 4-7. Efeito do excesso de ar e da relação molar cálcio-enxofre sobre a temperatura média de combustão.

O resultado anterior mostra que, em média, o aumento do excesso de ar na faixa operacional estudada provocou uma diminuição de aproximadamente 35°C na temperatura de combustão. Já com o aumento da relação molar cálcio enxofre, essa diminuição foi de somente 14°C.

Na Figura 4-8 ilustra-se o perfil médio dos onze ensaios realizados para as temperaturas do gás primário de fluidização (*TK-1*) e da câmara de reação (*TK-2* a *TK-11*) em função do tempo de operação.

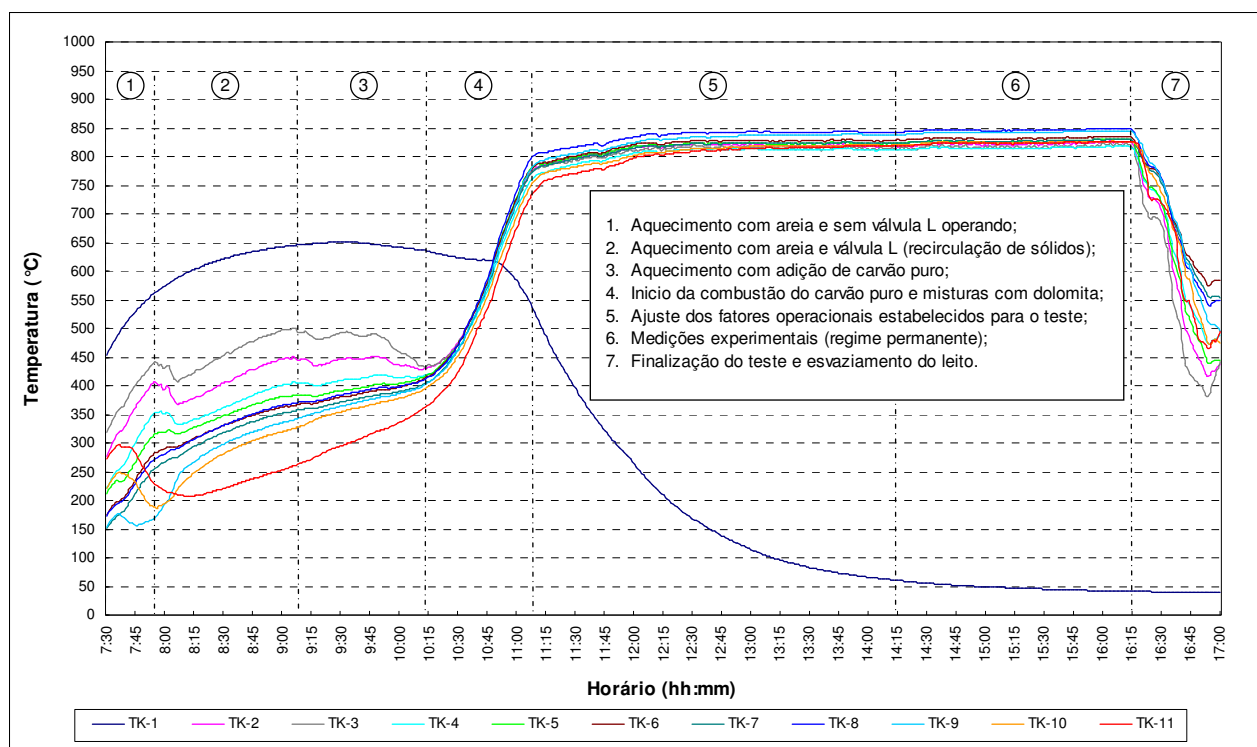


Figura 4-8. Perfil de temperatura média local na câmara de reação em função do tempo de operação.

Durante a fase de aquecimento do reator com somente leito de areia (7:30 a 9:15h), nota-se a presença de diferenças apreciáveis no valor da temperatura em várias localidades do combustor. Essas diferenças diminuem gradativamente conforme o carvão mineral começa a ser adicionado ao sistema (9:15h), até que a temperatura dentro do reator fica praticamente homogênea na primeira metade da fase da queima (10:30h). Esta tendência na uniformidade do perfil de temperatura explica-se pelo incremento na transferência de calor e a presença de uma melhor distribuição da energia com o aumento da densidade média dos sólidos no interior do reator.

A partir do momento da ignição do carvão mineral (10:15h), a temperatura dentro do combustor incrementa aceleradamente até um valor perto de 800°C (11:08h), instante no qual, o excesso de ar programado começa a ser controlado. Nessa fase do teste, os aquecedores *AQ-1* e *AQ-2* são desligados quando a temperatura do combustor atinge aproximadamente 620°C (10:45 h). Devido à massa térmica relativamente grande da linha de aquecimento e dos próprios aquecedores, notou-se que a taxa de resfriamento do gás primário de fluidização foi relativamente

lenta, o que não permitiu atingir a fase de regime permanente em períodos de tempo menores. Por causa disso, o registro das medidas experimentais pode ser realizado somente após aproximadamente três horas do desligamento dos aquecedores (14:15h), momento a partir do qual, as variações no valor da temperatura $TK-1$ tornam-se suficientemente pequenas.

No fim do teste (16:15h) obtém-se um rápido resfriamento da câmara de reação com a interrupção da alimentação do combustível e o esvaziamento do leito pela válvula de descarga da válvula L. Novamente, como acontece no início do ensaio, aparecem diferenças significativas nas temperaturas locais do combustor devido à diminuição da densidade do leito.

4.1.5 Teor de O_2 , CO e NO_x nos gases de combustão

As concentrações de oxigênio, monóxido de carbono e óxidos de nitrogênio, medidas nos gases de combustão para cada um dos onze testes realizados, são apresentadas na Tabela 4-2.

Tabela 4-2. Concentrações de O_2 , CO e NO_x medidas nos testes de combustão.

Teste	Excesso de ar (%)	Relação Ca/S	O_2 (% _v)	CO (ppm _v)	NO_x (ppm _v)
1	25	2,0	6,4	132	157
2	25	2,0	6,3	120	182
3	25	2,0	6,5	117	191
4	32	2,0	7,3	181	153
5	18	2,0	5,5	92	177
6	20	3,0	5,8	159	209
7	30	3,0	7,1	287	196
8	20	1,0	5,8	85	138
9	30	1,0	7,2	121	116
10	25	0,6	6,6	97	111
11	25	3,4	6,7	236	191

Em geral, nota-se que as concentrações de O₂, CO e NOx obtidas nos testes experimentais estão na faixa reportada na literatura para combustores de carvão mineral (BERGE, 1988; LECKNER, et al., 1992; SOTUDEH-GHAREBAAGH, et al., 1998). No entanto, a fim de realizar uma comparação mais rigorosa, considerando a influência de parâmetros operacionais, as concentrações de CO e NOx da Tabela 4-2 foram corrigidas para a base de 6% de oxigênio presente no gás de combustão. De acordo com a norma ANSI/ASME PTC 19.10 (1981) esta correção obtém-se através da expressão:

$$\chi_{CO,NOx}^{ref} = \chi_{CO,NOx}^{med} \frac{(21 - \chi_{O_2}^{ref})}{(21 - \chi_{O_2}^{med})} \quad 4-4$$

onde, $\chi_{CO,NOx}^{ref}$ e $\chi_{CO,NOx}^{med}$ representam as concentrações de CO e NOx corrigidas ao nível de oxigênio de referência $\chi_{O_2}^{ref}$, bem como, obtidas experimentalmente na concentração de oxigênio $\chi_{O_2}^{med}$, respectivamente.

Nas Figuras 4-9 e 4-10 ilustra-se o comportamento das concentrações de CO e NOx corrigidas, em função do fator de ar e relação molar cálcio-enxofre, respectivamente.

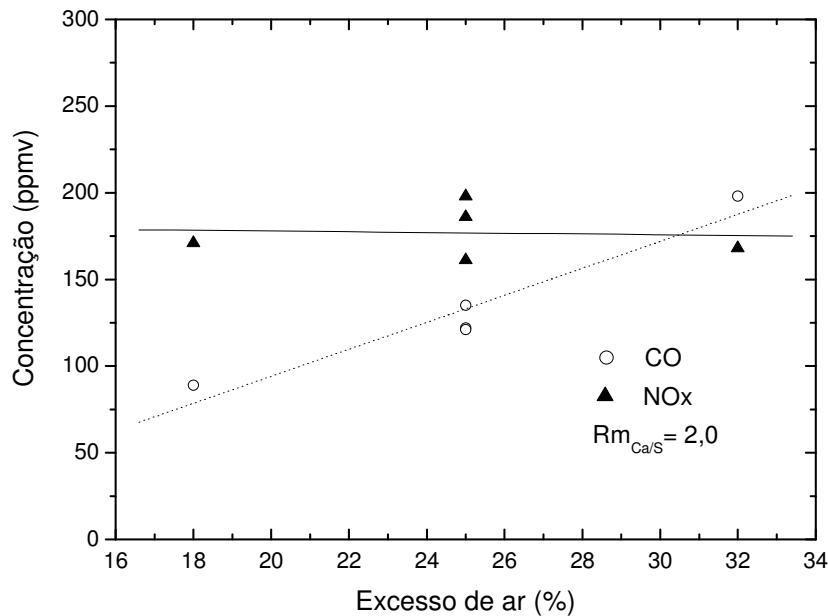


Figura 4-9. Concentração de CO e NOx corrigida a 6% de O₂ em função do excesso de ar.

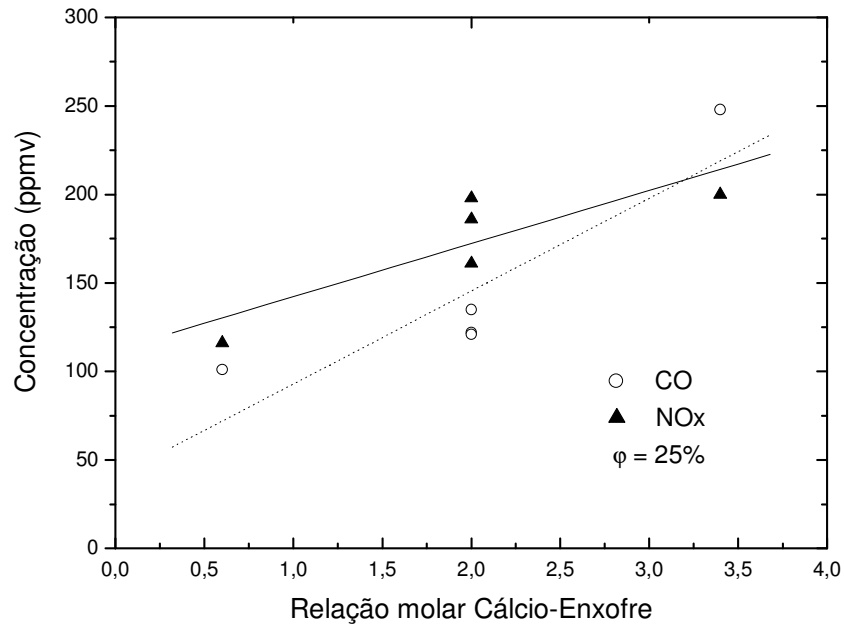


Figura 4-10. Concentração de CO e NOx corrigida a 6% de O₂ em função da relação molar Ca/S.

Para determinar se as tendências indicadas nas figuras anteriores foram significativas ao nível de 95% de confiança, nas Figuras 4-11 e 4-12 incluem-se os correspondentes gráficos dos efeitos com o limite de probabilidade ($p = 0,05$).

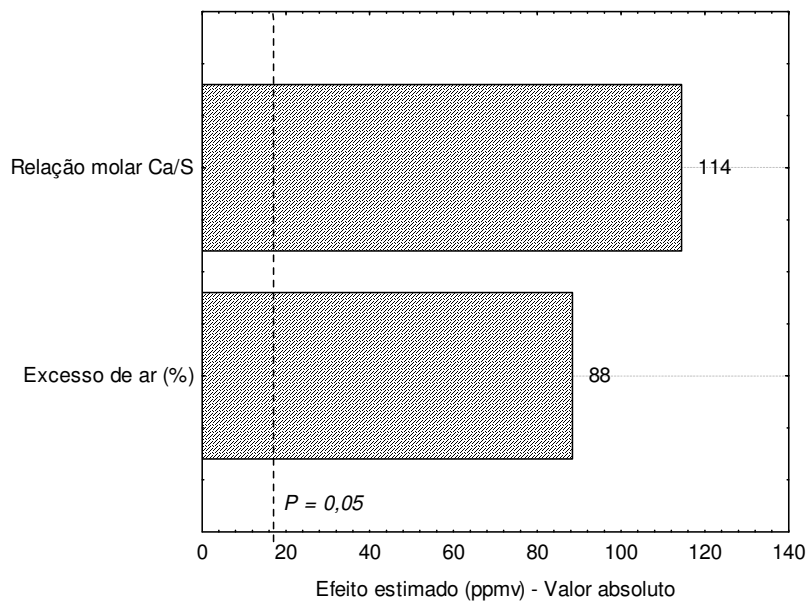


Figura 4-11. Efeito do excesso de ar e da relação molar cálcio-enxofre sobre a concentração corrigida de CO no gás de combustão.

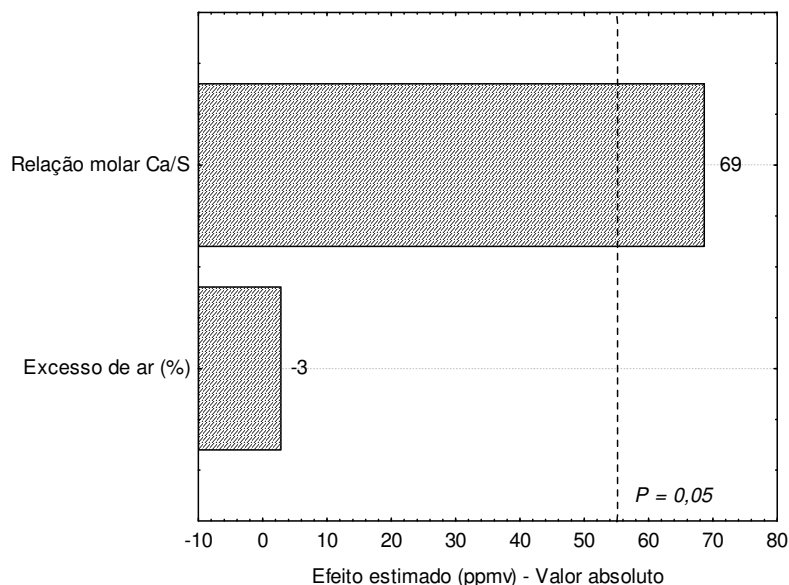


Figura 4-12. Efeito do excesso de ar e da relação molar cálcio-enxofre sobre a concentração corrigida de NOx no gás de combustão.

Os resultados apresentados nas Figuras 4-9 e 4-11 sugerem que maiores excessos de ar promovem um incremento significativo na concentração de CO no gás de combustão. Neste caso, o comportamento obtido parece contradizer o efeito esperado, no qual, menores concentrações de CO deveriam estar presentes com maiores excessos de ar. No entanto, nos testes realizados neste trabalho, incrementos no excesso de ar estiveram sempre acompanhados por uma correspondente diminuição na temperatura de combustão, como demonstrado no item 4.1.4. Nos estudos realizados por HORIO, et al (1988), WANG et al. (1994) e DUCARNE et al. (1998) mostra-se que a concentração de CO não depende somente do excesso de ar, mas, também da temperatura de combustão, a qual influencia na taxa de oxidação do contaminante para sua transformação a CO₂. Esse fato foi verificado recentemente por GUNGOR E ESKIN (2007), que analisaram o comportamento do CO em um combustor com leito fluidizado rápido queimando carvão mineral com diâmetro médio de 540 µm e calcário. Os autores mostraram que a concentração de CO pode passar de 240 para 360 ppmv quando a temperatura na câmara de reação diminui de 850 para 800°C por causa da variação no excesso de ar de 20 para 70%. Portanto, com base no exposto acima, neste trabalho existem evidências de que a diminuição na temperatura de combustão influenciou mais sobre o incremento da concentração de CO do que o aumento no excesso de ar sobre o efeito contrário, na faixa de temperaturas estudada.

Nas Figuras 4-9 e 4-12 também se observa que, para as condições analisadas, a concentração de NOx não foi afetada pelo excesso de ar. O resultado mostrou que o efeito provocado pelo aumento no valor desta variável controlada foi anulado com a correspondente diminuição no nível de temperatura.

De outro lado, o comportamento da concentração de CO com a relação molar cálcio-enxofre, observado na Figura 4.10, é um caso que está pouco documentado na literatura. LECKNER et al. (1992), por exemplo, mostrou a tendência contrária à obtida neste estudo, sendo atribuída ao efeito catalítico do óxido de cálcio (CaO) na oxidação de CO. Se esta última hipótese é assumida, os resultados obtidos neste estudo somente poderiam ser explicados pela presença de fatores operacionais que teriam influenciado negativamente na taxa da reação de calcinação. Assim, em condições adversas, o carbono contido na dolomita não se converteria eficientemente para CO₂, permanecendo uma quantidade de CO no gás de combustão. Nos testes experimentais, acredita-se que este fenômeno pode ter acontecido por causa do efeito conjunto das seguintes situações: o uso de uma razão U_g/U_{tr} relativamente alta para a dolomita em comparação com a da areia e a do carvão mineral, o que poderia ter diminuído consideravelmente o tempo de residência das partículas do absorvente na primeira passagem pelo *riser*; as incertezas na eficiência de captura do ciclone para as partículas finas de dolomita, que permitiriam que quantidades apreciáveis de absorvente escapassem sem reagir completamente; e o resfriamento acelerado do gás de combustão logo na saída do ciclone, o que afetaria a taxa de reação do carbonato de cálcio arrastado nas partículas finas que se dirigem para o filtro de mangas.

A Figura 4-10 e 4-12 indica que a concentração de NOx presente no gás de combustão aumenta significativamente com a relação molar cálcio-enxofre, como demonstrado previamente por KULLENDORF et al. (1988) e LECKNER et al. (1992). ÁMAND e LECKNER (1988) e BRERETON et al (1991) atribuem este efeito à oxidação da amônia (NH₃) liberada na volatilização do combustível na presença de CaO. De outro lado, LECKNER et al. (1992) sugere também que este aumento seria causado pelo efeito catalítico do CaO na transformação do CO, com o qual menos CO permanecia disponível no gás para reagir posteriormente com NO. No entanto, como neste trabalho a concentração de CO também aumentou com a relação molar cálcio-enxofre, acredita-se que o mecanismo sugerido por ÁMAND e LECKNER (1988) e BRERETON et al. (1991) tenha sido o dominante.

4.1.6 Eficiência da remoção de partículas no filtro de mangas

Como descrito na revisão bibliográfica deste trabalho, as emissões de mercúrio liberadas pela chaminé do sistema dependem do tipo de equipamento utilizado na captura do material particulado contido no gás de combustão. Assim, para que as amostras de mercúrio analisadas no local representem realmente um caso de combustão com uso de filtro de mangas, é necessário verificar a eficiência do coletor de partículas, através da expressão:

$$\eta_{fm} = 100 \cdot \left(\frac{\dot{m}_{s, fm}^c}{\dot{m}_{s, fm}^c + \dot{m}_{s, fm}^{nc}} \right) \quad 4-5$$

onde, $\dot{m}_{s, fm}^c$ e $\dot{m}_{s, fm}^{nc}$ representam a descarga média de sólidos coletada e não coletada pelo filtro de mangas, respectivamente.

As medições das descargas de sólidos envolvidas na Eq. 4-5 foram realizadas durante o período de regime permanente, com duração de duas horas em cada teste. Os valores de $\dot{m}_{s, fm}^c$ foram calculados a partir da massa coletada no recipiente das cinzas volantes do filtro de mangas durante o tempo das medições. Na Tabela 4-3 apresentam-se os resultados obtidos.

Tabela 4-3 Descarga de sólidos coletada pelo filtro de mangas no regime permanente

Teste	$\dot{m}_{s, fm}^c$ (kg/h)
1	4,83
2	5,74
3	5,57
4	4,94
5	5,33
6	5,55
7	5,38
8	4,63
9	4,42
10	3,96
11	5,45

Por outro lado, os valores de $\dot{m}_{s, fm}^{nc}$ foram determinados a partir das medições realizadas com o amostrador isocinético. Os resultados obtidos nessas medições foram aplicados na Eq. 3-58, para o caso de material particulado em vez de mercúrio. Para o cálculo, a massa das partículas retidas no filtro do amostrador ($m_{s, m}$) foi dividida pela vazão do gás de combustão coletado ($\dot{V}_{g, m}$). Finalmente, o valor desta concentração resultante foi multiplicado pela vazão do gás de combustão medida na chaminé do sistema ($\dot{V}_{g, ch}$).

Para situações envolvendo balanços de massa, como neste caso, foi preciso corrigir a pressão dinâmica do gás de combustão medida com o tubo de pitot posicionado no centro da seção transversal da chaminé. Esta correção foi possível com a realização de medições adicionais da pressão dinâmica nos oito pontos indicados na Figura 3-26, como sugerido pelo método U.S. E.P.A. n.1 (2006). Assim, uma razão entre o valor médio da pressão dinâmica nos oito pontos e o valor correspondente medido no centro da seção transversal foi determinada. O resultado obtido para um valor de pressão dinâmica de 1,0 mmH₂O no centro do duto foi de 0,861, indicando um perfil de pressão aproximadamente plano. O valor corrigido foi utilizado na Eq. 3-10 para calcular a velocidade do escoamento e, posteriormente, determinar a vazão do gás na chaminé ($\dot{V}_{g, ch}$). Nas Tabela 4-4 e 4-5 apresentam-se os resultados para $\dot{m}_{s, fm}^{nc}$ e η_{fm} , respectivamente.

Tabela 4-4 Descarga de sólidos não coletada pelo filtro de mangas no regime permanente

Teste	$m_{s, am}$ (x10 ³ kg)	$\dot{V}_{g, am}$ (Nm ³ /h) ⁽¹⁾	$\dot{V}_{g, ch}$ (Nm ³ /h) ⁽¹⁾	$\dot{m}_{s, fm}^{nc}$ (kg/h)
1	0,4373	0,549	59,40	0,024
2	0,4556	0,556	59,15	0,024
3	0,4818	0,557	57,75	0,025
4	0,5371	0,549	57,76	0,028
5	0,4270	0,563	58,54	0,022
6	0,4584	0,549	58,50	0,024
7	0,4635	0,555	59,57	0,025
8	0,4507	0,530	57,77	0,025
9	0,4165	0,552	59,60	0,022
10	0,3953	0,552	58,91	0,021
11	0,4918	0,557	59,15	0,026

⁽¹⁾ referido a 101,3 kPa e 273 K.

Tabela 4-5 Eficiências do filtro de mangas nos testes de combustão.

Teste	η_{fm} (%)
1	99,51
2	99,58
3	99,55
4	99,43
5	99,59
6	99,56
7	99,54
8	99,47
9	99,49
10	99,47
11	99,52

Os resultados da Tabela 4-5 indicam que o separador de partículas esteve operando com o rendimento esperado.

4.1.7 Eficiência da conversão de carbono no processo

A eficiência de conversão do carbono nos onze ensaios de combustão foi calculada através da Equação 3-54. Neste trabalho, a perda de carbono atribuída aos resíduos sólidos do processo teve em conta somente a parcela coletada no filtro de mangas (cinzas volantes). No cálculo, consideraram-se os valores da descarga das cinzas apresentados na Tabela 4-3 e as frações de carbono residual da Tabela 4-6.

Tabela 4-6 Frações mássicas de carbono residual nas cinzas coletadas no filtro de mangas

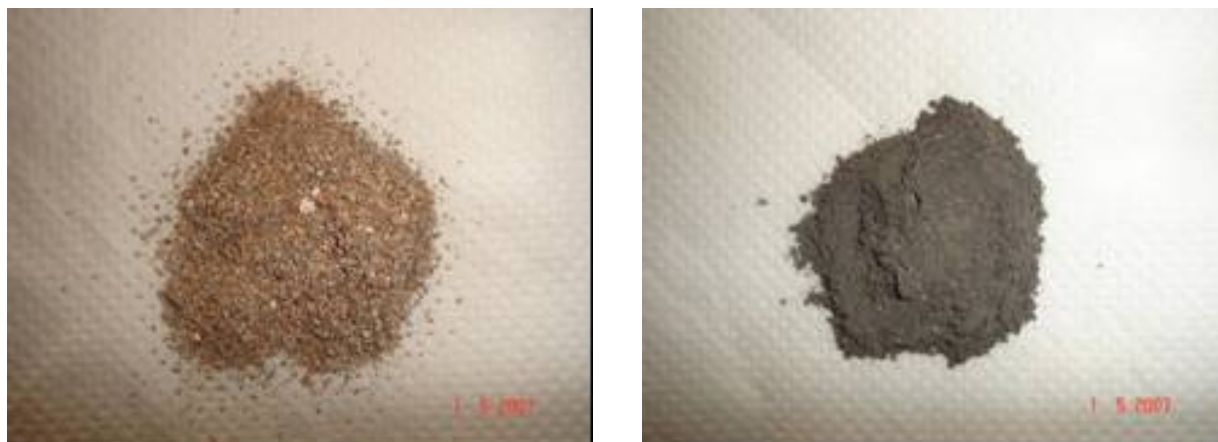
Teste	$x_{C,cz}$
1	0,0499
2	0,1047
3	0,0559
4	0,0739
5	0,0634
6	0,0702
7	0,0758
8	0,0994
9	0,0883
10	0,0870
11	0,0748

A parcela correspondente às cinzas de fundo (da câmara de reação) não foi considerada nos cálculos, por causa das dificuldades apresentadas para determinar, de maneira confiável, o teor de carbono residual através do método de análise elementar CHN, especificamente nestas amostras heterogêneas em composição e tamanho de partícula (~50% areia e 50% de cinzas).

De qualquer forma, avalia-se que o erro introduzido por esta decisão não deverá afetar apreciavelmente o valor da eficiência de conversão de carbono pelos seguintes motivos: as baixas taxas de acúmulo das cinzas de fundo conferidas ao final de cada teste (Tabela 4-7), normalmente menores do que 8% do valor da descarga da mistura combustível; e a cor notavelmente mais clara destas cinzas em comparação com as cinzas volantes (Figura 4-13), o que sugere baixa presença de carbono residual.

Tabela 4-7. Taxa de acúmulo das cinzas de fundo no interior do combustor.

Teste	$\dot{m}_{rs,r}$ (kg/h)
1	0,81
2	0,64
3	0,65
4	0,96
5	1,02
6	1,07
7	1,11
8	0,69
9	0,70
10	0,53
11	0,97



(a)

(b)

Figura 4-13 Aspecto das cinzas resultantes do processo de combustão.

(a) Cinzas de fundo; (b) cinzas volantes.

Por outro lado, a perda de carbono acompanhando a emissão de CO na chaminé foi determinada com base na descarga do gás de combustão e na fração mássica de carbono que escapa com o poluente. O primeiro termo foi calculado multiplicando a vazão de gás no duto, expressa em condições normais de temperatura e pressão (Tabela 4-4), pela densidade do gás nas mesmas condições. O cálculo da densidade foi realizado seguindo o modelo de gás ideal, considerando a massa molar resultante das frações volumétricas de CO₂, O₂, CO e N₂ presentes no efluente. A concentração de CO₂ não foi determinada experimentalmente, porém, aproximada ao valor fornecido pela Equação 4-6. A expressão abaixo é sugerida no manual do analisador de CO e O₂ utilizado neste trabalho (TESTO, 2006):

$$\chi_{CO_2} = \chi_{CO_2}^{máx} \cdot \frac{(21 - \chi_{O_2}^{med})}{21} \quad 4-6$$

onde $\chi_{CO_2}^{máx}$ representa a concentração máxima de CO₂ esperada na combustão de carvão mineral com ar estequiométrico (18,4%_v), e $\chi_{O_2}^{med}$, a concentração de oxigênio medida no gás da chaminé.

A fração mássica de carbono que escapa com o poluente foi determinada a partir da porcentagem em massa de CO contida no gás de combustão e da porcentagem de participação do carbono na molécula do poluente (43%_w). Na Tabela 4-8 apresentam-se os resultados da descarga do gás de combustão e da fração de carbono perdida nas emissões de CO.

