

ESTE EXEMPLAR CORRESPONDE A REDAÇÃO FINAL DA
TESE DEFENDIDA POREUGÊNIO DE SOUZA
MORITA..... E APROVADA
PELA COMISSÃO JULGADORA EM 20 / 02 / 2009

.....Araí Augusta Bernárdez Pécora.....
ORIENTADOR

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

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

Autor: Eugênio de Souza Morita
Orientadora: Profa. Dra. Araí Augusta Bernárdez Pécora

UNIVERSIDADE ESTADUAL DE CAMPINAS
FACULDADE DE ENGENHARIA MECÂNICA
COMISSÃO DE PÓS-GRADUAÇÃO EM ENGENHARIA MECÂNICA
DEPARTAMENTO DE ENGENHARIA TÉRMICA E DE FLUIDOS

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

Autor: Eugênio de Souza Morita
Orientadora: Profa. Dra. Araí Augusta Bernárdez Pécora

Curso: Engenharia Mecânica
Área de concentração: Térmica e Fluídos

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

Campinas, 2009
SP – Brasil

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

M82e Morita, Eugênio de Souza
Estudo experimental das emissões de NOx na
combustão de carvão mineral brasileiro em leito
fluidizado rápido / Eugênio de Souza Morita. --
Campinas, SP: [s.n.], 2009.

Orientador: Araí Augusta Bernárdez Pécora.
Dissertação de Mestrado - Universidade Estadual de
Campinas, Faculdade de Engenharia Mecânica.

1. Carvão combustão. 2. Gases de combustão. 3.
Combustão em leito fluidizado. 4. Calcário . 5.
Planejamento experimental. I. Bernárdez Pécora, Araí
Augusta. II. Universidade Estadual de Campinas.
Faculdade de Engenharia Mecânica. III. Título.

Título em Inglês: Experimental study of NOx emissions from brazilian mineral
coal combustion in fast fluidized bed

Palavras-chave em Inglês: Coal - Combustion, Flue gases, Fluidized-bed
combustion, Limestone, Experimental design

Área de concentração: Térmica e Fluídos

Titulação: Mestre em Engenharia Mecânica

Banca examinadora: Jhon Jairo Ramírez Behainne, Meuris Gurgel Carlos da
Silva

Data da defesa: 20/02/2009

Programa de Pós Graduação: Engenharia Mecânica

UNIVERSIDADE ESTADUAL DE CAMPINAS
FACULDADE DE ENGENHARIA MECÂNICA
COMISSÃO DE PÓS-GRADUAÇÃO EM ENGENHARIA MECÂNICA
DEPARTAMENTO DE ENGENHARIA TÉRMICA E DE FLUIDOS

DISSERTAÇÃO DE MESTRADO

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

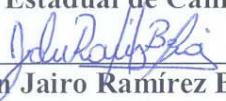
Autor: Eugênio de Souza Morita

Orientadora: Prof.^a Dra. Araí Augusta Bernárdez Pécora

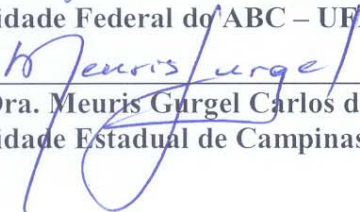
A Banca Examinadora composta pelos membros abaixo aprovou esta Dissertação:



Prof.a. Dra. Araí Augusta Bernárdez Pécora, Presidente
Universidade Estadual de Campinas UNICAMP/FEM/DETF



Prof. Dr. Jhon Jairo Ramírez Behainne
Universidade Federal do ABC – UFABC/CECS



Prof.a. Dra. Meuris Gurgel Carlos da Silva
Universidade Estadual de Campinas/UNICAMP/FEQ/DTF

Campinas, 20 de fevereiro de 2009

DEDICATÓRIA:

A minha família pelo incentivo e amigos pela compreensão nos momentos de difícil escolha.

AGRADECIMENTOS

Pelos honrosos comentários e orientações, obrigo-me a prestar-lhes o devido reconhecimento:

À professora Arai Augusta Bernárdez Pécora pela orientação, incentivo e colaboração.

Ao professor Jhon Jairo Ramírez Behainne pela simpatia e dedicação em seus esclarecimentos.

À todos os professores da FEM e da UNICAMP de um modo geral.

Aos técnicos de laboratório que tornaram viável a montagem experimental Luiz Carlos Biason Júnior, Luiz Gama e Luiz Zanaga.

Aos estagiários Leonardo Monteiro dos Santos e Marcelo Paula de Oliveira.

Aos alunos de graduação Sérgio Luiz Waitman Filho e Thiago Roncato Batista e.

À Lyda Herrera Camacho e Rogério Ishikawa Hory pela colaboração nos testes.

Aos colegas Emerson dos Reis, Fátima Morais Lino, Raykleison Igor dos Reis Moraes, Ricardo Greber Arini, Paulo Lenço pelos momentos de descontração e sérias considerações.

À secretária do Cleusa de Vasconcelos Lima pela paciência em minhas solicitações.

À Universidade Estadual de Campinas, UNICAMP, pela oportunidade de estudo.

À Fundação de Amparo à Pesquisa do Estado de São Paulo, FAPESP, pelo auxílio financeiro recebido para realização desta pesquisa (processos 05/56621-7 e 07/06714-4)

À Coordenação de Aperfeiçoamento de Pessoal de Nível Superior, CAPES, e ao Conselho Nacional de Desenvolvimento Científico e Tecnológico, CNPq, pela bolsa de estudos.

E a todas as pessoas envolvidas direta e indiretamente, um muito obrigado.

*“A verdadeira generosidade
para com o futuro
consiste em dar tudo ao presente”*

Albert Camus

RESUMO

MORITA, Eugênio de Souza. *Estudo experimental das emissões de NO_x na combustão de carvão mineral brasileiro em leito fluidizado rápido*, Campinas: Faculdade de Engenharia Mecânica, Universidade Estadual de Campinas, 2009. 205 p. Dissertação (Mestrado).

O objetivo deste trabalho é avaliar as emissões de óxidos de nitrogênio (NO + NO₂) durante a combustão de carvão mineral com adição de calcário dolomítico como adsorvente em leito fluidizado circulante (LFC). As variáveis de influência estudadas foram o excesso de ar, que variou entre 18 e 32 %, e a relação molar cálcio enxofre (Ca/S) que variou entre 0 e 2. A quantificação das emissões de NO_x foi realizada em condições de regime estacionário através da técnica de detecção por infravermelho não dispersivo (NDIR). Perfis de temperatura e pressão foram medidos durante a realização dos experimentos. A combustão foi mantida a uma temperatura média do *riser* de 840 °C e velocidade superficial do gás próxima de 9 m.s⁻¹. Utilizou-se um Delineamento Composto Central Rotacional (DCCR) para o planejamento dos experimentos mediante determinação das variáveis de influência e seus limites de operação. Um total de treze experimentos foram realizados, sendo onze deles relativos ao planejamento experimental. A influência do parâmetro relação molar Ca/S foi mais significativa quando comparada à influência do excesso de ar. O aumento da razão Ca/S provocou acréscimo nas emissões de NO_x, enquanto a redução do excesso de ar provocou a diminuição das emissões. Os resultados obtidos nesta pesquisa apontam para uma região de otimização, buscando-se a minimização das emissões de NO_x que pode ser alcançada pela utilização de valores baixos de excesso de ar (18 %) e relação Ca/S de 0,6, uma vez que para relações maiores, a emissão de SO₂ foi praticamente nula, destacando o elevado poder de remoção do enxofre por este calcário.

Palavras Chave

Emissões de NO_x, Leito Fluidizado Circulante, Combustão, Carvão Mineral, Calcário Dolomítico.

Abstract

MORITA, Eugênio de Souza. *Experimental Study of NO_x Emissions from Brazilian Mineral Coal Combustion in Fast Fluidized Bed*, Campinas: School of Mechanical Engineering, University of Campinas, 2009. 205 p. Master degree.

This work reports an experimental study concerning NO_x emissions from brazilian coal combustion with limestone addition in circulating fluidized bed as a function of operational parameters excess air (18 to 32 %) and Ca/S molar ratio (0 to 2). The NO_x concentration was achieved at steady state operation through a non-dispersive infrared (NDIR) detection technique. Profiles of temperature and pressure were measured. Bed temperature around 840 °C and superficial gas velocity around 9 m.s⁻¹ were conditions maintained at the experiments. Central Composite Rotational Design has been used for planning the experiments according to the knowledge of influence variables on combustion process and its operational limits. A total of thirteen experiments were carried out. The influence of Ca/S molar ratio on NO_x emissions was greater than air excess influence. Increasing Ca/S molar ratio it was observed tha NO_x emissions also rise, meanwhile decreasing air excess factor leds a reduction on NO_x emissions. Results pointed to a optimizing area, seeking to minimize NO_x concentrations that can be achieved with low air excess (18 %) and Ca/S molar ratio of 0.6, since for larger ratios, the SO_x emissions was insignificant, highlighting the limestone's high efficiency to sulfur capture.

Key Words

NO_x Emissions, Circulating Fluidized Bed, Combustion, Mineral Coal, Limestone.

ÍNDICE

LISTA DE FIGURAS	xiii
LISTA DE TABELAS	xv
NOMENCLATURA	xvi
 Capítulo 1	 1
1 INTRODUÇÃO	1
1.1 Motivação à pesquisa	3
1.2 OBJETIVOS	4
1.3 APRESENTAÇÃO DO TRABALHO	5
 Capítulo 2	 6
2 ESTADO DA ARTE	6
2.1 Introdução	6
2.2 Características de leitos fluidizados	8
2.2.1 Fluidodinâmica da fluidização	11
2.2.2 Válvula L	13
2.2.3 Temperatura de operação em combustores de leito fluidizado	15
2.2.4 Transferência de calor	15
2.2.5 Perfil de temperatura e seu efeito na região de retorno de sólidos	16
2.3 Leito Fluidizado Rápido	16

2.3.1	Características de leitos fluidizados rápidos	17
2.3.2	Transição para a fluidização rápida.	18
2.3.3	Perfil axial de porosidade	19
2.3.4	Modelo de escoamento central anular	21
2.4	Combustão de carvão em leito fluidizado	22
2.5	Emissão de óxidos de nitrogênio	29
2.5.1	Efeito da adição de calcário	37
2.5.2	Combustão estagiada	38
2.5.3	Emissão de óxido nitroso	40
2.6	Trabalhos anteriores desenvolvidos no combustor de leito fluidizado circulante do Laboratório de Processos Térmicos e Engenharia Ambiental (PROTEA) do DETF/FEM/UNICAMP	43
Capítulo 3		45
3	METODOLOGIA EXPERIMENTAL	45
3.1	Descrição do combustor com leito fluidizado rápido	45
3.2	Características do sistema experimental	49
3.2.1	Sistemas de pré-aquecimento do ar	50
3.2.2	Alimentador	51
3.2.3	Ar de combustão e fluidização	54
3.2.4	Resfriamento dos gases de combustão	55
3.2.5	Remoção das cinzas volantes	56
3.2.6	Válvulas solenóides	57
3.2.7	Analisadores de gás	58
3.2.8	Aquisição de dados	59
3.3	Reformas e adequação de componentes do LFC	60
3.4	Caracterização do material alimentado ao leito	61
3.4.1	Carvão mineral	61
3.4.2	Calcário dolomítico	65
3.4.3	Areia quartzosa	66

3.5	Planejamento experimental	68
3.5.1	Variáveis do planejamento	69
3.5.2	Planejamento dos experimentos	69
3.6	Procedimentos experimentais	73
3.6.1	Limpeza e verificação da instrumentação do combustor LFC	74
3.6.2	Preparação da mistura	74
3.6.3	Coleta de dados	75
3.7	Determinação da descarga estequiométrica de ar/combustível	75
3.8	Determinação da relação molar Ca/S	77
3.9	Determinação da descarga da mistura combustível	78
3.10	Determinação da taxa de recirculação de sólidos	78
3.11	Determinação do excesso de ar	79
Capítulo 4		80
4	RESULTADOS E DISCUSSÃO	80
4.1	Perfil de pressão estática	80
4.2	Perfil de temperatura	84
4.3	Taxa de recirculação de sólidos	87
4.4	Obtenção do modelo para a emissão de NO _x baseado nos resultados de RAMÍREZ (2007)	87
4.5	Emissão de gases O ₂ , CO e NO _x	91
4.6	Análise da influência do parâmetro Ca/S nas emissões de NO _x	92
4.7	Análise da influência do parâmetro excesso de ar nas emissões de NO _x	95
4.8	Eficiência de conversão de carbono	96
4.9	Considerações finais	96
Capítulo 5		99
5	CONCLUSÕES E SUGESTÕES	99
6	REFERÊNCIAS	103

7	BIBLIOGRAFIA	113
8	APÊNDICES	114
APÊNDICE I	PROCEDIMENTO DE PARTIDA DO COMBUSTOR LFC	114
APÊNDICE II	PROCEDIMENTO PARA AQUISIÇÃO DE DADOS	118
APÊNDICE III	PROCEDIMENTO DE LIMPEZA	120
APÊNDICE IV	PROCEDIMENTO PARA CALIBRAÇÃO HORIBA	121
APÊNDICE V	REAÇÃO DE COMBUSTÃO DO CARVÃO	135
APÊNDICE VI	NORMA ASME MFC-14M-2003	139
APÊNDICE VII	PLANILHAS DOS TESTES EXPERIMENTAIS	141
9	ANEXOS	181
ANEXO A	Bocal divergente (avarias)	181
ANEXO B	Bocal divergente	181
ANEXO C	Válvula de amostragem de sólidos - modificação	182
ANEXO D	Válvula de amostragem de sólidos - desenho técnico - flange	182
ANEXO E	Válvula de amostragem de sólidos – vista 3D	183
ANEXO F	Areia SAND JL 40 – análise granulométrica – ESALQ	184
ANEXO G	Areia SAND JL 40 – distribuição granulométrica	185
ANEXO H	Cinzas volantes - análise elementar CHN - Central Analítica – Instituto de Química – UNICAMP	186

LISTA DE FIGURAS

1-1 Produção Mundial de Energia Elétrica por fonte (BEN, 2006)	4
2-1 Esquema típico de um sistema de leito fluidizado circulante	9
2-2 Curvas típicas de um leito fluidizado de partículas	12
2-5 Válvulas não mecânicas mais comuns (adaptado de GRACE, 1997)	15
2-6 Leito fluidizado rápido com aglomerados sólidos que se movem para cima e para baixo em uma fase dispersa e diluída de partículas (adaptado de BASU, 2006).	17
2-7 Representação esquemática dos diferentes regimes de fluxo gás-sólido através da coluna vertical (adaptado de BASU, 2006).	19
2-8 Perfil axial da porosidade do leito operando com partículas de FCC para diferentes inventários de sólidos (adaptado de BASU, 2006).	19
2-9 Perfil de pressão no “loop” de um LFC. A linha tracejada indica o perfil de pressão sobre condição de elevada taxa de recirculação (adaptado de MATSEN, 1988)	20
2-10 Estrutura centro-anular de um LFC (adaptado de REH, 1971)	21
2-11 Estágios de combustão de uma partícula de carvão (adaptado de HOWARD, 1989).	22
2-12 Efeito da temperatura de combustão sobre a demanda de adsorvente para uma dada eficiência de captura de enxofre (adaptado de BASU, 2006)	26
2-13 Ilustração da formação do sulfato de invólucro impenetrável a partir da captura de enxofre em um leito fluidizado (adaptado de GRACE, 1987)	28
2-14 Aumento das emissões de NO _x com o excesso de ar de acordo com as temperaturas de combustão (adaptado de BASU, 2006)	30

2-15 Importância relativa de diferentes caminhos na formação e redução de óxidos de nitrogênio (adaptado de BASU, 2006).	33
2-16 Constantes de equilíbrio das reações envolvendo a formação e destruição de nitrogênio em função da temperatura (adaptado de SVODOBA <i>et al.</i> , 2000)	36
2-17 Emissões de N ₂ O e NO _x em função da temperatura de combustão em um LFC queimando carvão betuminoso de baixa concentração de voláteis. Os resultados são mostrados para dois valores de excesso de ar ($\phi=30\%$ e 270%) (BASU, 2006).	42
3-1 Combustor de Leito Fluidizado Circulante	46
3-3 Circuito principal do sistema LFC (adaptado de RAMÍREZ, 2007)	50
3-4 Pré aquecedor a GLP do ar de combustão	51
3-5 Alimentador de sólidos	53
3-6 Injetor pneumático	53
3-7 Torre de resfriamento Figura 3-8 Trocadores de calor	55
3-11 Esquema da linha de amostragem do gás de combustão (RAMÍREZ, 2007)	59
3-12 Delineamento Composto Central Rotacional (DCCR)	71
3-13 Fluxograma das etapas de um teste de combustão	73
4-1 Perfil de pressão estática em regime permanente - teste 8	83
4-2 Perfil de temperatura - teste 8	84
4-3 Perfil de temperatura no <i>riser</i> em regime permanente – teste 8	86
4-4 Valores experimentais <i>versus</i> valores previstos pelo modelo para emissão de NO _x a 6 % de O ₂	89
4-5 Diagrama de Pareto dos efeitos padronizados para emissão de NO _x a 6% de O ₂	90
4-6 Superfície de resposta para emissão de NO _x a 6 % de O ₂	93
4-7 Curva de contorno para emissão de NO _x a 6 % de O ₂	94
4-8 Problema de otimização operacional de um LFC (adaptado de LYNKFELT <i>et al.</i> , 1997)	97

LISTA DE TABELAS

2-1 Comparação dos principais parâmetros de operação para diferentes sistemas de combustão de carvão (adaptado de GRACE, 1997)	8
2-2 Concentrações de poluentes pós-fornalha (adaptado de GRACE, 1997)	24
2-3 Quadro comparativo de emissão e custos para cada tecnologia de combustão (adaptado de GRACE, 1997)	29
2-4 Reações de formação de compostos nitrogenados a partir de nitrogênio combustível (ÅMAND e LECKNER, 1988)	35
2-5 Faixas típicas das constantes de taxa para reações catalíticas de NH_3 e HCN a 827°C	37
3-1 Características do carvão mineral CE-4500	62
3-2 Distribuição granulométrica e diâmetro médio do carvão mineral CE-4500	63
3-3 Composição química do carvão CE-4500	64
3-4 Análise imediata do carvão CE-4500	65
3-5 Composição química do calcário dolomítico	65
3-6 Distribuição granulométrica e diâmetro médio do calcário	66
3-7 Distribuição granulométrica e diâmetro médio da areia	68
3-8 Valores utilizados no DCCR para duas variáveis	71
3-9 Matriz codificada do DCCR	72
4-1 Pressão manométrica ao longo do circuito principal	82
4-2 Temperatura média do <i>riser</i>	85
4-3 Concentrações de O_2 , CO e NO_x medidas nos testes de combustão de RAMÍREZ (2007)	88
4-4 Valores estimados para emissão de NO_x a 6 % de O_2	91
4-5 Valores das concentrações de O_2 , CO e NO_x e valores corrigidos para 6% de O_2	92

NOMENCLATURA

Letras Latinas

A – área da seção transversal	[m ²]
Ca/S – relação molar cálcio/enxofre	[-]
d_i – diâmetro interno	[m]
d_{in} – diâmetro do inerte	[m]
d_{sv} – diâmetro médio de <i>Sauter</i>	[μm]
g – constante gravitacional	[m.s ⁻²]
G_s – taxa de recirculação	[kg.m ⁻² .s ⁻¹]
h – altura do <i>Riser</i>	[m]
I_s – Inventário	[kg]
m – massa	[kg]
<i>ṁ</i> - descarga	[kg.h ⁻¹]
MM – massa molar	[kg.kmol ⁻¹]
P – pressão	[kg.m ⁻¹ .s ⁻²]
rmas – relação mássica	[-]
R_{ar/comb} – razão ar/combustível em massa	[-]
U – Velocidade do gás	[m.s ⁻¹]
x – fração mássica	[-]

Letras Gregas

ε - fração de vazios	[-]
α - nível codificado	[-]
ρ - massa específica	[kg.m ⁻³]
γ - número de variáveis	[-]
φ – excesso de ar	[%]
χ - fração volumétrica	

Δ - diferencial

Símbolos

Ø - diâmetro interno

[m]

Superescritos

est – estequiométrica

med – medido experimentalmente

p – referente à peneira

ref – corrigido na base de referência

Subscritos

a - ar

c – choque

carv - carvão

ch – choque

cir - circunscrito

Ca – Cálcio

CO – monóxido de carbono

dc - *downcomer*

dol – dolomita

dolcarv – dolomita/carvão

e – energia elétrica

f - fluidização

g – gás

ins – inscrito

int – interno

ips – injetor pneumático de sólidos

L – válvula L

mf – mínima fluidização

mist – mistura carvão e dolomita

NO_x – óxidos de nitrogênio (NO + NO₂)

O₂ – oxigênio

p – partícula

r – *riser*

sc – sólidos coletados

sv – *Sauter*

S - Enxofre

t - terminal

Abreviações

ASME – *American of Society of Mechanical Engineers*

ASTM – American Society for Testing and Materials

BEN – Balanço Energético Nacional
BFB – *Bubbling Fluidized Bed*
B&W – *The Babcock & Wilcox Company*
CFB – *Circulating Fluidized Bed*
CFBC – *Circulating Fluidized Bed Combustor*
DETF – Departamento de Engenharia Térmica e de Fluidos
EUA – Estados Unidos da América
FFB – *Fast Fluidized Bed*
FCC – *Fluid Catalytic Cracking*
GLP – Gás Liquefeito de Petróleo
MME – Ministério de Minas e Energia
PC – *Pulverized Coal*
tep – tonelada equivalente de petróleo
TD – Teste Definitivo
U. S. DOE – United States Department of Energy

Capítulo 1

1 INTRODUÇÃO

A crescente demanda mundial por energia ocasiona impactos ao ambiente, seja ela oriunda das mais diversas formas de obtenção. No cenário mundial, o carvão mineral forneceu $\frac{1}{4}$ da energia total disponibilizada para consumo em 2004, segundo o Balanço Energético Nacional (BEN) de 2006. De 1973 até 2004, a participação dessa fonte na produção mundial de energia permaneceu constante e representa por volta de 70% dos recursos de combustíveis fósseis do mundo (FRANCO e DIAZ, 2008). A busca por uma melhor eficiência de combustão aliada com um baixo impacto ambiental são metas para a próxima geração de plantas que utilizam o carvão mineral como combustível para a produção de energia.

O leito fluidizado circulante (LFC) é uma evolução do leito fluidizado que é particularmente adequado à combustão de carvão em função dos elevados níveis de eficiência de conversão do carbono e dos níveis reduzidos de emissões de poluentes atmosféricos, conforme demonstrado nos trabalhos de LYNGFELT *et al.*(1997), LIU e GIBBS (1998), OKA *et al.* (2007), SHUYAN *et al.* (2007) e FRANCO e DIAZ (2008). Outras características de um *circulating fluidized bed combustor* (CFBC) são a flexibilidade quanto ao uso de combustíveis, elevadas velocidades de fluidização e taxa de recirculação, temperaturas de combustão constantes, possibilidade de injeção de ar secundário e adição de adsorventes como o calcário para a redução dos níveis de emissão de NOx e para adsorção de enxofre presente no combustível, reduzindo as emissões de SO₂, respectivamente.