Tabela 4-8. Descarga do gás de combustão e fração mássica de carbono contida no CO

Teste	$\dot{m}_{gc}$ (kg/h)	$x_{C,gc}^{CO}$ ($\times 10^5$)
1	80,32	5,2
2	80,00	4,8
3	78,05	4,6
4	77,87	7,2
5	79,38	3,6
6	79,25	6,3
7	80,35	11,4
8	78,26	3,4
9	80,37	4,8
10	79,60	3,8
11	79,90	9,4

Por último, a quantidade de carbono que ingressa com a mistura combustível foi determinada com base na descarga de alimentação dessa mistura, na relação molar cálcio-enxofre utilizada em cada teste e na análise elementar do carvão e da dolomita. No cálculo, todo o carbono contido na dolomita é associado com as moléculas de cálcio e de magnésio, na forma de carbonato de cálcio e carbonato de magnésio, respectivamente. Na Tabela 4-9 apresentam-se os resultados correspondentes às descargas da mistura combustível e às frações de carbono alimentadas ao combustor.

Tabela 4-9 Descarga da mistura combustível e fração de carbono fornecido ao combustor.

Teste	$\dot{m}_{mist}$ (kg/h)	$x_{C,mist}$
1	10,80	0,43
2	10,80	0,43
3	10,80	0,43
4	10,20	0,43
5	11,40	0,43
6	12,60	0,39
7	11,40	0,39
8	9,60	0,47
9	9,60	0,47
10	9,00	0,49
11	12,60	0,38

Na Tabela 4-10 apresenta-se o resultado das descargas de carbono envolvidas na Equação 3-54, assim como, os respectivos valores de eficiência de conversão do elemento no processo de combustão.

Tabela 4-10 Descarga de carbono e eficiência de conversão.

Teste	Descarga de carbono (kg/h)			η_c (%)
	Mistura combustível	Resíduos sólidos ⁽¹⁾	Gás de combustão ⁽²⁾	
1	4,39	0,241	0,004	94,4
2	4,38	0,601	0,004	86,2
3	4,38	0,311	0,004	92,8
4	4,14	0,365	0,006	91,1
5	4,63	0,338	0,003	92,6
6	4,61	0,390	0,005	91,4
7	4,17	0,408	0,009	90,0
8	4,38	0,460	0,003	89,4
9	4,38	0,390	0,004	91,0
10	4,32	0,345	0,003	92,0
11	4,43	0,408	0,007	90,6

⁽¹⁾ Cinzas do filtro de mangas;

⁽²⁾ no monóxido de carbono.

Os resultados da Tabela 4-10 mostram que, na média, as eficiências de conversão de carbono foram aproximadamente 4% inferiores às reportadas por outros pesquisadores, em pesquisas onde rendimentos de 95 até 99% foram alcançados (TSUBOI e IWASAKI, 1988; BRERETON et al, 1991; WANG, et al, 1994; ADÁNEZ, et al., 1995; SOTUDEH-GHAREBAAGH, et al., 1998). Esta diferença na eficiência de combustão pode ter sido causada por um rendimento inapropriado do ciclone nas condições operacionais testadas, motivado pelo escoamento de uma porção do ar injetado na válvula L em direção à parte inferior do separador de partículas. É importante esclarecer que o nível de descarga de ar utilizada na válvula L não foi otimizado do ponto de vista do rendimento da queima da mistura combustível, mas, apenas para lograr a recirculação das partículas e a operação estável do combustor.

O comportamento da eficiência de combustão com o excesso de ar e com a relação molar cálcio-enxofre, bem como, a significância dos seus efeitos, são apresentadas nas Figuras 4-14 e 4-15.

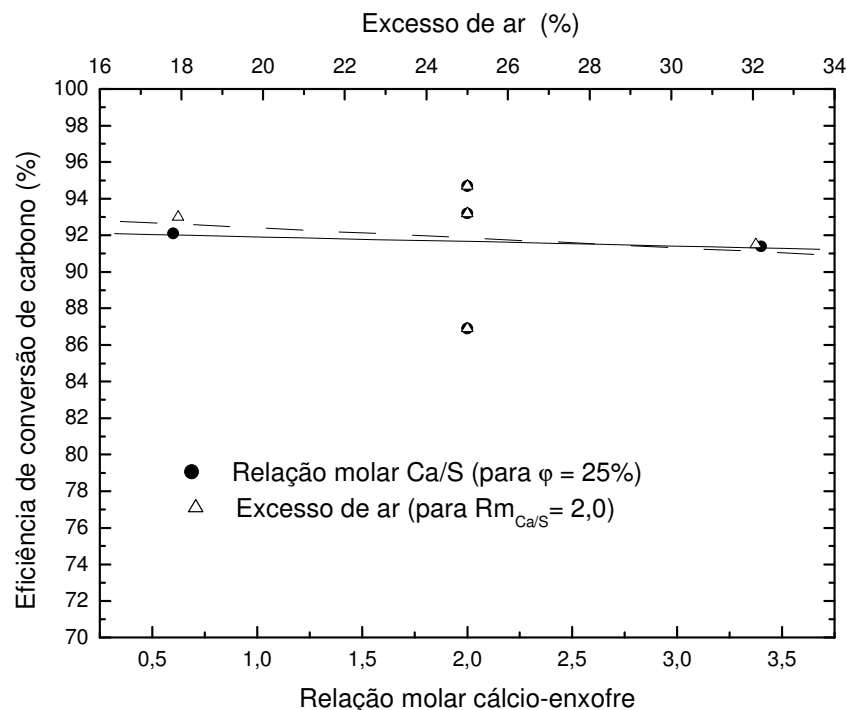


Figura 4-14 Eficiência de conversão do carbono em função do excesso de ar e da relação molar Ca/S.

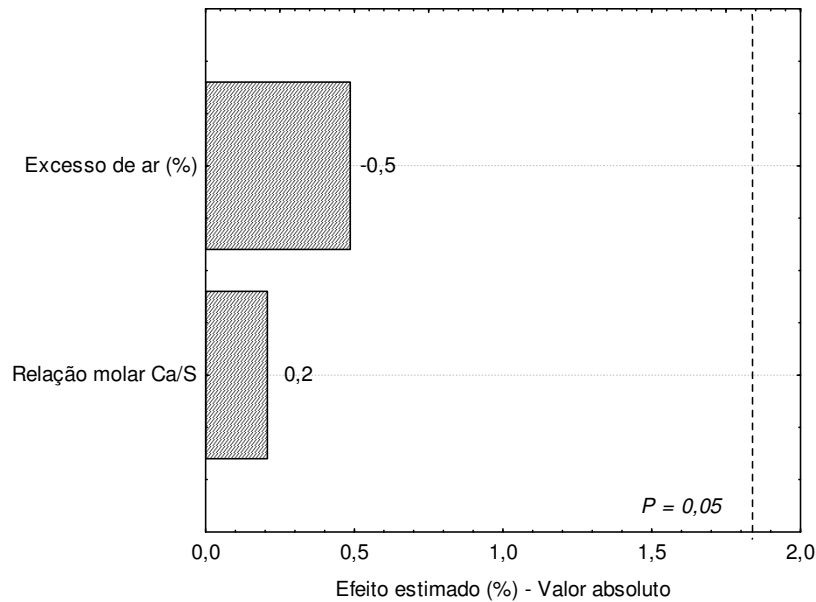


Figura 4-15. Efeito do excesso de ar e da relação molar cálcio-enzofre sobre a eficiência de conversão de carbono.

As Figuras 4-14 e 4-15 mostram que o excesso de ar e a relação molar cálcio-enzofre não afetaram significativamente a eficiência de conversão de carbono. ADANÉZ et al. (1995) mostram que o excesso de ar produz um incremento na eficiência quando a temperatura de combustão permanece constante, devido à maior disponibilidade de oxigênio para reagir com o carbono do combustível sólido. Adicionalmente, os autores mostram que elevando a temperatura de combustão e mantendo o excesso de ar constante, consegue-se o mesmo efeito por causa do aumento da taxa de reação do carvão.

Como mencionado anteriormente, nos testes experimentais realizados neste trabalho, a temperatura de combustão mostrou uma dependência inversamente proporcional e significativa com o excesso de ar e com a relação molar Ca/S, o que poderia ter anulado o efeito esperado de cada variável. A resposta significativa da temperatura às mudanças nas condições operacionais são próprias de equipamentos em escala de laboratório, onde as perdas de calor tornam-se importantes.

4.2 Características das Emissões de Mercúrio no Processo de Combustão

Nos próximos itens são discutidos os resultados das concentrações e das emissões de mercúrio obtidas nos efluentes gasosos e sólidos do combustor. Adicionalmente, inclui-se o balanço de massa para o poluente e o cálculo do fator de emissão do processo estudado, como referências para a avaliação das informações experimentais.

4.2.1 Emissão no gás de combustão

A emissão total de mercúrio no gás de combustão compõe-se de duas parcelas, ambas quantificadas a partir das amostras coletadas com a sonda isocinética. A primeira parcela refere-se ao mercúrio total presente no filtro da linha de amostragem, que deve conter principalmente mercúrio particulado (Hg_p) e Hg^{2+} . A segunda parcela corresponde ao mercúrio total absorvido pelos reagentes dos borbulhadores, onde o Hg^0 deverá estar presente em maior proporção.

A Tabela 4.11 apresenta os resultados das concentrações do mercúrio obtidas nos filtros e nos borbulhadores ($\chi_{Hg,ch}^f, \chi_{Hg,ch}^b$), assim como, da concentração total ($\chi_{Hg,ch}$) no gás de combustão. Na tabela acompanha a porcentagem isocinética (λ) obtida nos testes. Os valores da concentração de Hg nos filtros e borbulhadores foram calculados dividindo a massa de Hg determinada nas análises químicas pelo volume de gás coletado no período de duas horas.

Tabela 4-11 Concentração de Hg corrigida a 6% de O₂ no gás de combustão.

Teste	λ (%)	$\chi_{Hg,ch}^f$ (µg/Nm ³)	$\chi_{Hg,ch}^b$ (µg/Nm ³)	$\chi_{Hg,ch}$ (µg/Nm ³)
1	103,5	0,11	0,73	0,84
2	105,3	0,13	0,99	1,12
3	108,0	0,12	1,20	1,32
4	106,4	0,15	0,23	0,37
5	107,7	0,15	0,40	0,55
6	105,1	0,14	0,58	0,71
7	104,2	0,04	0,70	0,74
8	102,6	0,03	0,61	0,64
9	103,7	0,15	0,59	0,74
10	104,8	0,09	0,14	0,23
11	105,3	0,01	0,27	0,29

⁽¹⁾ Faixa de validez do isocinetismo (90 a 110%) – Método U.S. E.P.A. n.5 (2006).

Como se observa na tabela, a concentração de mercúrio total medida no gás de combustão variou consideravelmente com as condições operacionais estabelecidas nos onze testes realizados, mostrando valores que oscilaram entre 0,23 e 1,32 $\mu\text{g}/\text{Nm}^3$. A média das amostras foi 0,69 $\mu\text{g}/\text{Nm}^3$, concentração que esteve abaixo da faixa de 1,0 a 10,0 $\mu\text{g}/\text{Nm}^3$ normalmente reportada na literatura para combustores convencionais (CARPI, 1997). Somente YOKOYAMA et al. (2000) apresentou valores na mesma ordem de concentração obtida neste trabalho, porém, utilizando carvão mineral com a metade do teor de mercúrio.

A distribuição das concentrações de mercúrio capturado no filtro de partículas do coletor e nos seus borbulhadores mostra-se na Tabela 4-12.

Tabela 4-12 Distribuição de Hg no filtro e nos borbulhadores do coletor isocinético.

Teste	Hg no filtro (%)	Hg nos borbulhadores (%)
1	13,0	87,0
2	11,5	88,5
3	8,9	91,1
4	39,1	60,9
5	26,9	73,1
6	19,1	80,9
7	5,8	94,2
8	4,6	95,4
9	20,3	79,7
10	38,8	61,2
11	4,5	95,5
MÉDIA	17,50	82,50

Os resultados obtidos indicam que a maior parte do mercúrio ficou retida nos reagentes dos borbulhadores, sugerindo que o mercúrio elementar (Hg^0) foi a forma dominante no gás de combustão. Este resultado mostra-se coerente por três motivos: o primeiro deles é o fato da coleta das amostras ter sido realizada em um ponto da chaminé localizado após um filtro de mangas de operação eficiente, o que diminuiu a concentração de particulados na saída do gás de combustão. O segundo motivo fundamenta-se nas baixas temperaturas do gás na entrada do filtro de mangas

(~80°C), com o qual, promove-se uma condição favorável para que a maior parte do mercúrio oxidado (Hg^{2+}) seja capturada nas cinzas volantes do equipamento de controle de emissão de partículas. A terceira causa provável é a baixa concentração de cloreto (Cl^-) contido no carvão mineral e na dolomita, o que não contribui para a oxidação de Hg^0 a Hg^{2+} .

LEI (2007) apresentou uma participação de mercúrio particulado em torno de 1% para o caso de combustão com uso de filtro de mangas. Como no presente trabalho não foi utilizado o aquecimento da linha de amostragem, acredita-se que uma maior proporção de Hg particulado foi obtida por causa da absorção de Hg^{2+} nas partículas do filtro. A análise estatística confirma os resultados, mostrando uma diferença significativa, ao nível de 95% de confiança, entre os valores das duas médias obtidas.

Na Figura 4-16 ilustra-se o comportamento da concentração de mercúrio no gás de combustão com a variação no excesso de ar e na relação molar cálcio-enxofre.

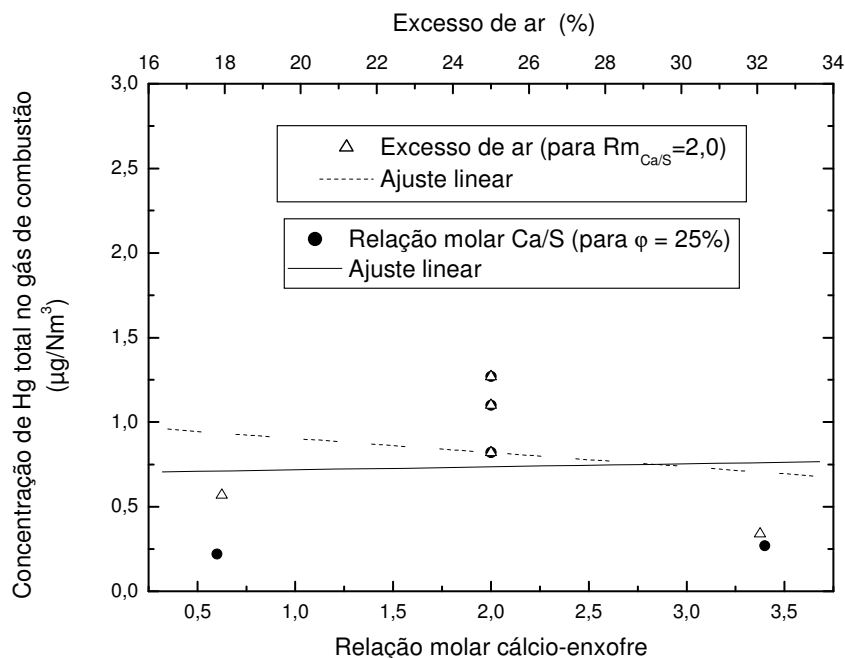


Figura 4-16 Comportamento do Hg no gás de combustão em função do excesso de ar e da relação molar Ca/S.

O espalhamento dos pontos no gráfico indica que não existe uma relação linear satisfatória entre o Hg medido no gás de combustão e os dois fatores analisados. Não entanto, uma relação quadrática parece estar presente, devido à tendência da concentração em alcançar um valor máximo quando a relação molar cálcio-enxofre fica perto de 2,0 e o excesso de ar próximo de 25%. Na Figura 4-17 ilustra-se o gráfico dos efeitos lineares e quadráticos para o modelo de planejamento em estrela.

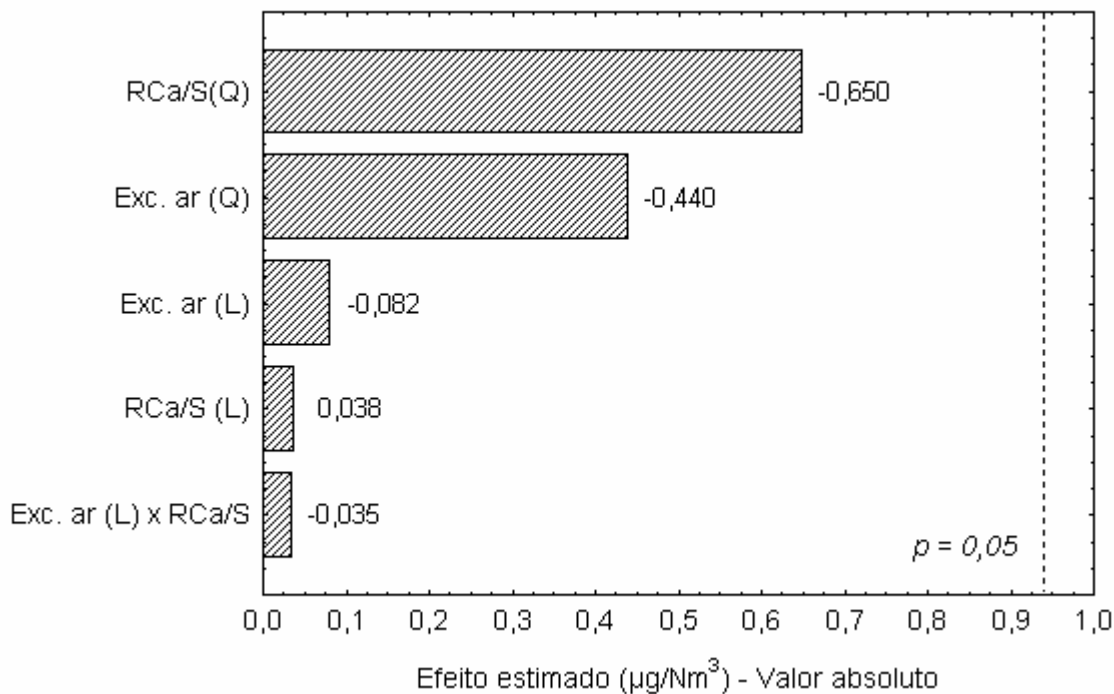


Figura 4-17. Efeitos lineares (L) e quadráticos (Q) do excesso de ar e da relação molar cálcio-enxofre sobre a concentração de Hg total no gás de combustão.

A figura mostra que os efeitos quadráticos dos fatores envolvidos também não são importantes ao nível de confiança de 95%. Isto quer dizer que existe mais de 5% de probabilidade de que o comportamento da concentração de Hg no gás de combustão obtido na Figura 4-16 tenha sido produto do erro experimental e não realmente da presença de algum fenômeno. Assim, os resultados parecem indicar que as variações no excesso de ar e na relação cálcio-enxofre na faixa estudada não influenciaram na concentração de Hg liberado na chaminé do combustor. A informação disponível na literatura não mostra claramente o efeito destes parâmetros sobre a concentração de Hg no gás de combustão (LIU, 2001).

Com o resultado acima, um modelo quadrático envolvendo os fatores estudados pode ser construído com a intenção de mostrar somente as tendências da concentração do mercúrio no processo de combustão analisado. Este modelo empírico é apresentado na Equação 4-7.

$$\chi_{Hg, ch} = -5,751 + 0,439.\varphi - 0,009.\varphi^2 + 1,407.Rm_{Ca/S} - 0,325.Rm_{Ca/S}^2 - 0,004.\varphi.Rm_{Ca/S}$$

$$\text{Para: } 18\% < \varphi < 32\% ; 0,6 < Rm_{Ca/S} < 3,4$$

4-7

A Figura 4-18 mostra que a maioria dos resultados obtidos tem desvios de até 30% com relação aos valores medidos experimentalmente.

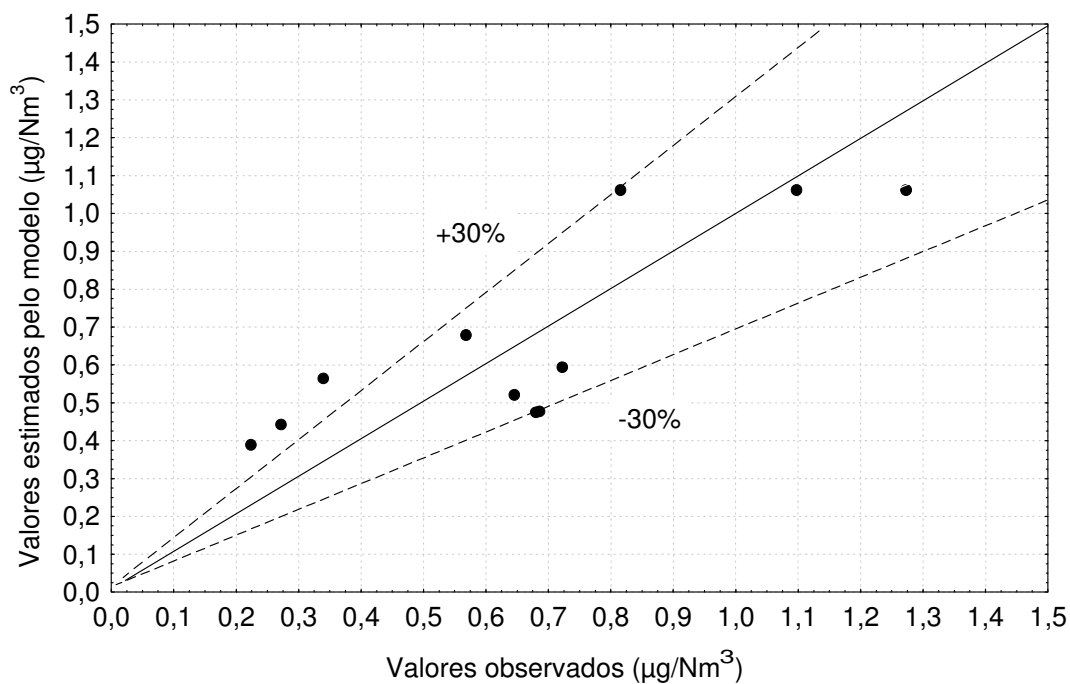


Figura 4-18. Comparação das concentrações de Hg no gás de combustão simuladas pelo modelo empírico com as obtidas experimentalmente.

Os pontos que ficaram fora da região de 30% de desvio corresponderam aos dos testes n. 4, n.10 e n.11, todos com os menores valores de concentração de Hg. Nestes testes, a relação molar Ca/S variou entre 0,6 e 3,4, e o excesso de ar entre 25 e 32%. Não foi encontrada uma explicação para o resultado obtido.

As emissões de Hg total no gás de combustão são apresentadas na Tabela 4-13. Estes valores foram obtidos multiplicando os valores de $\chi_{Hg, ch}$ da Tabela 4-11 pela correspondente vazão de gás na chaminé ($\dot{V}_{g, ch}$) a condições normais de temperatura e pressão (Tabela 4-4).

Tabela 4-13. Emissão de Hg total no gás de combustão.

Teste	$\dot{m}_{Hg, ch}$ (µg/h)
1	48,5
2	65,0
3	73,5
4	19,6
5	33,3
6	42,3
7	40,9
8	37,3
9	40,5
10	13,2
11	16,1
MÉDIA	39,1

Como as vazões de gás de combustão de cada teste foram muito similares entre si, as emissões de Hg seguiram o mesmo comportamento apresentado pelas concentrações do poluente. Portanto, a quantidade absoluta de mercúrio liberada à atmosfera pela chaminé também não foi dependente do excesso de ar e nem da relação cálcio-enxofre na faixa estudada. Uma análise mais detalhada do resultado obtido está incluída nos itens 4.2.3 e 4.2.4, onde comparações podem ser realizadas com base em um balanço de massa e em um fator de emissão característico para o processo estudado.

4.2.2 Emissão nos resíduos sólidos

A emissão de mercúrio total nos resíduos sólidos do processo foi determinada com base nas concentrações do contaminante medidas nas cinzas volantes ($\chi_{Hg, fm}$) e nas cinzas de fundo ($\chi_{Hg, r}$), assim como, nas correspondentes descargas destes resíduos.

Na Tabela 4-14 apresenta-se a concentração de Hg total obtida nas amostras coletadas no filtro de mangas e no *riser* após finalização de cada teste.

Tabela 4-14. Concentração de Hg total nos resíduos sólidos da combustão.

Teste	$\chi_{Hg, fm}$ ($\mu\text{g/kg}$)	$\chi_{Hg, r}$ ($\mu\text{g/kg}$)
1	186,33	0,0
2	63,31	1,44
3	114,73	0,0
4	155,80	3,56
5	58,66	6,58
6	145,52	5,70
7	172,73	0,85
8	117,51	11,75
9	88,55	2,91
10	161,00	6,72
11	187,50	4,94
MÉDIA	131,97	4,04

Os resultados da Tabela 4-14 mostram que a maior concentração de mercúrio nos resíduos sólidos esteve presente nas cinzas volantes do filtro de mangas. Este resultado era o esperado, uma vez que na câmara de reação, as temperaturas permaneceram acima de 800°C, e dessa forma, o mercúrio do leito fluidizado rápido deve volatilizar quase totalmente. Adicionalmente, observa-se que a concentração média de mercúrio nas cinzas é aproximadamente 21% superior a da mistura combustível para uma relação molar cálcio-enxofre média de 2,0 (109,15 $\mu\text{g/kg}$). Considerando-se a alta eficiência de conversão de carbono obtida no processo e a volatilidade do Hg nas temperaturas de operação, verifica-se que as cinzas volantes absorvem parte do poluente no filtro de mangas, quando o gás de combustão volta a esfriar. Este fenômeno foi confirmado por KELLIE et al. (2004).

Nas Figuras 4-19 e 4.20 ilustra-se o comportamento da concentração de mercúrio nas cinzas volantes com a variação no excesso de ar e na relação molar cálcio-enxofre, assim como, o gráfico dos efeitos, respectivamente.

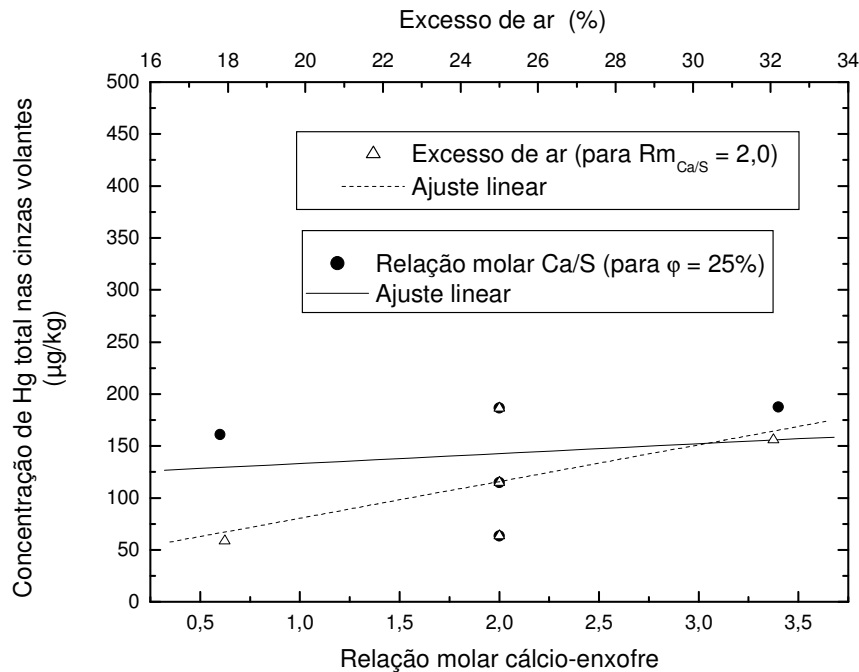


Figura 4-19 Comportamento do Hg nas cinzas volantes em função do excesso de ar e da relação molar Ca/S.