No Brasil, as termelétricas que utilizam o carvão mineral para a produção de energia elétrica concentram-se na região sul, onde também se localizam as jazidas desse combustível, em particular no estado de Santa Catarina. Pelo conhecimento geológico das reservas identificadas nesse estado, o carvão incentivou a exploração de tecnologias modernas em escala economicamente viáveis.

No estado do Rio Grande do Sul consolidou-se o conhecimento de grandes reservas na localidade de Candiota em 1950, com carvão de baixa qualidade, porém de menor custo de exploração. Tem-se a usina termelétrica Presidente Médici, localizada no município de Candiota – RS com capacidade instalada de 446 MW, São João Jerônimo no município de São Jerônimo – RS com capacidade final de 20 MW, a Nova Usina Termelétrica de Porto Alegre NUTEPA localizada na área metropolitana de Porto Alegre – RS, todas pertencentes à Companhia de Geração Térmica de Energia Elétrica CGTEE – Sistema Eletrobrás (MME, 2009). Outras usinas de importância significativa são as de Jacuí no município de Charqueada – RS e a termelétrica Jorge Lacerda, no município de Tubarão – SC, sob administração da empresa Tractebel Suez, sendo a maior termelétrica da América Latina, com uma capacidade de produção de 854 MW (LEITE, 2007).

No cenário mundial, particularmente nos Estados Unidos da América (EUA), o carvão mineral constitui-se uma fonte de obtenção de energia de grande aplicação. Um quarto das reservas mundiais de carvão encontra-se nos EUA e fornecem mais da metade de toda a energia elétrica consumida pelos americanos (U.S. DOE, 2009).

Na cidade de Lagisza, Polônia, está sendo construída a primeira usina CFBC com vapor gerado à condições super críticas com capacidade de 460 MW e eficiência térmica próximos de 40% (POWER, 2009). Em países como Alemanha, África do Sul, Canadá, China Indonésia, Japão, Reino Unido e Rússia, a utilização de termelétricas movidas a carvão é amplamente presente na produção e oferta de energia elétrica.

A combustão de combustíveis fósseis em leito fluidizado circulante teve um desenvolvimento rápido durante a década de setenta. Esta tecnologia juntamente com adição de

adsorventes, como o calcário, permite que os diferentes tipos de carvão mineral, cada um com sua composição característica e teor elevado de enxofre e cinzas, sejam queimados de uma maneira mais limpa. Esse tipo de combustão com leito circulante se constitui em uma tecnologia relativamente nova para uma grande variedade de combustíveis, entre eles biomassas e xisto. Esta tecnologia tem algumas vantagens sobre leitos borbulhantes, tais como eficiências mais elevadas da combustão e um controle mais eficaz das emissões de SO₂ e NO_x (DUTKIEWICZ, 1983, BERGE, 1988, ISHIZUKA, 1988).

1.1 Motivação à pesquisa

De acordo com o Balanço Energético Nacional de 2008, ano base 2007, o carvão mineral no Brasil teve uma participação de 6,2 % na Matriz Energética, apresentando crescimento quando comparada com a participação em 2006 que foi de 6,0 %.

A oferta interna de energia, a qual compreende a energia que é disponibilizada para ser transformada ou para consumo final contabilizando as perdas na distribuição, foi de 14,8 toneladas equivalentes de petróleo (tep), contra 13,6 tep de 2006 contabilizando o terceiro maior crescimento, perdendo apenas para o crescimento das outras fontes renováveis (11,8 %) e produtos da cana-de-açúcar (17,1 %).

Mundialmente, o carvão mineral continua sendo o combustível de maior utilização para geração de energia, segundo o gráfico de oferta mundial de energia por fonte, publicado no BEN de 2006 (Figura 1-1).

A tonelada equivalente de petróleo é uma unidade de energia de referência, correspondendo à quantidade de energia contida em uma tonelada de petróleo padrão. Equivale a 10.000 Mcal, não sendo equivalente à energia contida no petróleo médio processado no país.

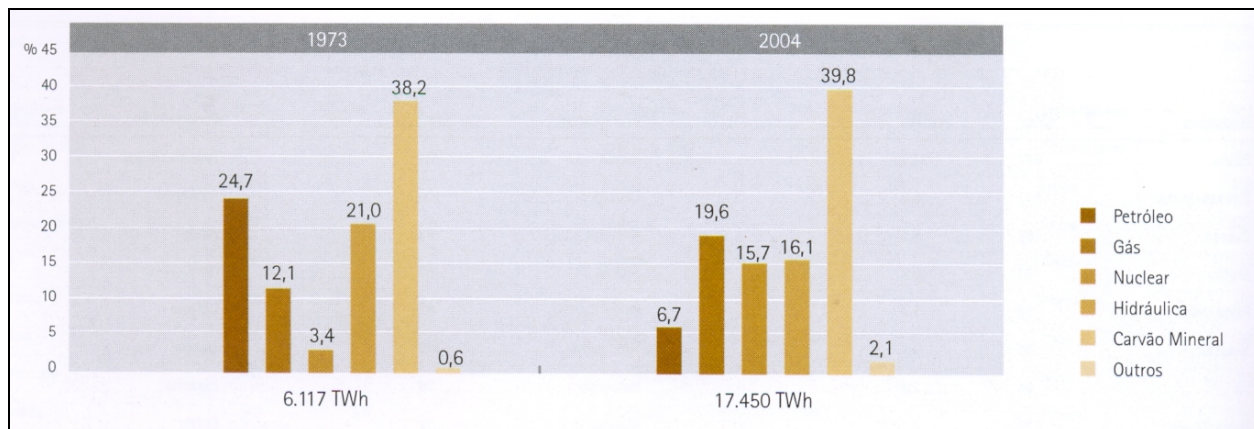


Figura 1-1 Produção Mundial de Energia Elétrica por fonte (BEN, 2006)

Este trabalho pretende contribuir para o entendimento dos fenômenos envolvidos na emissão de óxidos de nitrogênio no processo de combustão de carvão mineral em leito fluidizado circulante, assim como levantar dados de interesse a estudos de modelagem matemática em tais sistemas.

1.2 OBJETIVOS

Esta pesquisa tem como objetivo principal:

- Determinar as emissões de óxidos de nitrogênio no processo de combustão de carvão mineral brasileiro em leito fluidizado circulante em função das variáveis: excesso de ar e razão Ca/S, utilizando calcário dolomítico como adsorvente:

Para este propósito, as seguintes etapas foram desenvolvidas:

- 1 Revisão do estado da arte sobre combustão de carvão em leito fluidizado e emissões de óxido de nitrogênio em processos de combustão;
- 2 Participação em disciplinas que abordassem tópicos de interesse como fluidização, combustão e planejamento experimental;
- 3 Realização do planejamento experimental considerando as variáveis a serem estudadas;

- 4 Adequação do sistema experimental e estudo da operação dos instrumentos de análise dos gases de combustão;
- 5 Levantamento do perfil de porosidade de leitos fluidizados circulantes;
- 6 Caracterização dos materiais particulados usados nos experimentos;
- 7 Realização de cálculos envolvendo estequiometria da combustão;
- 8 Realização dos experimentos de forma aleatória, conforme recomendação do método de planejamento;
- 9 Analisar o efeito das variáveis estudadas sobre o processo e comparar com dados publicados na literatura.

1.3 APRESENTAÇÃO DO TRABALHO

Este trabalho foi organizado em 5 capítulos, sendo:

Capítulo 1: Introdução ao tema de estudo e objetivos;

Capítulo 2: Revisão da literatura sobre combustão de carvão em leito fluidizado circulante e emissões de óxidos de nitrogênio em combustores com leito fluidizado;

Capítulo 3: Descrição dos materiais e métodos com apresentação do sistema experimental, planejamento dos testes experimentais;

Capítulo 4: Apresentação, interpretação dos resultados experimentais e comparação com dados da literatura;

Capítulo 5: Conclusão e sugestões para futuros trabalhos.

Após esses capítulos estão relacionadas as referências e bibliografias consultadas, os apêndices e anexos referentes a etapas desenvolvidas no decorrer deste trabalho.

Capítulo 2

2 ESTADO DA ARTE

Este capítulo apresenta fundamentos da combustão de carvão em leito fluidizado circulante, suas principais características, além de aspectos fluidodinâmicos do regime de fluidização rápida. Foi realizado o levantamento bibliográfico de artigos relacionados à combustão e emissão de óxidos de nitrogênio, visando o embasamento teórico sobre esses assuntos, assim como a futura comparação dos resultados obtidos neste trabalho.

2.1 Introdução

A aplicação da fluidização tendo como finalidade a geração de energia teve seu início em 1921 com a demonstração do processo de gaseificação em leito fluidizado realizada por Fritz Winkler na Alemanha. Desde então, a tecnologia da fluidização tem sido utilizada de forma crescente nos mais diferentes processos envolvendo sólidos particulados. Dentre esses processos destacam-se: combustão, gaseificação, secagem, recobrimento de partículas, aquecimento e resfriamento de partículas, craqueamento do petróleo e diversas reações de síntese (BASU, 2006). A demonstração de Winkler, juntamente com relatos de outros pesquisadores levou ao surgimento e contínuo desenvolvimento do leito fluidizado borbulhante (LFB) ou *bubbling fluidized bed* (BFB) para combustão e gaseificação. O primeiro gaseificador LFB possuía 12 m² de seção transversal, o qual ainda representa uma escala elevada para os padrões atuais de gaseificadores com leito borbulhante.

O leito fluidizado circulante (LFC) ou *circulating fluidized bed* (CFB) teve seu início em 1938, quando Warren Lewis e Edwing Gilliland conceberam um novo processo gás-sólido no *Massachusetts Institute of Technology*, na tentativa de encontrarem um processo apropriado para o craqueamento catalítico. Surgiu assim o leito fluidizado rápido (LFR) ou *fast fluidized bed* (FFB).

A aplicação inicial do LFC ficou restrita inicialmente à indústrias petroquímicas no processo de craqueamento catalítico, não atendendo ao campo da combustão e gaseificação. Porém, Lurgi foi quem encontrou no LFC uma excelente técnica para operação de sólidos finos sujeitos a velocidades elevadas.

A primeira caldeira a operar com LFC, projetada especialmente para atender a uma planta de potência, foi construída na Alemanha em 1982, com capacidade total de 84 MW através da queima de carvão pulverizado na presença de calcário.

Na Finlândia, o grupo Ahlstrom iniciou a construção de um combustor borbulhante no final dos anos 60. Na tentativa de melhorar o desempenho da unidade, foi introduzido um ciclone ao sistema para a coleta dos sólidos finos arrastados e seu posterior retorno ao leito. A evolução do leito fluidizado se concretizou com a construção de um queimador com LFC pela empresa, o primeiro em escala comercial, com capacidade de 15 MW. Inicialmente os combustores circulantes produzidos pela Ahlstrom eram multi-combustíveis, incluindo carvão, restos de madeira e cavaco de madeira. Mais tarde, os combustores foram projetados principalmente para a queima de carvão (BASU, 2006).

A aplicação de leito fluidizado circulante é significativa em sistemas de combustão de pequeno porte e de incineradores com capacidade de até 300 MW. O combustor de leito fluidizado circulante (CLFC) ou *Circulating Fluidized Bed Combustor* (CFBC) ganhou popularidade no final dos anos 70 em função de suas características vantajosas em relação à emissão de poluentes atmosféricos (GRACE *et al.*, 1997).

2.2 Características de leitos fluidizados

Uma notável característica dos sistemas de leito fluidizado reside em queimar combustíveis de baixa qualidade com emissões reduzidas de NO_x e, além disso, poder acrescentar simultaneamente calcário na mistura de combustível para capturar o enxofre. GRACE (1997) e BASU (2006) apresentam os principais parâmetros de operação para diferentes tipos de leito de combustores de carvão (Tabela 2-1). Essas tabelas indicam que a combustão de carvão em LFC é particularmente vantajosa para a redução das emissões de óxidos de nitrogênio.

Tabela 2-1 Comparação dos principais parâmetros de operação para diferentes sistemas de combustão de carvão (adaptado de GRACE, 1997)

Comparação de parâmetros chaves de operação para sistemas de combustão de carvão				
	Sistema Borbulhante	Sistema Circulante	Sistema Pulverizado	Sistema c/ grelha
Velocidade superficial do gás [m/s]	1,5 – 3	3 - 8,5	4 – 6	1 – 2
Queda de pressão no leito [mmH₂O]	80 - 100	40 - 70	NA	NA
Diâmetro da tubulação de alimentação do carvão [mm]	0 – 6	0 – 6	<0,01	6 – 32
Altura do leito ou da região de queima do combustível [m]	1 – 2	10 – 30	27 – 45	0,2
Tamanho médio de partícula [mm]	0 – 6	0 – 6	<0,1	6 - 32
Coeficiente de troca de calor leito superfície [W/m²K]	300	120	NA	NA
Taxa de arraste de partículas [kg/m²s]	0,1 - 1	10 - 40	NA	NA
Excesso de ar [%]	20 - 25	10 - 20	15 - 30	20 - 30
Emissão de NO_x [ppm_v]	100 - 400	50 - 200	400 - 600	400 - 600
Eficiência de combustão [%]	90 – 96	85 – 99,5	99-99,5	85 – 90
Taxa de calor liberado na grelha MWth/m²	0,5 – 1,5	3 – 5	4 – 6	0,5 – 1,5
Adsorção de SO₂ [%]	80 – 90	80 – 90	-	-

NA – indica que a estrita comparação não é aplicável

No processo gás-sólido em um leito fluidizado circulante, partículas sólidas entram na coluna principal ou *riser*, onde encontram um fluxo de ar ascendente que as transporta em direção ao ciclone. Nesse dispositivo, as partículas são separadas da corrente de gás, retornando ao fundo do *riser* através de uma válvula de recirculação. Forma-se assim um ciclo, onde as partículas ficam circulando até que atinjam, em função das reações químicas ou em função do atrito no interior do sistema, um diâmetro inferior ao diâmetro de corte do ciclone quando deixam o sistema juntamente com o fluxo gasoso. As partículas que não são arrastadas pelo fluxo de gás

permanecem no fundo do reator, gerando uma concentração de sólidos elevada na região interior do *riser* (BASU, 2006). A Figura 2-1 mostra o esquema típico de um leito fluidizado circulante, com setas indicando os principais componentes do circuito.

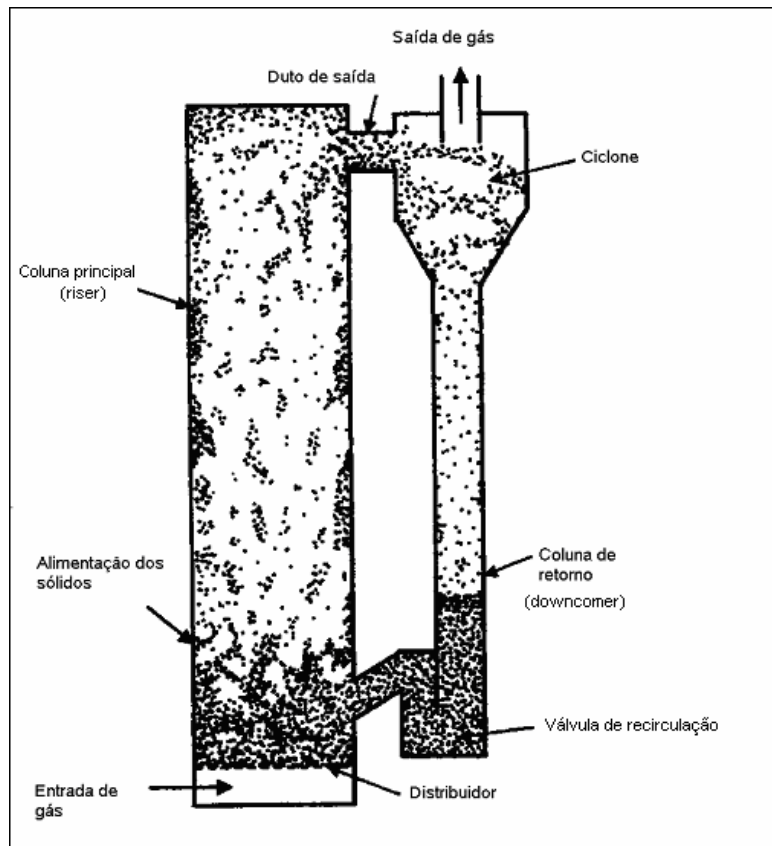


Figura 2-1 Esquema típico de um sistema de leito fluidizado circulante (adaptado de YANG, 2003)

As partículas podem circular pelo reator várias vezes enquanto que o fluido atravessa o *riser* apenas uma vez. A operação, a elevada velocidade superficial do gás no *riser* (valores típicos de 2 a 12 m.s^{-1}) e o elevado fluxo de partículas (10 a 1000 $\text{kg.m}^{-2}.\text{s}^{-1}$) fazem com que não seja visualizada distinção de interface no *riser* entre leito denso e região superior diluída.

O termo leito fluidizado circulante foi também usado para sistemas bifásicos sólido-líquidos e trifásicos gás-sólido-líquido. Entretanto, predominantemente o interesse maior continua a ser o sistema bifásico gás-sólido (RAMÍREZ, 2007).

As variáveis para operação comercial de leitos fluidizados circulantes, incluindo leitos densos e diluídos, usualmente encontram-se nas seguintes faixas (YANG, 2003):

- Velocidade superficial do gás: $2\text{-}12\text{ m.s}^{-1}$;
- Fluxo líquido de sólido através do riser: $10\text{-}1000\text{ kg.m}^{-2}\text{s}^{-1}$;
- Temperatura: $20\text{-}950\text{ }^{\circ}\text{C}$
- Pressão: $100\text{-}2000\text{ kPa}$;
- Diâmetro médio da partícula: $50\text{-}500\text{ }\mu\text{m}$;
- Altura total do leito: $15\text{-}40\text{ m}$.

Vantagens citadas desse tipo de leito em comparação com leitos borbulhantes e outro tipos de contato gás-sólido são:

- Vazões de gás elevadas;
- Tempo de residência das partículas longo e controlável;
- Temperatura uniforme;
- Flexibilidade na operação com partículas de diferentes tamanhos, densidades e geometrias;
- Contato efetivo entre gás e partículas;
- Poder substancial de mistura das partículas sólidas;

Entre as desvantagens são citadas:

- Necessidade de uma estrutura com comprimento elevado: pequenas escalas de leito são raramente viáveis;
- Superfícies internas sofrem desgaste em função do atrito;
- Transferência de calor local entre emulsão e parede é menos favorável em relação à regimes operando em baixas velocidades de fluidização;
- Gradientes radiais de concentração podem ser considerados;
- Elevado grau de atrição e quebra das partículas;

- Perda de partícula devido ao arraste (exigência de alta eficiência do ciclone).

A menor transferência de calor emulsão-parede em leitos circulantes deixa de ser considerada uma desvantagem na medida em que pode ser compensada com o uso de uma superfície ou volume maior para troca de calor. Já a perda de partícula devido ao arraste depende da eficiência do ciclone em reter as partículas oriundas da coluna principal e conduzi-las à coluna de retorno.

O combustor com leito borbulhante apresenta uma maior área transversal e a presença de tubos para a troca de calor. O combustor com leito fluidizado circulante apresenta menor área transversal e maior altura da coluna, com a finalidade de proporcionar tempo de residência e transferência de calor adequados. Nesse tipo de fornalha, a transferência de calor ocorre pela superfície que se apresenta como uma parede de água vertical, visando minimizar a erosão.

O ar primário, entre 30 e 100 % do total, entra através de uma placa distribuidora na base da fornalha para uma zona denominada primária. Ar secundário é injetado a uma distância um pouco acima do ar primário. Em alguns sistemas, onde a minimização dos índices de NO_x é um parâmetro de importância, um terceiro ar é introduzido na fornalha. Os gases combinados sobem pela coluna principal juntamente com a carga de sólidos e com velocidade entre 5 e 8,5 m.s⁻¹. Razões de massa sólido:gás variam de 3:1 a 30:1, na saída da fornalha de tais sistemas. O volume de gás e sólidos misturados passam através de um separador de partículas, um ciclone, que transporta as partículas para a coluna de retorno. Sólidos acumulados na coluna de retorno voltam ao combustor por um processo normalmente controlado através de uma válvula de recirculação não mecânica tipo L, J ou selo reverso (GRACE, 1997).

2.2.1 Fluidodinâmica da fluidização

Quando um fluido em sentido ascendente passa através de um leito de partículas sólidas, uma quantidade muito pequena de gás passa a ocupar os espaços vazios entre as partículas sem causar grandes efeitos no leito, caracterizando a condição de leito fixo. Aumentando-se um pouco mais a velocidade do gás de fluidização a uma condição intermediária, o leito se expande e

algumas partículas se desprendem da camada do leito de sólidos, sendo então suportadas devido à força de arraste exercido pelo fluido. Esse leito agora expandido possui algumas características de fluido e passa a se chamar leito fluidizado. Na Figura 2-2 é apresentado o diferencial de pressão no leito e altura do leito em função da velocidade do gás de fluidização. A linha A representa o aumento da velocidade de fluidização até o ponto em que a queda de pressão no interior do leito é suficiente para suportar o peso das partículas; após o ponto B, aumentando-se ligeiramente a velocidade de fluidização as partículas tornam-se livres e a queda de pressão no leito é devido ao peso das partículas sólidas. Essa condição, representada pelo ponto C, também chamada de ponto de fluidização incipiente, é caracterizada pela velocidade de mínima fluidização U_{mf} e a correspondente fração de vazios ϵ_{mf} ou porosidade do leito. Uma vez fluidizado, o leito de partículas é submetido ao processo de defluidização através de redução da velocidade do gás, fazendo com que as partículas se acomodem de maneira livre e solta, levando a uma nova altura do leito, definida pelo ponto D na Figura 2-2. Por outro lado, a região E denota a permeabilidade do gás no leito de partículas, com a formação de bolhas que se desprendem na superfície do leito, justificando assim a altura variável do leito de partículas.