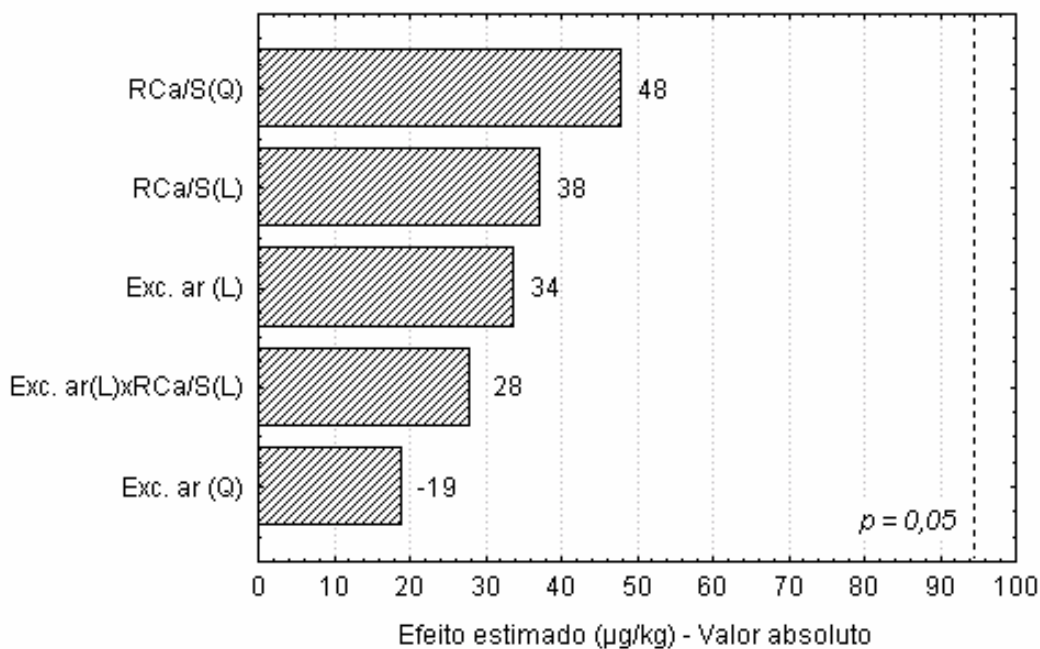


Figura 4-20 Efeitos lineares (L) e quadráticos (Q) do excesso de ar e da relação molar cálcio-enzofre sobre a concentração de Hg total nas cinzas volantes.

As figuras anteriores indicam que o excesso de ar e a relação molar cálcio-enzofre não influenciam significativamente a concentração de mercúrio contido nas cinzas volantes. No entanto, pareceu existir alguma tendência ao aumento da concentração com o incremento no excesso de ar. Acredita-se que esta pequena influência deva-se à diminuição na temperatura do gás na saída do ciclone com os maiores excessos de ar, o que poderia acelerar a taxa de absorção de mercúrio oxidado nas cinzas volantes. No entanto, isto deve ser confirmado com testes que incluam o seguimento mais rigoroso do comportamento da temperatura na entrada do filtro de mangas.

Assim como no caso da concentração de Hg no gás de combustão, um modelo empírico foi construído para as cinzas volantes. Este modelo, representado pela Equação 4-8, somente é importante para mostrar tendências no valor da concentração. A comparação das concentrações simuladas com os valores medidos é mostrado na Figura 4-21.

$$\chi_{Hg, fm} = -3,489 + 16,925.\varphi - 0,383.\varphi^2 - 147,681.Rm_{Ca/S} + 24,056.Rm_{Ca/S}^2 + 2,808.\varphi.Rm_{Ca/S}$$

$$\text{Para: } 18\% < \varphi < 32\% ; 0,6 < Rm_{Ca/S} < 3,4 \quad 4-8$$

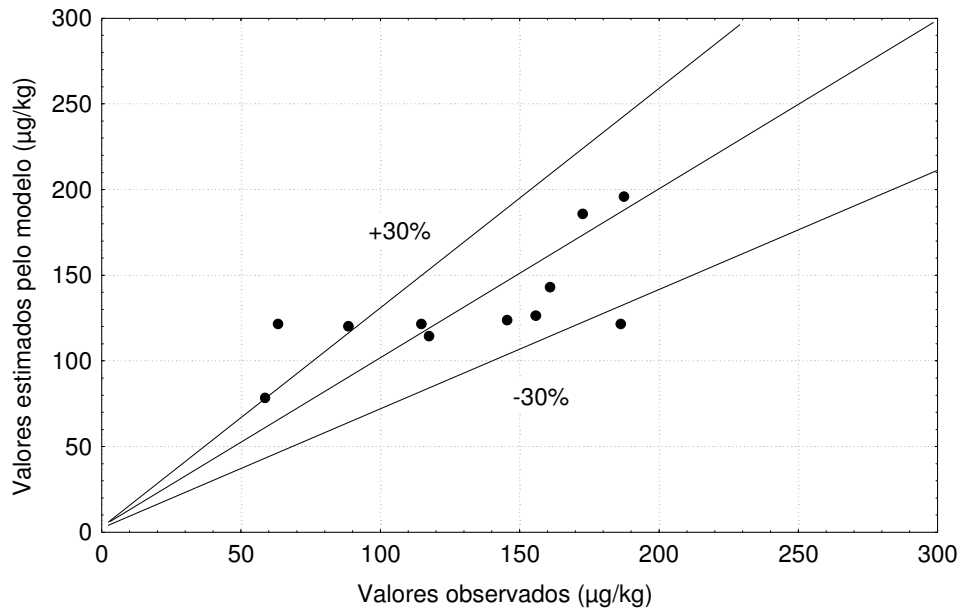


Figura 4-21. Comparação das concentrações de Hg nas cinzas volantes simuladas pelo modelo empírico com as obtidas experimentalmente.

Neste caso, dois testes ficaram fora da faixa de desvio de 30%. Estes testes foram o n.1 e o n.2, ambos com as mesmas condições operacionais. Isto sugere a necessidade de melhorar o procedimento de coleta dos resíduos, talvez, através de uma homogeneização prévia das cinzas.

Na Tabela 4-15 apresenta-se a emissão total de Hg atribuída aos resíduos sólidos do processo de combustão (cinzas volantes + cinzas de fundo).

Tabela 4-15. Emissão de Hg total nos resíduos sólidos do processo.

Teste	$\dot{m}_{Hg,rs}$ (µg/h)
1	900,0
2	364,3
3	639,1
4	773,1
5	319,4
6	813,8
7	930,2
8	552,2
9	393,5
10	641,1
11	1026,7
MÉDIA	668,47

A análise estatística destes resultados mostrou um comportamento similar ao obtido com o caso das concentrações. Isto quer dizer, que as emissões de Hg total igualmente não dependeram significativamente do excesso de ar e da relação molar cálcio-enxofre. A influência dos parâmetros estudados sobre as emissões de Hg atribuída aos resíduos sólidos não tem sido reportada na literatura e, portanto, comparações com outros trabalhos não foram possíveis.

4.2.3 Balanço de massa para o poluente

Um balanço de massa para o mercúrio total foi realizado a fim de estabelecer a magnitude do desvio obtido nas medições experimentais. Na condição ideal, a descarga de Hg total que

entra no combustor deve ser igual à descarga do poluente liberado nos efluentes, mais a razão de acúmulo de Hg na câmara de reação. Para o caso estudado, isto é:

$$\dot{m}_{Hg,mist} = \dot{m}_{Hg,ch} + \dot{m}_{Hg,rs} \quad 4-9$$

no qual, a descarga de mercúrio total que ingressa no combustor junto com a mistura combustível foi determinada a partir da expressão:

$$\dot{m}_{Hg,mist} = \chi_{Hg,carv} \cdot \dot{m}_{carv} + \chi_{Hg,dol} \cdot \dot{m}_{dol} \quad 4-10$$

onde $\chi_{Hg,carv}$ e $\chi_{Hg,dol}$ representam as concentrações do poluente no carvão mineral e na dolomita, indicadas nas Tabelas 3-3 e 3-5, respectivamente. Na Tabela 4-16 apresentam-se as descargas dos componentes da mistura combustível e o resultado do Hg total fornecido ao sistema em cada teste realizado.

Tabela 4-16. Descarga de alimentação de carvão mineral, dolomita e Hg total.

Teste	$\dot{m}_{carv}$ (kg/h)	$\dot{m}_{dol}$ (kg/h)	$\dot{m}_{Hg,mist}$ (µg/h)
1	8,43	2,37	1178,8
2	8,43	2,37	1178,8
3	8,43	2,37	1178,8
4	7,97	2,23	1113,3
5	8,90	2,50	1244,3
6	8,87	3,73	1293,5
7	8,03	3,37	1170,3
8	8,42	1,18	1125,5
9	8,42	1,18	1125,5
10	8,31	0,69	1090,1
11	8,52	4,08	1263,8
MÉDIA	8,43	2,37	1178,4

Na Tabela 4-17 apresentam-se os valores dos desvios obtidos experimentalmente na verificação do balanço de massa de mercúrio total no processo de combustão.

Tabela 4-17. Verificação experimental do balanço de massa para o Hg total.

Teste	$(\dot{m}_{Hg,ch} + \dot{m}_{Hg,rs})/\dot{m}_{Hg,mist}$	Desvio (%)
1	0,80	20
2	0,36	64
3	0,60	40
4	0,71	29
5	0,28	72
6	0,66	34
7	0,83	17
8	0,52	48
9	0,39	61
10	0,60	40
11	0,83	17
MÉDIA	0,60	40

Como se observa, os desvios no balanço de massa obtidos variaram em uma faixa relativamente ampla, com mínimo de 17% e máximo de 72%. O valor médio de desvio alcançado neste trabalho (40%) foi aproximadamente três vezes maior do que o obtido por YOKOYAMA et al (2000), TAN et al. (2004) e LEI et al. (2007). Acredita-se que melhores resultados seriam alcançados com a determinação da concentração de mercúrio na porção do carvão e da dolomita usada em cada teste de combustão.

Desconsiderando-se o desvio anterior, a distribuição das emissões de Hg total nos efluentes do processo mostra que, em média, 6% do poluente foi emitido com o gás de combustão. O resultado parece coerente, tendo em vista que eficiências entre 80 e 99% na remoção de Hg gasoso são possíveis em combustores de leito fluidizado rápido equipados com filtro de mangas, especialmente, quando o carbono residual nas cinzas volantes está em torno de 8%, como no caso estudado (PAVLISH, 2003; O'DOWD et al., 2004).

4.2.4 Fator de emissão

A fim de realizar uma análise mais rigorosa do resultado obtido na amostragem de Hg total no gás de combustão, o fator de emissão de mercúrio para o processo estudado foi determinado e comparado com o reportado em trabalhos da literatura. Para o caso em estudo, o fator de emissão de interesse foi estabelecido com base no consumo energético atribuído ao carvão mineral. Assim, o valor de $0,24 \times 10^{-12}$ g/J resultou ao dividir a emissão média de Hg total emitido no gás de combustão pelo poder calorífico inferior do combustível, indicado na Tabela 3-4.

JENSEN et al. (2004) compilou o fator de emissão de mercúrio total no gás de combustão de 82 testes realizados com diferentes carvões minerais. Um valor médio de $2,71 \times 10^{-12}$ g/J e um desvio padrão de $1,33 \times 10^{-12}$ g/J foi obtido. Como se observa, o valor apresentado pelos autores é aproximadamente onze vezes maior do que o valor medido experimentalmente neste trabalho. Embora vários autores tenham demonstrado que a emissão de Hg presente no gás de combustão varia em uma faixa bastante ampla e, que na literatura ainda não existem dados referentes ao carvão mineral brasileiro para comparação, esta diferença parece apreciável, sugerindo que as concentrações do poluente na chaminé do combustor deveriam ser maiores do que as obtidas. No entanto, isto deverá ser confirmado com mais medições, pois, de acordo com PAVLISH et al. (2003), a combinação de um combustor de leito fluidizado com filtro de mangas na linha de exaustão produz as menores emissões de Hg de todas as configurações de caldeiras e coletores de partículas existentes.

Em 15 de março de 2005, a U.S.E.P.A, através do Código de Regulamentações Federais CFR-40 (2005) estabeleceu o limite de $5,5 \times 10^{-12}$ g/J para as emissões totais de mercúrio no gás de combustão de caldeiras termelétricas a carvão mineral. Este valor é aproximadamente 23 vezes maior ao obtido experimentalmente neste trabalho. Portanto, se os resultados apresentados neste trabalho são confirmados, a queima do carvão mineral brasileiro CE-4500 é viável do ponto de vista das emissões de mercúrio.

Capítulo 5

Conclusões e Sugestões

Através deste estudo foi comprovado experimentalmente que misturas compostas por carvão mineral catarinense CE-4500 e dolomita podem ser queimadas eficientemente em um combustor com leito fluidizado rápido. Os resultados obtidos em escala piloto revelaram que, utilizando-se diferentes combinações de excesso de ar (18 a 32%) e de relação molar cálcio-enxofre (0,6 a 3,4), a conversão média de carbono esteve ao redor de 91% quando a temperatura na câmara de reação oscilou entre 800 e 850°C. Nestas condições, as concentrações de CO (84 a 309 ppm_v) e de NO_x (116 a 211 ppm_v), referidas a 6% de O₂ no gás de combustão, mostraram-se coerentes com as reportadas na literatura. Adicionalmente, com a velocidade superficial do gás mantida em 8,6 m/s, foi observado que o nível de concentração de CO no gás de combustão aumenta significativamente com a diminuição na temperatura do leito fluidizado, enquanto que o nível do NO_x aumenta com a relação molar cálcio-enxofre, conforme verificado por outros autores.

Os perfis de temperatura e de pressão estática, obtidos ao longo da câmara de combustão, exibiram o comportamento típico de operação em regime de fluidização rápida. Porém, as medições do fluxo de recirculação dos sólidos não atingiram os valores sugeridos por outros pesquisadores, principalmente na operação com partículas de baixa densidade e granulometria.

A experiência também indicou que a estabilidade do combustor é especialmente sensível ao diâmetro das partículas do material inerte, ao inventário de sólidos, à vazão de ar injetado na válvula L e à velocidade superficial do gás de fluidização.

Uma sonda isocinética, construída e operada com base em requerimentos da U.S. E.P.A., mostrou-se satisfatória para determinar as emissões de mercúrio total no gás de combustão, especificamente após sua passagem prévia por um filtro de mangas com eficiência de retenção de partículas maior que 99%. Nestas condições, os resultados obtidos revelaram que a concentração média total do poluente no gás liberado pelo processo é de aproximadamente $0,7 \mu\text{g}/\text{Nm}^3$, valor inferior ao normalmente observado em pesquisas preliminares que utilizaram carvões minerais de diversos tipos e várias configurações de equipamento de combustão.

A análise do mercúrio coletado no filtro e nos borbulhadores da sonda de amostragem mostrou que mais de 80% do poluente liberado na chaminé está presente na forma gasosa, como verificado em outros estudos experimentais. No presente caso, acredita-se que a fração gasosa medida corresponde principalmente ao mercúrio na forma elementar (Hg^0), devido (i) ao fato da amostragem ter sido realizada após o separador de partículas, (ii) à ausência de aquecimento do tubo de coleta e da região do filtro e, (iii) às mínimas quantidades de cloreto presentes na mistura combustível.

As informações experimentais obtidas indicam que o excesso de ar e a relação molar cálcio-enxofre não influenciam significativamente as emissões totais de Hg liberadas pela chaminé do combustor. Portanto, não existem evidências de que a adição de cálcio e/ou magnésio no reator contribui para a redução das emissões de mercúrio no gás de combustão.

De outro lado, a concentração de mercúrio obtida nas cinzas, ligeiramente superior à encontrada na mistura combustível, sugere que os resíduos sólidos conseguem reter mercúrio liberado na câmara de reação. Este fenômeno acontece por causa do resfriamento dos gases de combustão na saída do ciclone e da temperatura relativamente baixa dos produtos da combustão na entrada do filtro de mangas ($\sim 80^\circ\text{C}$). Do mesmo modo que para o caso do gás de combustão na chaminé, os fatores analisados não tiveram influência significativa ao nível de 95% de confiabilidade. Uma pequena tendência de aumento da concentração do Hg total nas cinzas foi observada para maiores relações molares cálcio-enxofre. Estes resultados, no entanto, precisam ser confirmados.

O balanço de massa realizado para o mercúrio total no processo de combustão revelou um desvio médio de 40%, valor que se considera satisfatório tendo em conta a complexidade dos procedimentos experimentais envolvidos na quantificação do contaminante.

A comparação do fator de emissão obtido neste trabalho com outros da literatura e com o recentemente estabelecido pela US.EP.A, sugere que as concentrações de Hg no gás de combustão variam consideravelmente, dependendo principalmente do tipo de carvão, do equipamento de combustão e do dispositivo de controle do material particulado. Dados para uma comparação mais rigorosa dos resultados obtidos com a configuração experimental avaliada não estão disponíveis na literatura.

A técnica de planejamento de experimentos constituiu-se em uma ferramenta poderosa para verificar o comportamento de fenômenos relativamente complexos sem precisar realizar muitos testes, economizando tempo e recursos, principalmente na operação de equipamentos em escala piloto.

Em geral, os testes experimentais realizados mostraram que a combustão de carvão mineral brasileiro em reatores com leito fluidizado rápido constitui uma alternativa viável do ponto de vista técnico e ambiental para o aproveitamento do combustível nacional. Os resultados obtidos são promissores e, portanto, dão justa razão à implantação desta tecnologia no país.

Sugestões para trabalhos futuros:

A seguir apresenta-se uma lista de sugestões para estudos futuros que podem complementar ou aprimorar os resultados obtidos neste primeiro trabalho:

- Recomenda-se adequar a sonda isocinética para a quantificação separada do mercúrio nas suas três formas: particulada, oxidada e elementar. Dessa maneira, será possível determinar o verdadeiro potencial dos equipamentos convencionais utilizados no controle de material particulado para remover o mercúrio liberado na combustão do carvão nacional. Para isto, é preciso instalar um sistema de aquecimento apropriado no local do

tubo de coleta e do filtro do amostrador. Adicionalmente, requer-se a instalação de três novos borbulhadores na caixa fria, contendo cada um deles 100 ml de cloreto de potássio (KCl), a fim de quantificar o mercúrio na forma oxidada.

- Testes de combustão controlando a intensidade do resfriamento do gás antes do filtro de mangas poderiam ser úteis para observar o comportamento da conversão de carbono e as emissões de Hg na chaminé.
- Sugere-se que as análises de mercúrio sejam realizadas conjuntamente com a participação de equipamentos comerciais, a fim de poder comparar os resultados obtidos com os instrumentos construídos em laboratório.
- É preciso melhorar a configuração geométrica da válvula de amostragem de sólidos recirculados, com o propósito de verificar com maior certeza o fluxo da movimentação de partículas pelo *downcomer* na hora da combustão. Adicionalmente, reformas no mecanismo das tomadas de pressão estática ao longo da câmara de reação são necessárias para eliminar o problema de entupimento das linhas de medição.
- Um estudo visando à otimização da eficiência de conversão de carbono é sugerido, envolvendo neste caso, a vazão de ar na válvula L, a velocidade superficial de fluidização, o inventário de sólidos, a temperatura do leito fluidizado e a intensidade do resfriamento do gás de combustão.
- Com a operação da unidade de combustão possibilita-se a realização de testes com outros tipos de carvões nacionais, tais como, o disponível no Estado de Rio Grande do Sul. Adicionalmente abre-se espaço para o aproveitamento energético de combustíveis renováveis, tais como a biomassa, de grande potencial para o Brasil.

REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS

- Adánez, J., De Diego, L., Gayán, P., Armesto, L., Cabanillas, A. *A model for prediction of carbon combustion efficiency in circulating fluidized bed combustors*. Fuel, v. 74, n. 7, 1995. pp. 1049-1056.
- Adánez, J., De Diego, L., Gayán, P., Armesto, L., Cabanillas, A. *Modelling of sulfur retention in circulating fluidized bed combustors*. Fuel. v. 75, n. 3, 1996. pp. 262-270.
- Adánez, J., Gayán, P., Grasa, G., de Diego, L., Armesto, L., Cabanillas, A. *Circulating fluidized bed combustion in the turbulent regime: modeling of carbon combustion efficiency and sulphur retention*. Fuel, v. 80, 2001. pp. 1405-1414.
- Amand, L.-E., Leckner, B. *Emission of nitrogen oxide from a circulating fluidized bed boiler – the influence of design parameters*. In: Basu, P., Large, J. Circulating Fluidized Bed Technology II. Pergamon Press: Oxford, 1988. pp. 457-464.
- American Society for Testing and Materials. *Standard Specification for Wire Cloth and Sieves for Testing Purposes*. ASTM-E-11-95, 1995.
- American Society for Testing and Materials. *Standard Test Method for Elemental, Oxidized, Particle-Bound and Total Mercury in Flue Gas Generated from Coal-Fired Stationary Sources (Ontario Hydro Method)*. ASTM D-6784, 2002.
- American Society of Mechanical Engineers. *Measurement of Fluid Flow Using Small Bore Precision Orifice Meters*. ASME-MFC-14M, 2003.
- Anderson, W.L., Smith, K.E. *Dynamics of mercury at coal-fired power plant and adjacent cooling lake*. Environmental Science and Technology. v. 11, n. 1, 1977. pp.75-80.
- ANSI/ASME PTC 19.10. *Flue and Exhaust Gas Analyses*. 1981.

- Arena, U., Cammarota, A., Pistone, L. *High velocity fluidization behavior of solids in a laboratory scale circulating bed*. Proceedings of the first International Conference on Circulating Fluidized Beds. Halifax, Canada, March 18-20, 1985. pp. 119-125.
- Arena, U. Cammarota, A., Missimilla, L., Pirozzi, D. *The hydrodynamic behavior of two circulating fluidized bed units of different sizes*. Proceedings of the Second International Conference on Circulating Fluidized Beds. Compiègne, France, 14-18 March, 1988.
- Arena, U., Langeli, C.B., Cammarota, A. *L-valves behavior with solids of different size and density*. Powder Technology. v. 98, 1998. pp. 231-240.
- Bader, R., Findlay, J., Knowlton, T.M. *Gas /solids flow patterns in a 30.5-cm-diameter circulating fluidized bed*. Proceedings of the Second International Conference on Circulating Fluidized Beds. Compiègne, France, 14-18 March, 1988.
- Bai, D., Jin, Y., Yu, Z. *Flow regimes in circulating fluidized beds*. Chemical Engineering Technology. v. 16, 1993. pp. 307-313.
- Beaud, F., Louge, M. *Similarity of radial profiles of solid volume fraction in a circulating fluidized bed*. Fluidization VIII ,1993, pp. 245-253.
- Berge, N. *NO_x control in a circulating fluidized bed combustion*. In: Basu, P., Large, J. Circulating Fluidized Bed Technology II. Pergamon Press: Oxford, 1988. pp. 421-428.
- Berruti, F., Kalogerakis, N. *Modelling of internal flow structure of circulating fluidized beds*. The Canadian Journal of Chemical Engineering. v. 67, 1989. pp. 1010-1014.
- Bierl, T., Gadjos, L. *apud* Weinstein, H., Shao, M., Wasserzug, L. *Radial solid density variation in a fast fluidized bed*. AIChE Symposium Series, v. 80, n. 241, 1984a. pp. 117-121. Phenomenological modeling of reaction experiments in risers. Final Report, DOE/MC/14249-1149 (DE 820008670), Environment Research and Technology, Inc., February, 1982.

- Billings, C., Matson, W. *Mercury emissions from coal combustion*. Science, v. 176. June, 1972. pp. 1232-1233.
- Brereton, C., Grace, J. Lim, C., Zhu, J., Legros, R., Muir, J., Zhao, J., Senior, R., Luckos, A., Inumaru, N., Zhang, J., Hwang, I. *Environmental aspects, control and scale-up of circulating fluidized bed combustion for application in western Canada*. Final Report to EMR Canada under Contract 52SS.23440-8-9243, December, 1991.
- Bolton, L.W., Davidson, J.F. *Recirculation of particles in fast fluidized rises*. Proceedings of the Second International Conference on Circulating Fluidized Beds. Compiègne, France, 14-18 March, 1988.
- Bustard, C.J., Durham, M., Lindsey, C., Starns, T., Baldrey, K., Martin, C., Schlager, R. *Full-scale evaluation of mercury control with sorbent injection and COHPAC at Alabama power E.C. gaston*. Journal of the Air and Waste Management Association. v. 52, 2002. pp. 918-926.
- Carpi, A. *Mercury from combustion sources: a review of the chemical species emitted and their transport in the atmosphere*. Water, Air and Soil Pollution. n. 98, 1997. pp. 241-254.
- Change, R., Offen, G.R. *Mercury emission control technologies: an EPRI synopsis*. Power Engineering. v. 99, n. 11, 1995. pp. 51-57.
- Chu, P., Nott, B., Chow, W., *apud* Fthenakis, V.M., Lipfert, F.W., Moskowitz, P.D., Saroff, L. *An assessment of mercury emissions and health risks from coal-fired power plant*. Journal of Hazardous Materials, v. 44, 1995. pp. 267-283. in: W. Chow and L. Levin (Eds.). Proc. Second Int. Conf. on Managing Hazardous Air Pollutants, Washington, D.C, July 13-15, 1993, EPRI Report TR-104295, September 1994.
- Goksel, O., Dogu, G. *Combustion of a high ash and sulfur containing lignite in a pilot circulating fluidized bed combustor and its pollution characteristics*. Chemical Engineering and Processing. v. 41, 2002. pp. 11-15.

- Crnkovic, P. M., Polito, W. L., Da Silva, C., Milioli, F. E., Pagliuso, J. D. O efeito da granulometria na decrepitação durante a decomposição térmica de calcários e carvão. *Química Nova*, v.27. n.1, 2004. pp. 58-61.
- Daous, M.A., Al-Zahrani, A.A. *Modeling solids and gas flow through an L-valve*. . Powder Technology. v. 99, 1998. pp. 86-89.
- Da Silva, M. G. *Desenvolvimento de unidade experimental de leito fluidizado circulante para estudo do processo de remoção de SO₂ na combustão de carvão mineral com adição de calcário*. Faculdade de Engenharia Mecânica, UNICAMP, Tese de Doutorado, 1994. 227 p.
- Davidson, J.F. *Circulating fluidized bed hydrodynamics*. Powder Technology. v. 113, 2000. pp. 249-260.
- DeVito, M.S., Tumati, P.R., Carlson, R.J., Bloom, N. *apud* Capri, A. *Mercury from combustion sources: a review of the chemical species emitted and their transport in the atmosphere*. Water, Air and Soil Pollution. n. 98, 1997. pp. 241-254. *Sampling and analysis of mercury in combustion flue gas*. 2nd International Conference on Managing Hazardous Air Pollutants, sponsored by the Electric Power Research Institute, Washington, DC. 1993.
- Ducarne, E., Dolignier, J., Marty, E., Martin, G., Delfosse, L. *Modelling of gaseous pollutants emissions in circulating fluidized bed combustion of municipal refuse*. Fuel, v. 77, 1998. pp. 1399-1410.
- Furusawa, T., Shimizu, T. *Analysis of circulating fluidized bed combustion technology and scope for future development*. pp.51-62.
- Fthenakis, V.M., Lipfert, F.W., Moskowitz, P.D., Saroff, L. *An assessment of mercury emissions and health risks from coal-fired power plant*. Journal of Hazardous Materials, v. 44, 1995. pp. 267-283.
- Gayán, P., Adánez, J., de Diego, L., García-Labiano, F., Cabanillas, A., Bahillo, A., Aho, M., Veijonen, K. *Circulating fluidised bed co-combustion of coal and biomass*. Fuel, v. 83, 2004. pp. 277-286.

- Geldart, D. *Types of gas fluidization*. Powder Technology. v. 7, 1973. pp. 185-195.
- Geldart, D., Jones, P. *The behavior of L-valves with granular powders*. Powder Technology. v. 67, 1991. pp. 163-174.
- Grace, J.R. *High-velocity fluidized bed reactors*. Chemical Engineering Science. v. 45, n. 8, 1990. pp. 1953-1966.
- Gungor, A., Eskin, N. *Two-dimensional coal combustion modeling of CFB*. International Journal of thermal Sciences (2007), doi: 10.1016/j.ijthermalsci.2007.01.017.
- Guffey, F.D., Bland, A.E. *Thermal pretreatment of low-ranked coal for control of mercury emissions*. Fuel Processing Technology. v. 85, 2004. pp. 521-531.
- Guilin, Y.(Kuei-lin, Y.), Zhe, H., Lianzhong, Z. *Radial gas dispersion in a fast fluidized bed*. Proceedings of the IV International Fluidization Conference, Japan, May 1983. pp. 145-152.
- Hall, B., Lindqvist, O., Ljungstrom, E. *apud* Capri, A. *Mercury from combustion sources:a review of the chemical species emitted and their transport in the athmosphere*. Water, Air and Soil Pollution. n. 98, 1997. pp. 241-254. Environmental Science and Technology. v. 24, n. 1, 1990. pp. 108.
- Hall, B., Schager, P., Lindqvist, O. *apud* Galbreath , K.C., Zygarlicke, C.J. *Mercury speciation in coal combustion and gasification flue gases*. Environmental Science and Technology. v. 30, n. 8, 1996. pp: 2421-2426. Water, Air and Soil Pollution. V. 56, n. 3, 1991. pp. 3-14
- Harris, A., Davidson, J., Thorpe, R. *The prediction of particle cluster properties in the near wall region of a vertical riser (200157)*. Powder Technology. v. 127, 2002. pp. 128-143.
- Hartge, E., Li, Y., Werther, J. *Analysis of the local structure of the two phase flow in a fast fluidized bed*. Proceedings of the first International Conference on Circulating Fluidized Beds. Halifax, Canada, March 18-20, 1985. pp.153-160.

- Hartge, E., Li, Y., Werther, J. *Flow structure in fast fluidized beds*. pp. 345-352. In: Ostergaard, K., Sorensen, A. Fluidization V. Eng. Foundation: New York, 1986.
- Hartge, E., Rensner, D., Werther, J. *Solids concentration and velocity patterns in circulating fluidized beds*. In: Basu, P., Large, J. Circulating Fluidized Bed Technology II. Pergamon Press: Oxford, 1988. pp. 165-180.
- Hasset. D.J., Eylands, K.E. *Mercury capture on coal combustion fly ash*. Fuel. v.78, 1999. pp. 243-248.
- Heebink, L., Hassett, D. *Release of mercury vapor from coal combustion ash*. Journal of the Air and Waste Management Association. v. 52, 2002. pp. 927-930.
- Herb, B., Dou, S., Tuzla, K., Chen, J.C. *Solid mass fluxes in circulating fluidized beds*. Powder Technology. v. 70, 1992. pp. 197-205.
- Horio, M., Nonaka, A., Hoshiba, M., Morishita, K., Kobukai, Y., Naito, J., Tachibana, O., Watanabe, K., Yoshida, N. *Coal combustion in a transparent circulating fluidized bed*. Proceedings of the first International Conference on Circulating Fluidized Beds. Halifax, Canada, March 18-20, 1985. pp.255-262.
- Horio, M., Morishita, K., Tachibana, O., Murata, N. *Solid distribution and movement in circulating fluidized beds*. In: Basu, P., Large, J. Circulating Fluidized Bed Technology II. Pergamon Press: Oxford, 1988. pp. 147-154.
- Hory, R., Ramírez, J., Pécora, A., Goldstein, L. *An Empirical Model to Predict the Mass Flow Rate of Solids in a High Temperature Circulating Fluidized Bed System*. Proceedings of the 11th Brazilian Congress of Thermal Sciences and Engineering. 05 a 08 de dezembro de 2006. Curitiba/PR, Brasil.
- Huulin, L., Guangbo, Z., Rushan, B., Yongjin, C., Gidaspow, D. *A coal combustion model for circulating fluidized bed boilers*. Fuel. v.79, 2000. pp. 165-172.

- Ishizuka, H., Hyvarinen, K., Morita, A., Suzuki, T., Yano, K., Hirose, R. *Experimental study on NO_x reduction in CFB coal combustion*. In: Basu, P., Large, J. *Circulating Fluidized Bed Technology II*. Pergamon Press: Oxford, 1988. pp. 437-444.
- Ismail, K. A., Gonçalves, M., Benevenuto, F. *Instrumentação básica para engenharia*. Campinas, 1988. 470 p.
- International Organization for Standardization. *Measurement of fluid flow by means of pressure differential devices, Part 1: Orifice plates, nozzles, and Venturi tubes inserted in circular cross-section conduits running full*. ISO-5167-1., 1998.
- Jensen, R.R., Karki, S., Seleghar, H. *Artificial neural network-based estimation of mercury speciation in combustion flue gases*. *Fuel Processing Technology*. v. 85, 2004. pp.451-462.
- Joensuu, O. *Fossil Fuels as a Source of Mercury Pollution*. *Science*, v. 172. June, 1971. pp. 1027-1028.
- Kellie, S., Duan, Y., Cao, Y., Chu, P., Mehta, A., Carty, R., Liu, K., Pan, W.-P., Riley, J.T. *Mercury emissions from a 100-MW wall-fired boiler as measured by semicontinuous mercury monitor and Ontario Hydro Method*. *Fuel Processing Technology*. v. 85, 2004. pp. 487-499.
- Kobro, H., Brereton, C. *Control and fuel flexibility of circulating fluidized bed*. *Proceedings of the first International Conference on Circulating Fluidized Beds*. Halifax, Canada, March 18-20, 1985. pp. 263-272.
- Knowlton, T.M., Hirsan, I. *L-valves characterized for solids flow*. *Hydrocarbon Processing*. v.57, n. 3, 1978. pp.149-156.
- Korpiel, J. A., Vidic, R.D. *Effect of sulfur impregnation method on activated carbon uptake of gas-phase mercury*. *Environmental Science and Technology*. v. 31, 1997. pp: 2319-2325.

- Kullendorff, A., Andersson, S. *A general review on combustion in circulating fluidized beds*. Proceedings of the first International Conference on Circulating Fluidized Beds. Halifax, Canada, March 18-20, 1985. pp. 83-96.
- Kullendorff, A., Herstad, S., Andreasson, C. *Emission control by combustion in circulating fluidized bed- operating experiences*. In: Basu, P., Large, J. Circulating Fluidized Bed Technology II. Pergamon Press: Oxford, 1988. pp. 445-455.
- Kruse, M., Werther, J. *2D gas and solids flow prediction in circulating fluidized beds based on suction probe and pressure profile measurements*. Chemical Engineering and Processing. v. 34, 1995. pp. 185-203.
- Lackermeier, U., Werther, J. *Flow phenomena in the exit zone of a circulating fluidized bed*. Chemical Engineering and Processing. v. 41, 2002. pp. 771-783.
- Leckner, B., Karlsson, M., Mjornell, M., Hagman, U. *Emission from a 165 MW_{th} circulating fluidized- bed boiler*. Journal of the Institute of Energy. v. 65, 1992. pp. 122-130.
- La Nauze, R.D. *apud* Kullendorff, A., Andersson, S. *A general review on combustion in circulating fluidized beds*. Proceedings of the first International Conference on Circulating Fluidized Beds. Halifax, Canada, March 18-20, 1985. pp. 83-96. *Fundamentals of coal combustion*. Em Davidson, J.F., Clift, R., Harrison, D. *Fluidization*, 2nd Ed. Academia Press, London (Great Britain), 1985. pp. 631-674.
- Laudal. D.L., Thompson, J.S., Pavlish, J.H., Brickett, L.A., Chu, P. *Use of continuous mercury monitors at coal-fired utilities*. Fuel Processing Technology. v. 85, 2004. pp. 501-511.
- Lee, S.J., Seo, Y.-C., Jurng, J., Hong, J.-H., Park, J.-W., Hyun, J.E., Lee, T.G. *Mercury emissions from selected stationary combustion sources in Korea*. Science of the Total Environment. v. 325, 2004. pp. 155-161.
- Lei, C., Yufeng, D., Yuqun, Z., Ligu, Y., Liang, Z., Xianghua, Y., Qiang, Y., Yiman, J., Xuchang, X. *Mercury transformation across particulate control devices in six power plants of china: the co-effect of chlorine and ash composition*. Fuel. v. 86, 2007. pp. 603-610.

- Lindberg, S.E. *apud* Fthenakis, V.M., Lipfert, F.W., Moskowitz, P.D., Saroff, L. *An assessment of mercury emissions and health risks from a coal-fired power plant*. Journal of Hazardous Materials. v.44, 1955. pp. 267-283. Atm. Envir. v.14, 1980. pp. 227.
- Liu, K., Gao, Y., Riley, J.T., Pan, W.-P. *An investigation of mercury emission from FBC systems fired with high-chlorine coals*. Energy and Fuels. v. 15, 2001. pp. 1173-1180.
- Mastellone, M., Arena, U. *The effect of particle size and density on solids distribution along the riser of a circulating fluidized bed*. Chemical Engineering Science, v. 54, 1999. pp. 5383-5391.
- Matsen, J.M. *The rise and fall of recurrent particles: hydrodynamics of circulation*. Proceedings of the Second International Conference on Circulating Fluidized Beds. Compiègne, France, 14-18 March, 1988. pp. 3-11.
- Meij, R., Vredenburg, L.H.J., Winkel, H. *The fast and behavior of mercury in coal-fired power plants*. Journal of the Air and Waste Management Association. v.52, 2002. pp. 912-917.
- Miller, S.J., Laudal, D.L., Chang, R., Bergman, P.D. *apud* Capri, A. *Mercury from combustion sources: a review of the chemical species emitted and their transport in the atmosphere*. Water, Air and Soil Pollution. n. 98, 1997. pp. 241-254. *Laboratory-scale investigations of sorbents for mercury control*. 87th Meeting Air Waste Manage. Assoc., Cincinnati, June 1-24, 1994.
- Ministério de Minas e Energia do Brasil. *Balanço Energético Nacional 2006 - Ano base 2005: Recursos e Reservas – Carvão mineral e turfa*. Disponível em: http://www.mme.gov.br/site/menu/select_main_menu_item.do?channelId=1432&pageId=10780. Acesso em: 03 fevereiro 2007.
- Monceaux, L., Azzi, M., Molodtsov, Y., Large, J.F. *Overall and local characterization of flow regimes in a circulating fluidized bed*. Proceedings of the first International Conference on Circulating Fluidized Beds. Halifax, Canada, March 18-20, 1985. pp. 185-191.

- Myers, R.H., Montgomery, D.C. *Response Surface Methodology*. John Wiley and Sons. 2002. pp. 798.
- National Institute of Standards and Technology. *Trace Elements in Soil Containing Lead from Paint*. Certificate of Analysis – Standard Reference Material. NIST-SRM-2587, 1999.
- Neto, B.B., Scarminio, I.S., Bruns, R.E. *Como Fazer Experimentos: Pesquisa e Desenvolvimento da Ciência*. Segunda Edição. Editora da Unicamp. 2003. pp. 401.
- Niksa, S., Fujiwara, N., Fujita, Y., Tomura, K., Moritomi, H., Tuji, T., Takasu, S. *A mechanism for mercury oxidation in coal- derived exhausts*. Journal of the Air and Waste Management Association. v.52, 2002. pp. 894-901.
- Nobblet, J., Meserole, F., Owens, D. *apud* Fthenakis, V.M., Lipfert, F.W., Moskowitz, P.D., Saroff, L. *An assessment of mercury emissions and health risks from coal-fired power plant*. In: Chow, W., Levin, L. (Eds) Proc. Second Int. Conf. of Managing Hazardous Air Pollutants, Washington, DC, July 13-15, 1993. EPRI Report TR-104295, September, 1994.
- Otani, Y., Kanaoka, H., Matsui, C. *apud* Galbreath, K.C., Zygarlicke, C.J. *Mercury speciation in coal combustion and gasification flue gases*. Environmental Science and Technology. v. 30, n. 8, 1996. pp: 2421-2426. Environmental Science and Technology. v. 18, 1984. pp. 793-796.
- O'Dowd, W.J., Hargis, R.A., Granite, E.J., Pennline, H.W. *Recent advances in mercury removal technology at the National Energy Technology Laboratory*. Fuel Processing Technology. v. 85, 2004. pp. 533-548.
- Ould-Dris, A., Molodtsov, Y. *Basic mechanisms and principles of the operation of a nonmechanical L-valve*. Fluidized Bed Combustion. ASME 1991. pp. 1541-1547.
- Özkan, G., Dogu, G. *Combustion of a high ash and sulfur containing lignite in a pilot circulating fluidized bed combustor and its pollution characteristics*. Chemical Engineering Processing. n. 41, 2002. pp. 11-15.

- Pavlish, J.H., Sondreal, E.A., Mann, M.D., Olson, E.S., Galbreath, K.C., Laudal, D.L., Benson, S.A. *Status review of mercury control options for coal-fired power plants*. Fuel Processing Technology. v. 82, 2003. pp. 89-165.
- Pavlish, J.H., Holmes, M.J., Benson, S.A., Crocker, C.R., Galbreath, K.C. *Application of sorbents for mercury control for utilities burning lignite coal*. Fuel Processing Technology. v. 85, 2004. pp. 563-576.
- Pécora, A. A. B. *Estudo da fluidodinâmica de leitos fluidizados circulantes com injeção de ar secundário*. Faculdade de Engenharia Mecânica, UNICAMP, Tese de Doutorado, 1995. 239 p.
- Ramírez, J., Hory, R., Pécora, A., Goldstein, L. *Experiments on the Mass Flux of Solids Recirculating in a High Temperature CFB System*. Anais do IV Congresso Nacional de Engenharia Mecânica. 22 a 25 de agosto de 2006. Recife/PE, Brasil.
- Reimão, R. A. Um estudo comparativo de ensaios de peneiramento em condições industriais e laboratoriais. Faculdade de Engenharia Mecânica, UNICAMP, Relatório final de Iniciação Científica, 2002. 33 p.
- Reiying, Z., Dabao, C., Guilin, Y. *Study on pressure drop of fast fluidized bed*. Fluidization'85: Science and Technology, Conference Papers, Second China- Japan Symposium. Kunming, China, 1985. pp. 148-157.
- Richardson, C., Machalek, T., Miller, S., Dene, C., Chang, R. *Effect of NO_x control processes on mercury speciation in utility flue gas*. Journal of the Air and Waste Management Association. v.52, 2002. pp. 941-947.
- Rhodes, M.J., Geldart, D. *The hydrodynamics of re-circulating fluidized beds*. Proceedings of the first International Conference on Circulating Fluidized Beds. Halifax, Canada, March 18-20, 1985. pp. 193-200.

- Rhodes, M., Laussmann, P., Villain, F. Geldart, D. *Measurement of radial and axial flux variation in the riser of a circulating fluidized bed*. In: Basu, P., Large, J. *Circulating Fluidized Bed Technology II*. Pergamon Press: Oxford, 1988. pp. 155-164.
- Rhodes, M.J., Wang, X.S., Cheng, H., Hirama, T., Gibbs, B.M. *Similar profiles of solids flux in circulating fluidized-bed risers*. *Chemical Engineering Science*, v. 47, n. 7, 1992. pp. 1635-1643.
- Rhodes, M.J., Laussmann, P. *A study of the pressure balance around the loop of a circulating fluidized bed*. *The Canadian Journal of Chemical Engineering*. v. 70, 1992. pp. 625-630.
- Schager, P. *apud* Galbreath, K.C., Zygarlicke, C.J. *Mercury speciation in coal combustion and gasification flue gases*. *Environmental Science and Technology*. v. 30, n. 8, 1996. pp. 2421-2426. Report No. FBT-91-20. Statens Energiverk. National Energy Administration: Sweden, 1990.
- Schmidt, H., -W., *apud* Hartge, E. U., Li, Y., Werther, J. *Analysis of the local structure of the two phase flow in a fast fluidized bed*. *Proceedings of the first International Conference on Circulating Fluidized Beds*. Halifax, Canada, March 18-20, 1985. *Proceeding of the III International Conference on Fluidized Bed Combustion*, pp. II-1-1-14, 1973.
- Shendrikar, A.D., Ensor, D.S. *apud* Capri, A. *Mercury from combustion sources: a review of the chemical species emitted and their transport in the atmosphere*. *Water, Air and Soil Pollution*. n. 98, 1997. pp. 241-254. *Waste Manage Res*. v. 4, n. 1, 1986. pp. 75.
- Sjostrom, S., Ebner, T., Ley, T., Slye, R., Richardson, C., Machalek, T., Richardson, M., Chang, R. *Assessing sorbents for mercury control in coal-combustion flue gas*. *Journal of the Air and Waste Management Association*. v. 52, 2002. pp. 902-911.
- Sotudeh-Gharebaagh, R. Legros, R., Chaouki, J., Paris, J. *Simulation of circulating fluidized bed reactors using ASPEN PLUS*. *Fuel*. v. 77, n.4, 1998. pp. 327-337.
- Statnick, R., Grote, R., Steiber, R. *Evaluation of continuous mercury monitor on combustion sources*. *Environmental Science and Technology*. v. 10, n. 6, 1976. pp. 595-596.

- Sternéus, J., Johnsson, F., Leckner, Bo. *Gas mixing in circulating fluidized-bed risers*. Chemical Engineering Science. v.55, 2000. pp. 129-148.
- 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. *Circulating Fluidized Bed Technology II*. Pergamon Press: Oxford, 1988. pp: 343-349.
- Tan, Y., Mortazavi, R., Dureau, B., Douglas, M.A. *An investigation of mercury distribution and speciation during coal combustion*. Fuel. v. xx, 2004. pp. 1-8.
- TESTO. *Instruction manual of the 325-M flue gas analyzer*, 2006. Disponível em: <http://www.testo.co.kr/MainPage/download/download/manual_e_testo_325mxl.pdf>. Acesso em: novembro 2006.
- Tong, H., Li, H., Lu, X., Zheng, Q. *Hydrodynamic modeling of the L- valve*. Powder Technology. v.129, 2003. pp. 8-14.
- Tsuboi, H., Iwasaki, T. *Coal combustion in circulating fluidized bed*. In: Basu, P., Large, J. *Circulating Fluidized Bed Technology II*. Pergamon Press: Oxford, 1988. pp. 327- 334.
- U.S. E.P.A. *Control of mercury emissions from coal-fired electric utility boilers EPA*. Reporter: 600/R-01-109, 2002. pp. 4-1 – 4-21.
- U.S. E.P.A. *Method 1 – Sample and Velocity Traverses for Stationary Sources*, 2006. Disponível em: <<http://www.epa.gov/ttn/emc/promgate/m-01.pdf>>. Acesso em: agosto 2006.
- U.S. E.P.A. *Method 2 – Determination of Stack Gas Velocity and Volumetric Flow Rate (Type S Pitot Tube)*, 2006. Disponível em: <<http://www.epa.gov/ttn/emc/promgate/m-02.pdf>>. Acesso em: agosto 2006.
- U.S. E.P.A. *Method 5 – Determination of Particulate Matter Emissions from Stationary Sources*, 2006. Disponível em: < <http://www.epa.gov/ttn/emc/promgate/m-05.pdf> >. Acesso em: agosto 2006.

- U.S. E.P.A. *Method 29 – Determination of Metals Emissions from Stationary Sources*, 2006. Disponível em: < <http://www.epa.gov/ttn/emc/promgate/m-29.pdf> >. Acesso em: agosto 2006.
- U.S. E.P.A. *Method 3050B – Acid Digestion of Sediments, Sludges, and Soils*, 1996. Disponível em: < <http://www.epa.gov/SW-846/pdfs/3050b.pdf> >. Acesso em: novembro 2006.
- Wang, X.S., Rhodes, M.J., Gibbs, B.M. *Influence of temperature on solids flux distribution in a CFB riser*. Chemical Engineering Science. v.50, 1995.pp. 2441-2447.
- Wang, X.S., Gibbs, B.M., Rhodes, M.J. *Modelling of circulating fluidized bed combustion of coal*. Fuel. v. 73, n. 7, 1994. pp. 1120-1127.
- Weib, V., Scholer, J., Fett, F.N. *Mathematical modeling of coal combustion in a circulating fluidized bed reactor*. In: Basu, P., Large, J. Circulating Fluidized Bed Technology II. Pergamon Press: Oxford, 1988. pp. 289-298.
- Weinstein, H., Graff, R.A., Meller, M., Shao, M.J. *The influence of the imposed pressure drop across a fast fluidized bed*. Proceedings of the IV International Fluidization Conference, Japan, May 1983.
- Weinstein, H., Shao, M., Wasserzug, L. *Radial solid density variation in a fast fluidized bed*. AIChE Symposium Series, v. 80, n. 241, 1984a. pp. 117-121.
- Weinstein, H., Meller, M., Shao, M., Parisi, R. *The effect of particle density on holdup in a fast fluid bed*. AIChE Symposium Series, v. 80, n. 234, 1984b. pp. 52-59.
- Weinstein, H., Shao, M., Schnitzlein, M. *Radial variation in solid density in high velocity fluidization*. In: Basu, P. Circulating Fluidized Bed Technology. Pergamon Press: Toronto, 1985. pp. 201-206.
- Xu, G., Nomura, K., Nakagawa, N., Kato, K. *Hydrodynamics dependence on riser diameter for different particles in circulating fluidized beds*. Powder Technology. n. 113, 2000. pp. 80-87.

- Yokoyama, T., Asakura, K., Matsuda, H., Ito, S., Noda, N. *Mercury emissions from a coal-fired power plant in Japan*. The Science of the Total Environment. v. 259, 2000. pp. 97-103.
- Zhang, W., Tung, Y., Johnsson, F. *Radial voidage profiles in fast fluidized beds of different diameters*. Chemical Engineering Science, v. 56, n. 12, 1991. pp. 3045-3051.
- Zhongyang, L., Mingjinag, N., Jiahua, Z., Leming, C., Zhengjiang, C., Kefa, C. *Solids recycle systems for circulating fluidized beds*.
- Zhou, J., Grace, J.R., Lim, C.J., Brereton, C.M.H. *Particle velocity profiles in a circulating fluidized bed riser of square cross-section*. Chemical Engineering Science, v. 50, n. 2, 1995. pp. 237-243.
- Zhou, J., Grace, J.R., Qin, S., Brereton, C.M.H., Lim, C.J., Zhu, J. *Voidage profiles in circulating fluidized bed of square cross-section*. Chemical Engineering Science, v. 49, n. 19, 1994. pp. 3217-3226.

Apêndice 1 – Cálculo da Porcentagem Isocinética nas Amostragens e Procedimento da Análise Estatística

ROTEIRO DE CÁLCULO DA PORCENTAGEM ISOCINÉTICA NAS AMOSTRAGENS

1. Pressão absoluta do gás na chaminé ($P_{g,ch}$):

$$P_{g,ch} = Pb + Pe \quad (\text{mmH}_2\text{O})$$

Pb : pressão atmosférica (mmH₂O);

Pe : pressão estática média (mmH₂O).

2. Pressão do gás no medidor volumétrico ($P_{g,m}$):

$$P_{g,m} = Pb + \Delta P_{g,po} \quad (\text{mmH}_2\text{O})$$

$\Delta P_{g,po}$: queda de pressão média na placa de orifício do amostrador (mmH₂O)

3. Volume do gás coletado em condições normais e seco ($\forall_{g,m}^{o,d}$)

$$\forall_{g,m}^{o,d} = \forall_{g,m} \cdot \left(\frac{P_{g,m}}{P^o} \right) \cdot \left(\frac{T^o}{T_{g,m}} \right) \quad (\text{m}^3)$$

$\forall_{g,m}$: volume de gás coletado (m³)

P^o , T^o : pressão e temperaturas normais, respectivamente (101,3 kPa e 273 K).

$T_{g,m}$: temperatura média do gás coletado no medidor volumétrico (K).

4. Volume de água coletada nos borbulhadores e na sílica-gel em condições normais ($\forall_{g,H_2O}^o$)

$$\forall_{g,H_2O}^o = 0,001333 \cdot \left[\left(m_{H_2O,final}^b - m_{H_2O,initial}^b \right) + \left(m_{H_2O,final}^{sg} - m_{H_2O,initial}^{sg} \right) \right] \quad (\text{Nm}^3)$$

$m_{H_2O,final}^b, m_{H_2O,initial}^b$: massa final e inicial da água coletada nos borbulhadores, respectivamente (g);

$m_{H_2O,final}^{sg} - m_{H_2O,initial}^{sg}$: massa final e inicial da água coletada na sílica-gel, respectivamente (g).

5. Teor de umidade no gás ($B_{g,m}$):

$$B_{g,m} = \frac{\nabla_{g,H_2O}^o}{\nabla_{g,H_2O}^o + \nabla_{g,m}^{o,d}}$$

6. Massa molar do gás seco (M_g^d)

$$M_g^d = 0,44.(CO_2) + 0,32.(O_2) + 0,28.(CO + N_2) \quad (\text{g/gmol})$$

CO_2, O_2, CO, N_2 : concentração de CO_2, O_2, CO e N_2 no gás de combustão (%)

7. Massa molar do gás úmido (M_g^w)

$$M_g^w = M_g^d.(1 - B_{g,m}) + 18.(B_{g,m}) \quad (\text{g/gmol})$$

8. Velocidade do gás na chaminé ($U_{g,ch}$)

$$U_{g,ch} = Z.Cp.\sqrt{\frac{Pv_{g,ch}.T_{g,ch}}{P_{g,ch}.M_g^w}} \quad (\text{m/s})$$

Z : $403,68 \text{ m.s}^{-1} . (\text{Pa.kg.mmH}_2\text{O}^{-1} . \text{kmol}^{-1} . \text{K}^{-1})^{1/2}$;

Cp : 0,838;

$Pv_{g,ch}$: pressão de velocidade média do gás na chaminé (mmH₂O);

$P_{g,ch}$: pressão absoluta do gás na chaminé (kPa);

T_g : temperatura média absoluta do gás na chaminé (K);

9. Vazão de gás na chaminé ($\dot{V}_{g,ch}$)

$$\dot{V}_{g,ch} = \left(\frac{\pi.d_{ch}^2}{4} \right) . U_{g,ch} \quad (\text{m}^3/\text{s})$$

d_{ch} : diâmetro interno da chaminé (m).

10. Vazão de gás na chaminé em condições normais e seco ($\dot{V}_{g,ch}^{o,d}$)

$$\dot{V}_{g,ch}^{o,d} = \forall_{g,ch} \cdot \left(\frac{P_{g,ch}}{P^o} \right) \cdot \left(\frac{T^o}{T_{g,ch}} \right) \cdot (1 - B_{g,ch}) \quad (\text{Nm}^3/\text{s})_{\text{seco}}$$

11. Velocidade do gás na chaminé a condições normais e a seco ($U_{g,ch}^{o,d}$)

$$U_{g,ch}^{o,d} = \frac{4 \cdot \dot{V}_{g,ch}^{o,d}}{\pi \cdot d_{ch}^2} \quad (\text{m/s})$$

12. Velocidade do gás amostrado em condições normais e seco ($U_{g,m}^{o,d}$)

$$U_{g,m}^{o,d} = \left(\frac{4}{\pi \cdot d_n^2} \right) \cdot \left(\frac{\forall_{g,m}^{o,d}}{t} \right) \quad (\text{m/s})$$

d_n : diâmetro interno da boquilha do amostrador (m).

t : tempo total da amostragem (s)

13. Porcentagem isocinética (λ)

$$\lambda = 100 \cdot \left(\frac{U_{g,m}^{o,d}}{U_{g,ch}^{o,d}} \right) \quad (\%)$$

PROCEDIMENTO DA ANÁLISE ESTATÍSTICA DO PLANEJAMENTO EM ESTRELA

1. Cálculo dos coeficientes do modelo quadrático

Seja o modelo de segunda ordem:

$$\hat{y} = \beta_0 + \beta_1 \cdot x_1 + \beta_2 \cdot x_2 + \beta_{11} \cdot x_1^2 + \beta_{22} \cdot x_2^2 + \beta_{12} \cdot x_1 \cdot x_2$$

O método de mínimos quadrados estabelece que o vetor dos coeficientes β pode ser determinado como:

$$b = (X^t X)^{-1} X^t y$$

onde, X' é a matriz transposta da matriz X . A matriz X codificada por níveis e o vetor y (valores da variável resposta medida no experimento) são, respectivamente:

$$X = \begin{bmatrix} 1 & x_1 & x_2 & x_1^2 & x_2^2 & x_1 x_2 \\ 1 & -1 & -1 & 1 & 1 & 1 \\ 1 & 1 & -1 & 1 & 1 & -1 \\ 1 & -1 & 1 & 1 & 1 & -1 \\ 1 & 1 & 1 & 1 & 1 & 1 \\ 1 & -\sqrt{2} & 0 & 2 & 0 & 0 \\ 1 & \sqrt{2} & 0 & 2 & 0 & 0 \\ 1 & 0 & -\sqrt{2} & 0 & 2 & 0 \\ 1 & 0 & \sqrt{2} & 0 & 2 & 0 \\ 1 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 \\ 1 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 \\ 1 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 \end{bmatrix} \quad y = \begin{bmatrix} y_1 \\ y_2 \\ y_3 \\ y_4 \\ y_5 \\ y_6 \\ y_7 \\ y_8 \\ y_9 \\ y_{10} \\ y_{11} \end{bmatrix}$$

2. Cálculo dos efeitos

O valor dos efeitos lineares e quadráticos é calculado como segue:

Efeito linear do fator $x_1 = 2 \cdot \beta_1$;

Efeito do linear do fator $x_2 = 2 \cdot \beta_2$;

Efeito quadrático do fator $x_1 = 2.\beta_{11}$

Efeito quadrático do fator $x_2 = 2.\beta_{22}$

Efeito da interação linear dos fatores x_1 e $x_2 = 2.\beta_{12}$

3. Cálculo da significância estatística dos efeitos

O teste de significância foi realizado com base no erro puro das três medições correspondentes ao ponto central do planejamento em estrela. Dessa forma:

$$\text{Erro puro do efeito} = 2.\sqrt{s^2.C_{jj}}$$

com:

$$s^2 = \frac{1}{r-1} \sum_{i=1}^r (y_i - \bar{y})$$

y_i = valor de uma das respostas no ponto central

$\bar{y}$ = valor médio das respostas no ponto central

r = número de respostas no ponto central

e C_{jj} é o número da diagonal da matriz $(X^tX)^{-1}$ que acompanha ao correspondente coeficiente da regressão vinculado ao efeito.