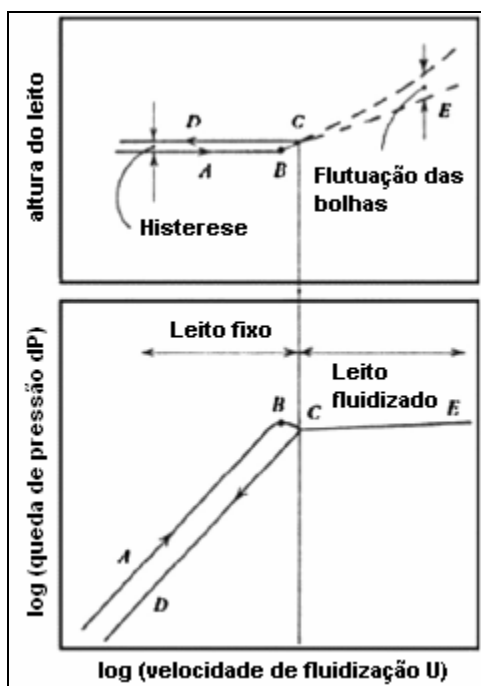


Figura 2-2 Curvas típicas de um leito fluidizado de partículas
(adaptado de RAVELLI *et al.*, 2007)

Os modelos de leito fluidizado consideram a divisão entre fase borbulhante e fase particulada, também chamada de emulsão ou fase densa, o grau de mistura da fase particulada e a transferência de calor entre as duas fases (Figura 2-3).

A teoria fluidodinâmica de formação das bolhas e sua movimentação em um leito fluidizado de partículas foram estudados e propostos por DAVIDSON (1963). KUNII e LEVENSPIEL (1991) apresentam uma teoria mais detalhada a respeito da formação das bolhas além de proporem modelos de fluidização, chamada de terceira fase ou fase de “nuvem” (*cloud*). Essa teoria se baseia na velocidade comparativa entre bolha e gás de fluidização. Sendo a velocidade do gás maior que a da bolha, o gás circunda a bolha em sua parte inferior e a deixa pelo topo da bolha (Figura 2-4). Quando a velocidade do gás é menor que a da bolha, o gás circunda a bolha em sua parte superior saindo pela base da bolha.

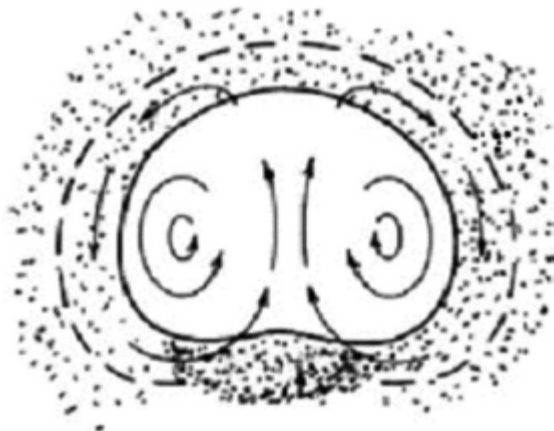


Figura 2-3 Fluxo de gás ao redor da bolha segundo KUNII e LEVENSPIEL (1991).

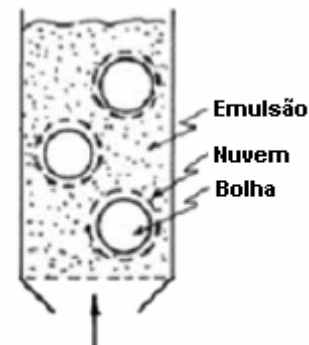


Figura 2-4 Representação das três fases de um leito fluidizado

2.2.2 Válvula L

Segundo KNOWLTON *et al.* (1981), a válvula L, cujo nome está associado à simplicidade de fabricação e também na sua eficiência à transporte de sólidos, é um tipo de válvula não mecânica na qual o sólido é aerado pela injeção de ar perpendicularmente ao fluxo de mistura que compreende sólidos e gases. Existem outros tipos de válvulas não mecânicas, entre elas a de

tipo J (Figura 2-5), as quais operam segundo os mesmos princípios. A diferença primária entre essas válvulas está na forma e na direção em que o sólido é descarregado. Na válvula tipo J a mistura é redirecionada à 180°, invertendo seu sentido de fluxo.

O fluxo de sólidos passa através da válvula não mecânica devido às forças de arraste produzidas pela aeração do gás. Quando essa força de arraste excede a força requerida para deslocar o fluxo de sólidos ao redor da curva tem-se a passagem dos sólidos pela válvula.

Quantidade insuficiente de ar injetado na válvula não mecânica impossibilita o arraste das partículas. Acima da quantidade de gás requerida para se iniciar o fluxo de sólidos, uma quantidade adicional de gás para aeração é introduzida na válvula causando o incremento da taxa de fluxo de sólidos e reduzindo a aeração na válvula, ocasionando o decréscimo do fluxo. De uma forma geral, há uma pequena histerese da aeração versus fluxo de sólidos na curva da válvula não mecânica.

Os sólidos pertencentes aos grupos B e D, na classificação de Geldart, os quais possuem tamanhos médios entre 100 e 5000 μm são os mais adequados para serem arrastados por essas válvulas. No caso de partículas de tamanhos maiores são necessárias quantidades substanciais de fluxo de gás ao redor da curva constrita da válvula, devido a estes tipos de sólidos apresentarem uma pequena área superficial quando comparadas com sólidos de tamanhos mais reduzidos. Nesse caso, a área superficial reduzida está menos disponível para ser arrastada pela força do gás de aeração, inviabilizando um fluxo de partículas através da válvula.

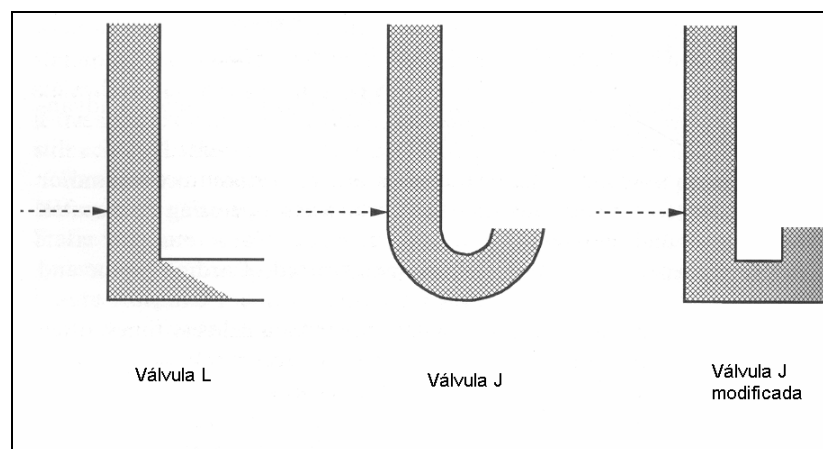


Figura 2-5 Válvulas não mecânicas mais comuns (adaptado de GRACE, 1997)

2.2.3 Temperatura de operação em combustores de leito fluidizado

Combustores de carvão com leito fluidizado normalmente operam em temperaturas entre 750 e 950 °C em função de parâmetros de emissão de poluentes atmosféricos e da eficiência do processo.

Abaixo de 750 °C, a taxa de combustão é baixa, a taxa de sulfatação é também baixa e as emissões de CO e de hidrocarbonetos passam a ser significantes.

Nos combustores de leito fluidizado que utilizam calcário para adsorção do enxofre, temperaturas elevadas limitam a eficiência na captura do enxofre. A adsorção é prejudicada nos casos de sistemas LFC à pressão atmosférica com temperaturas superiores a 850 °C. Também as emissões de NOx aumentam com o incremento da temperatura (GRACE, 1997).

Para uma perfeita e estável operação é preciso evitar a aglomeração de sólidos, ou seja, evitar a sinterização de partículas no interior do leito, seja ela oriunda da aglomeração em pequena quantidade de cinzas ou de outras partículas leves, o que prejudica a fluidização.

O problema da acumulação de partículas sólidas leves no interior do leito e aglomeração de cinzas é minimizado no leito fluidizado circulante, uma vez que em seu interior, o regime de fluxo de sólidos ocorre de maneira turbulenta, ocasionando a quebra dos aglomerados e arraste de finos.

2.2.4 Transferência de calor

A transferência de calor e, conseqüentemente, a temperatura, podem ser modificadas pelo ajuste da razão de ar primário e secundário. Elevadas relações de ar primário/secundário aumentam a velocidade do gás na parte inferior da fornalha, fazendo com que mais sólidos passem para a região superior onde a transferência de calor é maior. A utilização de gás de recirculação em leito borbulhante promove a passagem de maior volume de sólidos na parte

superior do reator, provocando o aumento da taxa de transferência de calor. O gás de recirculação promove o resfriamento do leito e a redução das emissões de NOx. O aumento do excesso de ar também afetará as trocas de calor e, portanto, os coeficientes de transferência de calor.

2.2.5 Perfil de temperatura e seu efeito na região de retorno de sólidos

Os perfis de temperatura uniformes no CFB são garantidos devido às taxas elevadas de recirculação de sólidos. Isso proporciona elevados coeficientes de troca, mantendo a temperatura uniforme em todo o sistema.

A importância do ciclone está além de sua capacidade de poder coletar os sólidos da mistura. LUCAT *et al.* (1993) observaram que a concentração de oxigênio ao redor do ciclone diminuía de 4,8 % na entrada para 3,1 % na saída. Esta redução mostra que o ciclone possui participação também como parte integrante da câmara de combustão.

De uma forma geral, o combustor de leito fluidizado circulante apresenta-se diferentemente de quaisquer outros tipos de combustores. Em sua carga total, obtêm-se perfis de temperatura uniformes por toda a fornalha, além de combustível presente em toda sua extensão. Partículas finas podem ser inflamadas em uma única passagem pelo leito, ou em mais de uma etapa ou ciclo. Sólidos coesivos necessitam de tempo de residência de algumas horas para serem queimados completamente e permanecem por todo o sistema, inclusive no ciclone.

2.3 Leito Fluidizado Rápido

A fluidização rápida caracteriza-se por possuir elevada velocidade gás-sólido de suspensão onde as partículas, elutriadas ou arrastadas pelo gás fluidizante são recuperadas e voltam a base da fornalha a uma taxa suficientemente elevada, provocando assim um determinado grau de refluxo de sólidos que garante um nível mínimo de uniformidade na temperatura da fornalha. Esse é o regime de fluidização normalmente encontrado nos sistemas CFBC.

2.3.1 Características de leitos fluidizados rápidos

O termo leito fluidizado rápido ou *fast fluidized bed* foi introduzido por YERUSHALMI *et al.* (1976), descrito como um regime de transição entre fluidização turbulenta e transporte pneumático. Em um típico leito fluidizado, observa-se a não uniformidade na suspensão de um pequeno aglomerado de partículas se movendo tanto no sentido ascendente como descendente (Figura 2-6)

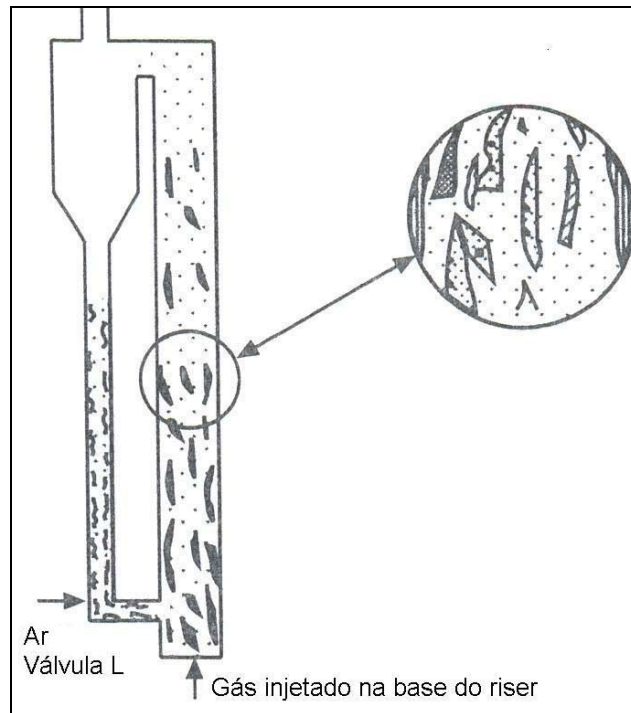


Figura 2-6 Leito fluidizado rápido com aglomerados sólidos que se movem para cima e para baixo em uma fase dispersa e diluída de partículas (adaptado de BASU, 2006).

A elevada velocidade relativa entre o gás e as partículas sólidas, formação e desaglomeração dos conjuntos de partículas e excelente mistura são características principais desse tipo de regime. A variação da densidade de suspensão axial e radial é outro fator físico característico do leito rápido. A formação de aglomerados sólidos não é uma condição adequada para o leito fluidizado rápido, mas um aspecto importante desse regime.

2.3.2 Transição para a fluidização rápida.

No interior do duto vertical, com uma taxa de alimentação constante de sólidos e sob a ação ascendente de elevada vazão de gás, tem-se inicialmente o regime de transporte pneumático. Se a velocidade superficial do gás que atravessa a coluna diminuir (Figura 2-7), sem alteração da taxa de alimentação de sólidos, a queda de pressão por unidade de altura da coluna tende a diminuir devido a redução do atrito do gás com a parede (C-D). Entretanto, a concentração de sólidos na suspensão aumenta com a diminuição da velocidade do gás. Desse modo, a queda de pressão na coluna é totalmente atribuída ao da suspensão arraste gás-sólido, mas podendo existir também uma parcela devido ao atrito parede-gás e gás-sólido. Sobre condições de regime permanente a queda depressão no leito é equivalente ao peso das partículas. Com o contínuo decrescimento da velocidade superficial, o leito se torna denso e a diferença de pressão começa a aumentar (D-E). O ponto reverso (D) marca o início do leito rápido a partir do transporte pneumático.

Se a velocidade superficial diminuir novamente, a concentração de sólidos na coluna aumenta até um ponto onde ocorrerá a sua saturação e o gás será impedido de escoar. Os sólidos começam a se acumular, enchendo a coluna, causando um aumento rápido na pressão. Essa condição (E) é chamada de colapso do leito (*choking*). Em colunas de diâmetro menor, o leito de partículas apresenta movimento pistonado, também chamado de *slugging*, ao passo que em leito de diâmetro maior o regime de fluidização se torna turbulento.

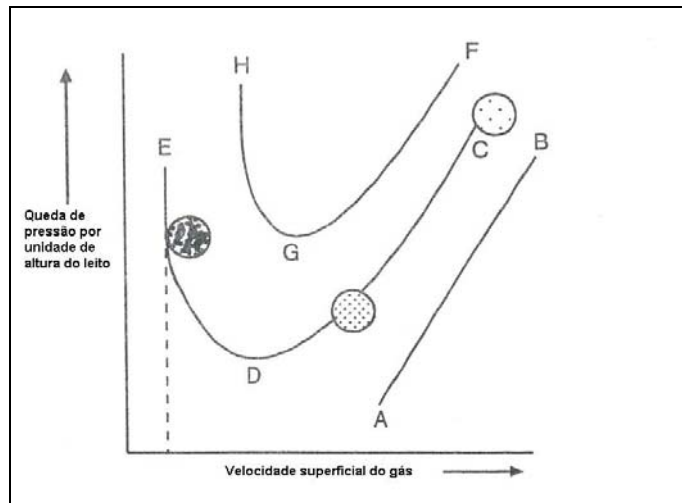


Figura 2-7 Representação esquemática dos diferentes regimes de fluxo gás-sólido através da coluna vertical (adaptado de BASU, 2006).

2.3.3 Perfil axial de porosidade

O leito fluidizado rápido se apresenta de forma não uniforme nas direções axial e radial. Na Figura 2-8, o perfil axial mostrado se refere ao fluido de craqueamento catalítico FCC, *fluid catalytic cracking*.

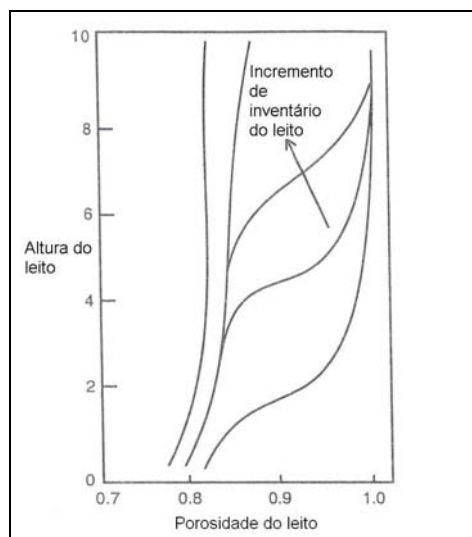


Figura 2-8 Perfil axial da porosidade do leito operando com partículas de FCC para diferentes inventários de sólidos (adaptado de BASU, 2006).

O perfil axial de vazios ou também chamado de porosidade, mostrada na Figura 2-9, mostra um ponto inflexão que representa a separação das regiões densa e diluída do leito rápido.

A seção inferior do leito fluidizado rápido é densa, ou seja, há maior concentração de partículas e isso ocasiona maior diferencial de pressão por unidade de altura do leito (Figura 2-9). Na operação em regime permanente, a pressão em A' é menor que a pressão em F', e o montante de sólido acumulado na válvula L passa do *downcomer* para o *riser*. O perfil de porosidade no LFC é governado pelo balanço de pressão no circuito envolvendo coluna principal, ciclone, coluna de retorno e válvula de recirculação ou “*loop*” conforme mostrado na Figura 2-9.

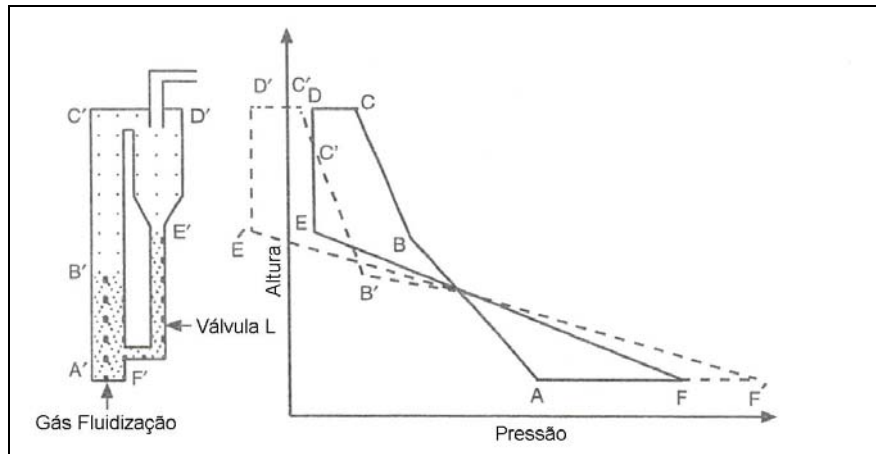


Figura 2-9 Perfil de pressão no “*loop*” de um LFC. A linha tracejada indica o perfil de pressão sobre condição de elevada taxa de recirculação (adaptado de MATSEN, 1988)

Em operação estável, o balanço de pressão completando o ciclo de circulação é escrito como:

$$\Delta P_{F-A} + \Delta P_{A-B} + \Delta P_{B-C} + \Delta P_{C-D} = \Delta P_{D-E} + \Delta P_{E-F} \quad 2-1$$

Aproximações para a fluidodinâmica do leito circulante foram propostas por Davidson (1963), KUNII e LEVENSPIEL (1991) e GELDART (1986), tendo sido apresentados modelos para a previsão da distribuição axial de porosidade no *riser*.

2.3.4 Modelo de escoamento central anular

O *riser* de um LFC é composto por duas regiões: central e anular, como mostrado na Figura 2-10. A velocidade do gás na região anular é baixa e tende a ser negativa, ou seja, em direção à base do *riser*, enquanto que na região central é significativamente mais elevada e em direção ao topo. Os sólidos movem-se para cima pelo centro em uma suspensão diluída, com ocasional presença de aglomerados. Interações fluidodinâmicas provocam o direcionamento dos aglomerados para a parede onde ficam expostos a velocidades de gás mais baixas e, na maioria dos casos, em direção à base do *riser*. Como resultado, começam a cair na região anular, caracterizada por velocidades da ordem de 1 a 2 m.s⁻¹.

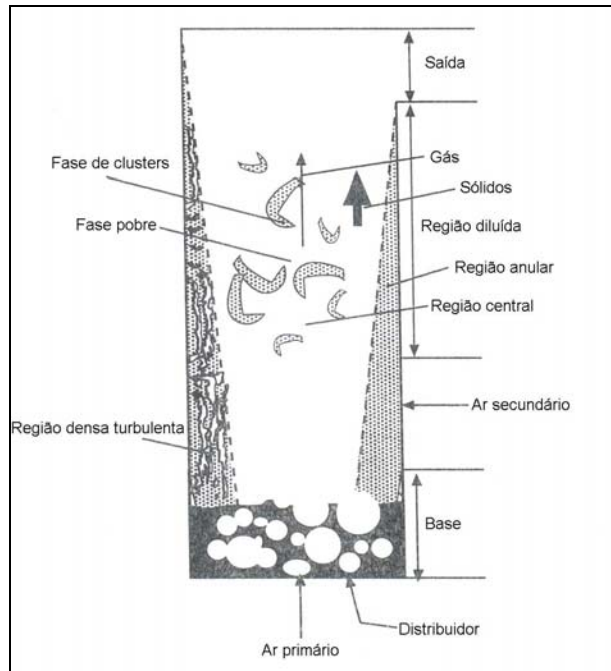


Figura 2-10 Estrutura centro-anular de um LFC (adaptado de REH, 1971)

A movimentação ascendente e descendente dos sólidos na região central e anular aumenta a circulação interna de sólidos, em adição à circulação externa, no qual os sólidos capturados pelo ciclone retornam para o leito. Medidas experimentais realizadas por HORIO e MORISHITA (1988) mostraram que a taxa de circulação interna, em muitos casos, é igual a taxa externa de circulação. A uniformidade da temperatura no leito é resultado direto da circulação interna de sólidos.

A espessura da região anular aumenta do topo do *riser* em direção à base. Para HORIO e MORISHITA (1988) e KNOWLTON (1990) essa espessura pode variar de milímetros em escala laboratorial até alguns centímetros em escala comercial. Resultados experimentais dessa espessura em caldeiras CFB foram de 50 a 300 mm para altura de leito de 20 m.

2.4 Combustão de carvão em leito fluidizado

A partícula de carvão quando introduzida ao sistema de combustão passa por vários estágios: secagem, devolatilização, ignição e finalmente combustão do carbono fixo, como mostra-se na Figura 2-11.