De outro lado, o cálculo da estatística *t-student* para cada efeito é:

$$t_{calc} = \frac{\beta_i}{2.\sqrt{s^2.C_{jj}}}$$

Este valor é comparado com o valor da estatística *t-student* (t_{tab}) encontrado em tabela para nível de confiança de 95% ($\alpha = 0,05$), e para 2 graus de liberdade. Se $-t_{tab} > t_{calc} > t_{tab}$, o efeito é significativo. Alternativamente, o efeito é significativo se a probabilidade de significância do teste (p-valor) é menor que o nível α .

Apêndice 2 – Planilha dos Testes Experimentais

LABORATÓRIO DE PROCESSOS TÉRMICOS E ENGENHARIA AMBIENTAL UNICAMP - FEM - DETF <i>Combustor com Leito Fluidizado Rápido</i>		
TESTE N°: 1	DATA: 15/12/2006 Hora início 07:02 h	Hora finalização: 16:16 h
	OPERADORES: Jhon Ramirez, Regina Parise, Luiz Zanaga	
Mistura combustível: Carvão mineral (78,1%) + dolomita (21,9%)	Material inerte: Areia quartzosa 40/50 Mesh	
Procedência: Criciúma/SC - São Carlos/SP	Procedência: Mineração Jundú/SP	
Faixa granulométrica: 0 - 3300 µm	Tamanho médio das partículas: 353 µm	
Relação estequiométrica Ar/Mist. combustível (kg/kg): 5,41	Densidade aparente: 2680 kg/m3	

FATORES DO PLANEJAMENTO EXPERIMENTAL:			
Relação molar Cálcio/Enxofre:	2,00	Excesso de ar (%)	25,00

CARACTERÍSTICAS OPERACIONAIS NO PRÉ-AQUECIMENTO		Massa de mistura carvão - dolomita carregada no silo	
Velocidade de rotação do compressor Roots (rpm):	2500		
Inventário de material inerte utilizado no sistema (kg):	5,0	Horário	Massa(kg)
Massa de carvão mineral puro carregado no silo (kg):	7,0	1	Início 70,1
Queimador de GLP: Sim (X) Não ()		2	
Vazão de ar (Nm3/h):	90	3	
Vazão de GLP (NI/h):	1800	4	
Pressão do GLP (kgf/cm2):	1,9	Total carregado:	70,1
Resistência Elétrica: Sim (X) Não ()		Observações	
Exaustor do filtro de mangas ligado: Sim (X) Não ()			
Válvula de ar secundário totalmente fechada: Sim (X) Não ()			

DESCARGA DO AR DE COMBUSTÃO E VELOCIDADE SUPERFICIAL DE FLUIDIZAÇÃO							
Ar primário na base do leito							
Leitura	1	2	3	4	5	6	Média
Horário (hh:mm)	14:30	14:50	15:10	15:30	15:50	16:10	
Pressão dif. (mmH2O)	170	170	170	170	170	170	170
Pressão man. (mmHg)	50	50	50	50	50	50	50
Temp. placa orif. (°C)	49	46	43	41	39	39	43
Temp. média riser (°C)	821	827	824	823	829	827	825
Descarga (kg/h)	67,16	67,47	67,78	68,00	68,21	68,21	67,81
Ar injetado no alimentador de sólidos							
Leitura	Ar injetado no alimentador de sólidos					Ar de injeção na válvula "L"	
% no rotâmetro	45					15	
Pressão man. (bar)	0,48					0,04	
Pressão abs.(bar)	1,42					0,98	
Temperatura (°C)	35					36	
Descarga (kg/h)	3,64					1,40	
							MÉDIA
Descarga Total (kg/h)	72,20	72,51	72,82	73,04	73,25	73,25	72,84
Vel. superficial de fluidização (m/s)	8,44	8,52	8,53	8,55	8,62	8,61	8,55

DESCARGA DA MISTURA COMBUSTIVEL							
Leitura	1	2	3	4	5	6	Média
Horário (hh:mm)	14:30	14:50	15:10	15:30	15:50	16:10	
Inv. Freq. Rosca (Hz)	16,0	16,0	16,0	16,0	16,0	16,0	16,0
Leitura inic. b/ça (kg)	37,8	41,2	43,9	47,4	51,5	55,0	-
Leitura fin. b/ça (kg)	39,6	43,0	45,7	49,2	53,3	56,8	-
Tempo (min)	10	10	10	10	10	10	-
Descarga (kg/h)	10,8	10,8	10,8	10,8	10,8	10,8	10,8
EXCESSO DE AR							
Leitura	1	2	3	4	5	6	Média
Horário (hh:mm)	14:30	14:50	15:10	15:30	15:50	16:10	
Rel. Ar/Comb. Real	6,69	6,71	6,74	6,76	6,78	6,78	
Excesso de ar (%):	23,57	24,10	24,63	25,01	25,37	25,37	24,67

TEMPERATURA NA CAMARA DE COMBUSTAO E LINHA DE EXAUSTAO (°C)								
Leitura (°C)	1	2	3	4	5	6	Média	Cota (mm)
Horário (hh:mm)	14:30	14:50	15:10	15:30	15:50	16:10		
TK-2 /Base Riser	820	827	824	821	830	825	825	
TK-3/Riser	818	822	821	816	825	821	821	
TK-4/Riser	809	814	812	811	817	815	813	
TK-5/Riser	822	827	827	826	831	829	827	
TK-6/Riser	826	831	830	830	834	832	831	
TK-7/Riser	822	825	824	824	827	827	825	
TK-8/Topo riser	842	846	844	842	847	846	845	
TK-9/Perna ciclone	837	840	838	837	841	841	839	
TK-10/Válv. L montante	819	821	819	819	823	821	820	
TK-11/Válv. L jusante	817	819	818	819	823	820	819	
Média no riser (°C)	823	827	826	824	830	828	826	-
Média no reator (°C):	823	827	826	825	830	828	826	-
TK-12/Saída ciclone	675	684	677	677	680	681	679	

PRESSAO NA CAMARA DE COMBUSTAO E LINHA DE EXAUSTAO (mmH2O)								
Leitura	1	2	3	4	5	6	Média	Cota (mm)
Horário (hh:mm)	13:26	15:15						
VS-1 / Base riser	6,6	6,6					6,6	
VS-2 /riser	5,5	5,5					5,5	
VS-3/riser	16,4	15,3					15,9	
VS-4/riser	75,8	80,6					78,2	
VS-5/riser	53,1	45,8					49,5	
VS-6/riser	45,0	87,6					66,3	
VS-7/riser	26,5	46,1					36,3	
VS-8/Topo riser	3,7	31,2					17,5	
VS-9/Perna ciclone	-30,3	-10,6					-20,5	
VS-10/Válv. L montante	-21,0	1,7					-9,7	
VS-11/Válv. L jusante	-35,3	-3,6					-19,5	
VS-12/Saída ciclone	-13,2	2,7					-5,3	
VS-13/Ar válvula L	459,2	568,9					514,1	

CONCENTRAÇÃO DOS GASES DE COMBUSTAO NA SAIDA DO FILTRO DE MANGAS							
Leitura	1	2	3	4	5	6	Média
Horário (hh:mm)	14:11	14:30	14:51	15:11	15:30	15:52	
NOx (ppm)	195	180	153	138	139	136	157
SO2 (ppm)	-	-	-	-	-	-	-
CO (ppm)	132	128	135	133	133	128	132
O2 (%)	6,3	6,7	6,6	6,4	6,2	6,0	6,4
CO2 (%)	-	-	-	-	-	-	-

RECIRCULAÇÃO DOS SÓLIDOS NO COMBUSTOR							
Leitura	1	2	3	4	5	6	Média
Horário (hh:mm)	16:15						
Massa coletada (kg)	0,31						
Intervalo de tempo (s)	10						
Taxa de recirculação (kg/m2.s)	10,01						10,01

RESIDUOS SÓLIDOS DO PROCESSO DE COMBUSTÃO			
Material sólido	Cinzas de fundo (Válvula L e base do riser)	Cinzas volantes (filtro de mangas)	
		Recipiente 1	Recipiente 2
Tara do recipiente (kg)	31,01	29,04	27,02
Horário início (hh:mm)	---	07:02 h	13:56
Horário final. (hh:mm)	---	13:55	16:16 h
Intervalo tempo (min)	---	413	140
Massa total (kg)	41,18	47,10	38,30
Massa líquida (kg)	10,17	18,06	11,28
Massa coletada para análise (g)		-	
Descarga (kg/h)	-	2,62	4,83

LABORATÓRIO DE PROCESSOS TÉRMICOS E ENGENHARIA AMBIENTAL
UNICAMP - FEM - DETF

Amostragem isocinética de mercúrio

TESTE N°: 1

DATA: 15/12/2006 Hora início: 14:00 h Hora finalização: 16:07 h

Pressão barométrica local:	95246 Pa	Umidade assumida do gás:	6 %
Coeficiente do tubo pitot:	0,838	Diâmetro interno da boquilha:	0,00898 m
Pressão estática média do gás:	0,5 mmH ₂ O	Troca do filtro de partículas:	Sim
Vazão de vazamento:	0,6 L/min	Duração da troca do filtro:	7 min
Fator de correção de Pv:	0,861	Tempo líquido de amostragem:	120 min

PESAGEM DO FILTRO DE PARTICULAS

FILTRO	MASSA INICIAL	MASSA FINAL
1	0,1501 g	0,3832 g
2	0,1499 g	0,3541 g

PESAGEM DOS BORBULHADORES:

BORBULHADOR	MASSA INICIAL	MASSA FINAL
1 (H ₂ O ₂ /HNO ₃)	343,6 g	369,4 g
2 (KMnO ₄ /H ₂ SO ₄)	350,5 g	356,6 g
3 (KMnO ₄ /H ₂ SO ₄)	351,4 g	352,2 g
4 (KMnO ₄ /H ₂ SO ₄)	351,2 g	352,2 g
5 (Sílica-gel)	492,0 g	499,9 g

CONDIÇÕES DE AMOSTRAGEM:

	Horário (hh:mm)	T1 (°C)	T2 (°C)	T3 (°C)	T4 (°C)	DP_Orif (mmH ₂ O)	Vm corr (m ³)	Pv corr (mmH ₂ O)
	14:00	28	26	25	46	11,0	20,880	0,861
	14:20	49	30	28	46	11,0	21,113	0,861
	14:40	55	34	30	47	9,0	21,355	0,646
Troca filtro	15:00	57	36	32	47		21,571	
Recomeço	15:07	38	35	32	47	9,0	21,571	0,646
	15:27	57	37	33	48	9,0	21,790	0,646
	15:47	60	39	33	47	9,0	22,010	0,646
	16:07	61	40	34	47		22,229	

T1 : Temperatura do gás de amostragem na entrada do medidor volumétrico

T2 : Temperatura do gás de amostragem na saída do medidor volumétrico

T3 : Temperatura do gás na placa de orifício

T4 : Temperatura do gás de combustão no local da amostragem

DP_Orif: Queda de pressão na placa de orifício

Vm corr: Volume do medidor de gás corregido por vazamento

Pv corr: Pressão dinâmica do gás de combustão corregida pelo fator de travessia

LABORATÓRIO DE PROCESSOS TÉRMICOS E ENGENHARIA AMBIENTAL UNICAMP - FEM - DETF <i>Combustor com Leito Fluidizado Rápido</i>		
TESTE N°: 2	DATA: 8/11/2006 Hora início 06:55 h Hora finalização: 17:18 h OPERADORES: Jhon Ramirez, Lyda Herrera, Regina Parise	
Mistura combustível: Carvão mineral (78,1%) + dolomita (21,9%)	Material inerte: Areia quartzosa 40/50 Mesh	
Procedência: Criciúma/SC - São Carlos/SP	Procedência: Mineração Jundú/SP	
Faixa granulométrica: 0 - 3300 µm	Tamanho médio das partículas: 353 µm	
Relação estequiométrica Ar/Mist. combustível (kg/kg): 5,41	Densidade aparente: 2680 kg/m3	

FATORES DO PLANEJAMENTO EXPERIMENTAL:		
Relação molar Cálcio/Enxofre: 2,0	Excesso de ar (%): 25	

CARACTERÍSTICAS OPERACIONAIS NO PRÉ-AQUECIMENTO		Massa de mistura carvão - dolomita carregada no silo	
Velocidade de rotação do compressor Roots (rpm): 2500			
Inventário de material inerte utilizado no sistema (kg): 5		Horário	Massa(kg)
Massa de carvão mineral puro carregado no silo (kg): 7,5		1	Início 56,0
Queimador de GLP: Sim (X) Não ()		2	14:46 h 14,6
Vazão de ar (Nm3/h): 90		3	
Vazão de GLP (NI/h): 1800		4	
Pressão do GLP (kgf/cm2): 1,9		Total carregado:	70,6
Resistência Elétrica: Sim (X) Não ()		Observações	
Exaustor do filtro de mangas ligado: Sim (X) Não ()			
Válvula de ar secundário totalmente fechada: Sim (X) Não ()			

DESCARGA DO AR DE COMBUSTÃO E VELOCIDADE SUPERFICIAL DE FLUIDIZAÇÃO							
Ar primário na base do leito							
Leitura	1	2	3	4	5	6	Média
Horário (hh:mm)	14:37	15:02	15:18	15:38	15:58	16:18	
Pressão dif. (mmH2O)	184	184	175	175	170	170	176
Pressão man. (mmHg)	55	52	52	52	52	52	53
Temp. placa orif. (°C)	69	58	53	48	47	45	53
Temp. média riser (°C)	834	837	828	832	833	834	833
Descarga (kg/h)	68,00	68,97	67,80	68,32	67,45	67,66	68,03
Leitura	Ar injetado no alimentador de sólidos				Ar de injeção na válvula "L"		
% no rotâmetro	45				15		
Pressão man. (bar)	0,48				0,04		
Pressão abs.(bar)	1,42				0,98		
Temperatura (°C)	35				36		
Descarga (kg/h)	3,64				1,40		
							MÉDIA
Descarga Total (kg/h)	73,04	74,01	72,84	73,36	72,49	72,70	73,07
Vel. superficial de fluidização (m/s)	8,64	8,78	8,57	8,66	8,57	8,60	8,64

DESCARGA DA MISTURA COMBUSTIVEL							
Leitura	1	2	3	4	5	6	Média
Horário (hh:mm)	14:37	15:02	15:18	15:38	15:58	16:18	
Inv. Freq. Rosca (Hz)	16,4	16,4	16,0	16,0	16,0	16,0	16,1
Leitura inic. b/ça (kg)	38,6	0,2	3,0	6,5	9,8	13,5	-
Leitura fin. b/ça (kg)	40,6	2,2	4,8	8,3	11,6	15,3	-
Tempo (min)	11	11	10	10	10	10	-
Descarga (kg/h)	10,9	10,9	10,8	10,8	10,8	10,8	10,8
EXCESSO DE AR							
Leitura	1	2	3	4	5	6	Média
Horário (hh:mm)	14:37	15:02	15:18	15:38	15:58	16:18	
Rel. Ar/Comb. Real	6,70	6,78	6,74	6,79	6,71	6,73	
Excesso de ar (%):	23,76	25,40	24,67	25,56	24,07	24,43	24,65

TEMPERATURA NA CÂMARA DE COMBUSTÃO E LINHA DE EXAUSTÃO (°C)								
Leitura (°C)	1	2	3	4	5	6	Média	Cota (mm)
Horário (hh:mm)	14:37	15:02	15:18	15:38	15:58	16:18		
TK-2 /Base Riser	829	835	822	827	826	828	828	
TK-3/Riser	824	831	816	822	816	819	821	
TK-4/Riser	823	827	818	820	822	822	822	
TK-5/Riser	833	836	826	830	834	833	832	
TK-6/Riser	839	841	833	837	840	839	838	
TK-7/Riser	833	835	829	831	834	834	833	
TK-8/Topo riser	849	852	849	849	850	850	850	
TK-9/Perna ciclone	843	846	845	845	845	845	845	
TK-10/Válv. L montante	825	831	829	828	830	829	829	
TK-11/Válv. L jusante	825	831	827	827	827	827	827	
Média no riser(°C)	833	837	828	831	832	832	832	-
Média no reator (°C):	832	837	829	832	832	833	832	-
TK-12/Saída ciclone	679	680	682	681	678	679	680	

PRESSAO NA CAMARA DE COMBUSTAO E LINHA DE EXAUSTAO (mmH2O)								
Leitura	1	2	3	4	5	6	Média	Cota (mm)
Horário (hh:mm)	14:22	14:44						
VS-1 / Base riser	5,3	35,6					20,5	
VS-2 /riser	44,1	43,2					43,7	
VS-3/riser	8,7	22,2					15,5	
VS-4/riser	20,0	72,0					46,0	
VS-5/riser	4,7	6,1					5,4	
VS-6/riser	26,9	46,1					36,5	
VS-7/riser	6,6	10,9					8,8	
VS-8/Topo riser	31,3	17,3					24,3	
VS-9/Perna ciclone	-5,1	-22,5					-13,8	
VS-10/Válv. L montante	2,8	-0,6					1,1	
VS-11/Válv. L jusante	-3,4	-16,47					-9,9	
VS-12/Saída ciclone	3,2	-0,2					1,5	
VS-13/Ar válvula L	259,0	451,0					355,0	

CONCENTRAÇÃO DOS GASES DE COMBUSTAO NA SAIDA DO FILTRO DE MANGAS							
Leitura	1	2	3	4	5	6	Média
Horário (hh:mm)	14:37	15:00	15:18	15:37	15:59	16:19	
NOx (ppm)	199	200	181	169	177	168	182
SO2 (ppm)	-	-	-	-	-	-	-
CO (ppm)	129	118	114	116	118	125	120
O2 (%)	6,1	5,8	6,8	6,3	6,5	6,2	6,3
CO2 (%)	-	-	-	-	-	-	-

RECIRCULAÇÃO DOS SÓLIDOS NO COMBUSTOR							
Leitura	1	2	3	4	5	6	Média
Horário (hh:mm)	17:04						
Massa coletada (kg)	0,27						
Intervalo de tempo (s)	10						
Taxa de recirculação (kg/m2.s)	8,72						8,72

RESÍDUOS SÓLIDOS DO PROCESSO DE COMBUSTÃO			
Material sólido	Cinzas de fundo (Válvula L e base do riser)	Cinzas volantes (filtro de mangas)	
		Recipiente 1	Recipiente 2
Tara do recipiente (kg)	31,02	29,25	27,01
Horário início (hh:mm)	---	06:55	14:30
Horário final. (hh:mm)	---	14:29	17:18
Intervalo tempo (min)	---	454	168
Massa total (kg)	41,26	43,79	43,08
Massa líquida (kg)	10,24	14,54	16,07
Massa coletada para análise (g)	262,9	-	103,1
Descarga (kg/h)	-	1,92	5,74

LABORATÓRIO DE PROCESSOS TÉRMICOS E ENGENHARIA AMBIENTAL
UNICAMP - FEM - DETF

Amostragem isocinética de mercúrio

TESTE N°: 2

DATA: 8/11/2006 Hora início: 14:17 h Hora finalização: 16:17 h

Pressão barométrica local:	95246 Pa	Umidade assumida do gás:	6 %
Coeficiente do tubo pitot:	0,838	Diâmetro interno da boquilha:	0,00898 m
Pressão estática média do gás:	0,5 mmH ₂ O	Troca do filtro de partículas:	Não
Vazão de vazamento:	0,6 L/min	Duração da troca do filtro:	- min
Fator de correção de Pv:	0,861	Tempo líquido de amostragem:	120 min

PESAGEM DO FILTRO DE PARTICULAS

FILTRO	MASSA INICIAL	MASSA FINAL
1	0,1492 g	0,6048 g
2	- g	- g

PESAGEM DOS BORBULHADORES:

BORBULHADOR	MASSA INICIAL	MASSA FINAL
1 (H ₂ O ₂ /HNO ₃)	347,3 g	364,9 g
2 (KMnO ₄ /H ₂ SO ₄)	350,4 g	356,8 g
3 (KMnO ₄ /H ₂ SO ₄)	350,8 g	352,8 g
4 (KMnO ₄ /H ₂ SO ₄)	347,4 g	350,6 g
5 (Sílica-gel)	491,4 g	504,1 g

CONDIÇÕES DE AMOSTRAGEM:

Horário (hh:mm)	T1 (°C)	T2 (°C)	T3 (°C)	T4 (°C)	DP_Orif (mmH ₂ O)	Vm corr (m ³)	Pv corr (mmH ₂ O)
14:17	27	23	23	50	9,0	6,595	0,646
14:44	49	30	27	51	11,0	6,891	0,861
15:09	53	33	29	49	11,0	7,198	0,861
15:25	57	36	31	49	9,0	7,393	0,646
15:44	56	36	31	50	9,0	7,600	0,646
16:02	56	37	31	50	9,0	7,796	0,646
16:17	56	37	32	49		7,959	

T1 : Temperatura do gás de amostragem na entrada do medidor volumétrico

T2 : Temperatura do gás de amostragem na saída do medidor volumétrico

T3 : Temperatura do gás na placa de orifício

T4 : Temperatura do gás de combustão no local da amostragem

DP_Orif: Queda de pressão na placa de orifício

Vm corr: Volume do medidor de gás corrigido por vazamento

Pv corr: Pressão dinâmica do gás de combustão corrigida pelo fator de travessia

LABORATÓRIO DE PROCESSOS TÉRMICOS E ENGENHARIA AMBIENTAL UNICAMP - FEM - DETF <i>Combustor com Leito Fluidizado Rápido</i>		
TESTE N°: 3	DATA: 14/11/2006 Hora início 07:06 h	Hora finalização: 16:52 h
	OPERADORES: Jhon Ramirez, Regina Parise, Luiz Zanaga	
Mistura combustível: Carvão mineral (78,1%) + dolomita (21,9%)	Material inerte: Areia quartzosa 40/50 Mesh	
Procedência: Criciúma/SC - São Carlos/SP	Procedência: Mineração Jundú/SP	
Faixa granulométrica: 0 - 3300 µm	Tamanho médio das partículas: 353 µm	
Relação estequiométrica Ar/Mist. combustível (kg/kg): 5,41	Densidade aparente: 2680 kg/m ³	

FATORES DO PLANEJAMENTO EXPERIMENTAL:		
Relação molar Cálcio/Enxofre: 2,0	Excesso de ar (%): 25	

CARACTERÍSTICAS OPERACIONAIS NO PRÉ-AQUECIMENTO		Massa de mistura carvão - dolomita carregada no silo	
Velocidade de rotação do compressor Roots (rpm): 2500			
Inventário de material inerte utilizado no sistema (kg): 5		Horário	Massa(kg)
Massa de carvão mineral puro carregado no silo (kg): 7,0		1	Início 69,0
Queimador de GLP: Sim (X) Não ()		2	
Vazão de ar (Nm ³ /h): 90		3	
Vazão de GLP (NI/h): 1800		4	
Pressão do GLP (kgf/cm ²): 1,9		Total carregado:	69,0
Resistência Elétrica: Sim (X) Não ()		Observações	
Exaustor do filtro de mangas ligado: Sim (X) Não ()			
Válvula de ar secundário totalmente fechada: Sim (X) Não ()			

DESCARGA DO AR DE COMBUSTÃO E VELOCIDADE SUPERFICIAL DE FLUIDIZAÇÃO							
Ar primário na base do leito							
Leitura	1	2	3	4	5	6	Média
Horário (hh:mm)	14:46	15:06	15:26	15:43	16:02	16:22	
Pressão dif. (mmH2O)	175	175	175	170	170	170	173
Pressão man. (mmHg)	50	50	50	50	50	50	50
Temp. placa orif. (°C)	49	45	42	40	38	37	42
Temp. média riser (°C)	838	829	827	831	834	834	832
Descarga (kg/h)	68,12	68,55	68,87	68,11	68,32	68,43	68,40
Leitura	Ar injetado no alimentador de sólidos			Ar de injeção na válvula "L"			
% no rotâmetro	45			15			
Pressão man. (bar)	0,48			0,04			
Pressão abs.(bar)	1,42			0,98			
Temperatura (°C)	35			36			
Descarga (kg/h)	3,64			1,40			
							MÉDIA
Descarga Total (kg/h)	73,16	73,59	73,91	73,15	73,36	73,47	73,44
Vel. superficial de fluidização (m/s)	8,68	8,66	8,69	8,63	8,68	8,69	8,67

DESCARGA DA MISTURA COMBUSTIVEL							
Leitura	1	2	3	4	5	6	Média
Horário (hh:mm)	14:46	15:06	15:26	15:43	16:02	16:22	
Inv. Freq. Rosca (Hz)	17,0	17	17,0	17,0	17,0	17,0	17,0
Leitura inic. b/ça (kg)	41,5	43,5	46,0	49,4	53,3	56,6	-
Leitura fin. b/ça (kg)	43,3	45,3	47,8	51,2	55,1	58,4	-
Tempo (min)	10	10	10	10	10	10	-
Descarga (kg/h)	10,8	10,8	10,8	10,8	10,8	10,8	10,8
EXCESSO DE AR							
Leitura	1	2	3	4	5	6	Média
Horário (hh:mm)	14:46	15:06	15:26	15:43	16:02	16:22	
Rel. Ar/Comb. Real	6,77	6,81	6,84	6,77	6,79	6,80	
Excesso de ar (%):	25,21	25,95	26,50	25,20	25,56	25,74	25,69

TEMPERATURA NA CÂMARA DE COMBUSTÃO E LINHA DE EXAUSTÃO (°C)								
Leitura (°C)	1	2	3	4	5	6	Média	Cota (mm)
Horário (hh:mm)	14:46	15:06	15:26	15:43	16:02	16:22		
TK-2 /Base Riser	838	826	822	828	831	828	829	
TK-3/Riser	831	820	814	823	827	821	823	
TK-4/Riser	831	819	818	821	823	823	823	
TK-5/Riser	841	830	829	831	833	836	833	
TK-6/Riser	847	836	836	836	837	842	839	
TK-7/Riser	841	830	831	831	832	837	834	
TK-8/Topo riser	859	846	845	846	847	850	849	
TK-9/Perna ciclone	853	842	841	842	842	845	844	
TK-10/Válv. L montante	836	827	828	828	829	831	830	
TK-11/Válv. L jusante	835	829	827	826	828	829	829	
Média no riser(°C)	841	830	828	831	833	834	833	-
Média no reator (°C):	841	831	829	831	833	834	833	-
TK-12/Saída ciclone	689	684	679	679	680	679	682	

PRESSAO NA CAMARA DE COMBUSTAO E LINHA DE EXAUSTAO (mmH2O)								
Leitura	1	2	3	4	5	6	Média	Cota (mm)
Horário (hh:mm)	15:14	15:45						
VS-1 / Base riser	5,5	5,6					5,6	
VS-2 /riser	3,9	4,1					4,0	
VS-3/riser	8,3	8,5					8,4	
VS-4/riser	23,7	36,4					30,1	
VS-5/riser	4,7	4,8					4,8	
VS-6/riser	14,3	42,8					28,6	
VS-7/riser	27,8	11,1					19,5	
VS-8/Topo riser	16,7	22,1					19,4	
VS-9/Perna ciclone	-17,6	-15,7					-16,7	
VS-10/Válv. L montante	0,6	1,4					1,0	
VS-11/Válv. L jusante	-15,4	-24,2					-19,8	
VS-12/Saída ciclone	0,4	-2,2					-0,9	
VS-13/Ar válvula L	456,0	507,0					481,5	

CONCENTRAÇÃO DOS GASES DE COMBUSTAO NA SAIDA DO FILTRO DE MANGAS							
Leitura	1	2	3	4	5	6	Média
Horário (hh:mm)	14:55	15:17	15:36	15:55	16:15	16:38	
NOx (ppm)	235	218	182	181	175	156	191
SO2 (ppm)	-	-	-	-	-	-	-
CO (ppm)	118	119	114	110	118	120	117
O2 (%)	6,5	6,4	6,7	6,6	6,4	6,4	6,5
CO2 (%)	-	-	-	-	-	-	-

RECIRCULAÇÃO DOS SÓLIDOS NO COMBUSTOR							
Leitura	1	2	3	4	5	6	Média
Horário (hh:mm)	16:47						
Massa coletada (kg)	0,33						
Intervalo de tempo (s)	10						
Taxa de recirculação (kg/m2.s)	10,65						10,65

RESÍDUOS SÓLIDOS DO PROCESSO DE COMBUSTÃO			
Material sólido	Cinzas de fundo (Válvula L e base do riser)	Cinzas volantes (filtro de mangas)	
		Recipiente 1	Recipiente 2
Tara do recipiente (kg)	31,01	29,23	27,26
Horário início (hh:mm)	---	07:06	14:40
Horário final. (hh:mm)	---	14:39	16:52
Intervalo tempo (min)	---	453	132
Massa total (kg)	40,99	44,44	39,52
Massa líquida (kg)	9,98	15,21	12,26
Massa coletada para análise (g)	281,5	-	229,4
Descarga (kg/h)	-	2,01	5,57

LABORATÓRIO DE PROCESSOS TÉRMICOS E ENGENHARIA AMBIENTAL
UNICAMP - FEM - DETF

Amostragem isocinética de mercúrio

TESTE N°: 3

DATA: 14/11/2006 Hora início: 14:37 h Hora finalização: 16:45 h

Pressão barométrica local:	95246 Pa	Umidade assumida do gás:	6 %
Coeficiente do tubo pitot:	0,838	Diâmetro interno da boquilha:	0,00898 m
Pressão estática média do gás:	0,5 mmH ₂ O	Troca do filtro de partículas:	Sim
Vazão de vazamento:	0,6 L/min	Duração da troca do filtro:	8 min
Fator de correção de Pv:	0,861	Tempo líquido de amostragem:	120 min

PESAGEM DO FILTRO DE PARTICULAS

FILTRO	MASSA INICIAL	MASSA FINAL
1	0,1492 g	0,3961 g
2	0,1501 g	0,3850 g

PESAGEM DOS BORBULHADORES:

BORBULHADOR	MASSA INICIAL	MASSA FINAL
1 (H ₂ O ₂ /HNO ₃)	347,1 g	366,0 g
2 (KMnO ₄ /H ₂ SO ₄)	349,0 g	355,7 g
3 (KMnO ₄ /H ₂ SO ₄)	350,2 g	387,4 g
4 (KMnO ₄ /H ₂ SO ₄)	351,3 g	352,1 g
5 (Sílica-gel)	515,8 g	522,1 g

CONDIÇÕES DE AMOSTRAGEM:

	Horário (hh:mm)	T1 (°C)	T2 (°C)	T3 (°C)	T4 (°C)	DP_Orif (mmH ₂ O)	Vm corr (m ³)	Pv corr (mmH ₂ O)
	14:37	26	22	22	48	9,0	8,037	0,646
	15:00	42	26	26	48	9,0	8,287	0,646
	15:22	49	30	27	49	11,0	8,527	0,861
	15:42	52	33	28	50	9,0	8,771	0,646
	16:02	57	36	30	48	9,0	8,988	0,646
Troca filtro	16:22	58	37	31	49		9,209	
Recomeço	16:30	53	34	30	51	11,0	9,209	0,861
	16:45	56	35	31	50		9,392	

T1 : Temperatura do gás de amostragem na entrada do medidor volumétrico

T2 : Temperatura do gás de amostragem na saída do medidor volumétrico

T3 : Temperatura do gás na placa de orifício

T4 : Temperatura do gás de combustão no local da amostragem

DP_Orif: Queda de pressão na placa de orifício

Vm corr: Volume do medidor de gás corrigido por vazamento

Pv corr: Pressão dinâmica do gás de combustão corrigida pelo fator de travessia

LABORATÓRIO DE PROCESSOS TÉRMICOS E ENGENHARIA AMBIENTAL UNICAMP - FEM - DETF <i>Combustor com Leito Fluidizado Rápido</i>		
TESTE N°: 4	DATA: 17/11/2006 Hora início 07:05 h	Hora finalização: 16:54 h
OPERADORES: Jhon Ramirez, Regina Parise, Luiz Zanaga		
Mistura combustível: Carvão mineral (78,1%) + dolomita (21,9%)	Material inerte: Areia quartzosa 40/50 Mesh	
Procedência: Criciúma/SC - São Carlos/SP	Procedência: Mineração Jundú/SP	
Faixa granulométrica: 0 - 3300 µm	Tamanho médio das partículas: 353 µm	
Relação estequiométrica Ar/Mist. combustível (kg/kg): 5,41	Densidade aparente: 2680 kg/m3	

FATORES DO PLANEJAMENTO EXPERIMENTAL:		
Relação molar Cálcio/Enxofre: 2,0	Excesso de ar (%): 32,07	

CARACTERÍSTICAS OPERACIONAIS NO PRÉ-AQUECIMENTO		Massa de mistura carvão - dolomita carregada no silo	
Velocidade de rotação do compressor Roots (rpm):	2500		
Inventário de material inerte utilizado no sistema (kg):	5,0	Horário	Massa(kg)
Massa de carvão mineral puro carregado no silo (kg):	7,0	1	Início 70,7
Queimador de GLP: Sim (X) Não ()		2	
Vazão de ar (Nm3/h):	90	3	
Vazão de GLP (NI/h):	1800	4	
Pressão do GLP (kgf/cm2):	1,9	Total carregado:	70,7
Resistência Elétrica: Sim (X) Não ()		Observações	
Exaustor do filtro de mangas ligado: Sim (X) Não ()			
Válvula de ar secundário totalmente fechada: Sim (X) Não ()			

DESCARGA DO AR DE COMBUSTÃO E VELOCIDADE SUPERFICIAL DE FLUIDIZAÇÃO							
Ar primário na base do leito							
Leitura	1	2	3	4	5	6	Média
Horário (hh:mm)	14:46	15:06	15:26	15:46	16:06	16:26	
Pressão dif. (mmH2O)	175	175	170	170	170	170	172
Pressão man. (mmHg)	55	55	55	55	55	55	55
Temp. placa orif. (°C)	52	49	46	44	43	42	46
Temp. média riser (°C)	798	800	803	809	815	812	806
Descarga (kg/h)	68,03	68,35	68,66	67,90	68,01	68,11	68,18
Leitura	Ar injetado no alimentador de sólidos			Ar de injeção na válvula "L"			
% no rotâmetro	45			15			
Pressão man. (bar)	0,48			0,04			
Pressão abs.(bar)	1,42			0,98			
Temperatura (°C)	35			36			
Descarga (kg/h)	3,64			1,40			
							MÉDIA
Descarga Total (kg/h)	73,07	68,35	68,66	67,90	68,01	68,11	69,02
Vel. superficial de fluidização (m/s)	8,36	8,41	8,47	8,43	8,49	8,48	8,44

DESCARGA DA MISTURA COMBUSTIVEL							
Leitura	1	2	3	4	5	6	Média
Horário (hh:mm)	14:46	15:06	15:26	15:46	16:06	16:26	
Inv. Freq. Rosca (Hz)	16,0	16	16,0	16,0	16,0	16,0	16,0
Leitura inic. b/ça (kg)	36,0	40,5	44,8	47,9	51,3	54,1	-
Leitura fin. b/ça (kg)	37,7	42,2	46,5	49,6	53,0	55,8	-
Tempo (min)	10	10	10	10	10	10	-
Descarga (kg/h)	10,2	10,2	10,2	10,2	10,2	10,2	10,2
EXCESSO DE AR							
Leitura	1	2	3	4	5	6	Média
Horário (hh:mm)	14:46	15:06	15:26	15:46	16:06	16:26	
Rel. Ar/Comb. Real	7,16	6,70	6,73	6,66	6,67	6,68	
Excesso de ar (%):	32,42	23,86	24,42	23,05	23,25	23,43	25,07

TEMPERATURA NA CÂMARA DE COMBUSTÃO E LINHA DE EXAUSTÃO (°C)								
Leitura (°C)	1	2	3	4	5	6	Média	Cota (mm)
Horário (hh:mm)	14:46	15:06	15:26	15:46	16:06	16:26		
TK-2 /Base Riser	797	798	798	806	812	806	803	
TK-3/Riser	794	796	794	803	808	801	799	
TK-4/Riser	788	791	793	798	806	802	796	
TK-5/Riser	797	801	805	808	818	814	807	
TK-6/Riser	802	807	809	814	823	820	813	
TK-7/Riser	799	801	804	809	818	814	808	
TK-8/Topo riser	816	818	820	824	832	831	824	
TK-9/Perna ciclone	815	815	816	820	827	827	820	
TK-10/Válv. L montante	798	798	797	803	809	807	802	
TK-11/Válv. L jusante	799	799	799	803	811	807	803	
Média no riser(°C)	799	802	803	809	817	813	807	-
Média no reator (°C):	801	802	804	809	816	813	807	-
TK-12/Saída ciclone	665	665	662	665	660	662	663	

PRESSAO NA CAMARA DE COMBUSTAO E LINHA DE EXAUSTAO (mmH2O)								
Leitura	1	2	3	4	5	6	Média	Cota (mm)
Horário (hh:mm)	13:53	15:08						
VS-1 / Base riser	6,4	6,6					6,5	
VS-2 /riser	4,6	5,1					4,9	
VS-3/riser	12,8	12,8					12,8	
VS-4/riser	71,8	62,9					67,4	
VS-5/riser	23,7	21,5					22,6	
VS-6/riser	56,6	51,7					54,2	
VS-7/riser	23,7	23,5					23,6	
VS-8/Topo riser	4,6	15,6					10,1	
VS-9/Perna ciclone	-33,0	-12,0					-22,5	
VS-10/Válv. L montante	-4,3	-2,4					-3,4	
VS-11/Válv. L jusante	-37,2	-24,2					-30,7	
VS-12/Saída ciclone	-2,5	-1,5					-2,0	
VS-13/Ar válvula L	437,3	457,0					447,2	

CONCENTRAÇÃO DOS GASES DE COMBUSTAO NA SAIDA DO FILTRO DE MANGAS							
Leitura	1	2	3	4	5	6	Média
Horário (hh:mm)	14:37	14:52	15:12	15:34	16:02	16:21	
NOx (ppm)	210	201	150	131	121	104	153
SO2 (ppm)	-	-	-	-	-	-	-
CO (ppm)	193	194	199	188	160	153	181
O2 (%)	7,4	7,5	7,0	7,3	7,2	7,1	7,3
CO2 (%)	-	-	-	-	-	-	-

RECIRCULAÇÃO DOS SÓLIDOS NO COMBUSTOR							
Leitura	1	2	3	4	5	6	Média
Horário (hh:mm)	16:38						
Massa coletada (kg)	0,29						
Intervalo de tempo (s)	10						
Taxa de recirculação (kg/m2.s)	9,36						9,36

RESÍDUOS SÓLIDOS DO PROCESSO DE COMBUSTÃO			
Material sólido	Cinzas de fundo (Válvula L e base do riser)	Cinzas volantes (filtro de mangas)	
		Recipiente 1	Recipiente 2
Tara do recipiente (kg)	31,01	29,26	27,00
Horário início (hh:mm)	---	07:05	14:28
Horário final. (hh:mm)	---	14:27	16:54
Intervalo tempo (min)	---	442	146
Massa total (kg)	42,69	47,82	39,02
Massa líquida (kg)	11,68	18,56	12,02
Massa coletada para análise (g)	325,1	-	154,8
Descarga (kg/h)	-	2,52	4,94

LABORATÓRIO DE PROCESSOS TÉRMICOS E ENGENHARIA AMBIENTAL
UNICAMP - FEM - DETF

Amostragem isocinética de mercúrio

TESTE N°: 4

DATA: 17/11/2006 Hora início: 14:25 h Hora finalização: 16:31 h

Pressão barométrica local:	95246 Pa	Umidade assumida do gás:	6 %
Coeficiente do tubo pitot:	0,838	Diâmetro interno da boquilha:	0,00898 m
Pressão estática média do gás:	0,5 mmH ₂ O	Troca do filtro de partículas:	Sim
Vazão de vazamento:	0,6 L/min	Duração da troca do filtro:	6 min
Fator de correção de Pv:	0,861	Tempo líquido de amostragem:	120 min

PESAGEM DO FILTRO DE PARTICULAS

FILTRO	MASSA INICIAL	MASSA FINAL
1	0,1489 g	0,3878 g
2	0,1504 g	0,4486 g

PESAGEM DOS BORBULHADORES:

BORBULHADOR	MASSA INICIAL	MASSA FINAL
1 (H ₂ O ₂ /HNO ₃)	346,6 g	371,4 g
2 (KMnO ₄ /H ₂ SO ₄)	350,4 g	358,6 g
3 (KMnO ₄ /H ₂ SO ₄)	353,3 g	355,0 g
4 (KMnO ₄ /H ₂ SO ₄)	349,1 g	350,3 g
5 (Sílica-gel)	464,9 g	473,2 g

CONDIÇÕES DE AMOSTRAGEM:

	Horário (hh:mm)	T1 (°C)	T2 (°C)	T3 (°C)	T4 (°C)	DP_Orif (mmH ₂ O)	Vm corr (m ³)	Pv corr (mmH ₂ O)
	14:25	26	26	25	48	9,0	9,468	0,646
	14:45	47	30	28	48	9,0	9,689	0,646
	15:05	56	34	30	47	9,0	9,906	0,646
Troca filtro	15:25	58	36	32	48		10,127	
Recomeço	15:31	48	30	30	49	11,0	10,127	0,861
	15:53	56	37	33	48	9,0	10,395	0,646
	16:13	60	40	34	47	9,0	10,616	0,646
	16:31	60	40	34	47		10,813	

T1 : Temperatura do gás de amostragem na entrada do medidor volumétrico

T2 : Temperatura do gás de amostragem na saída do medidor volumétrico

T3 : Temperatura do gás na placa de orifício

T4 : Temperatura do gás de combustão no local da amostragem

DP_Orif: Queda de pressão na placa de orifício

Vm corr: Volume do medidor de gás corrigido por vazamento

Pv corr: Pressão dinâmica do gás de combustão corrigida pelo fator de travessia

LABORATÓRIO DE PROCESSOS TÉRMICOS E ENGENHARIA AMBIENTAL
UNICAMP - FEM - DETF
Combustor com Leito Fluidizado Rápido

TESTE N°: 5

DATA: 22/11/2006 Hora início 07:08 h Hora finalização: 16:38 h
 OPERADORES: Jhon Ramirez, Regina Parise, Luiz Zanaga

Mistura combustível: Carvão mineral (78,1%) + dolomita (21,9%)	Material inerte: Areia quartzosa 40/50 Mesh
Procedência: Criciúma/SC - São Carlos/SP	Procedência: Mineração Jundú/SP
Faixa granulométrica: 0 - 3300 µm	Tamanho médio das partículas: 353 µm
Relação estequiométrica Ar/Mist. combustível (kg/kg): 5,41	Densidade aparente: 2680 kg/m ³

FATORES DO PLANEJAMENTO EXPERIMENTAL:

Relação molar Cálcio/Enxofre: 2,0 Excesso de ar (%) 17,92

CARACTERÍSTICAS OPERACIONAIS NO PRÉ-AQUECIMENTO

Velocidade de rotação do compressor Roots (rpm): 2500
 Inventário de material inerte utilizado no sistema (kg): 5
 Massa de carvão mineral puro carregado no silo (kg): 7,0
 Queimador de GLP: Sim (X) Não ()
 Vazão de ar (Nm³/h): 90
 Vazão de GLP (NI/h): 1800
 Pressão do GLP (kgf/cm²): 1,9
 Resistência Elétrica: Sim (X) Não ()
 Exaustor do filtro de mangas ligado: Sim (X) Não ()
 Válvula de ar secundário totalmente fechada: Sim (X) Não ()

Massa de mistura carvão - dolomita carregada no silo

	Horário	Massa(kg)
1	Início	80,0
2		
3		
4		
Total carregado:		80,0

Observações

DESCARGA DO AR DE COMBUSTÃO E VELOCIDADE SUPERFICIAL DE FLUIDIZAÇÃO

Ar primário na base do leito

Leitura	1	2	3	4	5	6	Média
Horário (hh:mm)	14:45	15:05	15:25	15:45	16:05	16:25	
Pressão dif. (mmH ₂ O)	175	175	175	170	170	170	173
Pressão man. (mmHg)	50	50	50	50	50	50	50
Temp. placa orif. (°C)	56	52	49	47	46	44	49
Temp. média riser (°C)	848	851	855	852	851	851	851
Descarga (kg/h)	67,40	67,81	68,12	67,36	67,47	67,68	67,64

Leitura

Ar injetado no alimentador de sólidos

Ar de injeção na válvula "L"

% no rotâmetro	45			15		
Pressão man. (bar)	0,48			0,04		
Pressão abs.(bar)	1,42			0,98		
Temperatura (°C)	35			36		
Descarga (kg/h)	3,64			1,40		

MÉDIA

Descarga Total (kg/h)	72,44	72,85	73,16	72,40	72,51	72,72	72,68
Vel. superficial de fluidização (m/s)	8,68	8,75	8,82	8,70	8,71	8,73	8,73

DESCARGA DA MISTURA COMBUSTIVEL

Leitura	1	2	3	4	5	6	Média
Horário (hh:mm)	14:45	15:05	15:25	15:45	16:05	16:25	
Inv. Freq. Rosca (Hz)	17,4	17,4	17,4	17,4	17,4	17,4	17,4
Leitura inic. b/ça (kg)	37,0	41,2	45,1	48,4	52,8	56,8	-
Leitura fin. b/ça (kg)	38,9	43,1	47,0	50,3	54,7	58,7	-
Tempo (min)	10	10	10	10	10	10	-
Descarga (kg/h)	11,4	11,4	11,4	11,4	11,4	11,4	11,4

EXCESSO DE AR

Leitura	1	2	3	4	5	6	Média
Horário (hh:mm)	14:45	15:05	15:25	15:45	16:05	16:25	
Rel. Ar/Comb. Real	6,35	6,39	6,42	6,35	6,36	6,38	
Excesso de ar (%):	17,46	18,12	18,62	17,39	17,57	17,91	17,85

TEMPERATURA NA CÂMARA DE COMBUSTÃO E LINHA DE EXAUSTÃO (°C)								
Leitura (°C)	1	2	3	4	5	6	Média	Cota (mm)
Horário (hh:mm)	14:45	15:05	15:25	15:45	16:05	16:25		
TK-2 /Base Riser	845	841	850	839	846	846	845	
TK-3/Riser	841	840	848	830	843	841	841	
TK-4/Riser	839	840	839	839	839	839	839	
TK-5/Riser	850	851	848	851	851	850	850	
TK-6/Riser	856	855	856	859	856	857	857	
TK-7/Riser	850	850	851	854	850	851	851	
TK-8/Topo riser	869	871	874	874	874	872	872	
TK-9/Perna ciclone	864	866	869	869	869	868	868	
TK-10/Válv. L montante	845	847	850	851	850	851	849	
TK-11/Válv. L jusante	847	847	850	851	849	851	849	
Média no riser(°C)	850	850	852	849	851	851	851	-
Média no reator (°C):	851	851	854	852	853	853	852	-
TK-12/Saída ciclone	698	699	700	701	702	702	700	

PRESSAO NA CAMARA DE COMBUSTAO E LINHA DE EXAUSTAO (mmH2O)								
Leitura	1	2	3	4	5	6	Média	Cota (mm)
Horário (hh:mm)	14:13	15:49						
VS-1 / Base riser	5,6	5,8					5,7	
VS-2 /riser	4,6	4,7					4,7	
VS-3/riser	17,9	15,2					16,6	
VS-4/riser	47,4	44,8					46,1	
VS-5/riser	47,6	32,0					39,8	
VS-6/riser	35,5	25,0					30,3	
VS-7/riser	7,2	7,1					7,2	
VS-8/Topo riser	8,5	11,4					10,0	
VS-9/Perna ciclone	-24,3	-12,7					-18,5	
VS-10/Válv. L montante	-2,6	-0,5					-1,6	
VS-11/Válv. L jusante	-16,7	-15,5					-16,1	
VS-12/Saída ciclone	-3,0	2,4					-0,3	
VS-13/Ar válvula L	463,0	465,0					464,0	

CONCENTRAÇÃO DOS GASES DE COMBUSTAO NA SAIDA DO FILTRO DE MANGAS							
Leitura	1	2	3	4	5	6	Média
Horário (hh:mm)	14:35	14:54	15:14	15:37	15:58	16:17	
NOx (ppm)	235	218	188	158	141	120	177
SO2 (ppm)	-	-	-	-	-	-	-
CO (ppm)	104	96	92	88	85	86	92
O2 (%)	5,4	5,2	5,4	5,6	5,5	5,8	5,5
CO2 (%)	-	-	-	-	-	-	-

RECIRCULAÇÃO DOS SÓLIDOS NO COMBUSTOR							
Leitura	1	2	3	4	5	6	Média
Horário (hh:mm)	16:30						
Massa coletada (kg)	0,31						
Intervalo de tempo (s)	10						
Taxa de recirculação (kg/m2.s)	10,01						10,01

RESÍDUOS SÓLIDOS DO PROCESSO DE COMBUSTÃO			
Material sólido	Cinzas de fundo (Válvula L e base do riser)	Cinzas volantes (filtro de mangas)	
		Recipiente 1	Recipiente 2
Tara do recipiente (kg)	31,01	28,96	27,00
Horário início (hh:mm)	---	07:08 h	14:20
Horário final. (hh:mm)	---	14:19	16:38 h
Intervalo tempo (min)	---	431	138
Massa total (kg)	42,65	45,33	39,27
Massa líquida (kg)	11,64	16,37	12,27
Massa coletada para análise (g)	274,5	-	180,6
Descarga (kg/h)	-	2,28	5,33

LABORATÓRIO DE PROCESSOS TÉRMICOS E ENGENHARIA AMBIENTAL
UNICAMP - FEM - DETF

Amostragem isocinética de mercúrio

TESTE N°: 5

DATA: 22/11/2006 Hora início: 14:20 h Hora finalização: 16:29 h

Pressão barométrica local:	95246 Pa	Umidade assumida do gás:	6 %
Coeficiente do tubo pitot:	0,838	Diâmetro interno da boquilha:	0,00898 m
Pressão estática média do gás:	0,5 mmH ₂ O	Troca do filtro de partículas:	Sim
Vazão de vazamento:	0,6 L/min	Duração da troca do filtro:	9 min
Fator de correção de Pv:	0,861	Tempo líquido de amostragem:	120 min

PESAGEM DO FILTRO DE PARTICULAS

FILTRO	MASSA INICIAL	MASSA FINAL
1	0,1492 g	0,3367 g
2	0,1501 g	0,3896 g

PESAGEM DOS BORBULHADORES:

BORBULHADOR	MASSA INICIAL	MASSA FINAL
1 (H ₂ O ₂ /HNO ₃)	343,4 g	367,5 g
2 (KMnO ₄ /H ₂ SO ₄)	351,9 g	362,3 g
3 (KMnO ₄ /H ₂ SO ₄)	351,3 g	355,4 g
4 (KMnO ₄ /H ₂ SO ₄)	351,4 g	352,9 g
5 (Sílica-gel)	486,0 g	496,4 g

CONDIÇÕES DE AMOSTRAGEM:

	Horário (hh:mm)	T1 (°C)	T2 (°C)	T3 (°C)	T4 (°C)	DP_Orif (mmH ₂ O)	Vm corr (m ³)	Pv corr (mmH ₂ O)
	14:20	28	25	25	49	11,0	10,885	0,861
	14:45	47	30	28	50	9,0	11,193	0,646
	15:05	53	33	30	52	9,0	11,412	0,646
Troca filtro	15:22	55	35	31	51		11,600	
Recomeço	15:31	40	35	32	52	9,0	11,600	0,646
	15:51	55	36	32	52	9,0	11,816	0,646
	16:11	57	37	33	50	11,0	12,039	0,861
	16:29	58	38	34	51		12,263	

T1 : Temperatura do gás de amostragem na entrada do medidor volumétrico

T2 : Temperatura do gás de amostragem na saída do medidor volumétrico

T3 : Temperatura do gás na placa de orifício

T4 : Temperatura do gás de combustão no local da amostragem

DP_Orif: Queda de pressão na placa de orifício

Vm corr: Volume do medidor de gás corrigido por vazamento

Pv corr: Pressão dinâmica do gás de combustão corrigida pelo fator de travessia

LABORATÓRIO DE PROCESSOS TÉRMICOS E ENGENHARIA AMBIENTAL UNICAMP - FEM - DETF <i>Combustor com Leito Fluidizado Rápido</i>		
TESTE N°: 6	DATA: 24/11/2006 Hora início 07:05 h Hora finalização: 16:39 h OPERADORES: Jhon Ramirez, Regina Parise, Luiz Zanaga	
Mistura combustível: Carvão mineral (70,4%) + dolomita (29,6%)	Material inerte: Areia quartzosa 40/50 Mesh	
Procedência: Criciúma/SC - São Carlos/SP	Procedência: Mineração Jundú/SP	
Faixa granulométrica: 0 - 3300 µm	Tamanho médio das partículas: 353 µm	
Relação estequiométrica Ar/Mist. combustível (kg/kg): 4,88	Densidade aparente: 2680 kg/m3	

FATORES DO PLANEJAMENTO EXPERIMENTAL:		
Relação molar Cálcio/Enxofre: 3,0	Excesso de ar (%): 20	

CARACTERÍSTICAS OPERACIONAIS NO PRÉ-AQUECIMENTO	Massa de mistura carvão - dolomita carregada no silo	
Velocidade de rotação do compressor Roots (rpm): 2500	Horário	Massa(kg)
Inventário de material inerte utilizado no sistema (kg): 5	1	Início 80,0
Massa de carvão mineral puro carregado no silo (kg): 7,0	2	
Queimador de GLP: Sim (X) Não ()	3	
Vazão de ar (Nm3/h): 90	4	
Vazão de GLP (NI/h): 1800	Total carregado: 80,0	
Pressão do GLP (kgf/cm2): 1,9	Observações	
Resistência Elétrica: Sim (X) Não ()		
Exaustor do filtro de mangas ligado: Sim (X) Não ()		
Válvula de ar secundário totalmente fechada: Sim (X) Não ()		

DESCARGA DO AR DE COMBUSTÃO E VELOCIDADE SUPERFICIAL DE FLUIDIZAÇÃO							
Ar primário na base do leito							
Leitura	1	2	3	4	5	6	Média
Horário (hh:mm)	14:42	15:02	15:22	15:42	16:02	16:22	
Pressão dif. (mmH2O)	175	175	175	175	175	175	175
Pressão man. (mmHg)	55	55	55	55	55	55	55
Temp. placa orif. (°C)	53	51	50	48	46	44	49
Temp. média riser (°C)	845	842	842	842	842	843	843
Descarga (kg/h)	67,93	68,14	68,24	68,45	68,66	68,88	68,38
Leitura	Ar injetado no alimentador de sólidos				Ar de injeção na válvula "L"		
% no rotâmetro	45				15		
Pressão man. (bar)	0,48				0,04		
Pressão abs.(bar)	1,42				0,98		
Temperatura (°C)	35				36		
Descarga (kg/h)	3,64				1,40		
							MÉDIA
Descarga Total (kg/h)	72,97	73,18	73,28	73,49	73,70	73,92	73,42
Vel. superficial de fluidização (m/s)	8,72	8,72	8,73	8,75	8,78	8,81	8,75

DESCARGA DA MISTURA COMBUSTIVEL							
Leitura	1	2	3	4	5	6	Média
Horário (hh:mm)	14:42	15:02	15:22	15:42	16:02	16:22	
Inv. Freq. Rosca (Hz)	18,9	18,9	18,9	18,9	18,9	18,9	18,9
Leitura inic. b/ça (kg)	44,0	48,0	52,1	56,7	60,0	65,0	-
Leitura fin. b/ça (kg)	46,1	50,1	54,2	58,8	62,1	67,1	-
Tempo (min)	10	10	10	10	10	10	-
Descarga (kg/h)	12,6	12,6	12,6	12,6	12,6	12,6	12,6
EXCESSO DE AR							
Leitura	1	2	3	4	5	6	Média
Horário (hh:mm)	14:42	15:02	15:22	15:42	16:02	16:22	
Rel. Ar/Comb. Real	5,79	5,81	5,82	5,83	5,85	5,87	
Excesso de ar (%):	18,67	19,02	19,18	19,52	19,86	20,22	19,41

TEMPERATURA NA CÂMARA DE COMBUSTÃO E LINHA DE EXAUSTÃO (°C)								
Leitura (°C)	1	2	3	4	5	6	Média	Cota (mm)
Horário (hh:mm)	14:42	15:02	15:22	15:42	16:02	16:22		
TK-2 /Base Riser	842	839	840	835	838	835	838	
TK-3/Riser	838	834	835	825	833	829	832	
TK-4/Riser	834	831	831	832	830	833	832	
TK-5/Riser	846	844	841	845	841	846	844	
TK-6/Riser	851	848	846	851	847	851	849	
TK-7/Riser	845	842	840	844	842	844	843	
TK-8/Topo riser	861	860	860	864	861	866	862	
TK-9/Perna ciclone	856	855	855	859	857	862	857	
TK-10/Válv. L montante	839	838	838	841	838	844	840	
TK-11/Válv. L jusante	841	840	839	842	838	843	840	
Média no riser(°C)	845	842	842	842	842	843	843	-
Média no reator (°C):	845	843	842	844	842	845	844	-
TK-12/Saída ciclone	699	700	699	700	700	700	700	