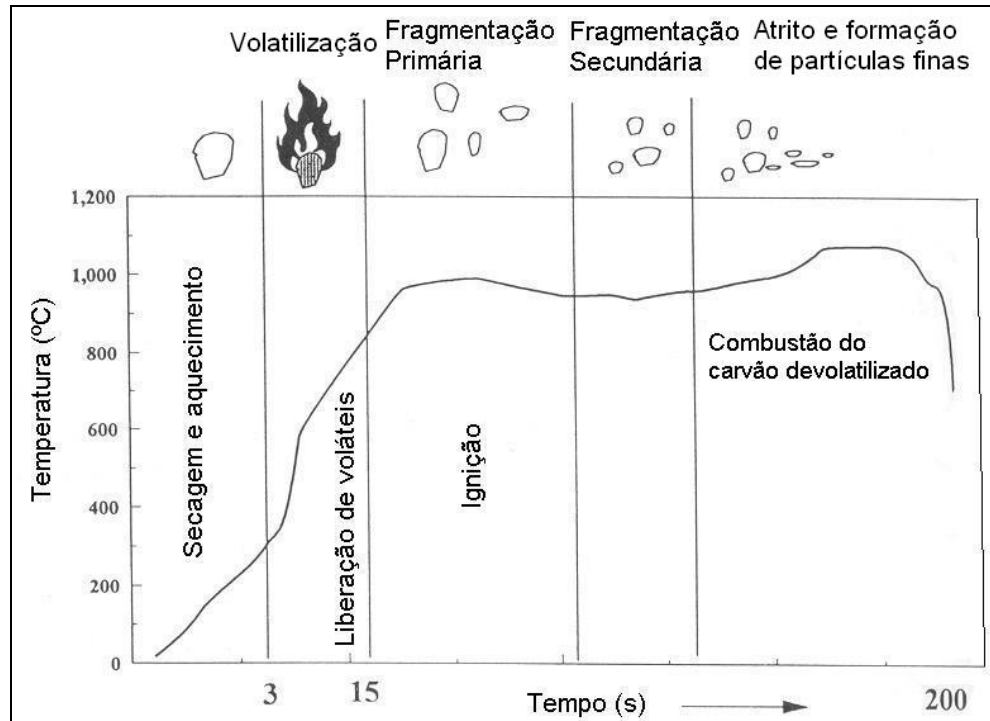


Figura 2-11 Estágios de combustão de uma partícula de carvão (adaptado de HOWARD, 1989).

Há modelos matemáticos que procuram descrever e relacionar os processos de combustão no reator. Muitos destes modelos dependem de fatores empíricos, tipo e características do combustível.

Para compreender o processo de combustão do carvão no leito fluidizado circulante é necessário conhecer as suas etapas e variáveis, como o tempo de permanência e circulação dos sólidos no leito.

A secagem e posterior devolatilização dependem de fatores como taxa de aquecimento, tipo de carvão e tamanho de partícula. Quando o carvão é injetado no leito, há o aparecimento dos primeiros voláteis, ou seja, da fase sólida passa-se para a fase vapor e ou gasosa devido ao aquecimento em temperaturas baixas. Os gases formados a partir da volatilização circundam a partícula à medida que a mesma permanece por um tempo maior no interior do reator. Esses gases são insuficientes para dar continuidade ao processo de combustão da partícula de carvão.

Considerando sistemas borbulhantes, a fração de formação de voláteis em função do tempo pode ser expressa em função da fração de voláteis no material e do tempo necessário para a completa liberação dos voláteis (LANAUZE, 1985).

As emissões de hidrocarbonetos e CO representam perdas na eficiência térmica do sistema, sendo que em concentrações elevadas são prejudiciais ao meio ambiente.

A emissão de CO é função da reatividade do combustível, de sua distribuição granulométrica e do grau de mistura com o gás de fluidização que atravessa o leito. Combustores de LFC comerciais apresentam níveis de emissão adequados de acordo com os limites impostos por estatutos e fontes conceituadas relacionadas com combustão. Níveis de emissão de CO típicos estão entre 40 e 300 ppm_v e tendem a serem maiores para carvão em relação a outros combustíveis.

Notou-se que para muitos combustíveis, como também para o carvão, que a combustão de CO não se completa quando a mistura alcança o ciclone, sendo que a reação continua na seção de retorno. É normalmente aceito que o CO principal é produzido em uma região específica do leito e depois oxidado para CO₂ principalmente na região ao redor da partícula. A temperatura da região de curva de retorno de sólidos abaixo do ciclone, assim como o perfil de temperaturas do *riser* e ciclone afetam as emissões deste poluente.

A Tabela 2-2 mostra como as emissões de CO e NOx se desenvolvem a partir do ciclone para o filtro de mangas de uma unidade com capacidade para 250 MW.

Tabela 2-2 Concentrações de poluentes pós-fornalha (adaptado de GRACE, 1997)

Desenvolvimento dos perfis de emissão pós-fornalha de um CFB			
Composto químico	Ponto médio da fornalha	Entrada do ciclone	Saída do ciclone
O₂ [%]	8,3	14,8	13,1
CO₂ [%]	11,3	14,2	15,7 (13,1)
CO [ppm_v]	360	128	37 (30)
NO [ppm_v]	147	129	109
Os números em parênteses estão corrigidos para 6 % O ₂			

A análise da Tabela 2-2 indica que no ciclone ocorre combustão das partículas de sólidas no ciclone, uma vez que as concentrações na entrada e saída são bem diferentes, constituindo uma segunda câmara de combustão.

RAVELLI (2007) afirmou que combustores com LFC também tem sido usados para geração de energia a partir da incineração de biomassas e de resíduos urbanos pré-tratados, e que a tecnologia empregada é utilizada com sucesso, devido a flexibilidade no uso de combustíveis de elevado poder calorífico e controle de emissões com redução de poluentes. A baixa temperatura de combustão (700 a 850 °C) garante a redução de NOx na medida que o enxofre e halogênios são capturados pelo calcário presente no leito. O calcário nessa faixa de temperatura reage com o SO₂ formando sulfito e sulfato de cálcio, como também captura o íon cloreto para formar cloreto de cálcio. A mistura de gases limita a formação de CO e hidrocarbonetos não queimados, contribuindo para uma elevada eficiência de combustão. Segundo o autor, a combustão em leito fluidizado circulante pode ser afetada por fatores como temperatura do leito, velocidade superficial dos gases, distribuição do tamanho das partículas, relação molar Ca/S e tipo de combustível. A avaliação da eficiência de combustão em função de diferentes condições de operação é objeto de estudo nesses reatores, sendo tema de diversas pesquisas relacionadas ao assunto.

Há, no entanto, vários desafios a serem equacionados para o aproveitamento energético da biomassa: a deposição de cinzas alcalinas, emissões de NO_x combustível considerando as restrições quanto às taxas de emissão, questões de regulação e controle das instalações de bioenergia, conhecimento detalhado das taxas e mecanismos das reações de combustão de biomassas e os mecanismos de transferência de calor para as paredes de membrana das fornalhas e sua dependência da fluidodinâmica do escoamento multifásico e da pressão no sistema (PINHO, 2002).

Os combustores de leito fluidizado competem com sistemas de pulverização, dependendo da natureza do combustível que será queimado e da capacidade da unidade de geração de energia.

Normalmente o carvão mineral é de utilização mais intensa em combustores que operam com leito fluidizado. Trata-se de um combustível fóssil de origem vegetal. A formação do carvão brasileiro ocorreu no período permiano inferior há 300 milhões de anos, por meio da decomposição parcial da matéria vegetal existente em regiões pantanosas, livre do contato com o ar e sob a influência do aumento da pressão e da temperatura. Dos diversos combustíveis produzidos e conservados pela natureza sob a forma fossilizada, acredita-se que o carvão mineral é o mais abundante (PINHO, 2002).

Em um combustor de leito fluidizado é necessário algum tipo de material inerte, como por exemplo, cinzas e areia. O combustível sólido, o qual, dependendo de sua reatividade, representa entre 0,5 e 5 % do total de material do leito, é queimado pelo material inerte quente que o circunda. As partículas sólidas de combustível são submetidas a elevadas taxas de transferência de calor e massa, resultando em temperaturas baixas de combustão quando comparadas a temperaturas pico de outros sistemas de combustão. Ao mesmo tempo, taxas elevadas de mistura de partículas minimizam o gradiente de temperatura no interior do leito. As temperaturas de combustão variam de acordo com o tipo de combustível que está sendo queimado, mas estão tipicamente entre 750 e 900 °C. A reatividade da combustão aumenta com o incremento da temperatura e possui valor ótimo entre 800 e 850 °C, segundo BASU (2006). A diferença de temperatura total entre o ponto mais frio e mais quente do leito está em torno de 30 °C. Na utilização de carvão pulverizado podem ser exibidos picos de temperatura de chama da ordem de

1500 °C e apresentar um crescimento de temperatura do gás de aproximadamente 1150 °C. Existem também locais de elevadas temperaturas, onde ar é introduzido de forma secundária. Sistemas que utilizam combustíveis pulverizados tendem a apresentar um gradiente maior de temperatura quando comparado com sistemas fluidizados de combustão, particularmente leitos fluidizados circulantes. Baixas temperaturas, juntamente com alta capacidade calorífica e boa mistura no interior do leito permitem a combustão de pequena quantidade de combustível com baixas emissões de NO_x e baixo custo de captura de enxofre. A diminuição na captura do enxofre está também atribuída à decomposição do sulfato de cálcio (CaSO₄). A Figura 2-12 mostra o efeito da temperatura na demanda relativa de adsorvente para um dado nível de captura de enxofre. A demanda por adsorvente decresce entre 700 e 850 °C, voltando a crescer acima de 850 °C, apresentando um rápido crescimento acima de 900 °C (BASU, 2006).

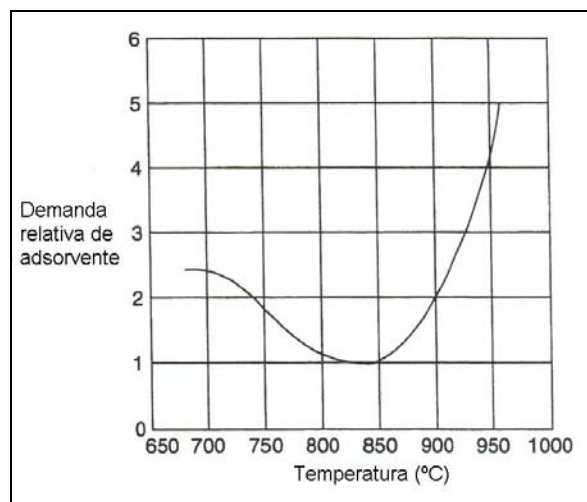


Figura 2-12 Efeito da temperatura de combustão sobre a demanda de adsorvente para uma dada eficiência de captura de enxofre (adaptado de BASU, 2006)

PETRIE e DUTKIEWICZ (1983) afirmaram que o calcário de origem dolomítica reduz as emissões de SO₂, e a era morfológica a qual pertence este calcário influi também na capacidade de remoção.

Sistemas de leito fluidizado possuem elevado coeficiente de transferência de calor, entre 100 e 400 W.m⁻².K⁻¹. Faixas mais baixas de coeficiente estão presentes em CFBC, enquanto faixas mais elevadas cabem ao leito borbulhante.

O uso de combustíveis sólidos, entre eles o carvão, desperta uma série de problemas a serem solucionados, entre os quais se destacam:

- Baixas eficiências no ciclo de geração e elevada emissão de gases por unidade de energia produzida que contribuem para o efeito estufa;
- Emissão de gases ácidos, nitrogênio e óxidos sulfurados;
- Emissão de elementos e produtos típicos de combustão incompleta.

Segundo BASU (2006), a tecnologia de combustão em leito fluidizado surgiu no sentido de buscar a solução para esses problemas, como mostram os resultados obtidos para os parâmetros relacionados a seguir:

Eficiência térmica do combustor: em leitos fluidizados que operam à pressão atmosférica, a eficiência térmica do combustor é comparável ao de sistemas com queima de carvão pulverizado (tipicamente por volta de 35 % do Poder Calorífico Superior). O leito fluidizado pressurizado oferece maiores eficiências (acima de 45 %).

NO_x: As emissões de óxidos de nitrogênio em leito fluidizado são geralmente baixas quando comparado a sistemas dotados de pulverizador ou grelha para combustão, devido a uniformidade da temperatura, que está por volta dos 900 °C.

SO_x: Uma das características mais atrativas do LFC e do LFB reside no potencial a baixo custo de utilizar um adsorvente para capturar o enxofre. O calcário, mineral composto de carbonato de cálcio e magnésio, corresponde ao adsorvente que pode ser alimentado no leito junto com o combustível ou de forma separada. À pressão atmosférica, o calcário calcina para CaO que reage com o dióxido de enxofre para formar o sulfato de cálcio em condições estequiométricas mínimas de excesso de ar, conforme mostrado na Fig. 2-13.

Calcinação:



Sulfatação:

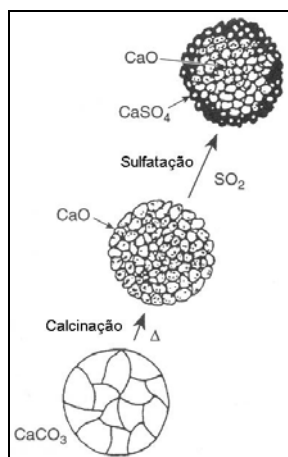


Figura 2-13 Ilustração da formação do sulfato de invólucro impenetrável a partir da captura de enxofre em um leito fluidizado (adaptado de GRACE, 1987)

Em alguns casos onde o leito fluidizado é aplicado para combustão, os níveis de emissão, assim como o custo envolvido por unidade de energia gerada, são fundamentais para a seleção desta tecnologia, conforme ilustrado na Tabela 2-3. Outra vantagem da combustão em leito fluidizado está em sua razão elevada de retorno de sólidos ou *turndown* (3:1 ou maior) e na habilidade para queimar combustíveis com teor de umidade elevado.

Tabela 2-3 Quadro comparativo de emissão e custos para cada tecnologia de combustão
(adaptado de GRACE, 1997)

Comparativo de potencial de emissão e custos para cada tecnologia de combustão					
Tecnologia	Custo \$/kW (1994)	Potencial de redução (%) conversão			Eficiência térmica do combustor
		SO ₂	NO _x	CO ₂	
Carvão pulverizado com controle de emissão	1500-1800	90-99	60	NA	33-35
Leito fluidizado atmosférico	700-900	90	60	5	34-36
Leito fluidizado pressurizado	800-1000	90-99	80	30	38-45

2.5 Emissão de óxidos de nitrogênio

Óxidos de nitrogênio são os maiores poluentes produzidos em caldeiras que operam com a queima de carvão. O projeto e controle das condições operacionais de um CFB é importante na redução dos níveis de emissão de NO_x, que consistem de óxido nítrico NO e dióxido de nitrogênio (NO₂). A injeção de amônia, NH₃, considerado na literatura como reator seletivo não catalítico ou *selective noncatalytic reactor* (SNCR), bem como o uso de conversores catalíticos, ajudam na redução de NO_x em porcentagens que variam de 20 até 95 %. Porém o uso desses conversores requer investimentos iniciais elevados.

As emissões de NO_x e de N₂O em LFCs dependem de muitos parâmetros de operação, do tipo de combustível e de muitas reações homogêneas e heterogêneas que são responsáveis pela formação e destruição destes poluentes (AMAND e LECKNER, 1988).

Os processos de produção de potência estacionários a partir de combustíveis fósseis são responsáveis pela produção estimada de 25 % das emissões globais de NO_x, sendo metade dessa produção oriunda da combustão do carvão. Os óxidos de nitrogênio (NO, NO₂ e N₂O) são prejudiciais ao meio ambiente de diversas formas: chuva ácida, *smog* fotoquímico, efeito estufa e destruição da camada de ozônio (SVOBODA *et al.*, 2000).

A circulação constante de carvão mineral de baixa qualidade no leito fluidizado circulante permite a emissão de poluentes em níveis até menores que de outras unidades que gaseificam carvão de melhor qualidade (SANTOS, 2004).

Para ÂMAND e LECKNER (1988), a emissão de NO é extremamente afetada pela relação estequiométrica, a qual define a quantidade de ar primário. O processo de combustão com injeção de ar secundário, também chamado de combustão estagiada, acarreta na diminuição dessas emissões.

Em caldeiras de leito fluidizado circulante opera-se na presença de 10 a 20 % de excesso de ar para assegurar uma completa combustão, porém o excesso de ar oferece oxigênio suficiente para reagir com o N₂ disponível no combustível e no ar, formando o NO (RAO, 1991).

A Figura 2-14 ilustra a influência do excesso de ar em uma caldeira CFB comercial. O aumento dessa variável favorece a formação de NO_x. A operação do CFB em uma quantidade mínima de excesso de ar pode ser avaliada, porém é preciso também verificar a produção de outros poluentes, como o SO₂. O trabalho de HIRAMA *et al.* (1987), indicou a redução de 150 para 80 ppm de NO_x quando se reduziu o excesso de ar de 30 para 10%.

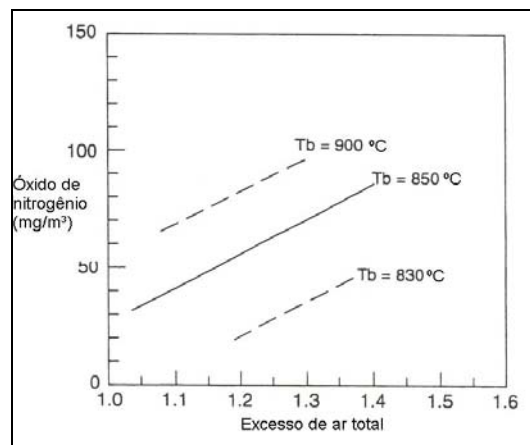


Figura 2-14 Aumento das emissões de NO_x com o excesso de ar de acordo com as temperaturas de combustão (adaptado de BASU, 2006)

BASU (2006) e SVOBODA *et al.* (2000) comentam que o óxido nítrico (NO) é formado a partir da oxidação do nitrogênio atmosférico (NO_x térmico) e do nitrogênio presente no

combustível (NO_x combustível). Durante a combustão, a formação de NO_x térmico só é significativa a temperaturas superiores a 1540 °C. Como na maioria dos combustores de LFC essa temperatura raramente excede os 900 °C, quantidades menores que 10% desse composto em relação ao total de NO_x são formados nesses reatores. A taxa de formação do NO térmico no processo de combustão é primariamente dependente da temperatura de chama. Valores típicos entre 700 e 900 °C favorecem a formação do NO_x térmico. A relação ar/combustível é responsável pela formação do NO combustível sendo que, no balanço geral, o NO combustível representa 90 % do total de NO formado (CHAUNG *et al.*, 1983). As concentrações de NO₂ e N₂O são geralmente pequenas e/ou desprezíveis em temperaturas de combustão superiores a 1000 °C.

Para BORMAN e RAGLAND (1998), as fontes principais de emissão de óxidos de nitrogênio em processos de combustão são a oxidação molecular do nitrogênio na zona pós-chama (formação do NO térmico), formação do NO na zona de chama (NO imediato) e a oxidação do nitrogênio contido no combustível (NO combustível). Faixas típicas de 20 a 50 % do nitrogênio presente no combustível é convertido em NO. A importância relativa dessas três formas de produção de óxidos de nitrogênio depende das condições de operação do sistema e do tipo de combustível. Os autores comentam que o caso de combustão adiabática com excesso de oxigênio na zona de pós-chama, o NO térmico é a fonte principal nas emissões de NO.

Segundo CHAUNG *et al.* (1983), a temperatura afeta também a formação de NO_x e a partir de temperaturas superiores a 800 °C há uma queda nas suas emissões. Segundo HIRAMA *et al.* (1980) e SHIMIZU e TOYONO (2007), grande quantidade de NO_x (NO+NO₂) gerado no leito é reduzido para N₂ em virtude de diversas reações de redução. Valores típicos de concentrações de NO_x medidas em leitos fluidizados circulantes estão entre 200 e 300 ppm_v na combustão de carvão mineral (SHIMIZU e TOYONO, 2007).

FURUSAWA *et al.* (1990) e PETRIE e DUTKIEWICZ (1983) sugerem que o NO_x produzido na parte inferior do combustor de LFC é completamente reduzido a N₂. A maior parte da geração de NO_x é originada da combustão de carvão, sendo produzida de 10 a 100 vezes mais rapidamente na presença de oxigênio quando comparada ao mecanismo de redução do NO_x pelo

coque, ou seja, a produção de NOx é bem maior quando comparado ao seu consumo. Os autores também estudaram o efeito da injeção de amônia, além da adição de calcário que aumentou os níveis de emissão de NOx, com o objetivo de estudar o efeito dessas variáveis na produção de NOx. Verificaram que a injeção de amônia na seção superior do CFB ou no próprio ciclone promoveu a redução dos níveis de NOx, desde que fosse evitado que parte da amônia escapasse juntamente com os resíduos não coletados pelo ciclone.

Segundo BASU (2006) o, nitrogênio proveniente do carvão devolatilizado é oxidado para NO através de uma série de reações. O nitrogênio volátil aparece na forma de NH₃ e HCN. A amônia, NH₃ pode ser decomposta para NO na presença do catalisador CaO e também de coque, enquanto o HCN é primariamente convertido a N₂O (óxido nitroso). Aproximadamente 77 % do nitrogênio combustível é oxidado para NO por esse mecanismo. Desse modo, com uma série de reações consecutivas paralelas, o NO é formado pela oxidação do nitrogênio volátil. Parte desse NO formado também é reduzido voltando a formar novamente nitrogênio.

CHAUNG *et al.* (1983) salientam que nos cálculos de distribuição de compostos voláteis no leito existe a necessidade de considerar a concentração e distribuição de oxigênio na cinética de devolatilização.

A Figura 2-15 mostra os possíveis compostos de nitrogênio que podem ser formados na combustão de carvão. Observa-se que o carvão devolatilizado ou coque, bem como o óxido de cálcio (CaO), são estabilizadores das reações. Parte do nitrogênio contido no carvão é liberado juntamente com os voláteis produzidos no processo de volatilização, enquanto que o restante permanece no coque.

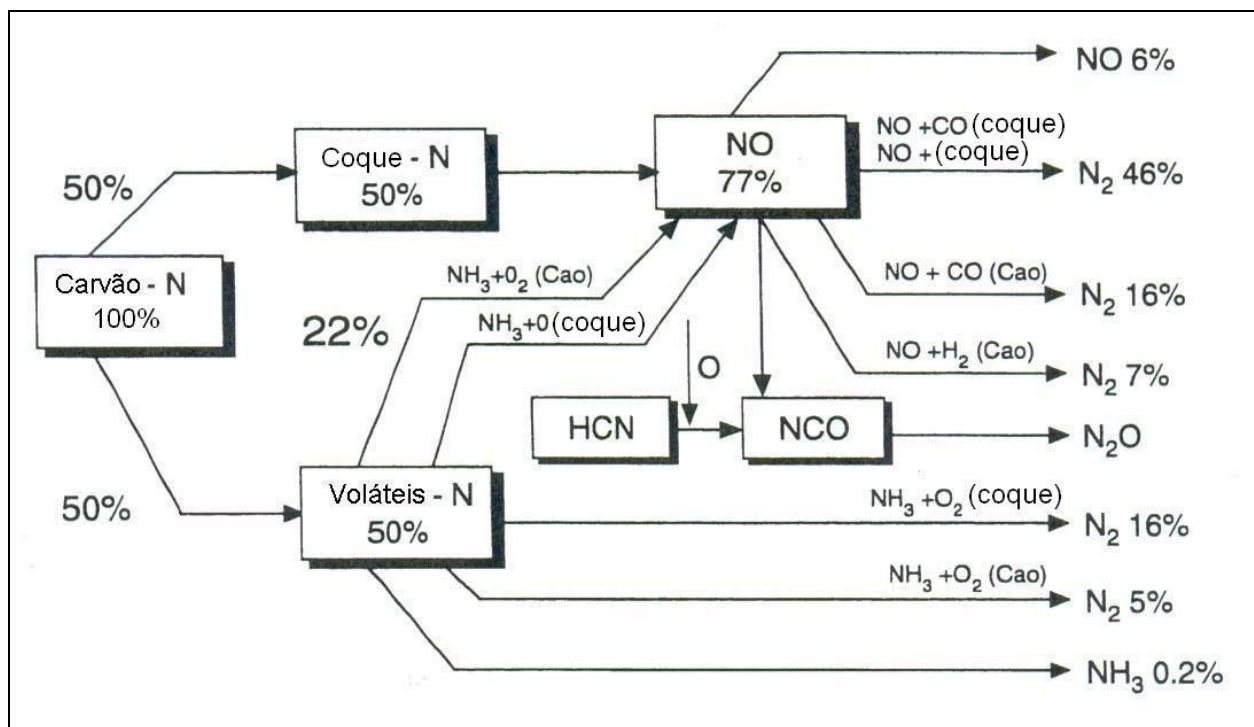


Figura 2-15 Importância relativa de diferentes caminhos na formação e redução de óxidos de nitrogênio (adaptado de BASU, 2006).