PRESSAO NA CAMARA DE COMBUSTAO E LINHA DE EXAUSTAO (mmH2O)								
Leitura	1	2	3	4	5	6	Média	Cota (mm)
Horário (hh:mm)	14:13	15:27						
VS-1 / Base riser	5,7	5,3					5,5	
VS-2 /riser	4,5	4,6					4,5	
VS-3/riser	11,8	9,6					10,7	
VS-4/riser	97,6	20,8					59,2	
VS-5/riser	46,7	25,8					36,3	
VS-6/riser	53,7	60,9					57,3	
VS-7/riser	34,5	14,0					24,3	
VS-8/Topo riser	25,5	36,8					31,2	
VS-9/Perna ciclone	-5,6	2,1					-1,8	
VS-10/Válv. L montante	0,6	1,5					1,1	
VS-11/Válv. L jusante	-0,1	2,5					1,2	
VS-12/Saída ciclone	2,5	3,1					2,8	
VS-13/Ar válvula L	551,0	532,0					541,5	

CONCENTRAÇÃO DOS GASES DE COMBUSTAO NA SAIDA DO FILTRO DE MANGAS							
Leitura	1	2	3	4	5	6	Média
Horário (hh:mm)	14:43	15:01	15:20	15:45	16:02	16:21	
NOx (ppm)	297	260	211	178	164	146	209
SO2 (ppm)	-	-	-	-	-	-	-
CO (ppm)	166	164	161	158	157	149	159
O2 (%)	5,3	6,0	5,8	6,1	5,8	6,0	5,8
CO2 (%)	-	-	-	-	-	-	-

RECIRCULAÇÃO DOS SÓLIDOS NO COMBUSTOR							
Leitura	1	2	3	4	5	6	Média
Horário (hh:mm)	16:38						
Massa coletada (kg)	0,36						
Intervalo de tempo (s)	10						
Taxa de recirculação (kg/m2.s)	11,62						11,62

RESÍDUOS SÓLIDOS DO PROCESSO DE COMBUSTÃO			
Material sólido	Cinzas de fundo (Válvula L e base do riser)	Cinzas volantes (filtro de mangas)	
		Recipiente 1	Recipiente 2
Tara do recipiente (kg)	31,01	28,95	27,01
Horário início (hh:mm)	---	07:05 h	14:29
Horário final. (hh:mm)	---	14:28	16:39 h
Intervalo tempo (min)	---	443	130
Massa total (kg)	43,30	50,00	39,03
Massa líquida (kg)	12,29	21,05	12,02
Massa coletada para análise (g)	308,5	-	164,8
Descarga (kg/h)	-	2,85	5,55

LABORATÓRIO DE PROCESSOS TÉRMICOS E ENGENHARIA AMBIENTAL
UNICAMP - FEM - DETF

Amostragem isocinética de mercúrio

TESTE N°: 6

DATA: 24/11/2006 Hora início: 14:30 h Hora finalização: 16:36 h

Pressão barométrica local:	95246 Pa	Umidade assumida do gás:	6 %
Coeficiente do tubo pitot:	0,838	Diâmetro interno da boquilha:	0,00898 m
Pressão estática média do gás:	0,5 mmH ₂ O	Troca do filtro de partículas:	Sim
Vazão de vazamento:	0,6 L/min	Duração da troca do filtro:	6 min
Fator de correção de Pv:	0,861	Tempo líquido de amostragem:	120 min

PESAGEM DO FILTRO DE PARTICULAS

FILTRO	MASSA INICIAL	MASSA FINAL
1	0,1493 g	0,3605 g
2	0,1501 g	0,3973 g

PESAGEM DOS BORBULHADORES:

BORBULHADOR	MASSA INICIAL	MASSA FINAL
1 (H ₂ O ₂ /HNO ₃)	344,6 g	376,3 g
2 (KMnO ₄ /H ₂ SO ₄)	352,1 g	361,1 g
3 (KMnO ₄ /H ₂ SO ₄)	351,8 g	352,5 g
4 (KMnO ₄ /H ₂ SO ₄)	351,4 g	352,6 g
5 (Sílica-gel)	486,4 g	496,9 g

CONDIÇÕES DE AMOSTRAGEM:

	Horário (hh:mm)	T1 (°C)	T2 (°C)	T3 (°C)	T4 (°C)	DP_Orif (mmH ₂ O)	Vm corr (m ³)	Pv corr (mmH ₂ O)
	14:30	34	31	30	48	9,0	12,339	0,646
	14:50	51	33	31	49	11,0	12,554	0,861
	15:10	58	36	33	49	9,0	12,803	0,646
Troca filtro	15:30	57	37	33	50		13,019	
Recomeço	15:36	45	37	34	50	9,0	13,019	0,646
	15:56	61	40	35	49	9,0	13,241	0,646
	16:16	61	40	35	50	11,0	13,454	0,861
	16:36	60	41	35	50		13,699	

T1 : Temperatura do gás de amostragem na entrada do medidor volumétrico

T2 : Temperatura do gás de amostragem na saída do medidor volumétrico

T3 : Temperatura do gás na placa de orifício

T4 : Temperatura do gás de combustão no local da amostragem

DP_Orif: Queda de pressão na placa de orifício

Vm corr: Volume do medidor de gás corrigido por vazamento

Pv corr: Pressão dinâmica do gás de combustão corrigida pelo fator de travessia

LABORATÓRIO DE PROCESSOS TÉRMICOS E ENGENHARIA AMBIENTAL UNICAMP - FEM - DETF <i>Combustor com Leito Fluidizado Rápido</i>		
TESTE N°: 7	DATA: 1/12/2006 Hora início 07:03 h Hora finalização: 16:20 h OPERADORES: Jhon Ramirez, Regina Parise, Luiz Zanaga	
Mistura combustível: Carvão mineral (70,4%) + dolomita (29,6%)	Material inerte: Areia quartzosa 40/50 Mesh	
Procedência: Criciúma/SC - São Carlos/SP	Procedência: Mineração Jundú/SP	
Faixa granulométrica: 0 - 3300 µm	Tamanho médio das partículas: 353 µm	
Relação estequiométrica Ar/Mist. combustível (kg/kg): 4,88	Densidade aparente: 2680 kg/m3	

FATORES DO PLANEJAMENTO EXPERIMENTAL:		
Relação molar Cálcio/Enxofre: 3,0	Excesso de ar (%): 30,0	

CARACTERÍSTICAS OPERACIONAIS NO PRÉ-AQUECIMENTO	Massa de mistura carvão - dolomita carregada no silo	
Velocidade de rotação do compressor Roots (rpm): 2500	Horário	Massa(kg)
Inventário de material inerte utilizado no sistema (kg): 5,0	1	Início 70,0
Massa de carvão mineral puro carregado no silo (kg): 7,0	2	15:32 9,3
Queimador de GLP: Sim (X) Não ()	3	
Vazão de ar (Nm3/h): 90	4	
Vazão de GLP (NI/h): 1800	Total carregado: 79,3	
Pressão do GLP (kgf/cm2): 1,9	Observações	
Resistência Elétrica: Sim (X) Não ()		
Exaustor do filtro de mangas ligado: Sim (X) Não ()		
Válvula de ar secundário totalmente fechada: Sim (X) Não ()		

DESCARGA DO AR DE COMBUSTÃO E VELOCIDADE SUPERFICIAL DE FLUIDIZAÇÃO							
Ar primário na base do leito							
Leitura	1	2	3	4	5	6	Média
Horário (hh:mm)	14:30	14:50	15:10	15:30	15:50	16:10	
Pressão dif. (mmH2O)	170	170	170	170	170	165	169
Pressão man. (mmHg)	50	50	50	50	50	50	50
Temp. placa orif. (°C)	49	46	44	42	42	39	44
Temp. média riser (°C)	792	792	796	799	796	801	796
Descarga (kg/h)	67,16	67,47	67,68	67,89	68,00	67,21	67,57
Leitura	Ar injetado no alimentador de sólidos				Ar de injeção na válvula "L"		
% no rotâmetro	45				15		
Pressão man. (bar)	0,48				0,04		
Pressão abs.(bar)	1,42				0,98		
Temperatura (°C)	35				36		
Descarga (kg/h)	3,64				1,40		
							MÉDIA
Descarga Total (kg/h)	72,20	72,51	72,72	72,93	73,04	72,25	72,61
Vel. superficial de fluidização (m/s)	8,22	8,25	8,31	8,35	8,34	8,29	8,29

DESCARGA DA MISTURA COMBUSTIVEL							
Leitura	1	2	3	4	5	6	Média
Horário (hh:mm)	14:30	14:50	15:10	15:30	15:50	16:10	
Inv. Freq. Rosca (Hz)	17,2	17,2	17,2	17,2	17,2	17,2	17,2
Leitura inic. b/ça (kg)	44,3	48,7	51,8	55,5	2,5	5,3	-
Leitura fin. b/ça (kg)	46,2	50,6	53,7	57,4	4,4	7,2	-
Tempo (min)	10	10	10	10	10	10	-
Descarga (kg/h)	11,4	11,4	11,4	11,4	11,4	11,4	11,4
EXCESSO DE AR							
Leitura	1	2	3	4	5	6	Média
Horário (hh:mm)	14:30	14:50	15:10	15:30	15:50	16:10	
Rel. Ar/Comb. Real	6,33	6,36	6,38	6,40	6,41	6,34	
Excesso de ar (%):	29,78	30,34	30,72	31,09	31,29	29,87	30,52

TEMPERATURA NA CÂMARA DE COMBUSTÃO E LINHA DE EXAUSTÃO (°C)								
Leitura (°C)	1	2	3	4	5	6	Média	Cota (mm)
Horário (hh:mm)	14:30	14:50	15:10	15:30	15:50	16:10		
TK-2 /Base Riser	780	789	795	799	784	798	791	
TK-3/Riser	771	785	791	794	771	797	785	
TK-4/Riser	779	780	786	790	784	793	785	
TK-5/Riser	791	790	795	800	798	805	797	
TK-6/Riser	798	796	800	804	805	808	802	
TK-7/Riser	793	791	795	800	800	803	797	
TK-8/Topo riser	811	810	813	818	817	822	815	
TK-9/Perna ciclone	808	807	809	813	814	818	812	
TK-10/Válv. L montante	792	792	792	796	799	802	796	
TK-11/Válv. L jusante	789	790	792	798	799	802	795	
Média no riser(°C)	789	792	796	801	794	804	796	-
Média no reator (°C):	791	793	797	801	797	805	797	-
TK-12/Saída ciclone	660	662	663	663	664	664	663	

PRESSAO NA CAMARA DE COMBUSTAO E LINHA DE EXAUSTAO (mmH2O)								
Leitura	1	2	3	4	5	6	Média	Cota (mm)
Horário (hh:mm)	13:10	15:45						
VS-1 / Base riser	5,7	5,3					5,5	
VS-2 /riser	5,5	4,9					5,2	
VS-3/riser	13,0	26,7					19,9	
VS-4/riser	42,7	42,6					42,7	
VS-5/riser	31,3	56,2					43,8	
VS-6/riser	6,1	57,3					31,7	
VS-7/riser	4,7	6,7					5,7	
VS-8/Topo riser	7,0	42,5					24,8	
VS-9/Perna ciclone	-5,5	2,7					-1,4	
VS-10/Válv. L montante	-2,5	1,5					-0,5	
VS-11/Válv. L jusante	-27,1	3,2					-12,0	
VS-12/Saída ciclone	-10,5	3,0					-3,8	
VS-13/Ar válvula L	432,9	564,3					498,6	

CONCENTRAÇÃO DOS GASES DE COMBUSTAO NA SAIDA DO FILTRO DE MANGAS							
Leitura	1	2	3	4	5	6	Média
Horário (hh:mm)	14:21	14:47	15:05	15:26	15:45	16:06	
NOx (ppm)	273	220	201	177	143	160	196
SO2 (ppm)	-	-	-	-	-	-	-
CO (ppm)	294	298	306	283	281	259	287
O2 (%)	7,0	7,2	7,0	6,8	7,4	7,0	7,1
CO2 (%)	-	-	-	-	-	-	-

RECIRCULAÇÃO DOS SÓLIDOS NO COMBUSTOR							
Leitura	1	2	3	4	5	6	Média
Horário (hh:mm)	16:18						
Massa coletada (kg)	0,32						
Intervalo de tempo (s)	10						
Taxa de recirculação (kg/m2.s)	10,33						10,33

RESÍDUOS SÓLIDOS DO PROCESSO DE COMBUSTÃO			
Material sólido	Cinzas de fundo (Válvula L e base do riser)	Cinzas volantes (filtro de mangas)	
		Recipiente 1	Recipiente 2
Tara do recipiente (kg)	31,00	29,03	27,04
Horário início (hh:mm)	---	07:03 h	14:15
Horário final. (hh:mm)	---	14:14	16:20 h
Intervalo tempo (min)	---	431	125
Massa total (kg)	43,54	49,14	38,25
Massa líquida (kg)	12,54	20,11	11,21
Massa coletada para análise (g)	287,9	-	140,0
Descarga (kg/h)	-	2,80	5,38

LABORATÓRIO DE PROCESSOS TÉRMICOS E ENGENHARIA AMBIENTAL
UNICAMP - FEM - DETF

Amostragem isocinética de mercúrio

TESTE N°: 7

DATA: 1/12/2006 Hora início: 14:11 h Hora finalização: 16:16 h

Pressão barométrica local:	95246 Pa	Umidade assumida do gás:	6 %
Coeficiente do tubo pitot:	0,838	Diâmetro interno da boquilha:	0,00898 m
Pressão estática média do gás:	0,5 mmH ₂ O	Troca do filtro de partículas:	Sim
Vazão de vazamento:	0,6 L/min	Duração da troca do filtro:	5 min
Fator de correção de Pv:	0,861	Tempo líquido de amostragem:	120 min

PESAGEM DO FILTRO DE PARTICULAS

FILTRO	MASSA INICIAL	MASSA FINAL
1	0,1499 g	0,3891 g
2	0,1496 g	0,3739 g

PESAGEM DOS BORBULHADORES:

BORBULHADOR	MASSA INICIAL	MASSA FINAL
1 (H ₂ O ₂ /HNO ₃)	346,1 g	368,8 g
2 (KMnO ₄ /H ₂ SO ₄)	349,5 g	355,9 g
3 (KMnO ₄ /H ₂ SO ₄)	351,3 g	352,9 g
4 (KMnO ₄ /H ₂ SO ₄)	346,8 g	347,5 g
5 (Sílica-gel)	488,4 g	497,7 g

CONDIÇÕES DE AMOSTRAGEM:

	Horário (hh:mm)	T1 (°C)	T2 (°C)	T3 (°C)	T4 (°C)	DP_Orif (mmH ₂ O)	Vm corr (m ³)	Pv corr (mmH ₂ O)
	14:11	29	28	28	45	9,0	13,775	0,646
	14:31	41	28	28	46	9,0	13,991	0,646
	14:51	51	33	30	45	11,0	14,206	0,861
Troca filtro	15:11	51	33	30	47		14,445	
Recomeço	15:16	46	32	30	47	9,0	14,445	0,646
	15:36	55	37	33	47	11,0	14,665	0,861
	15:56	58	38	33	48	9,0	14,910	0,646
	16:16	60	39	34	48		15,131	

T1 : Temperatura do gás de amostragem na entrada do medidor volumétrico

T2 : Temperatura do gás de amostragem na saída do medidor volumétrico

T3 : Temperatura do gás na placa de orifício

T4 : Temperatura do gás de combustão no local da amostragem

DP_Orif: Queda de pressão na placa de orifício

Vm corr: Volume do medidor de gás corrigido por vazamento

Pv corr: Pressão dinâmica do gás de combustão corrigida pelo fator de travessia

LABORATÓRIO DE PROCESSOS TÉRMICOS E ENGENHARIA AMBIENTAL UNICAMP - FEM - DETF <i>Combustor com Leito Fluidizado Rápido</i>		
TESTE N°: 8	DATA: 5/12/2006 Hora início 07:02 h Hora finalização: 16:30 h OPERADORES: Jhon Ramirez, Regina Parise, Luiz Zanaga	
Mistura combustível: Carvão mineral (87,7%) + dolomita (12,3%)	Material inerte: Areia quartzosa 40/50 Mesh	
Procedência: Criciúma/SC - São Carlos/SP	Procedência: Mineração Jundú/SP	
Faixa granulométrica: 0 - 3300 µm	Tamanho médio das partículas: 353 µm	
Relação estequiométrica Ar/Mist. combustível (kg/kg): 6,08	Densidade aparente: 2680 kg/m3	

FATORES DO PLANEJAMENTO EXPERIMENTAL:		
Relação molar Cálcio/Enxofre: 1,0	Excesso de ar (%): 20,0	

CARACTERÍSTICAS OPERACIONAIS NO PRÉ-AQUECIMENTO	Massa de mistura carvão - dolomita carregada no silo	
Velocidade de rotação do compressor Roots (rpm): 2500	Horário	Massa(kg)
Inventário de material inerte utilizado no sistema (kg): 5,0	1	Início 76,6
Massa de carvão mineral puro carregado no silo (kg): 7,0	2	
Queimador de GLP: Sim (X) Não ()	3	
Vazão de ar (Nm3/h): 90	4	
Vazão de GLP (NI/h): 1800	Total carregado: 76,6	
Pressão do GLP (kgf/cm2): 1,9	Observações	
Resistência Elétrica: Sim (X) Não ()		
Exaustor do filtro de mangas ligado: Sim (X) Não ()		
Válvula de ar secundário totalmente fechada: Sim (X) Não ()		

DESCARGA DO AR DE COMBUSTÃO E VELOCIDADE SUPERFICIAL DE FLUIDIZAÇÃO							
Ar primário na base do leito							
Leitura	1	2	3	4	5	6	Média
Horário (hh:mm)	14:30	14:50	15:10	15:30	15:50	16:10	
Pressão dif. (mmH2O)	160	160	160	160	160	160	160
Pressão man. (mmHg)	45	45	45	45	45	45	45
Temp. placa orif. (°C)	54	49	46	44	41	41	46
Temp. média riser (°C)	843	844	846	849	848	847	846
Descarga (kg/h)	64,47	64,96	65,26	65,47	65,78	65,78	65,29
Leitura	Ar injetado no alimentador de sólidos				Ar de injeção na válvula "L"		
% no rotâmetro	45				15		
Pressão man. (bar)	0,48				0,04		
Pressão abs.(bar)	1,42				0,98		
Temperatura (°C)	35				36		
Descarga (kg/h)	3,64				1,40		
							MÉDIA
Descarga Total (kg/h)	69,51	70,00	70,30	70,51	70,82	70,82	70,33
Vel. superficial de fluidização (m/s)	8,29	8,35	8,40	8,45	8,48	8,47	8,41

DESCARGA DA MISTURA COMBUSTIVEL							
Leitura	1	2	3	4	5	6	Média
Horário (hh:mm)	14:30	14:50	15:10	15:30	15:50	16:10	
Inv. Freq. Rosca (Hz)	15,3	15,3	15,3	15,3	15,3	15,3	15,3
Leitura inic. b/ça (kg)	30,5	33,1	36,1	40,3	42,7	46,3	-
Leitura fin. b/ça (kg)	32,1	34,7	37,7	41,9	44,3	47,9	-
Tempo (min)	10	10	10	10	10	10	-
Descarga (kg/h)	9,6	9,6	9,6	9,6	9,6	9,6	9,6
EXCESSO DE AR							
Leitura	1	2	3	4	5	6	Média
Horário (hh:mm)	14:30	14:50	15:10	15:30	15:50	16:10	
Rel. Ar/Comb. Real	7,24	7,29	7,32	7,34	7,38	7,38	
Excesso de ar (%):	19,09	19,93	20,44	20,80	21,33	21,33	20,49

TEMPERATURA NA CÂMARA DE COMBUSTÃO E LINHA DE EXAUSTÃO (°C)								
Leitura (°C)	1	2	3	4	5	6	Média	Cota (mm)
Horário (hh:mm)	14:30	14:50	15:10	15:30	15:50	16:10		
TK-2 /Base Riser	839	842	839	847	843	844	842	
TK-3/Riser	835	839	838	843	837	841	839	
TK-4/Riser	831	832	832	837	835	835	834	
TK-5/Riser	842	844	844	848	847	847	845	
TK-6/Riser	849	848	849	853	853	852	851	
TK-7/Riser	844	843	844	847	849	848	846	
TK-8/Topo riser	866	865	867	870	871	872	869	
TK-9/Perna ciclone	863	861	863	866	867	868	865	
TK-10/Válv. L montante	841	839	841	843	846	847	843	
TK-11/Válv. L jusante	835	839	838	844	840	842	840	
Média no riser(°C)	844	845	845	849	848	848	846	-
Média no reator (°C):	845	845	846	850	849	850	847	-
TK-12/Saída ciclone	679	685	685	686	689	689	686	

PRESSAO NA CAMARA DE COMBUSTAO E LINHA DE EXAUSTAO (mmH2O)								
Leitura	1	2	3	4	5	6	Média	Cota (mm)
Horário (hh:mm)	13:45	15:15						
VS-1 / Base riser	23,4	12,6					18,0	
VS-2 /riser	4,9	5,2					5,1	
VS-3/riser	22,6	25,2					23,9	
VS-4/riser	56,9	47,2					52,1	
VS-5/riser	42,8	45,8					44,3	
VS-6/riser	27,7	53,9					40,8	
VS-7/riser	12,8	14,3					13,6	
VS-8/Topo riser	-3,8	11,8					4,0	
VS-9/Perna ciclone	-36,9	-17,9					-27,4	
VS-10/Válv. L montante	-4,7	-1,1					-2,9	
VS-11/Válv. L jusante	-35,9	-17,8					-26,9	
VS-12/Saída ciclone	-22,8	-3,3					-13,1	
VS-13/Ar válvula L	461,8	469,3					465,6	

CONCENTRAÇÃO DOS GASES DE COMBUSTAO NA SAIDA DO FILTRO DE MANGAS							
Leitura	1	2	3	4	5	6	Média
Horário (hh:mm)	14:26	14:44	15:04	15:27	15:47	16:09	
NOx (ppm)	166	162	141	122	119	119	138
SO2 (ppm)	-	-	-	-	-	-	-
CO (ppm)	88	90	85	83	84	82	85
O2 (%)	6,0	5,8	5,6	5,6	6,0	5,9	5,8
CO2 (%)	-	-	-	-	-	-	-

RECIRCULAÇÃO DOS SÓLIDOS NO COMBUSTOR							
Leitura	1	2	3	4	5	6	Média
Horário (hh:mm)	16:27						
Massa coletada (kg)	0,21						
Intervalo de tempo (s)	10						
Taxa de recirculação (kg/m2.s)	6,78						6,78

RESÍDUOS SÓLIDOS DO PROCESSO DE COMBUSTÃO			
Material sólido	Cinzas de fundo (Válvula L e base do riser)	Cinzas volantes (filtro de mangas)	
		Recipiente 1	Recipiente 2
Tara do recipiente (kg)	31,00	28,98	26,96
Horário início (hh:mm)	---	07:02 h	14:13
Horário final. (hh:mm)	---	14:12	16:30 h
Intervalo tempo (min)	---	430	137
Massa total (kg)	40,45	44,14	37,54
Massa líquida (kg)	9,45	15,16	10,58
Massa coletada para análise (g)	320,4	-	152,7
Descarga (kg/h)	-	2,12	4,63

LABORATÓRIO DE PROCESSOS TÉRMICOS E ENGENHARIA AMBIENTAL
UNICAMP - FEM - DETF

Amostragem isocinética de mercúrio

TESTE N°: 8

DATA: 5/12/2006 Hora início: 14:14 h Hora finalização: 16:22 h

Pressão barométrica local:	95246 Pa	Umidade assumida do gás:	6 %
Coeficiente do tubo pitot:	0,838	Diâmetro interno da boquilha:	0,00898 m
Pressão estática média do gás:	0,5 mmH ₂ O	Troca do filtro de partículas:	Sim
Vazão de vazamento:	0,6 L/min	Duração da troca do filtro:	8 min
Fator de correção de Pv:	0,861	Tempo líquido de amostragem:	120 min

PESAGEM DO FILTRO DE PARTICULAS

FILTRO	MASSA INICIAL	MASSA FINAL
1	0,1500 g	0,3911 g
2	0,1497 g	0,3593 g

PESAGEM DOS BORBULHADORES:

BORBULHADOR	MASSA INICIAL	MASSA FINAL
1 (H ₂ O ₂ /HNO ₃)	347,3 g	368,2 g
2 (KMnO ₄ /H ₂ SO ₄)	347,4 g	354,3 g
3 (KMnO ₄ /H ₂ SO ₄)	349,1 g	351,5 g
4 (KMnO ₄ /H ₂ SO ₄)	349,4 g	350,7 g
5 (Sílica-gel)	483,1 g	490,3 g

CONDIÇÕES DE AMOSTRAGEM:

	Horário (hh:mm)	T1 (°C)	T2 (°C)	T3 (°C)	T4 (°C)	DP_Orif (mmH ₂ O)	Vm corr (m ³)	Pv corr (mmH ₂ O)
	14:14	28	26	25	48	9,0	15,205	0,646
	14:34	45	29	28	47	9,0	15,417	0,646
	14:54	53	33	29	48	11,0	15,631	0,861
Troca filtro	15:14	59	36	31	49	9,0	15,872	0,646
Recomeço	15:34	58	37	32	49		16,095	
	15:42	56	37	33	50	9,0	16,095	0,646
	16:04	56	37	33	49	9,0	16,308	0,646
	16:22	59	38	33	49		16,507	

T1 : Temperatura do gás de amostragem na entrada do medidor volumétrico

T2 : Temperatura do gás de amostragem na saída do medidor volumétrico

T3 : Temperatura do gás na placa de orifício

T4 : Temperatura do gás de combustão no local da amostragem

DP_Orif: Queda de pressão na placa de orifício

Vm corr: Volume do medidor de gás corrigido por vazamento

Pv corr: Pressão dinâmica do gás de combustão corrigida pelo fator de travessia

LABORATÓRIO DE PROCESSOS TÉRMICOS E ENGENHARIA AMBIENTAL
UNICAMP - FEM - DETF
Combustor com Leito Fluidizado Rápido

TESTE N°: 9

DATA: 7/12/2006 Hora início 07:03 h Hora finalização: 16:16 h

OPERADORES: Jhon Ramirez, Regina Parise, Luiz Zanaga

Mistura combustível: Carvão mineral (87,7%) + dolomita (12,3%)	Material inerte: Areia quartzosa 40/50 Mesh
Procedência: Criciúma/SC - São Carlos/SP	Procedência: Mineração Jundú/SP
Faixa granulométrica: 0 - 3300 µm	Tamanho médio das partículas: 353 µm
Relação estequiométrica Ar/Mist. combustível (kg/kg): 6,08	Densidade aparente: 2680 kg/m ³

FATORES DO PLANEJAMENTO EXPERIMENTAL:

Relação molar Cálcio/Enxofre: 1,0 Excesso de ar (%) 30,0

CARACTERÍSTICAS OPERACIONAIS NO PRÉ-AQUECIMENTO

Velocidade de rotação do compressor Roots (rpm):	2500
Inventário de material inerte utilizado no sistema (kg):	5,0
Massa de carvão mineral puro carregado no silo (kg):	7,0
Queimador de GLP: Sim (X) Não ()	
Vazão de ar (Nm ³ /h):	90
Vazão de GLP (NI/h):	1800
Pressão do GLP (kgf/cm ²):	1,9
Resistência Elétrica: Sim (X) Não ()	
Exaustor do filtro de mangas ligado: Sim (X) Não ()	
Válvula de ar secundário totalmente fechada: Sim (X) Não ()	

Massa de mistura carvão - dolomita carregada no silo

	Horário	Massa(kg)
1	Início	70,1
2		
3		
4		
Total carregado:		70,1

Observações

DESCARGA DO AR DE COMBUSTÃO E VELOCIDADE SUPERFICIAL DE FLUIDIZAÇÃO

Ar primário na base do leito

Leitura	1	2	3	4	5	6	Média
Horário (hh:mm)	14:20	14:40	15:00	15:20	15:40	16:00	
Pressão dif. (mmH ₂ O)	190	190	190	190	190	185	189
Pressão man. (mmHg)	45	45	45	45	45	45	45
Temp. placa orif. (°C)	55	50	46	44	42	41	46
Temp. média riser (°C)	818	819	814	817	819	821	818
Descarga (kg/h)	70,06	70,6	71,03	71,25	71,48	70,66	70,85