Conforme descrito anteriormente, o leito fluidizado circulante oferece vantagens quanto à emissão e controle dos níveis de NO_x, quando comparado ao leito borbulhante. As partículas de carvão introduzidas no começo do leito são rapidamente aquecidas, entram em ignição e sofrem volatilização em uma região denominada zona primária de combustão. O NO volátil é formado durante essa fase pela oxidação dos compostos de nitrogênio presentes no combustível. Carvão com elevado teor de material volátil e ar primário resulta em elevados níveis de emissão de NO, formado nessa zona primária de combustão.

A redução de NO catalisada pela presença de coque ocorre em uma zona secundária de combustão. O NO volátil formado na zona primária em contato com o CO produz N₂, constituindo um importante mecanismo para redução dos níveis de NO no reator (SUZUKI, 1990).

O mecanismo básico de formação do NO térmico é dado por três reações em equilíbrio, de acordo com o mecanismo de Zeldovich, apresentado em BORMAN e RAGLAND (1998):



A contribuição da Equação 2-6 em misturas pobres (falta de combustível) é pequena, no entanto, é considerável em situação de mistura rica (excesso de combustível), uma vez que a quantidade de oxigênio disponível é elevada.

Pequena quantidade de NO imediato (40 a 60 ppm_v) é formado na zona de chama. Esta rápida formação de NO é proveniente das reações de fragmentos de hidrocarbonetos com o nitrogênio molecular na chama a partir das reações expressas nas equações 2-7 e 2-8:



As espécies N, NH e HCN reagem rapidamente para formar NO em regiões de elevada temperatura de chama, onde oxigênio e nitrogênio podem estar presentes em excesso e nas concentrações de equilíbrio. A quantidade de NO imediato formado é bem menor quando comparado ao NO térmico.

Reações químicas presentes no reator também foram especificadas por DIEGO *et al.* (1996) e BEER (1980) conforme mostrado de forma simplificada e resumida nas equações de 2-9 a 2-13:



A cinética de formação e redução de NO_x são complexas e sua resolução requer informações detalhadas de todas as etapas envolvidas na reação química de combustão.

A Tabela 2-4 apresentada por ÅMAND e LECKNER (1988) mostra as reações de formação e redução de NO mediante a presença e/ou ausência de catalisadores e a caracterização das fases onde estas reações ocorrem.

Tabela 2-4 Reações de formação de compostos nitrogenados a partir de nitrogênio combustível
(ÅMAND e LECKNER, 1988)

Reação	Gás – Sólido	Presença de catalisadores	Fase gás
Coque + NO	x	-	-
Redução do NO por CO e H₂	-	x	-
Decomposição de NH₃	-	x	-
Redução de NO por NH₃			
Ausência de O₂	-	x	-
Presença de O₂	-	x	x
Oxidação de NH₃	-	x	x
x Possível reação entre 700 e 900 °C			
- Reação não significante entre 700 e 900 °C			

Segundo RAJAN e WEN (1980), o óxido de nítrico formado é reduzido de acordo com a reação (2-14).



A liberação de amônia e NO a partir da volatilização e combustão do carvão são assumidas como sendo proporcionais à concentração de oxigênio presente no reator (LEE *et al. apud* JOHNSON, 1989). Quatro reações, mostradas pelas equações 2-15 a 2-18, são apresentadas pelos autores para ilustrar a redução do NO:





Entretanto, de acordo com as equações 2-17 e 2-18, a presença do CaO inibe a formação de NOx.

SVOBODA *et al.* (2000) apresentam as constantes de equilíbrio de reações de formação e destruição de NOx, homogêneas e heterogêneas catalisadas e não catalisadas que ocorrem no sistema de combustão, conforme mostradas na Figura 2-16.

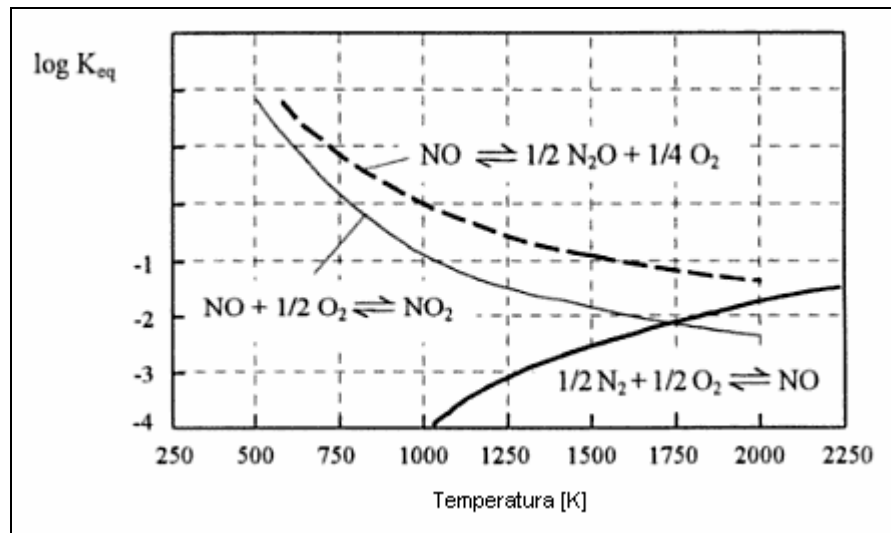


Figura 2-16 Constantes de equilíbrio das reações envolvendo a formação e destruição de nitrogênio em função da temperatura (adaptado de SVOBODA *et al.*, 2000)

A Tabela 2-5 apresenta os resultados obtidos por SVOBODA *et al.* (2000) para as constantes de taxa de reações catalíticas envolvendo NH₃ e HCN.

Tabela 2-5 Faixas típicas das constantes de taxa para reações catalíticas de NH₃ e HCN a 827 °C

Reação	Catalisador	Constante de taxa de reação [m ³ .kg ⁻¹ catalisador.s ⁻¹]					
		10 ⁻³	10 ⁻²	10 ⁻¹	10 ⁰	10 ¹	10 ²
Oxidação HCN+O ₂ →NO, N ₂ , N ₂ O	Calcário calcinado						
	Calcário sulfatado						
Oxidação NH ₃ +O ₂ → NO, N ₂ , N ₂ O	Calcário calcinado						
	Calcário sulfatado						
	Coque						
	Cinzas						
Decomposição HCN→ N ₂	Calcário calcinado						
Decomposição NH ₃ → N ₂ +H ₂	Calcário calcinado						
	Calcário sulfatado						
	Cinzas						
Reação HCN + NO → CO, CO ₂ , N ₂ , H ₂ O	Calcário calcinado						
Reação NH ₃ + NO → N ₂ , H ₂ O	Calcário calcinado						
	Calcário sulfatado						
	Coque						
	Cinzas						

2.5.1 Efeito da adição de calcário

Diversas pesquisas constataram que a adição de calcário no leito fluidizado circulante resultou em um aumento nas emissões de NO e NO_x e redução nas emissões de N₂O (ÅMAND e LECKNER, 1988, SUZUKI *et al.*, 1990, FURUSAWA *et al.*, 1990 e BASU, 2006). Para SUZUKI *et al.* (1990), os níveis de N₂O, influenciados em maior grau pela temperatura de combustão, gradualmente aumentam com o decréscimo dos níveis de NO, independentemente do tipo de carvão. Esta observação foi explicada na literatura por LIU e GIBBS (2001) pelo efeito do calcário na conversão do carvão ou na redução dos compostos que contém nitrogênio

resultando na decomposição do N_2O e absorção de radicais H, OH e O por parte do enxofre presente no combustível. O efeito do calcário na conversão de espécies voláteis (NH_3 e HCN) também foi notado pelos autores. Eles verificaram através de testes em leito fluidizado borbulhante que além de reduzir as emissões de N_2O o calcário ajuda na formação do NO_x .

A oxidação catalisada pelo coque é menos importante para a formação do NO, mas é muito importante para a oxidação do NH_3 em N_2 (Equação 2-19).



Segundo JOHNSON (1989), 24% dos voláteis contendo nitrogênio são convertidos diretamente para N_2 catalisados por coque, enquanto que o CaO possui uma menor importância. É visto que o CaO contribui para o favorecimento da oxidação da amônia para NO e o coque contribui na sua redução para N_2 .

A oxidação dos voláteis nitrogenados para NO é catalisada pelo CaO, conforme mostrado na Equação 2-20.



Entretanto, a elevada concentração de CO favorece a redução de NO, conforme a reação expressa na Equação 2-21.



2.5.2 Combustão estagiada

A adição de ar secundário, também conhecida como estagiamento do ar, possui influência no sentido de reduzir o nível de NO_x (LI *et al.*, 2008), principalmente quando se trata de combustíveis com elevada concentração de voláteis.

HIRAMA (1980), ÅMAND e LECKNER (1988) e FURUSAWA *et al.* (1990), concluíram em seus experimentos que a criação de zonas de baixa velocidade de ar de fluidização promove a redução dos níveis de NO por combustão estagiada, ou seja, adição de ar secundário.

PETRIE e DUTKIEWICZ (1983) constataram em experiências com uso de combustor de dois estágios, ou seja, com a adição de ar secundário, para uma mesma razão estequiométrica, que os níveis de emissão de NOx foram reduzidos entre 61 e 67 %.

É bem estabelecido que temperaturas elevadas (acima de 1000 °C) conduzem a emissões reduzidas de N₂O e a emissões mais elevadas de NOx e que ambos os poluentes aumentam com o aumento do excesso de ar da combustão. O mecanismo de injeção de ar secundário é uma técnica usada com sucesso para reduzir a emissão de NOx, mas seu efeito na emissão de N₂O ainda não está bem estabelecido. LU *et al.* (1992) encontraram em um LFC pressurizado, que a emissão de N₂O aumentou com o aumento da razão entre as vazões de ar secundário e ar total (AS/AT). ÅMAND e LECKNER (1988) e HILTUNEN *et al.* (1991) não encontraram nenhuma mudança significativa na emissão de N₂O, enquanto que GAVIN e DORRINGTON (1993), LYNGFELT e LECKNER (1993) e BRAMER e VALK (1991) relataram uma redução na emissão deste poluente juntamente com a redução de NOx. LYNGFELT e LECKNER (1993) encontraram que o efeito da adição de ar dependia da temperatura do leito. Esses mesmo autores encontraram que, em temperaturas mais elevadas, o efeito do ar primário nas emissões de NOx foi mais significativo enquanto que o efeito nas emissões de N₂O foi menor. Além disso, ZHAO *et al.* (1994) encontraram que o efeito do ar depende da posição de injeção na coluna.

Segundo DIEGO *et al.* (1996), a injeção de ar secundário em posição acima da injeção do ar primário ocasiona redução na emissão de NOx, porém não se observou o mesmo resultado para N₂O. Segundo o autor, a região de ar estanque formada entre as duas regiões de injeção de ar é responsável pela redução de NOx. Os estudos foram realizados em operação com injeção de ar a uma altura de 1,83 m acima da injeção de ar primário, velocidade superficial do ar de 5,5 m/s, sem a presença de calcário, temperatura média do leito de 845 °C e excesso de ar de 20 %. Seus resultados revelaram que ambas as emissões de NOx e N₂O diminuíram com o incremento na

razão AS/AT (ar secundário/ar total) sugerindo que a combustão na região de injeção de ar secundário é extremamente eficiente na redução desses compostos químicos.

Segundo BERGE (1988), a injeção de ar secundário ou até a injeção de ar terciário influenciam na resposta das emissões de NO. Em seus testes, a injeção apenas de ar secundário produziu níveis de NO ao redor de 50 ppm_v.

2.5.3 Emissão de óxido nitroso

A adição de determinados hidrocarbonetos pode lentamente ocasionar a formação de determinados compostos na medida em que esses elementos químicos são oxidados, formando, por exemplo, os nitratos, aldeídos e o PAN (PeroxiAcetilNitrato) (BORMAN e RAGLAND, 1998). O NO₂, ozônio e o PAN causam efeitos adversos na saúde. O ácido nítrico presente na atmosfera juntamente com o dióxido de nitrogênio formam a chamada chuva ácida. Esforços no sentido de compreensão e controle operacional dos sistemas de combustão estacionários, principais fontes de emissão de óxidos de nitrogênio (NO_x) são necessários para o controle desse tipo de poluente.

Como a reação de NO com O₃ produz a emissão de um fóton, é possível, a partir de uma mistura reagente contendo NO, a produção desse fóton e elaborar um método padrão para a medida da concentração de NO, utilizando o princípio da luminescência química (BORGMAN e RAGLAND, 1998).

ELLISON (1989), DIEGO *et al.* (1996) e HOU *et al.* (2008), comentam que o óxido nitroso (N₂O) não apresenta efeito adverso e imediato ao meio ambiente, mas afeta a camada de ozônio na estratosfera, além de causar o efeito estufa, contribuindo para o aquecimento global. Medições de N₂O ao longo do *riser* revelaram valores mais baixos na base inferior e valores mais elevados na parte superior. Esse comportamento está associado também a taxa de redução do NO_x ao longo da câmara de combustão.

Uma segunda região de combustão, após o ciclone, segundo BASU (2006), constitui uma boa técnica para reduzir a emissão de N₂O. GUSTAVSSON e LECKNER (1995) reduziram a concentração desse poluente de 150 para 30 ppm quando passaram a utilizar um pós-queimador no ciclone.

A adição de calcário em um sistema de LFC resultou na redução da emissão N₂O e aumento da emissão de NO_x. Entretanto, CABRITA *et al.* (1991) e BROWN e MUZIO (1991) encontraram que a adição de calcário não afetou a emissão N₂O.

Em uma etapa intermediária de combustão, o composto HCN constitui uma importante fonte de N₂O, conforme mostram as Equações 2-22 e 2-23.



No entanto, o óxido nitroso formado é imediatamente destruído pela reação com o radical hidrogênio conforme a Equação 2-24 (ÅMAND e ANDERSSON, 1989).



Segundo os autores, a destruição de N₂O aumenta com a temperatura (Figura 2-17).

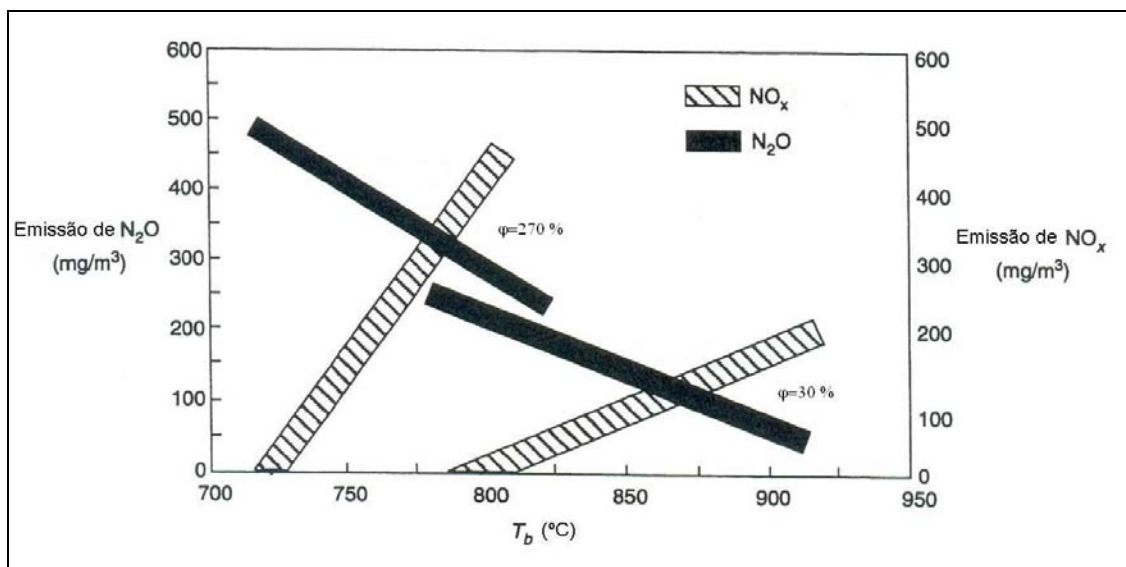


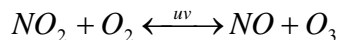
Figura 2-17 Emissões de N_2O e NO_x em função da temperatura de combustão em um LFC queimando carvão betuminoso de baixa concentração de voláteis. Os resultados são mostrados para dois valores de excesso de ar ($\phi=30\%$ e 270%) (BASU, 2006).

De acordo com a Figura 2-17, temperaturas elevadas, maiores que $900\text{ }^{\circ}\text{C}$ favorecem a decomposição térmica do N_2O . Entre 800 e $900\text{ }^{\circ}\text{C}$ tem-se o aumento de NO_x , porém diminuição de N_2O . Para ÅMAND e ANDERSSON (1989), a concentração de N_2O aumenta de acordo com a altura *riser*, enquanto que a concentração de NO decresce de forma contínua. Ao contrário das emissões de NO , a quantidade de N_2O é maior em temperaturas mais baixas.

O óxido nitroso é produzido através da redução do óxido nítrico pelo carbono presente no carvão devolatilizado, bem como pela oxidação direta do nitrogênio presente no carvão devolatilizado durante a combustão (equações 2-25 e 2-26).



Conforme já citado, a produção de NO em termos de volume é extremamente superior a produção de NO_2 . Na atmosfera em presença de luz ultravioleta o equilíbrio entre óxido de nitrogênio, dióxido de nitrogênio e ozônio é estabelecido conforme a Equação 2-27.



2-27

Combustíveis com elevado teor de voláteis contribuem para a formação de NO_x, porém diminuem a formação de N₂O.

2.6 Trabalhos anteriores desenvolvidos no combustor de leito fluidizado circulante do Laboratório de Processos Térmicos e Engenharia Ambiental (PROTEA) do DETF/FEM/UNICAMP

Vários trabalhos experimentais foram desenvolvidos no combustor de leito fluidizado circulante do PROTEA desde sua construção em 1991, em projeto financiado pela Eletrosul S.A.

O primeiro trabalho foi concluído em 1994 constituindo-se na tese de SILVA (1994), que apresentou o desenvolvimento do reator, incluindo as etapas de projeto, construção e montagem, visando sua utilização em processos de combustão de carvão mineral. Os primeiros testes experimentais no equipamento são relatados neste trabalho como testes de partida a frio e pré-operação da unidade.

Em seguida PÉCORA (1995) realizou uma tese intitulada “Estudo da fluidodinâmica de leitos fluidizados circulantes com injeção de ar secundário”, onde foram realizados experimentos em temperaturas de até 200 °C utilizando areia como material particulado. Neste trabalho foram levantados os perfis de pressão e temperatura ao longo do circuito principal do leito circulante além do desenvolvimento de um modelo mecanicista para a fluidodinâmica do leito circulante. Os dados experimentais permitiram a proposição de correlações para a queda de pressão no ciclone e na válvula de recirculação tipo L.

Em 2000, o sistema foi utilizado para a combustão de finos de xisto em função de um convênio entre UNICAMP e SIX/Petrobrás, entretanto os resultados obtidos não foram publicados.

Entre 2004 e 2006, foram realizados testes experimentais no sistema envolvendo o estudo da válvula de recirculação. Experimentos foram realizados em temperatura de até 400 °C, utilizando areia como material particulado. Os resultados permitiram a obtenção de um modelo para a previsão do fluxo de sólidos recirculados no leito, tendo sido publicados por RAMÍREZ *et al.* (2006) e HORY *et al.* (2006).

RAMÍREZ (2007) realizou seu trabalho de doutorado no sistema envolvendo o estudo das emissões de mercúrio na combustão de carvão mineral brasileiro. Neste trabalho foi desenvolvida e construída uma sonda isocinética para amostragem do gás de combustão. Seus resultados indicaram eficiências de combustão ao redor de 91 % e concentração média de Hg no gás liberado de aproximadamente $0,7 \mu\text{g.N}^{-1}.\text{m}^{-3}$. Paralelamente a esse trabalho, foi desenvolvido o trabalho de doutorado de HORY (2007), que estudou as emissões de SO₂ na queima do carvão com adição de dolomita. Nos dois trabalhos, a temperatura de operação esteve em torno de 850 °C e os fatores estudados no processo de combustão foram a razão Ca/S e o excesso de ar. Os resultados obtidos mostraram que a dolomita apresentou excelente capacidade de adsorção, sendo possível a aplicação de razões Ca/S inferiores à unidade, indicando que o Mg estaria também atuando como absorvedor do enxofre presente no carvão mineral.

Em seguida, HERRERA (2008) realizou o estudo da transferência de calor entre suspensão gás-sólido e parede, através da análise da transferência de calor entre suspensão e água de resfriamento escoando no interior do trocador de calor instalado na coluna principal. Seus testes foram realizados em temperaturas de até 400 °C e utilizaram areia como material sólido. Foram analisados os efeitos do inventário, velocidade superficial do gás e temperatura da suspensão. Os resultados indicaram coeficientes convectivos suspensão-parede entre 80 e 160 $\text{W.m}^{-2}.\text{K}^{-1}$, sendo fortemente influenciado pelo inventário de sólidos.

Capítulo 3

3 METODOLOGIA EXPERIMENTAL

Neste capítulo são descritos o sistema experimental, o material sólido utilizado nos testes, o planejamento experimental, os procedimentos elaborados para condução dos testes e o equacionamento dos parâmetros de estudo para avaliação das emissões de óxidos de nitrogênio.

3.1 Descrição do combustor com leito fluidizado rápido

Uma fotografia do sistema experimental está mostrada na Figura 3-1 e consiste de um combustor com leito fluidizado circulante, instalado no Laboratório de Processos térmicos e Engenharia Ambiental (ProTEA) da Faculdade de Engenharia Mecânica da UNICAMP. O combustor, construído na década de oitenta com recursos da FAPESP e da ELETROSUL, visou estudar o aproveitamento de carvão mineral do estado de Santa Catarina. Posteriormente, o equipamento passou por diversas alterações e reformas, atendendo a produção científica de SILVA (1994) e PÉCORA (1995). A parceria com a Empresa Brasileira de Petróleo, PETROBRÁS, em 2002, rendeu novas alterações e modificações para execução de testes experimentais na combustão de xisto particulado. Nos últimos quatro anos, recursos do Conselho Nacional de Desenvolvimento Científico e Tecnológico, CNPQ, e da Fundação de Amparo à Pesquisa do Estado de São Paulo, FAPESP, permitiram o estudo das emissões de mercúrio, dióxido de enxofre, óxidos de nitrogênio e de transferência de calor (RAMÍREZ, 2007; HORY, 2007; HERRERA, 2008).



Figura 3-1 Combustor de Leito Fluidizado Circulante

O fluxograma da Figura 3-2 permite identificar os principais constituintes do sistema e sua instrumentação, a qual é composta por:

- Termopares tipo K conectados ao sistema de aquisição de dados que permitem leitura contínua do perfil de temperatura no circuito LFC;
- Transdutor de pressão ligado a tomadas de pressão controladas por válvulas solenóides;
- Analisador de gases contínuo por infravermelho modelo ENDA 1400, marca HORIBA que analisa os gases NO_x, SO₂ e O₂;
- Analisadores de gases TESTO com leitura manual. O modelo 325-M com fundo de escala de 3000 ppm_v foi utilizado para medir SO₂ e o modelo 325-I com fundo de escala de 2000 ppm_v para O₂ e CO, ambos com incerteza de ± 10 ppm e calibrados com gás padrão de referência de acordo com o certificado IPT 54408. O ponto de coleta das amostras encontrava-se entre a saída do banco de trocadores de calor e o filtro de mangas, especificamente a 210 mm de sua entrada;
- Software de aquisição de dados da marca NOVUS.

Este software permite a aquisição de dados simultâneos de temperatura em 12 pontos ao longo do circuito principal do sistema circulante. Os dados referentes às emissões de NO_x processados pelo analisador de gases HORIBA, também são adquiridos pelo mesmo software que realiza a leitura das temperaturas ao longo do LFC.

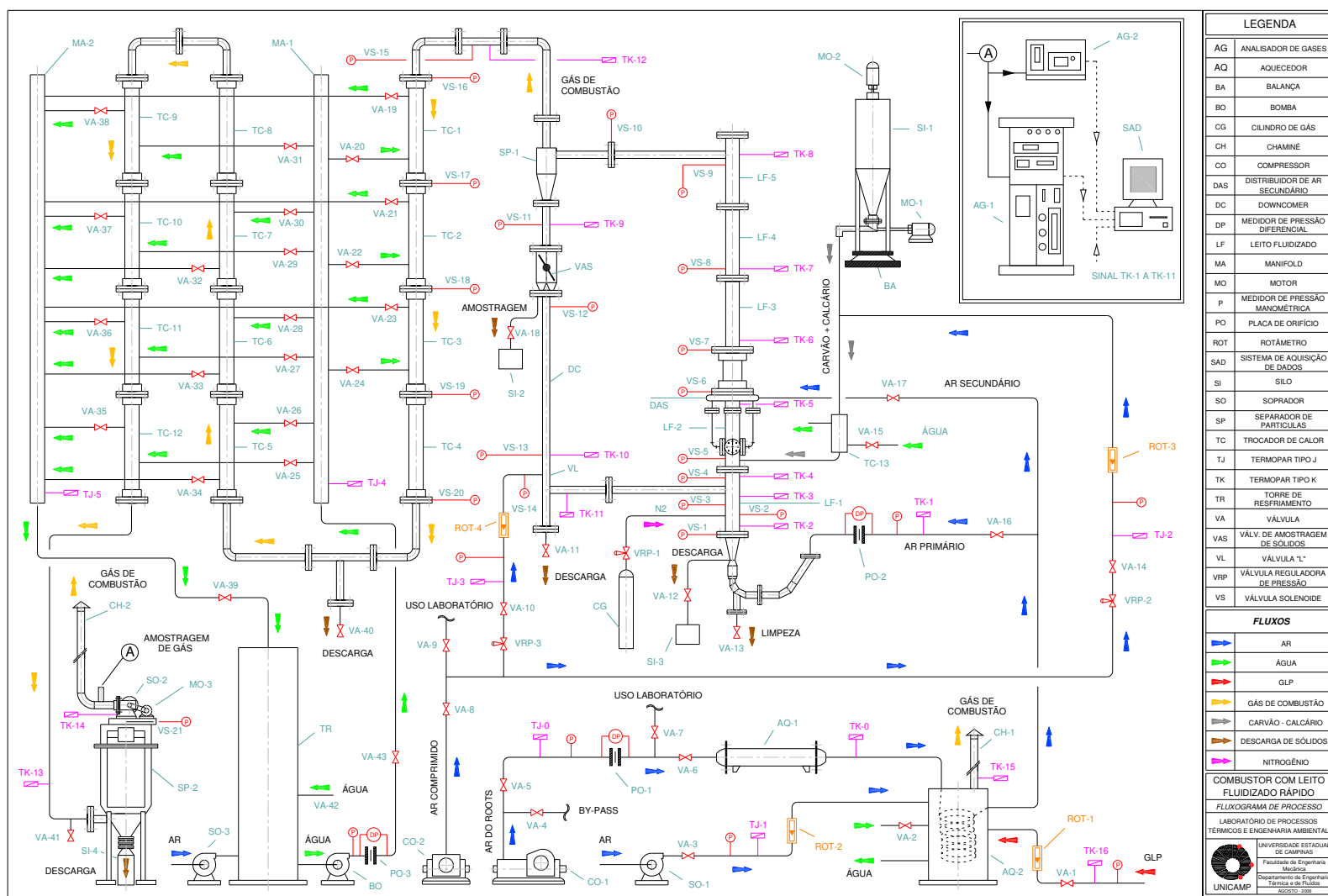


Figura 3-2 Fluxograma do sistema experimental LFC

3.2 Características do sistema experimental

O combustor de leito fluidizado circulante opera em regime de fluidização rápida, com velocidades superficiais do gás acima de $6,0 \text{ m.s}^{-1}$, e possui uma câmara de combustão composta principalmente por duas colunas. No *riser* o material sólido encontra um fluxo ascendente de ar que gera um fluxo líquido ascendente de partículas escoando em direção ao ciclone, onde são coletadas. O *downcomer* é responsável pelo retorno dos sólidos, em movimento descendente e é composta pelo ciclone e válvula de recirculação do tipo L. Sistemas auxiliares estão presentes no reator, como o pré-aquecedor elétrico e a GLP do ar de fluidização, alimentador de sólidos, torre de resfriamento, filtro de mangas com jato pulsante e analisadores de gases.

A coluna principal apresenta diâmetro interno de 102 mm e comprimento de 4 m, tendo sido construída com tubo SCHEDULE 40S de 4” em aço inoxidável AISI 310. O *downcomer* possui diâmetro interno menor, de 63 mm e comprimento de 1.900 mm, construído com tubo SCHEDULE 40S DE 2 ½”. A válvula L apresenta este mesmo diâmetro, tanto na seção vertical quanto horizontal. Na coluna de retorno está presente também uma válvula de amostragem de sólidos. O sistema é isolado termicamente com manta cerâmica do tipo KAWOOL™ de aproximadamente 80mm de espessura e revestidas com folhas de alumínio corrugado. O sistema não apresenta placa distribuidora de gás, existindo um cone na base do *riser*, que proporciona velocidades suficientemente elevadas do ar de modo a impedir o decaimento das partículas para a seção abaixo da coluna.

As dimensões do *loop* do sistema são mostradas na Figura 3-3.

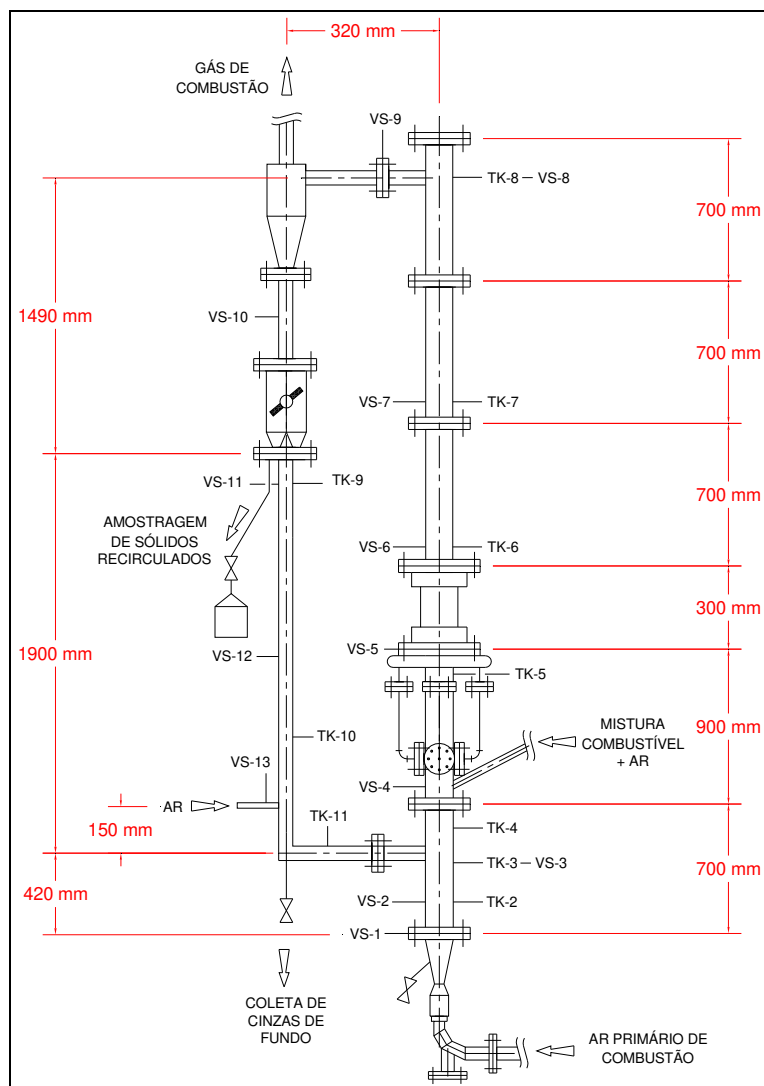


Figura 3-3 Circuito principal do sistema LFC (adaptado de RAMÍREZ, 2007)

3.2.1 Sistemas de pré-aquecimento do ar

A utilização de um aquecedor elétrico de potência 10,3 kW como fonte primária de aquecimento do ar de fluidização, seguido de um queimador de gás liquefeito de petróleo, constituem o sistema de pré-aquecimento do ar de fluidização. A primeira fonte é capaz de elevar a temperatura do ar até 200 °C, cujo controle é feito por um termopar tipo K monitorado por um instrumento da CONTEMP, modelo PXV-4. A segunda fonte, conectada em série, é cuidadosamente controlada manualmente, através da abertura ou fechamento da válvula VA-06 na Fig. 3-2 evitando-se que a temperatura do ar exceda 660 °C na entrada do *riser*.

A Figura 3-4 apresenta uma fotografia do aquecedor elétrico e do pré-aquecedor de ar a GLP, onde estão indicados os pontos de entrada do gás e do ar, além do local onde a vela de ignição é introduzida para o fornecimento da faísca que permite o início da combustão do gás.

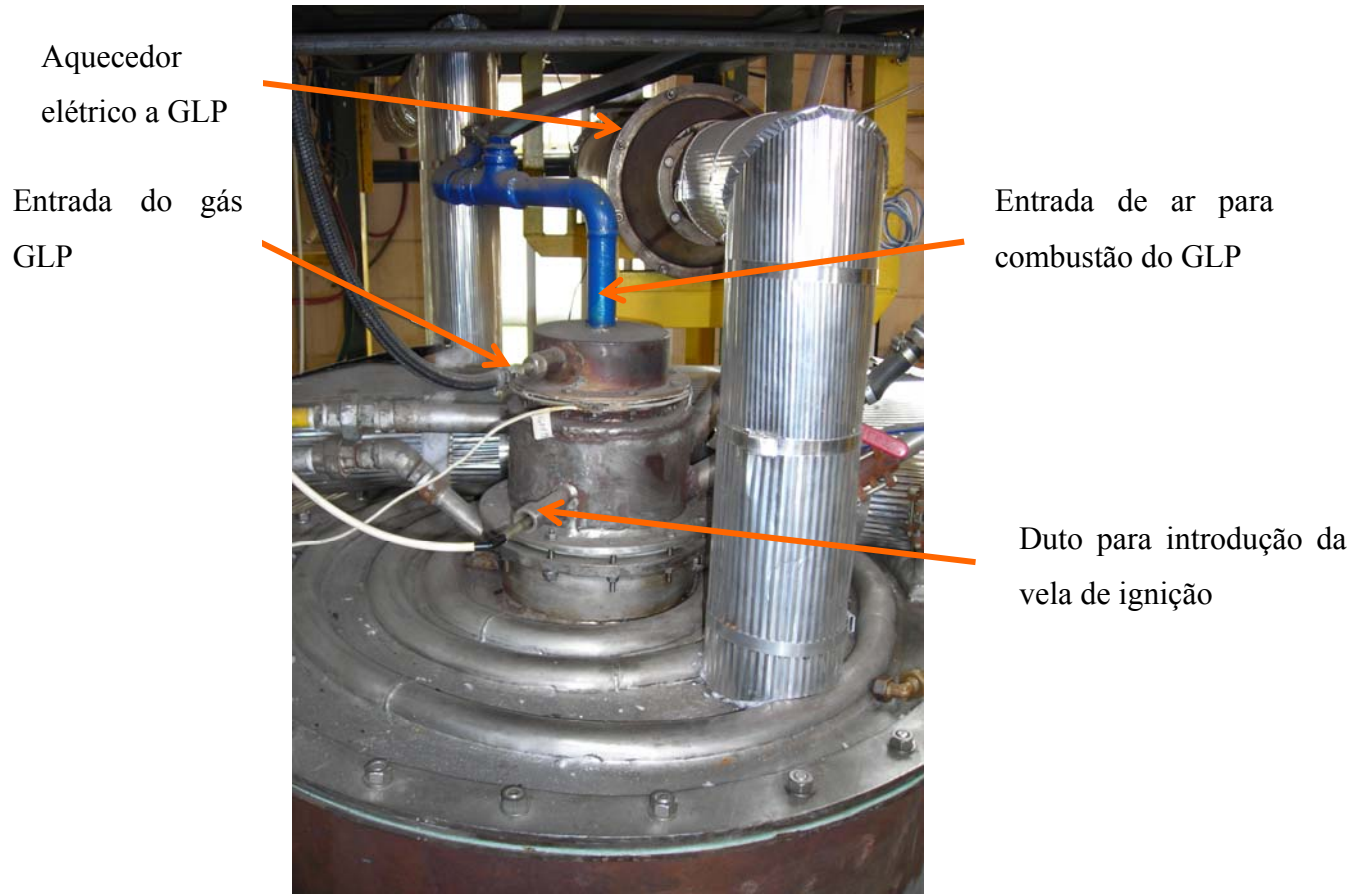


Figura 3-4 Pré aquecedor a GLP do ar de combustão

3.2.2 Alimentador

A mistura combustível (carvão e dolomita) é armazenada em um silo de seção transversal cilíndrica e volume total de aproximadamente $0,165 \text{ m}^3$, apoiado em uma balança da marca TOLEDO modelo 8132, com capacidade para 500 kg. Inicialmente a balança é tarada e, posteriormente, uma sequência de areia (6 kg), carvão puro (7 kg) e mistura combustível (45 a 70 kg), sendo este último preparada em um betoneira, é vagarosamente adicionada no silo de alimentação, de forma a garantir homogeneidade na distribuição dos sólidos. Tara-se novamente

a balança, e a medida que o leito é alimentado, a balança registra uma contagem regressiva, permitindo o controle da quantidade de material introduzido no reator.

A abertura inferior do silo está conectada a um alimentador do tipo rosca sem-fim de passo constante, acionado por um motor de 1,5 HP com redutor de velocidade, marca SUMITOMO, modelo TC-EX. As rotações são controladas por um inversor de frequência marca WEG, modelo CFW-07, o qual permite controlar a descarga de combustível, anotando-se os valores informados pela balança juntamente com o tempo medido em um cronômetro da marca CASIO. Os sólidos transportados pela rosca sem-fim escoam por gravidade através de uma mangueira de PVC reforçada de uma polegada de diâmetro e entram no injetor pneumático refrigerado à água e inclinado à 30° em relação à vertical. A vazão de ar no injetor é controlada com o uso de rotâmetro e válvula. Neste ponto do sistema LFC tem-se a entrada da mistura de combustível juntamente com o ar do injetor pneumático. A função do injetor é facilitar o escoamento da mistura, impedindo a obstrução do tubo de condução. Frequentemente deve-se girar a borboleta do injetor pneumático, garantindo assim o escoamento da mistura. As Figuras 3-5 e 3-6 ilustram o conjunto para alimentação do material sólido no reator.

Porção inferior
do silo

Alimentador tipo
rosca sem-fim

Motor
reductor

Mangueira
flexível



Figura 3-5 Alimentador de sólidos

Entrada de sólidos

Injetor de ar

Entrada de água de
resfriamento

Injetor pneumático

Coluna principal do
LFC



Figura 3-6 Injetor pneumático

3.2.3 Ar de combustão e fluidização

O ar para o processo de combustão da mistura combustível é composto por três parcelas de injeção em diferentes pontos do LFC. A principal delas é proveniente do compressor de deslocamento positivo do tipo Roots da marca OMEL, modelo SER-0831, acionado por um motor de 30 HP e controlado por um inversor de frequência da marca WEG, modelo CFW-09. A vazão de ar é controlada por uma válvula esfera e medida por uma placa de orifício posicionada logo após a saída de ar do combustor a GLP. Esta placa é construída em aço inoxidável AISI com 3 mm de espessura, 82 mm de diâmetro externo e 25,1 mm de diâmetro do orifício. A construção de duas juntas de cobre foi necessária para acomodação da placa de orifício em sua sede, devido à existência de vazamentos nos flanges da tubulação. A temperatura do ar que atravessa a placa de orifício é registrada pelo termopar TK-1, localizado logo após a placa, conforme mostrado na Figura 3-2. A queda de pressão do ar na placa de orifício e sua pressão a montante é medida por dois manômetros tipo coluna em U, sendo que um contém água e outro contém mercúrio como fluido manométrico.

A segunda parcela do ar é adicionada juntamente com a mistura combustível no injetor pneumático, construído com aço inoxidável 304, o qual é alimentado com o ar gerado por um compressor de ar de dois estágios da marca SCHULZ, modelo MSV-40-AS/380 externo ao laboratório.

A terceira parcela de ar é fornecida também pelo mesmo compressor do injetor pneumático e é regulada por válvula e rotâmetro que estão ligados à válvula L de recirculação de sólidos.

As vazões de ar das duas últimas parcelas são calculadas através de curvas de calibração que estão apresentadas nos trabalhos de RAMÍREZ (2007) e HORY (2007), bem como também a curva de calibração da rosca alimentadora.

3.2.4 Resfriamento dos gases de combustão

A tubulação dos gases de exaustão possui um conjunto de doze trocadores de calor disponibilizados em série, responsáveis pela diminuição da temperatura dos gases de exaustão a um valor de saída entre 70 a 80 °C em regime permanente. Construídos também em aço inoxidável, passa por eles água proveniente de uma torre de resfriamento de marca HIDROTÉRMICA. Uma bomba do tipo centrífuga de 1,5 HP de potência succiona a água resfriada coletada pela base da torre e a envia para os trocadores. A própria pressão gerada pela bomba é suficiente para que a água percorra os trocadores e retorne mais quente à torre de resfriamento. Termopares tipo J monitoram a temperatura de saída e entrada da água na torre. Caso a temperatura de saída da água da torre exceda 30 °C, aciona-se manualmente o ventilador da torre de modo a forçar o resfriamento do líquido.

As Figuras 3-7 e 3-8 mostram, respectivamente, fotografias da torre de resfriamento e dos trocadores de calor pertencentes ao sistema experimental estudado.



Figura 3-7 Torre de resfriamento



Figura 3-8 Trocadores de calor

3.2.5 Remoção das cinzas volantes

A retenção de cinzas da combustão que não são coletadas pelo ciclone e atravessam os trocadores de calor é feita por um filtro de mangas de jato de ar pulsante da marca MIKROPUL-DUCON, modelo 9R-4100EX91022. Os gases de combustão, uma vez resfriados, passam por um conjunto de nove filtros cilíndricos que totalizados somam uma área externa de $3,4 \text{ m}^2$. O jato de ar provem de um compressor localizado externamente ao laboratório e é controlado por um módulo eletrônico de pulso ajustado para acionar em intervalos de 3 a 5 minutos, realizando a limpeza dos filtros. O material sólido acumulado no filtro é depositado em um recipiente cilíndrico construído em aço carbono com capacidade de aproximadamente $0,1 \text{ m}^3$, posicionado sob pressão na base do filtro com auxílio de um macaco hidráulico de capacidade para até 2 toneladas. A boca do recipiente cilíndrico possui uma borracha macia que uma vez pressionada, promove estanqueidade ao filtro de mangas.

Um exaustor da marca OTAM, modelo RAI.280.AR1 de tiragem induzida, acionado por um motor elétrico, está localizado na parte superior do filtro de mangas visando promover melhor a saída do gás de combustão que atravessa o filtro de mangas. A utilização do exaustor durante os testes de combustão gera pressões negativas em determinados pontos do LFC e auxilia na alimentação da mistura combustível.

A Figura 3-9 mostra o conjunto do filtro de mangas e recipiente para coleta de cinzas volantes.