Leitura

Ar injetado no alimentador de sólidos

Ar de injeção na válvula "L"

% no rotâmetro	45	15
Pressão man. (bar)	0,48	0,04
Pressão abs.(bar)	1,42	0,98
Temperatura (°C)	35	36
Descarga (kg/h)	3,64	1,40

MÉDIA

Descarga Total (kg/h)	75,10	75,64	76,07	76,29	76,52	75,70	75,89
Vel. superficial de fluidização (m/s)	8,75	8,82	8,83	8,88	8,93	8,85	8,84

DESCARGA DA MISTURA COMBUSTIVEL

Leitura	1	2	3	4	5	6	Média
Horário (hh:mm)	14:20	14:40	15:00	15:20	15:40	16:00	
Inv. Freq. Rosca (Hz)	15,3	15,3	15,3	15,3	15,3	15,3	15,3
Leitura inic. b/ça (kg)	28,9	32,2	36,8	40,4	42,2	45,6	-
Leitura fin. b/ça (kg)	30,5	33,8	38,4	42,0	43,8	47,2	-
Tempo (min)	10	10	10	10	10	10	-
Descarga (kg/h)	9,6	9,6	9,6	9,6	9,6	9,6	9,6

EXCESSO DE AR

Leitura	1	2	3	4	5	6	Média
Horário (hh:mm)	14:20	14:40	15:00	15:20	15:40	16:00	
Rel. Ar/Comb. Real	7,82	7,88	7,92	7,95	7,97	7,89	
Excesso de ar (%):	28,67	29,59	30,33	30,71	31,10	29,69	30,01

TEMPERATURA NA CÂMARA DE COMBUSTÃO E LINHA DE EXAUSTÃO (°C)								
Leitura (°C)	1	2	3	4	5	6	Média	Cota (mm)
Horário (hh:mm)	14:20	14:40	15:00	15:20	15:40	16:00		
TK-2 /Base Riser	806	810	815	814	812	819	813	
TK-3/Riser	801	807	814	811	809	816	810	
TK-4/Riser	806	805	803	804	805	807	805	
TK-5/Riser	820	818	813	815	819	818	817	
TK-6/Riser	825	824	819	820	825	823	823	
TK-7/Riser	819	819	816	817	821	819	819	
TK-8/Topo riser	840	840	839	840	841	841	840	
TK-9/Perna ciclone	839	840	838	838	839	841	839	
TK-10/Válv. L montante	820	822	819	819	819	822	820	
TK-11/Válv. L jusante	821	818	819	817	818	821	819	
Média no riser(°C)	817	818	817	817	819	820	818	-
Média no reator (°C):	820	820	820	820	821	823	820	-
TK-12/Saída ciclone	681	682	681	680	680	681	681	

PRESSAO NA CAMARA DE COMBUSTAO E LINHA DE EXAUSTAO (mmH2O)								
Leitura	1	2	3	4	5	6	Média	Cota (mm)
Horário (hh:mm)	13:23	15:20						
VS-1 / Base riser	45,9	7,3					26,6	
VS-2 /riser	6,6	5,4					6,0	
VS-3/riser	22,6	11,7					17,2	
VS-4/riser	36,4	34,7					35,6	
VS-5/riser	50,3	59,3					54,8	
VS-6/riser	16,5	65,5					41,0	
VS-7/riser	5,1	10,5					7,8	
VS-8/Topo riser	-1,7	9,7					4,0	
VS-9/Perna ciclone	-13,1	-1,3					-7,2	
VS-10/Válv. L montante	-1,5	1,7					0,1	
VS-11/Válv. L jusante	-30,6	1,1					-14,8	
VS-12/Saída ciclone	-15,0	2,1					-6,5	
VS-13/Ar válvula L	454,1	477,5					465,8	

CONCENTRAÇÃO DOS GASES DE COMBUSTAO NA SAIDA DO FILTRO DE MANGAS							
Leitura	1	2	3	4	5	6	Média
Horário (hh:mm)	14:16	14:34	14:55	15:20	15:40	16:00	
NOx (ppm)	153	132	117	102	101	91	116
SO2 (ppm)	-	-	-	-	-	-	-
CO (ppm)	126	120	122	121	120	118	121
O2 (%)	7,2	7,2	7,3	7,2	7,0	7,3	7,2
CO2 (%)	-	-	-	-	-	-	-

RECIRCULAÇÃO DOS SÓLIDOS NO COMBUSTOR							
Leitura	1	2	3	4	5	6	Média
Horário (hh:mm)	16:14						
Massa coletada (kg)	0,25						
Intervalo de tempo (s)	10						
Taxa de recirculação (kg/m2.s)	8,07						8,07

RESÍDUOS SÓLIDOS DO PROCESSO DE COMBUSTÃO			
Material sólido	Cinzas de fundo (Válvula L e base do riser)	Cinzas volantes (filtro de mangas)	
		Recipiente 1	Recipiente 2
Tara do recipiente (kg)	31,00	28,94	26,95
Horário início (hh:mm)	---	07:03 h	14:04
Horário final. (hh:mm)	---	14:03	16:16 h
Intervalo tempo (min)	---	420	132
Massa total (kg)	40,22	43,20	36,67
Massa líquida (kg)	9,22	14,26	9,72
Massa coletada para análise (g)	361,0	-	158,4
Descarga (kg/h)	-	2,04	4,42

LABORATÓRIO DE PROCESSOS TÉRMICOS E ENGENHARIA AMBIENTAL
UNICAMP - FEM - DETF

Amostragem isocinética de mercúrio

TESTE N°: 9

DATA: 7/12/2006 Hora início: 14:05 h Hora finalização: 16:11 h

Pressão barométrica local:	95246 Pa	Umidade assumida do gás:	6 %
Coeficiente do tubo pitot:	0,838	Diâmetro interno da boquilha:	0,00898 m
Pressão estática média do gás:	0,5 mmH ₂ O	Troca do filtro de partículas:	Sim
Vazão de vazamento:	0,6 L/min	Duração da troca do filtro:	6 min
Fator de correção de Pv:	0,861	Tempo líquido de amostragem:	120 min

PESAGEM DO FILTRO DE PARTICULAS

FILTRO	MASSA INICIAL	MASSA FINAL
1	0,1497 g	0,3618 g
2	0,1498 g	0,3542 g

PESAGEM DOS BORBULHADORES:

BORBULHADOR	MASSA INICIAL	MASSA FINAL
1 (H ₂ O ₂ /HNO ₃)	343,0 g	365,0 g
2 (KMnO ₄ /H ₂ SO ₄)	350,2 g	357,8 g
3 (KMnO ₄ /H ₂ SO ₄)	350,4 g	352,4 g
4 (KMnO ₄ /H ₂ SO ₄)	349,9 g	351,6 g
5 (Sílica-gel)	494,6 g	502,2 g

CONDIÇÕES DE AMOSTRAGEM:

	Horário (hh:mm)	T1 (°C)	T2 (°C)	T3 (°C)	T4 (°C)	DP_Orif (mmH ₂ O)	Vm corr (m ³)	Pv corr (mmH ₂ O)
	14:05	27	24	24	45	11,0	16,587	0,861
	14:25	45	28	27	46	11,0	16,822	0,861
	14:45	55	32	29	45	9,0	17,060	0,646
Troca filtro	15:05	57	35	31	46		17,277	
Recomeço	15:11	50	33	30	47	9,0	17,277	0,646
	15:31	54	35	31	47	9,0	17,498	0,646
	15:51	58	38	32	46	9,0	17,720	0,646
	16:11	59	39	33	47		17,940	

T1 : Temperatura do gás de amostragem na entrada do medidor volumétrico

T2 : Temperatura do gás de amostragem na saída do medidor volumétrico

T3 : Temperatura do gás na placa de orifício

T4 : Temperatura do gás de combustão no local da amostragem

DP_Orif: Queda de pressão na placa de orifício

Vm corr: Volume do medidor de gás corrigido por vazamento

Pv corr: Pressão dinâmica do gás de combustão corrigida pelo fator de travessia

LABORATÓRIO DE PROCESSOS TÉRMICOS E ENGENHARIA AMBIENTAL UNICAMP - FEM - DETF <i>Combustor com Leito Fluidizado Rápido</i>		
TESTE N°: 10	DATA: 11/12/2006 Hora início 07:05 h	Hora finalização: 16:38 h
	OPERADORES: Jhon Ramirez, Regina Parise, Luiz Zanaga	
Mistura combustível: Carvão mineral (9,23%) + dolomita (0,77%)	Material inerte: Areia quartzosa 40/50 Mesh	
Procedência: Criciúma/SC - São Carlos/SP	Procedência: Mineração Jundú/SP	
Faixa granulométrica: 0 - 3300 µm	Tamanho médio das partículas: 353 µm	
Relação estequiométrica Ar/Mist. combustível (kg/kg): 6,40	Densidade aparente: 2680 kg/m³	

FATORES DO PLANEJAMENTO EXPERIMENTAL:		
Relação molar Cálcio/Enxofre:	0,59	Excesso de ar (%) 25,0

CARACTERÍSTICAS OPERACIONAIS NO PRÉ-AQUECIMENTO		Massa de mistura carvão - dolomita carregada no silo	
Velocidade de rotação do compressor Roots (rpm):	2500		
Inventário de material inerte utilizado no sistema (kg):	5,0	Horário	Massa(kg)
Massa de carvão mineral puro carregado no silo (kg):	7,1	1	Início 67,4
Queimador de GLP: Sim (X) Não ()		2	
Vazão de ar (Nm³/h):	90	3	
Vazão de GLP (NI/h):	1800	4	
Pressão do GLP (kgf/cm²):	1,9	Total carregado:	67,4
Resistência Elétrica: Sim (X) Não ()		Observações	
Exaustor do filtro de mangas ligado: Sim (X) Não ()			
Válvula de ar secundário totalmente fechada: Sim (X) Não ()			

DESCARGA DO AR DE COMBUSTÃO E VELOCIDADE SUPERFICIAL DE FLUIDIZAÇÃO							
Ar primário na base do leito							
Leitura	1	2	3	4	5	6	Média
Horário (hh:mm)	14:49	15:09	15:29	15:49	16:09	16:29	
Pressão dif. (mmH2O)	170	170	170	170	170	170	170
Pressão man. (mmHg)	45	45	45	45	45	45	45
Temp. placa orif. (°C)	53	51	49	46	44	41	47
Temp. média riser (°C)	833	834	834	836	834	836	835
Descarga (kg/h)	66,53	66,73	66,93	67,25	67,46	67,77	67,11
Leitura	Ar injetado no alimentador de sólidos			Ar de injeção na válvula "L"			
% no rotâmetro	45			15			
Pressão man. (bar)	0,48			0,04			
Pressão abs.(bar)	1,42			0,98			
Temperatura (°C)	35			36			
Descarga (kg/h)	3,64			1,40			
							MÉDIA
Descarga Total (kg/h)	71,57	71,77	71,97	72,29	72,50	72,81	72,15
Vel. superficial de fluidização (m/s)	8,46	8,49	8,51	8,57	8,57	8,63	8,54

DESCARGA DA MISTURA COMBUSTÍVEL							
Leitura	1	2	3	4	5	6	Média
Horário (hh:mm)	14:49	15:09	15:29	15:49	16:09	16:29	
Inv. Freq. Rosca (Hz)	14,6	14,6	14,6	14,6	14,6	14,6	14,6
Leitura inic. b/ça (kg)	32,6	35,8	38,8	42,0	44,7	47,0	-
Leitura fin. b/ça (kg)	34,1	37,3	40,3	43,5	46,2	48,5	-
Tempo (min)	10	10	10	10	10	10	-
Descarga (kg/h)	9,0	9,0	9,0	9,0	9,0	9,0	9,0
EXCESSO DE AR							
Leitura	1	2	3	4	5	6	Média
Horário (hh:mm)	14:49	15:09	15:29	15:49	16:09	16:29	
Rel. Ar/Comb. Real	7,95	7,97	8,00	8,03	8,06	8,09	
Excesso de ar (%):	24,25	24,60	24,95	25,50	25,87	26,41	25,26

TEMPERATURA NA CÂMARA DE COMBUSTÃO E LINHA DE EXAUSTÃO (°C)								
Leitura (°C)	1	2	3	4	5	6	Média	Cota (mm)
Horário (hh:mm)	14:49	15:09	15:29	15:49	16:09	16:29		
TK-2 /Base Riser	827	824	831	830	819	832	827	
TK-3/Riser	826	814	830	825	801	830	821	
TK-4/Riser	816	817	819	821	818	821	819	
TK-5/Riser	826	831	831	835	834	834	832	
TK-6/Riser	834	838	838	840	842	838	838	
TK-7/Riser	835	835	836	837	837	834	836	
TK-8/Topo riser	861	859	860	860	857	857	859	
TK-9/Perna ciclone	859	856	857	856	854	854	856	
TK-10/Válv. L montante	836	835	836	835	834	834	835	
TK-11/Válv. L jusante	827	826	828	830	828	828	828	
Média no riser(°C)	832	831	835	835	830	835	833	-
Média no reator (°C):	835	834	837	837	832	836	835	-
TK-12/Saída ciclone	685	683	681	680	682	681	682	

PRESSAO NA CAMARA DE COMBUSTAO E LINHA DE EXAUSTAO (mmH2O)								
Leitura	1	2	3	4	5	6	Média	Cota (mm)
Horário (hh:mm)	14:21	15:12						
VS-1 / Base riser	50,2	54,6					52,4	
VS-2 /riser	14,3	11,8					13,1	
VS-3/riser	20,9	24,7					22,8	
VS-4/riser	53,4	47,9					50,7	
VS-5/riser	35,3	47,2					41,3	
VS-6/riser	24,3	47,3					35,8	
VS-7/riser	4,6	5,6					5,1	
VS-8/Topo riser	-6,5	16,2					4,9	
VS-9/Perna ciclone	-35,8	-22,4					-29,1	
VS-10/Válv. L montante	-5,3	-1,2					-3,3	
VS-11/Válv. L jusante	-32,9	-16,3					-24,6	
VS-12/Saída ciclone	-2,4	-4,7					-3,6	
VS-13/Ar válvula L	432,4	443,8					438,1	

CONCENTRAÇÃO DOS GASES DE COMBUSTAO NA SAIDA DO FILTRO DE MANGAS							
Leitura	1	2	3	4	5	6	Média
Horário (hh:mm)	14:48	15:09	15:28	15:48	16:08	16:29	
NOx (ppm)	155	122	112	103	89	87	111
SO2 (ppm)	-	-	-	-	-	-	-
CO (ppm)	98	99	96	97	96	95	97
O2 (%)	6,5	6,6	6,5	6,6	6,8	6,6	6,6
CO2 (%)	-	-	-	-	-	-	-

RECIRCULAÇÃO DOS SÓLIDOS NO COMBUSTOR							
Leitura	1	2	3	4	5	6	Média
Horário (hh:mm)	16:37						
Massa coletada (kg)	0,18						
Intervalo de tempo (s)	10						
Taxa de recirculação (kg/m2.s)	5,81						5,81

RESÍDUOS SÓLIDOS DO PROCESSO DE COMBUSTÃO			
Material sólido	Cinzas de fundo (Válvula L e base do riser)	Cinzas volantes (filtro de mangas)	
		Recipiente 1	Recipiente 2
Tara do recipiente (kg)	31,00	29,01	27,03
Horário início (hh:mm)	---	07:05 h	14:29
Horário final. (hh:mm)	---	14:28	16:38 h
Intervalo tempo (min)	---	443	129
Massa total (kg)	39,49	44,73	35,54
Massa líquida (kg)	8,49	15,72	8,51
Massa coletada para análise (g)	282,5	-	170,7
Descarga (kg/h)	-	2,13	3,96

LABORATÓRIO DE PROCESSOS TÉRMICOS E ENGENHARIA AMBIENTAL
UNICAMP - FEM - DETF

Amostragem isocinética de mercúrio

TESTE N°: 10

DATA: 11/12/2006 Hora início: 14:29 h

Hora finalização: 16:35 h

Pressão barométrica local:	95246 Pa	Umidade assumida do gás:	6 %
Coeficiente do tubo pitot:	0,838	Diâmetro interno da boquilha:	0,00898 m
Pressão estática média do gás:	0,5 mmH ₂ O	Troca do filtro de partículas:	Sim
Vazão de vazamento:	0,6 L/min	Duração da troca do filtro:	6 min
Fator de correção de Pv:	0,861	Tempo líquido de amostragem:	120 min

PESAGEM DO FILTRO DE PARTICULAS

FILTRO	MASSA INICIAL	MASSA FINAL
1	0,1501 g	0,3538 g
2	0,1495 g	0,3411 g

PESAGEM DOS BORBULHADORES:

BORBULHADOR	MASSA INICIAL	MASSA FINAL
1 (H ₂ O ₂ /HNO ₃)	343,3 g	366,6 g
2 (KMnO ₄ /H ₂ SO ₄)	352,3 g	359,6 g
3 (KMnO ₄ /H ₂ SO ₄)	351,4 g	352,7 g
4 (KMnO ₄ /H ₂ SO ₄)	351,6 g	353,9 g
5 (Sílica-gel)	480,8 g	492,7 g

CONDIÇÕES DE AMOSTRAGEM:

	Horário (hh:mm)	T1 (°C)	T2 (°C)	T3 (°C)	T4 (°C)	DP_Orif (mmH ₂ O)	Vm corr (m ³)	Pv corr (mmH ₂ O)
	14:29	29	26	27	49	9,0	18,013	0,646
	14:49	44	29	28	50	9,0	18,224	0,646
	15:10	51	32	30	50	9,0	18,449	0,646
Troca filtro	15:29	53	35	31	49		18,657	
Recomeço	15:35	40	35	32	51	11,0	18,657	0,861
	15:55	59	37	32	50	11,0	18,900	0,861
	16:15	60	38	34	50	9,0	19,144	0,646
	16:35	60	39	34	50		19,364	

T1 : Temperatura do gás de amostragem na entrada do medidor volumétrico

T2 : Temperatura do gás de amostragem na saída do medidor volumétrico

T3 : Temperatura do gás na placa de orifício

T4 : Temperatura do gás de combustão no local da amostragem

DP_Orif: Queda de pressão na placa de orifício

Vm corr: Volume do medidor de gás corrigido por vazamento

Pv corr: Pressão dinâmica do gás de combustão corrigida pelo fator de travessia

LABORATÓRIO DE PROCESSOS TÉRMICOS E ENGENHARIA AMBIENTAL UNICAMP - FEM - DETF <i>Combustor com Leito Fluidizado Rápido</i>		
TESTE N°: 11	DATA: 13/12/2006 Hora início 07:01 h	Hora finalização: 16:31 h
	OPERADORES: Jhon Ramirez, Regina Parise, Luiz Zanaga	
Mistura combustível: Carvão mineral (67,6%) + dolomita (32,4%)	Material inerte: Areia quartzosa 40/50 Mesh	
Procedência: Criciúma/SC - São Carlos/SP	Procedência: Mineração Jundú/SP	
Faixa granulométrica: 0 - 3300 µm	Tamanho médio das partículas: 353 µm	
Relação estequiométrica Ar/Mist. combustível (kg/kg): 4,686	Densidade aparente: 2680 kg/m3	

FATORES DO PLANEJAMENTO EXPERIMENTAL:		
Relação molar Cálcio/Enxofre:	3,41	Excesso de ar (%) 25,0

CARACTERÍSTICAS OPERACIONAIS NO PRÉ-AQUECIMENTO		Massa de mistura carvão - dolomita carregada no silo	
Velocidade de rotação do compressor Roots (rpm):	2500		
Inventário de material inerte utilizado no sistema (kg):	5,0	Horário	Massa(kg)
Massa de carvão mineral puro carregado no silo (kg):	7,0	1	Início 82,3
Queimador de GLP: Sim (X) Não ()		2	
Vazão de ar (Nm3/h):	90	3	
Vazão de GLP (NI/h):	1800	4	
Pressão do GLP (kgf/cm2):	1,9	Total carregado:	82,3
Resistência Elétrica: Sim (X) Não ()		Observações	
Exaustor do filtro de mangas ligado: Sim (X) Não ()			
Válvula de ar secundário totalmente fechada: Sim (X) Não ()			

DESCARGA DO AR DE COMBUSTÃO E VELOCIDADE SUPERFICIAL DE FLUIDIZAÇÃO							
Ar primário na base do leito							
Leitura	1	2	3	4	5	6	Média
Horário (hh:mm)	14:35	14:55	15:15	15:35	15:55	16:15	
Pressão dif. (mmH2O)	175	175	175	175	175	175	175
Pressão man. (mmHg)	55	55	55	55	55	55	55
Temp. placa orif. (°C)	52	49	46	44	42	41	46
Temp. média riser (°C)	813	815	811	814	812	813	813
Descarga (kg/h)	68,03	68,35	68,66	68,88	69,09	69,20	68,70
Ar injetado no alimentador de sólidos							
Leitura	Ar injetado no alimentador de sólidos					Ar de injeção na válvula "L"	
% no rotâmetro	45					15	
Pressão man. (bar)	0,48					0,04	
Pressão abs.(bar)	1,42					0,98	
Temperatura (°C)	35					36	
Descarga (kg/h)	3,64					1,40	
							MÉDIA
Descarga Total (kg/h)	73,07	73,39	73,70	73,92	74,13	74,24	73,74
Vel. superficial de fluidização (m/s)	8,48	8,53	8,54	8,58	8,59	8,61	8,56

DESCARGA DA MISTURA COMBUSTÍVEL							
Leitura	1	2	3	4	5	6	Média
Horário (hh:mm)	14:35	14:55	15:15	15:35	15:55	16:15	
Inv. Freq. Rosca (Hz)	17,8	17,8	17,8	17,8	17,8	17,8	17,8
Leitura inic. b/ça (kg)	45,0	48,8	53,4	58,6	61,0	64,6	-
Leitura fin. b/ça (kg)	47,1	50,9	55,5	60,7	63,1	66,7	-
Tempo (min)	10	10	10	10	10	10	-
Descarga (kg/h)	12,6	12,6	12,6	12,6	12,6	12,6	12,6
EXCESSO DE AR							
Leitura	1	2	3	4	5	6	Média
Horário (hh:mm)	14:35	14:55	15:15	15:35	15:55	16:15	
Rel. Ar/Comb. Real	5,80	5,82	5,85	5,87	5,88	5,89	
Excesso de ar (%):	23,76	24,30	24,82	25,20	25,55	25,74	24,89

TEMPERATURA NA CÂMARA DE COMBUSTÃO E LINHA DE EXAUSTÃO (°C)								
Leitura (°C)	1	2	3	4	5	6	Média	Cota (mm)
Horário (hh:mm)	14:35	14:55	15:15	15:35	15:55	16:15		
TK-2 /Base Riser	806	816	808	811	809	806	809	
TK-3/Riser	802	810	801	808	805	803	805	
TK-4/Riser	801	803	797	801	800	800	800	
TK-5/Riser	816	815	810	815	816	816	815	
TK-6/Riser	819	818	815	820	820	819	819	
TK-7/Riser	813	813	810	814	814	814	813	
TK-8/Topo riser	832	832	828	831	831	832	831	
TK-9/Perna ciclone	828	827	823	825	825	826	826	
TK-10/Válv. L montante	811	811	806	808	808	810	809	
TK-11/Válv. L jusante	811	813	807	810	810	809	810	
Média no riser(°C)	813	815	810	814	814	813	813	-
Média no reator (°C):	814	816	811	814	814	814	814	-
TK-12/Saída ciclone	674	674	672	673	673	675	674	

PRESSAO NA CAMARA DE COMBUSTAO E LINHA DE EXAUSTAO (mmH2O)								
Leitura	1	2	3	4	5	6	Média	Cota (mm)
Horário (hh:mm)	14:13	15:06						
VS-1 / Base riser	6,4	6,42					6,4	
VS-2 /riser	5,2	4,49					4,8	
VS-3/riser	13,8	13,6					13,7	
VS-4/riser	44,7	44,2					44,5	
VS-5/riser	57,4	60,5					59,0	
VS-6/riser	65,2	52,9					59,1	
VS-7/riser	35,2	55,5					45,4	
VS-8/Topo riser	10,1	40,5					25,3	
VS-9/Perna ciclone	-23,3	-6,6					-15,0	
VS-10/Válv. L montante	-0,2	1,5					0,7	
VS-11/Válv. L jusante	-16,1	-1,6					-8,9	
VS-12/Saída ciclone	0,2	1,4					0,8	
VS-13/Ar válvula L	467,1	552,7					509,9	

CONCENTRAÇÃO DOS GASES DE COMBUSTAO NA SAIDA DO FILTRO DE MANGAS							
Leitura	1	2	3	4	5	6	Média
Horário (hh:mm)	14:34	14:55	15:14	15:35	15:55	16:14	
NOx (ppm)	289	239	186	168	134	129	191
SO2 (ppm)	-	-	-	-	-	-	-
CO (ppm)	224	239	242	243	234	236	236
O2 (%)	6,8	6,6	6,8	6,7	6,6	6,8	6,7
CO2 (%)	-	-	-	-	-	-	-

RECIRCULAÇÃO DOS SÓLIDOS NO COMBUSTOR							
Leitura	1	2	3	4	5	6	Média
Horário (hh:mm)	14:30						
Massa coletada (kg)	0,37						
Intervalo de tempo (s)	10						
Taxa de recirculação (kg/m2.s)	11,95						11,95

RESÍDUOS SÓLIDOS DO PROCESSO DE COMBUSTÃO			
Material sólido	Cinzas de fundo (Válvula L e base do riser)	Cinzas volantes (filtro de mangas)	
		Recipiente 1	Recipiente 2
Tara do recipiente (kg)	31,01	29,02	27,00
Horário início (hh:mm)	---	07:01 h	14:23
Horário final. (hh:mm)	---	14:22	16:31 h
Intervalo tempo (min)	---	441	128
Massa total (kg)	42,56	51,21	38,62
Massa líquida (kg)	11,55	22,19	11,62
Massa coletada para análise (g)	323,1	-	155,0
Descarga (kg/h)	-	3,02	5,45

LABORATÓRIO DE PROCESSOS TÉRMICOS E ENGENHARIA AMBIENTAL
UNICAMP - FEM - DETF

Amostragem isocinética de mercúrio

TESTE N°: 11

DATA: 13/12/2006 Hora inicio: 14:23 h

Hora finalização: 16:29 h

Pressão barométrica local:	95246 Pa	Umidade assumida do gás:	6 %
Coeficiente do tubo pitot:	0,838	Diâmetro interno da boquilha:	0,00898 m
Pressão estática média do gás:	0,5 mmH ₂ O	Troca do filtro de partículas:	Sim
Vazão de vazamento:	0,6 L/min	Duração da troca do filtro:	6 min
Fator de correção de Pv:	0,861	Tempo líquido de amostragem:	120 min

PESAGEM DO FILTRO DE PARTICULAS

FILTRO	MASSA INICIAL	MASSA FINAL
1	0,1499 g	0,4002 g
2	0,1503 g	0,3918 g

PESAGEM DOS BORBULHADORES:

BORBULHADOR	MASSA INICIAL	MASSA FINAL
1 (H ₂ O ₂ /HNO ₃)	345,7 g	370,4 g
2 (KMnO ₄ /H ₂ SO ₄)	354,5 g	361,3 g
3 (KMnO ₄ /H ₂ SO ₄)	349,5 g	351,9 g
4 (KMnO ₄ /H ₂ SO ₄)	353,0 g	354,5 g
5 (Sílica-gel)	493,2 g	503,5 g

CONDIÇÕES DE AMOSTRAGEM:

	Horário (hh:mm)	T1 (°C)	T2 (°C)	T3 (°C)	T4 (°C)	DP_Orif (mmH ₂ O)	Vm corr (m ³)	Pv corr (mmH ₂ O)
	14:23	30	26	26	47	11,0	19,439	0,861
	14:43	47	30	28	47	11,0	19,683	0,861
	15:03	56	34	31	48	9,0	19,922	0,646
Troca filtro	15:20	44	35	32	47		20,102	
Recomeço	15:26	46	36	32	49	9,0	20,102	0,646
	15:46	59	38	33	48	9,0	20,331	0,646
	16:06	61	39	34	48	9,0	20,554	0,646
	16:29	58	39	34	49		20,805	

T1 : Temperatura do gás de amostragem na entrada do medidor volumétrico

T2 : Temperatura do gás de amostragem na saída do medidor volumétrico

T3 : Temperatura do gás na placa de orifício

T4 : Temperatura do gás de combustão no local da amostragem

DP_Orif: Queda de pressão na placa de orifício

Vm corr: Volume do medidor de gás corregido por vazamento

Pv corr: Pressão dinâmica do gás de combustão corregida pelo fator de travessia