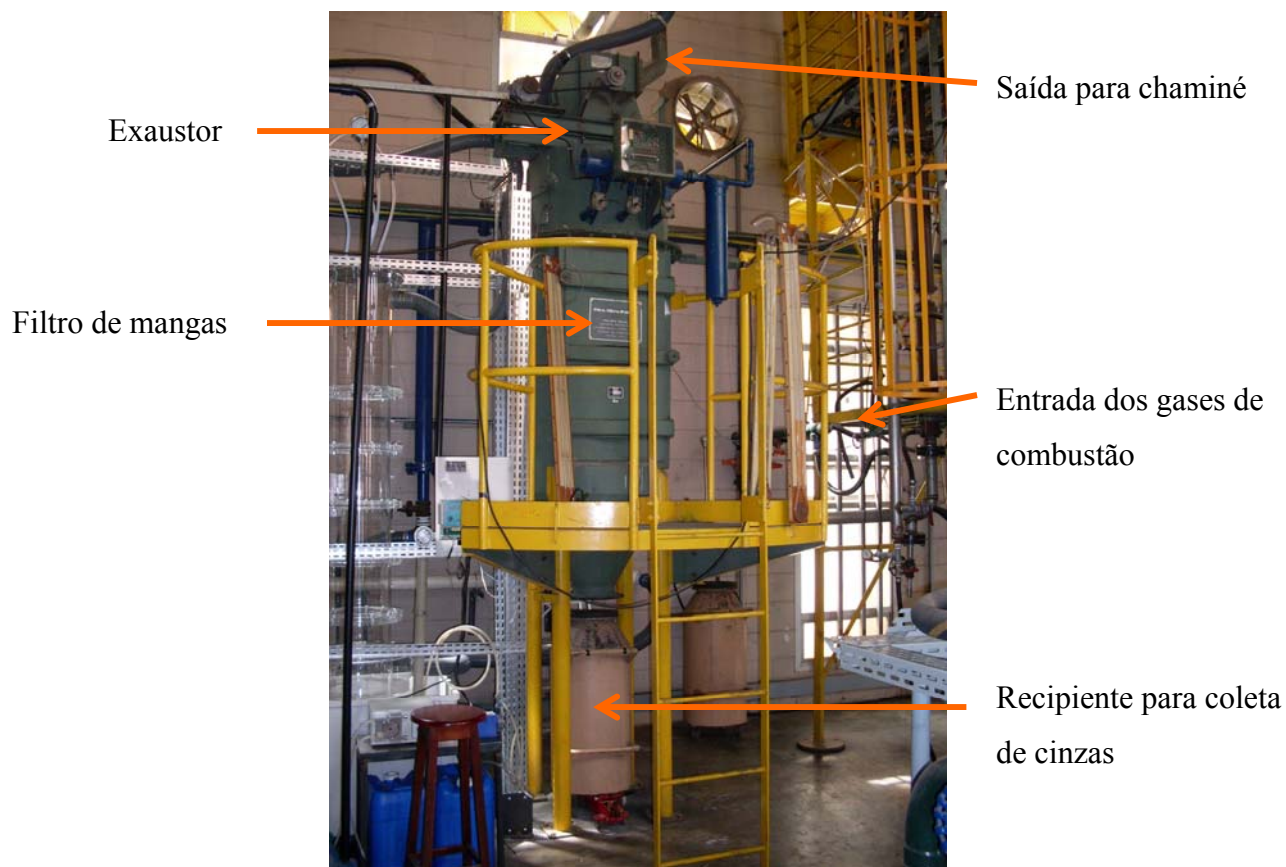


Figura 3-9 Conjunto de equipamentos do filtro de mangas

3.2.6 Válvulas solenóides

O perfil de pressão manométrica foi medido a partir de tomadas distribuídas ao longo do sistema de circulação dos sólidos. Estas medidas permitem estudar a fluidodinâmica do leito através da obtenção do seu perfil de porosidade ao longo do *riser* e do perfil de pressão no *loop* envolvendo *riser*, ciclone, válvula de recirculação e *downcomer*.

No total foram monitoradas 14 válvulas solenóides da marca SCHRADER BELLOWS, interligadas a dois *mainfolds* conectados em paralelo e acionadas manualmente através de um painel de comando. A pressão é medida por meio de um manômetro de coluna em U contendo água como fluido manométrico, conectado em paralelo a um manômetro diferencial, no caso, um transdutor de pressão da marca ROSEMOUNT, com o objetivo de melhorar a precisão das leituras de pressão (Figura 3-10).



Figura 3-10 Painéis de controle do LFC

3.2.7 Analisadores de gás

A coleta do gás de combustão foi realizada a 210 mm da entrada do filtro de mangas. O gás é conduzido por uma mangueira plástica transparente de 6 mm de diâmetro interno e 6 m de comprimento, passando por um coletor de partículas dotado de um filtro de marca ENERGÉTICA, modelo E100, com poder de retenção de 99,9 % para partículas com diâmetro maior que $0,3 \mu\text{m}$. O gás é succionado por um bomba de vácuo de marca GAST, modelo 0523-101Q e enviado para os analisadores de gás. Existe um circuito *by-pass* e uma abertura para a atmosfera na linha de amostragem (Figura 3-11), cuja finalidade é diminuir a vazão e pressão do gás coletado, protegendo os analisadores da pressão excessiva na saída da bomba e garantido fluxo constante para ao analisador de NOx de operação contínua.

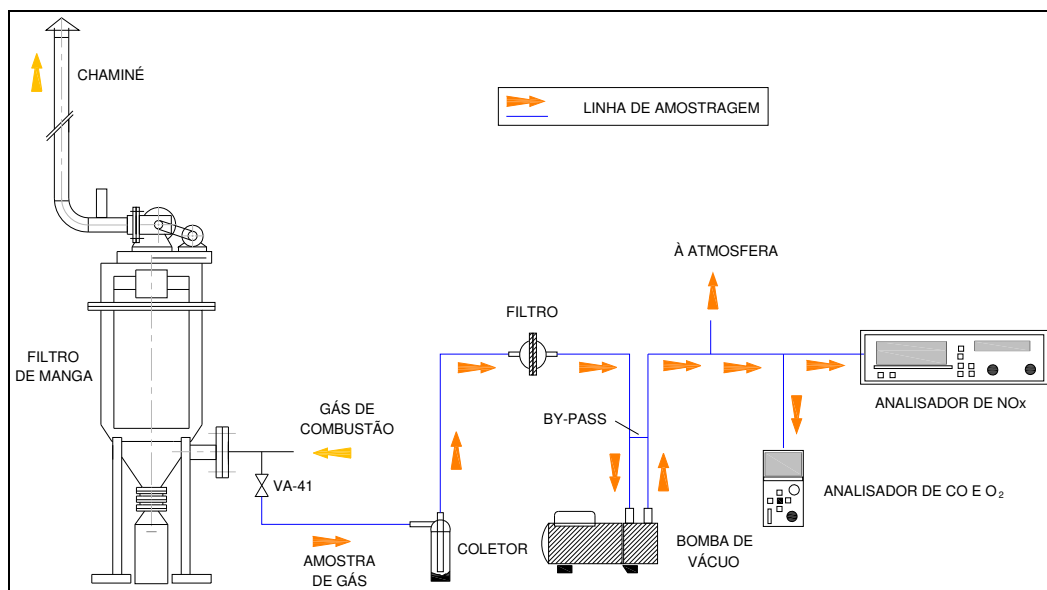


Figura 3-11 Esquema da linha de amostragem do gás de combustão (RAMÍREZ, 2007)

Dois analisadores do tipo semicontínuo da marca TESTO, modelos 325-M para quantificação das emissões de O_2 , CO_2 e CO , e 325-I para SO_2 foram utilizados durante os experimentos. Estes equipamentos realizam uma autocalibração no momento em que são ligados e dispõem de duas células eletroquímicas para efetuar a medição destes gases. Outro analisador de maior porte, do tipo contínuo e da marca HORIBA, modelo ENDA-1400 foi utilizado para determinar a concentração volumétrica de NO_x . Seu funcionamento é baseado no princípio de detecção por infravermelho não dispersivo. A calibração deste equipamento é feita manualmente, descrito no apêndice IV.

3.2.8 Aquisição de dados

O sistema de aquisição de dados possui três *data-loggers*, de marca NOVUS, cada um com oito canais, disponibilizando vinte e quatro canais para ligação de sensores. Estes *data-loggers* recebem o sinal dos termopares tipo K e tipo PT-100, instalados ao longo do combustor, e do analisador de gases HORIBA, o qual gera sinal de corrente direta de 4 a 20 mA. Este sinal em corrente é convertido pelo software FIELD-LOGGER da NOVUS, versão 1.53, à sua equivalência em concentrações de NO_x e SO_2 . O software permite a visualização em tempo real de temperatura e emissão de poluentes durante a operação do combustor. Os sinais são emitidos

dos *data-loggers*, passam por um conversor USB-i485 e chegam a um computador AMD Athlon 2.0 GHz de processamento e 256 MB de memória RAM.

3.3 Reformas e adequação de componentes do LFC

Após a realização dos testes de HORY (2007), o sistema de LFC foi submetido a uma série de reformas envolvendo os seguintes componentes do sistema experimental:

Juntas: O sistema foi totalmente desmontado e remontado por serviço terceirizado pela empresa OSMEC especializada em serviços de caldeiraria, situada em Campinas – SP, e suas flanges numeradas para possibilitar a troca das juntas que apresentavam vazamentos devido ao desgaste por tempo de uso e temperatura.

As juntas, compatíveis com as necessidades do sistema, foram dimensionadas e fornecidas pelos fabricantes TEADIT S.A e ESPIROFLEX S.A.

Termopares: Os termopares TK2 a TK4 foram substituídos em função do desgaste ocasionado pelo atrito de partículas, por termopares da marca CONTEMP de mesmo tipo, no caso K (-150 a 1370 °C), de dimensões 8 x 300 mm e rosca 3/8” NPT (*National Pipe Thread*).

Filtro de mangas: O filtro de mangas teve todos os seus nove filtros substituídos. Foi aplicada tinta anticorrosiva no interior do equipamento contendo os filtros de forma a prolongar sua vida útil.

Base do riser: Após os testes de HERREA (2008), detectou-se vazamentos de ar e sólidos na base do *riser*, exigindo a substituição da tubulação entre a placa de orifício e a entrada do *riser* (Anexos A e B).

Analizador de gases Horiba: Realizou-se uma verificação completa em nível de filtros, bombas, conexões, estanqueidade, instalações elétricas e operação deste equipamento por profissional qualificado.

Válvula de amostragem: Foram feitas modificações no projeto da válvula de amostragem e foram trocadas as gaxetas de vedação. Uma alteração em termos de construção foi realizada com o intuito de melhorar a vedação interna da paleta ligada a uma haste acionada manualmente que direciona o fluxo de partículas para o recipiente de coleta durante a medida da taxa de recirculação de sólidos do sistema. Na sua posição vertical, sem amostragem, ocorria vazamento de material sólido para o duto lateral que conduz o sólido para o recipiente de amostragem. Visando solucionar o problema de vazamento, foram soldadas pequenas abas na seção interna quadrada da válvula (Anexo C) de forma a evitar que partículas passassem pela folga da paleta.

Guarda corpo: Foi providenciado um guarda-corpo para uma das escadas laterais do sistema LFC, proporcionando segurança ao operador.

3.4 Caracterização do material alimentado ao leito

Durante o processo de combustão estão presentes partículas de material inerte (areia), mistura combustível composta por carvão e calcário que produzem cinzas e compostos de cálcio como produtos sólidos do processo. A seguir, apresenta-se a descrição dos materiais sólidos usados durante os testes.

3.4.1 Carvão mineral

O carvão mineral utilizado para os ensaios recebe a denominação de CE-4500, obtido a partir do processo de beneficiamento do carvão bruto da camada Barro Branco da mina Esperança e comercializado pela CARBONÍFERA METROPOLITANA S/A no Estado de Santa Catarina. Resultados da análise elementar e imediata desse carvão, realizada pela Fundação de Ciência e Tecnologia (CIENTEC) em Porto Alegre – RS é apresentado no Anexo G, porém não foram usados nesta pesquisa. Os valores utilizados constam na Tabela 3-3.

Em consulta ao site da CARBONÍFERA METROPOLITANA, montou-se a Tabela 3-1 com as características do produto.

Tabela 3-1 Características do carvão mineral CE-4500

Poder calorífico superior	4500 a 4800 kcal.kg ⁻¹
% Cinzas	42 a 44
% Enxofre	2,00 a 2,20
% Matéria Volátil	20 a 23

Devido a impurezas e presença de outras partículas como pedriscos, realizou-se o peneiramento do carvão em peneira da série Tyler nº 6, com abertura de malha de 3,360 µm em um classificador vibratório de escala industrial de marca PRODUTEST, modelo 455, selecionando-se, para os testes, partículas menores que essa dimensão.

A determinação do tamanho médio das partículas do carvão foi realizado no Laboratório Didático da Faculdade de Engenharia Mecânica (FEM), através do uso do classificador vibratório da marca PRODUTEST, modelo 2740 e balança digital de marca OHAUS, modelo GA200, com 0,0001 g de resolução. Foram realizados cinco ensaios de granulometria, com massa de 300 g em cada ensaio, amplitude de vibração de 1 mm durante 10 minutos, calculando-se o valor do diâmetro médio *Sauter* e a incerteza associada à medida para cada ensaio. Como valor final do diâmetro de partícula, foi considerada a média dos valores (Tabela 3-2).

Tabela 3-2 Distribuição granulométrica e diâmetro médio do carvão mineral CE-4500

Granulometria Carvão - CE-4500 Carbonífera Metropolitana - SC							
Teste			1	2	3	4	5
Tyler	Abertura da peneira [μm]	Abertura média com relação à peneira superior [μm]	Fração em massa retida				
6	3350	3350,0	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
7	2830	3090,0	0,0010	0,0000	0,0003	0,0007	0,0003
14	1410	2120,0	0,0178	0,0206	0,0206	0,0198	0,0221
20	840	1125,0	0,2722	0,3135	0,2968	0,3108	0,3246
42	355	597,5	0,4345	0,4503	0,4303	0,4269	0,4306
48	297	326,0	0,0567	0,0661	0,0654	0,0775	0,0607
65	210	253,5	0,0907	0,0654	0,0770	0,0670	0,0624
80	177	193,5	0,0419	0,0302	0,0342	0,0300	0,0310
100	149	163,0	0,0287	0,0209	0,0269	0,0224	0,0205
150	105	127,0	0,0330	0,0173	0,0266	0,0214	0,0205
200	75	90,0	0,0152	0,0093	0,0129	0,0106	0,0099
250	63	69,0	0,0040	0,0013	0,0043	0,0020	0,0010
Fundo		31,5	0,0023	0,0023	0,0027	0,0020	0,0016
d_{sv} [μm]			417,9	487,4	442,5	469,7	487,0
Incerteza [μm]			$\pm 0,4$	$\pm 0,6$	$\pm 0,5$	$\pm 0,5$	$\pm 0,6$
média d_{sv} [μm]			460,9$\pm$0,5				

Para o cálculo do diâmetro médio das partículas retidas no fundo considerou-se metade da abertura da peneira superior.

O diâmetro médio de Sauter (d_{sv}) foi calculado segundo a Equação 3-1 (KUNII e LEVENSPIEL, 1991).

$$d_{sv} = \frac{1}{\sum_{i=1}^n \frac{x_{s,i}^p}{d_i^p}} \quad 3-1$$

Onde:

$x_{s,i}^p$: Fração em massa de sólidos retidos na peneira i, [-];

d_i^p : Diâmetro médio das partículas retidas na peneira i, [μm].

A incerteza dos resultados obtidos foi calculada como uma função de uma ou mais variáveis diretamente medidas. O objetivo foi analisar como as incertezas de cada variável medida se propagavam nos valores calculados. O método para determinação da incerteza associada a cada variável medida e, o conseqüente resultado, foi calculado utilizando o *Engineering Equation Solver* (EES) versão 8.189-3D.

Considerando a grandeza f como uma função das variáveis x e y , a incerteza Δf é fornecida pela Equação 3-2 (HOLMAN, 1994).

$$\Delta f = \sqrt{\left(\frac{\partial f}{\partial x}\right)^2 \cdot (\Delta x)^2 + \left(\frac{\partial f}{\partial y}\right)^2 \cdot (\Delta y)^2} \quad 3-2$$

onde Δx e Δy representam as incertezas associadas as medida das variáveis x e y .

A massa específica das partículas do carvão foi medida por picnometria, realizando-se também cinco ensaios da mesma amostra utilizada na granulometria, obtendo-se a média de $1613 \pm 26 \text{ kg.m}^{-3}$. Os resultados de diâmetro médio ($460,9 \pm 0,53 \text{ }\mu\text{m}$) e massa específica permitem classificar essas partículas como pertencentes ao grupo B de Geldart.

A composição química do carvão mineral foi obtida através de análises elementares realizadas em laboratórios do Instituto de Pesquisas Tecnológicas (IPT) e do Instituto de Química (IQ) da Universidade Estadual de Campinas (UNICAMP).

A seguir é apresentada a composição química do carvão CE-4500 (Tabela 3-3).

Tabela 3-3 Composição química do carvão CE-4500

Elemento	Composição em massa (%)	Metodologia empregada
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

A análise imediata, mediante normas ASTM D-3172, 3173, 3174 e 3175 e a determinação do poder calorífico superior PCS, mediante norma ASTM D-2015, foram realizados no Laboratório Didático da FEM. No caso da análise imediata, quatro ensaios foram realizados, obtendo-se o valor médio das grandezas envolvidas com suas respectivas incertezas (Tabela 3-4). Para o PCS foram realizados cinco ensaios, obtendo-se um valor médio de 17911 kJ.kg^{-1} .

Tabela 3-4 Análise imediata do carvão CE-4500

Parâmetro	Composição em massa
Umidade (% b.u.)	$1,7587 \pm 0,0350$
Carbono (% b.s.)	$29,8037 \pm 0,0071$
Voláteis (% b.s.)	$27,7725 \pm 0,0061$
Cinzas (% b.s.)	$42,4239 \pm 0,0059$

b.s. - base seca; b.u. – base úmida

3.4.2 Calcário dolomítico

O calcário foi fornecido pela empresa CALCÁRIO BONANÇA Ltda, localizada no município de Ipeúna – SP. O material é do tipo dolomítico, formado por sal duplo de cálcio e magnésio $\text{CaMg}(\text{CO}_3)_2$ (CRNKOVIC *et al.*, 2003) e possui influência nas emissões principalmente de SO_2 (função adsorvedora) e de NO_x .

As concentrações de cálcio e magnésio foram determinadas no laboratório do Instituto de Química da UNICAMP. Os valores obtidos encontram-se na Tabela 3-5.

Tabela 3-5 Composição química do calcário dolomítico

Elemento químico	Composição em massa
Cálcio	17,0 %
Magnésio	8,1 %
Enxofre	0,1 %

Esse calcário foi homogeneizado nas mesmas condições do carvão. O material foi submetido à vibração em uma peneira número 6 da série Tyler. A determinação do tamanho

médio das partículas foi realizada seguindo mesmo procedimento do carvão mineral, com os seguintes resultados (Tabela 3-6).

Tabela 3-6 Distribuição granulométrica e diâmetro médio do calcário

Granulometria Calcário Bonança Ltda. Ipeúna - SP							
Teste			1	2	3	4	5
Tyler	Abertura da peneira [μm]	Abertura média com relação à peneira superior [μm]	Fração em massa retida				
6	3350	3350	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
7	2830	3090	0,0070	0,0059	0,0076	0,0074	0,0050
14	1410	2120	0,0451	0,0414	0,0436	0,0440	0,0425
20	840	1125	0,1343	0,1334	0,1365	0,1401	0,1351
42	355	598	0,2545	0,2415	0,2423	0,2515	0,2467
48	297	326	0,1506	0,0834	0,0995	0,1580	0,0959
65	210	254	0,0806	0,1222	0,1312	0,0993	0,1152
80	177	194	0,0563	0,0526	0,0569	0,0517	0,0568
100	149	163	0,0409	0,0516	0,0549	0,0402	0,0657
150	105	127	0,1701	0,2001	0,1716	0,1680	0,1736
200	75	90	0,0534	0,0588	0,0479	0,0341	0,0558
250	63	69	0,0013	0,0033	0,0017	0,0026	0,0027
325	45	54	0,0032	0,0030	0,0023	0,0019	0,0030
Fundo		32	0,0006	0,0003	0,0000	0,0000	0,0000
d_{sv} [μm]			259,8	240,5	254,7	270,1	247,9
Incerteza [μm]			$\pm 0,2$	$\pm 0,1$	$\pm 0,2$	$\pm 0,2$	$\pm 0,2$
média d_{sv} [μm]			254,6$\pm 0,2$				

A massa específica do calcário dolomítico obtido por picnometria foi de $2528 \pm 39 \text{ kg.m}^{-3}$. Juntamente com o diâmetro médio de $254,6 \pm 0,2 \mu\text{m}$, o sólido pertence ao grupo B de Geldart.

3.4.3 Areia quartzosa

A utilização do material inerte no sistema de combustão permite homogeneizar o perfil de temperatura do LFC, além de promover troca de calor mais uniforme entre o escoamento gás-sólido e superfícies da câmara de combustão. A introdução desse sólido no sistema e as

condições para circulação no sistema estão descritas no procedimento de partida do LFC (Apêndice I).

A areia utilizada recebe a especificação comercial AG 40/50 do tipo JL 40, procedente do município de Analândia – SP e distribuída pela SAND JL COMÉRCIO DE MINÉRIOS LTDA, localizada no município de Descalvado – SP. A distribuição granulométrica e o diâmetro médio de *Sauter* são apresentados na Tabela 3-7.

Durante o processo de combustão, por hipótese, assumiu-se que o inerte está presente em maior quantidade no interior da câmara de combustão, quando comparado com as cinzas da combustão e a quantidade de mistura combustível que entra no reator, justificando a caracterização da esfericidade somente deste sólido.

A aproximação para esfericidade é sugerida pela Equação 3-3 por Waddel (1934) e recomendada por Pettyjohn (1936) *apud* Peçanha e Massarani (1986):

$$\phi = \frac{d_{in,ins}}{d_{in,cir}} \quad 3-3$$

em que:

$d_{in,ins}$: diâmetro do inerte inscrito

$d_{in,cir}$: diâmetro do inerte circunscrito

A partir de medições de esfericidade, levando em consideração o diâmetro inscrito e circunscrito do contorno da projeção de aproximadamente 900 partículas sobre um plano estável, constituído de um quadro branco, obteve-se o valor médio de esfericidade igual a 0,81, sendo condizente com dados da literatura, onde KUNII E LEVENSPIEL (1991) relatam valores de 0,66 e 0,86 para areia irregular e regular, respectivamente.

Tabela 3-7 Distribuição granulométrica e diâmetro médio da areia

Granulometria Areia Sand JL - 40 - Descalvado - SP							
Teste			1	2	3	4	5
Tyler	Abertura da peneira [μm]	Abertura média com relação à peneira superior [μm]	Fração em massa retida				
12	1410	1410,0	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
20	840	1125,0	0,0010	0,0007	0,0007	0,0007	0,0007
42	355	597,5	0,3854	0,4170	0,4489	0,3877	0,4243
48	297	326,0	0,1980	0,1793	0,1795	0,1890	0,1900
65	210	253,5	0,2392	0,2320	0,2218	0,2250	0,2300
80	177	193,5	0,0867	0,0920	0,0739	0,0993	0,0720
100	149	163,0	0,0535	0,0473	0,0496	0,0603	0,0557
150	105	127,0	0,0249	0,0237	0,0190	0,0287	0,0213
200	75	90,0	0,0080	0,0063	0,0050	0,0080	0,0047
250	63	69,0	0,0003	0,0007	0,0000	0,0003	0,0000
Fundo		31,5	0,0007	0,0007	0,0000	0,0003	0,0000
d_{sv} [μm]			305,8	312,8	325,3	301,0	318,6
incerteza [μm]			$\pm 0,5$	$\pm 0,5$	$\pm 0,6$	$\pm 0,5$	$\pm 0,5$
média d_{sv} [μm]			312,7$\pm 0,5$				

A massa específica do material inerte, determinada também por picnometria foi de $2525 \pm 16 \text{ kg.m}^{-3}$. Juntamente com o diâmetro médio de *Sauter* de $312,7 \pm 0,5 \mu\text{m}$ permitem classificar esse sólido como pertencente ao grupo B de Geldart.

3.5 Planejamento experimental

A partir de testes preliminares visando estudar a influência e o nível adequado de alguns parâmetros operacionais, foram organizados procedimentos experimentais para operação do LFC. Condições operacionais relativas à velocidade superficial do gás, inventário de sólidos, descarga de ar na válvula L e taxa de recirculação de partículas foram estudadas e descritas por RAMÍREZ (2007) e HORY (2007).

3.5.1 Variáveis do planejamento

A partir da revisão da literatura, a relação molar cálcio e enxofre (Ca/S) e o excesso de ar (ϕ) foram selecionadas como variáveis de entrada do processo. Essas variáveis de entrada, chamadas de fatores, devem ser controláveis e seus valores ou níveis foram determinados com base em experimentos realizados por pesquisadores referenciados no capítulo 2 (Estado da Arte deste trabalho), levando-se em conta também o aparato experimental, suas características e recursos técnicos. Como variável de saída ou resposta tem-se a emissão de NO_x em ppm_v.

3.5.2 Planejamento dos experimentos

O planejamento experimental é uma importante ferramenta para otimização de processos, minimizando custos e tempo. A presente realidade dos experimentos desta pesquisa que demandam tempo, controlabilidade, custos de operação, além da influência de outros tipos de variáveis, justifica a utilização de um modelo estatístico de planejamento com o objetivo de avaliar os efeitos ou impactos de determinadas variáveis. Assim, atingem-se condições otimizadas através da análise de superfícies de respostas, trazendo qualidade aos resultados obtidos.

O planejamento experimental oferece vantagens como redução do número de ensaios ou repetições e melhora a qualidade das informações obtidas através dos resultados com base na análise individual ou simultânea das variáveis. Além disso, permite-se avaliar o erro experimental com o intuito de especificar o nível de confiança estatística sendo possível estimar a reprodutibilidade do resultado desejado.

Parte deste trabalho foi realizado concomitantemente com o trabalho de doutorado de HORY (2007), que estudou as emissões de SO₂ no processo e combustão de carvão mineral em leito fluidizado circulante.

O Delineamento Composto Central Rotacional (DCCR) foi considerada a opção de planejamento mais adequada, devido ao número pequeno de variáveis e pelos níveis estarem

dentro de uma região ótima. Com o DCCR é possível estimar os efeitos e as interações, bem como, elaborar um modelo empírico que prescreva o fenômeno das emissões de NO_x no LFC. O planejamento experimental base para este trabalho foi proposto inicialmente por HORY (2007) e a partir da leitura de artigos foi possível determinar as variáveis de influência e seus limites para operação no LFC na combustão do carvão, com o objetivo de se avaliar as emissões de SO_x. O excesso de ar (ϕ) e a relação molar (Ca/S) foram selecionadas e seus níveis de operação estabelecidos, conforme informações de artigos científicos e a partir também dos testes preliminares realizados por RAMÍREZ (2007).

O DCCR ou fatorial completo consiste em 2^γ ensaios distintos, 2γ ensaios nos pontos axiais e no mínimo três pontos centrais para cálculo do erro padrão e resíduos. Os testes de ponto central também fornecem informação sobre o grau de repetibilidade do processo.

Os pontos axiais foram calculados com base na Equação 3-3.

$$\pm \alpha = (2^\gamma)^{1/4} \quad 3-4$$

em que γ representa o número de variáveis

A Figura 3-12 representa a possibilidade de condução para experimentos de duas variáveis de um DCCR.

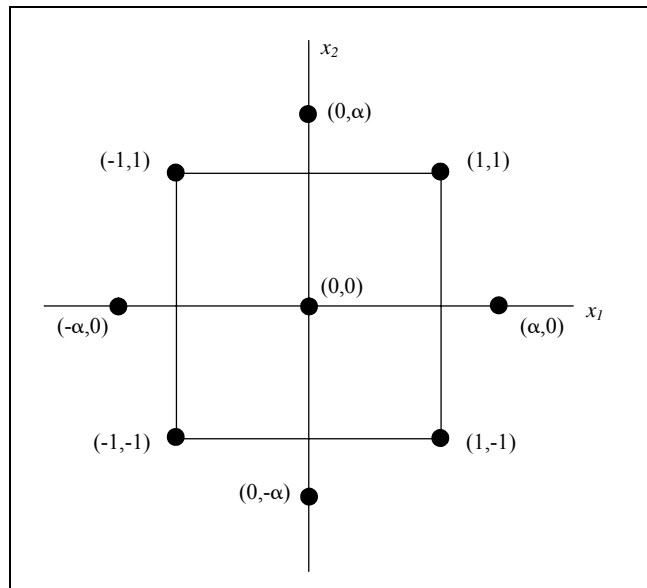


Figura 3-12 Delineamento Composto Central Rotacional (DCCR)

A Tabela 3-8 exibe o planejamento experimental onde constam as variáveis de influência, seus níveis de operação e os pontos axiais.

Tabela 3-8 Valores utilizados no DCCR para duas variáveis

Variáveis codificadas	-1,4142 (-α)	-1	0	+1	+1,4142 (+α)
Excesso de ar (φ) [%]	18	20	25	30	32
(Ca/S) [-]	0	0,3	1,0	1,7	2,0

A matriz com os valores codificados e reais do DCCR constam na Tabela 3-9.

Tabela 3-9 Matriz codificada do DCCR

Partes	Ensaio	(Ca/S)	Excesso ar (φ) [%]	(Ca/S)	Excesso ar (φ) [%]
		Valores codificados		Valores reais	
Ensaio distintos	1	-1	-1	0,3	20
	2	1	-1	1,7	20
	3	-1	1	0,3	30
	4	1	1	1,7	30
Pontos Axiais	5	-1,4142	0	0	25
	6	1,4142	0	2	25
	7	0	-1,4142	1	18
	8	0	1,4142	1	32
Pontos Centrais	9	0	0	1	25
	10	0	0	1	25
	11	0	0	1	25
Validação Experimental	12	-0,5675	0	0,6	25
	13	-0,8513	0	0,4	25

A elaboração do modelo empírico que descreva o fenômeno de emissão de NO_x com base na relação (Ca/S) e excesso de ar (φ) depende da análise estatística desses parâmetros (ANOVA – Análise da Variância). O planejamento utilizado permite a obtenção de um modelo de 2^a ordem conforme a Equação 3-4, caso a análise das variáveis atenda aos critérios da ANOVA.

$$y = \beta_0 + \beta_1 x_1 + \beta_2 x_2 + \beta_{12} x_1 x_2 + \beta_{11} x_1^2 + \beta_{22} x_2^2 + e \quad 3-5$$

onde $\beta_0, \beta_1, \beta_2, \beta_{12}, \beta_{11}, \beta_{22}$ são os coeficientes do modelo e e o resíduo.

3.6 Procedimentos experimentais

A Figura 3-13 exibe um fluxograma das etapas principais de um teste típico de combustão.

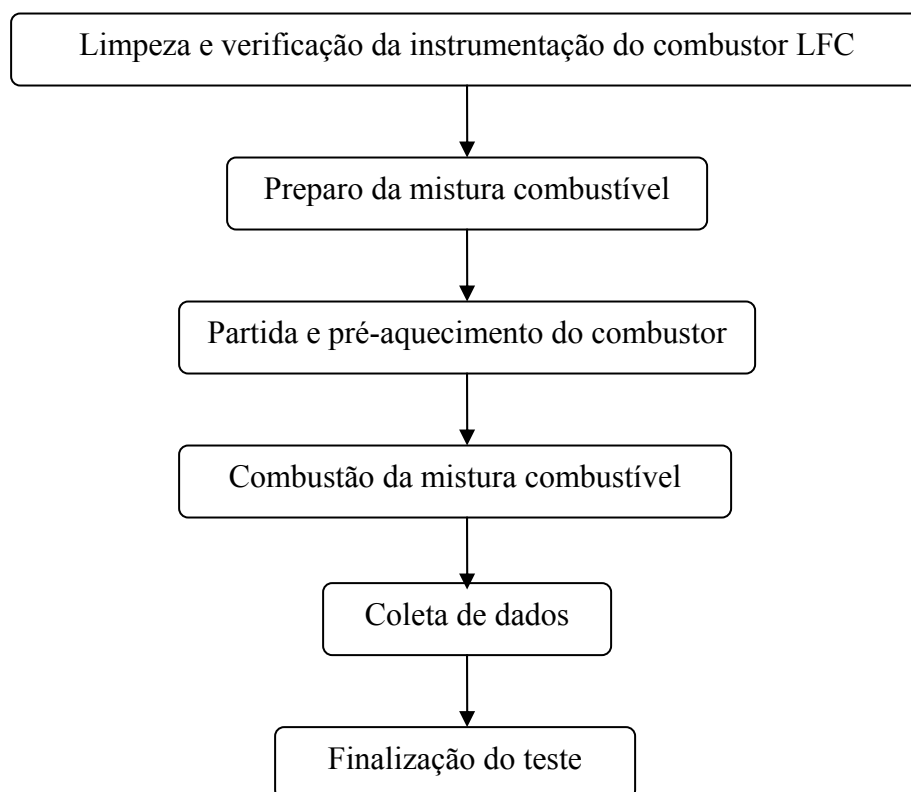


Figura 3-13 Fluxograma das etapas de um teste de combustão

O Apêndice I descreve o procedimento de partida do LFC, o Apêndice II o procedimento para coleta dos dados do experimento, o Apêndice III o procedimento para limpeza do LFC e o Apêndice IV o procedimento para calibração do analisador de gás Horiba.

3.6.1 Limpeza e verificação da instrumentação do combustor LFC

Como primeira etapa do processo de teste no combustor LFC, é preciso realizar a verificação completa do sistema experimental, a começar pela verificação do funcionamento dos seguintes equipamentos e instrumentos:

- Instalações elétricas, hidráulicas e pneumáticas;
- Ar Roots;
- Manômetros de água e mercúrio, além dos reguladores de pressão (ar) e registros (GLP, ar Roots, água do aquecedor a GLP, inclusive dos trocadores de calor);
- Compressores e sopradores de ar;
- Aquecedor elétrico (somente pode ser ligado após passagem de ar proveniente do compressor Roots);
- Refrigeração do aquecedor a GLP;
- Filtro de mangas;
- Torre de resfriamento
 - Bomba;
 - Ventilador;
- Alimentador de sólidos;
- Sistema de aquisição de dados
 - Termopares
 - Sinal do analisador de gases Horiba
- Válvulas solenóides;
- Analisadores de gases portáteis Testo (SO₂ e O₂, CO e CO₂);

3.6.2 Preparação da mistura

A mistura do carvão com o calcário segue a relação molar Ca/S específica para cada teste, definida pelo planejamento experimental. Esse parâmetro determina a proporção entre calcário e

enxofre presente na mistura combustível. Foram desenvolvidos programas para cálculo dessa relação, bem como, de aproveitamento da mistura que não foi utilizada no devido ensaio.

Para preparo da mistura carvão dolomita, utilizou-se uma balança da marca TOLEDO, modelo 2090-XVIC de capacidade máxima de 100 kg e de resolução de 0,01 kg. As amostras de calcário e carvão, totalizando 10 kg cada, são adicionadas em uma betoneira com motor de 0,37 kW e frequência de 30 rpm, durante 20 minutos.

A partida e pré-aquecimento do combustor, assim como, a combustão da mistura combustível e parte da coleta de dados estão descritas no Apêndice I.

3.6.3 Coleta de dados

O momento para se iniciar a coleta de dados deve atender as condições do teste, ou seja, em regime estacionário para temperatura média do *riser* próximas a 850 °C, considerando as exigências para excesso de ar (ϕ) e velocidade de fluidização (U_f). Transcorridos trinta minutos do regime permanente, a leitura dos dados foi iniciada. Foram realizados seis leituras com intervalos de trinta minutos entre cada leitura. O Apêndice II descreve o procedimento para coleta de dados no sistema de aquisição computadorizado.

Foram coletados informações dos termopares (temperatura), válvulas solenóides (perfil de pressão estática), emissão dos gases NO_x, SO₂, CO, O₂ e CO₂, taxa de recirculação de sólidos, sendo esta última constituída por três medidas de dez segundos cada.

3.7 Determinação da descarga estequiométrica de ar/combustível

Para determinação da descarga estequiométrica de ar/combustível foram consideradas a análise elementar do carvão mineral e a relação, em termos de massa, do calcário e enxofre contido no carvão de acordo com as exigências de cada teste. Estabeleceu-se uma quantidade mínima de ar a partir da demanda por oxigênio da reação de oxidação do carvão mineral e da sulfatação do óxido de cálcio (CaO), processo denominado de calcinação da dolomita. Admite-se

que para uma relação molar Ca/S igual a um ou maior, o dióxido de enxofre liberado a partir do carvão mineral é adsorvido totalmente pelo CaO.

A reação de combustão do carvão em termos de seus elementos químicos consta no Apêndice V deste trabalho. Os cálculos foram realizados considerando uma massa de 100 kg de carvão.

Encontrou-se uma relação mássica estequiométrica de ar/combustível de:

$$R_{ar / comb} = 6,929 \text{ kg}_{ar} / \text{kg}_{comb}$$

Descarga real do ar de combustão: A descarga de ar total na combustão é dado pela soma de três parcelas de ar fornecidas durante a combustão (base do *riser*, válvula L e injetor pneumático de sólidos), segundo a Equação 3-5.

$$\dot{m}_{ar} = \dot{m}_{ar,riser} + \dot{m}_{ar,L} + \dot{m}_{ar,ips} \quad 3-6$$

Descarga de ar na base do *riser*: Foi medida com uma placa de orifício, construída segundo a norma ISO-5167 (1998) e colocada em uma tubulação de 52,8 mm de diâmetro interno. Manômetros do tipo coluna em U, preenchidos um com água e outro com mercúrio como fluido manométrico, com faixa de leitura de 0 a 1000 mm e resolução de 1 mm, foram utilizados para a leitura das pressões diferencial e manométrica a montante da placa de orifício. A temperatura do ar na placa de orifício é obtida a partir da leitura do termopar TK-1 no sistema de aquisição de dados.

Descarga de ar na válvula L: Nos trabalhos de RAMÍREZ (2007) e HORY (2007) foi construída uma curva de calibração do rotâmetro conectado à válvula L. A partir da determinação da temperatura e pressão no local da medida e considerando o ar como gás ideal, as propriedades do ar foram obtidas. Em todos os testes, o valor fixo na leitura de 25 unidades no rotâmetro equivalia a uma descarga mássica de aproximadamente 2 kg.h^{-1} .

Descarga de ar no injetor pneumático de sólidos: A medida estimada para o valor da descarga no injetor pneumático foi realizada com um rotâmetro calibrado, implantando-se o mesmo procedimento utilizado para determinação da descarga na válvula L.

3.8 Determinação da relação molar Ca/S

Para o cálculo da relação molar Ca/S (Equação 3-6), considerou-se a fração em massa de cálcio presente no calcário e a fração em massa de enxofre presente no carvão, informadas com base na composição química destes dois sólidos.

$$R_{Ca/S} = \frac{n_{Ca}}{n_S} \quad 3-7$$

em que,

n_{Ca} : número de moles de cálcio, [-];

n_S : número de moles de enxofre, [-].

Estas duas variáveis foram calculadas pelas Equações 3-7 e 3-8.

$$n_{Ca} = \frac{m_{Ca}}{MM_{Ca}} = \frac{x_{Ca} \cdot m_{dol}}{MM_{Ca}} \quad 3-8$$

$$n_S = \frac{m_S}{MM_S} = \frac{x_S \cdot m_{carv}}{MM_S} \quad 3-9$$

onde,

m_{Ca} : massa de cálcio, [kg];

x_{Ca} : fração em massa de cálcio [-];

MM_{Ca} : massa molar do cálcio, igual a 40 kg.kmol⁻¹;

m_{dol} : massa de dolomita, [kg];

m_s : massa de enxofre, [kg];

x_s : fração em massa de enxofre, [-];

MM_s : massa molar do enxofre, igual a 32 kg.kmol⁻¹;

m_{carv} : massa de carvão, [kg].

A partir das Equações 3-7 e 3-8 é possível expressar a relação mássica de dolomita e carvão (Equação 3-19) como sendo:

$$r_{mas\ dolcarv} = \frac{m_{dol}}{m_{carv}} = R_{Ca/S} \cdot \left(\frac{x_s \cdot MM_{Ca}}{x_{Ca} \cdot MM_s} \right) \quad 3-10$$

3.9 Determinação da descarga da mistura combustível

A descarga da mistura combustível foi calculada segundo a Equação 3-10, utilizando um balança eletrônica da marca TOLEDO, modelo 2184-VIII, com capacidade de até 500 kg e resolução de 0,1 kg. A variação de massa no silo (Δm_{mist}) foi medida na balança e, a medida do intervalo de tempo (Δt), registrada no cronômetro.

$$\dot{m}_{mist} = \frac{\Delta m_{mist}}{\Delta t} \quad 3-11$$

3.10 Determinação da taxa de recirculação de sólidos

A taxa de recirculação de sólidos é medida através da válvula de amostragem de sólidos, situada abaixo do ciclone, com uso de balança e cronômetro.

HORY *et al.* (2006) apresentaram um modelo empírico para a taxa de recirculação de sólidos a partir das combinações da velocidade superficial do gás U_f e inventário de sólidos I_s . Esse modelo foi obtido a partir de testes com areia aquecida a 400 °C. Os autores verificaram que

o fator inventário de sólidos representa a maior influência no fluxo de recirculação de partículas, conforme mostrado na Equação 3-11, apresentando um coeficiente de correlação R^2 igual a 0,967.

$$G_s = -111,386 + 21,624U_f + 8,326I_s + 2,906U_f \cdot I_s - 2,919U_f^2 - 1,342I_s^2 \quad 3-12$$

3.11 Determinação do excesso de ar

O excesso de ar foi calculado com base na quantidade de ar estequiométrica já encontrada no equacionamento da combustão estequiométrica do carvão, relacionada com a descarga real de ar da combustão ($\dot{m}_{ar}$), composta por três parcelas, como citado anteriormente. Este excesso, expresso em porcentagem, reduz-se a Equação 3-12:

$$\varphi = \frac{(\dot{m}_{ar} - \dot{m}_{ar}^{est})}{\dot{m}_{ar}^{est}} \cdot 100 \quad 3-13$$

Onde o sobrescrito *est* indica a condição de ar estequiométrico.

Capítulo 4

4 RESULTADOS E DISCUSSÃO

Este capítulo apresenta os resultados de taxa de recirculação de sólidos, pressão estática e temperatura ao longo do circuito principal do leito circulante, além das emissões de O_2 , CO e NOx liberadas pela chaminé nos testes de combustão de carvão. Foram realizados treze experimentos no combustor LFC, cujas planilhas constam no Apêndice VII, dos quais foi possível medir a emissão de NOx em apenas sete testes. A descalibração constante do analisador de gases Horiba prejudicou a obtenção dos resultados, impedindo a leitura em seis dos testes realizados.

Como forma de compensar este problema, optou-se pela elaboração de um modelo empírico a partir dos resultados experimentais apresentados na tese de RAMÍREZ (2007), do qual foi possível completar resultados sobre emissão de NOx, analisar e discutir a influência das variáveis excesso de ar e relação molar Ca/S.

4.1 Perfil de pressão estática

O perfil de pressão estática permite verificar a concentração de sólidos no interior do combustor. A operação do exaustor do filtro de mangas foi responsável pela geração de valores de pressão negativos (abaixo da pressão atmosférica local) nas válvulas VS-9, 11 e 12 indicadas na Figura 3-3. Todos os testes realizados apresentaram o mesmo comportamento para o perfil de pressão.

Os valores indicados pelo transdutor de pressão eram muito instáveis e o resultado anotado foi calculado a partir de uma média de três medidas. A instabilidade pode ser atribuída à quantidade de inventário e resíduos da combustão que circulavam pelo *riser* e *downcomer*, que causavam também a obstrução das tomadas de pressão. Esse fato exigia a limpeza dessas tomadas antes do início de cada teste.

A Tabela 4-1 apresenta os valores médios de pressão manométrica obtidos considerando os treze testes realizados. Não constam as pressões do teste 1, devido a problemas na medida em função de entupimentos nas tomadas de pressão.

Tabela 4-1 Pressão manométrica ao longo do circuito principal

	Valores de pressão nas válvulas solenóides VS [N/m²]												
Teste	VS - 1	VS - 2	VS - 3	VS - 4	VS - 5	VS - 6	VS - 7	VS - 8	VS - 9	VS - 10	VS - 11	VS - 12	VS - 13
	<i>RISER</i>								<i>DOWNCOMER</i>				
1	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
2	60,70	74,73	108,07	614,29	98,75	231,34	36,09	-6,18	-310,58	12,85	-262,03	-108,07	547,21
3	60,70	54,60	85,44	903,52	175,08	713,89	85,02	96,53	-256,54	13,29	-333,65	2,03	4533,01
4	57,34	137,49	157,72	543,29	171,03	358,01	61,00	15,33	-310,40	6,86	-313,59	-159,78	4342,69
5	314,76	118,10	148,86	134,74	170,80	468,07	73,13	128,96	-179,94	18,80	-153,77	-50,34	4133,10
6	153,91	108,27	107,21	677,75	166,00	62,91	134,81	67,14	-300,57	8,78	-141,80	-93,85	4340,62
7	55,44	113,23	135,97	907,50	157,30	101,67	515,47	245,72	-27,56	28,77	30,47	28,96	4792,93
8	479,98	242,39	240,63	1114,55	388,86	106,53	94,78	326,69	-41,31	21,82	-40,17	23,29	4765,52
9	58,15	127,58	185,15	1149,24	732,75	344,70	143,86	372,26	-54,43	27,16	14,91	313,81	4987,45
10	70,39	65,70	97,06	1848,06	106,02	251,02	161,71	608,94	113,46	30,06	39,26	42,24	6210,77
11	94,27	250,10	677,38	1335,82	78,22	114,12	769,62	409,52	-16,61	31,38	2,58	17,65	5013,79
12	75,62	62,85	304,68	1317,22	817,64	122,62	531,45	433,99	-79,07	18,13	-61,70	30,93	4853,33
13	79,98	93,93	81,30	112,03	1256,68	126,05	268,82	376,41	41,84	31,65	35,74	56,97	6292,32
Média	130,10	120,75	194,12	888,17	359,93	250,08	239,65	256,28	-118,47	20,80	-98,65	8,65	4567,73
Cota z [m]	0	0,17	0,39	0,77	1,61	2,15	2,84	3,9	3,9	2,89	2,13	1,45	0,55

Os valores de pressão estática (manométrica) medidos ao longo do circuito principal para o teste 8 estão mostrados na Fig. 4-1.

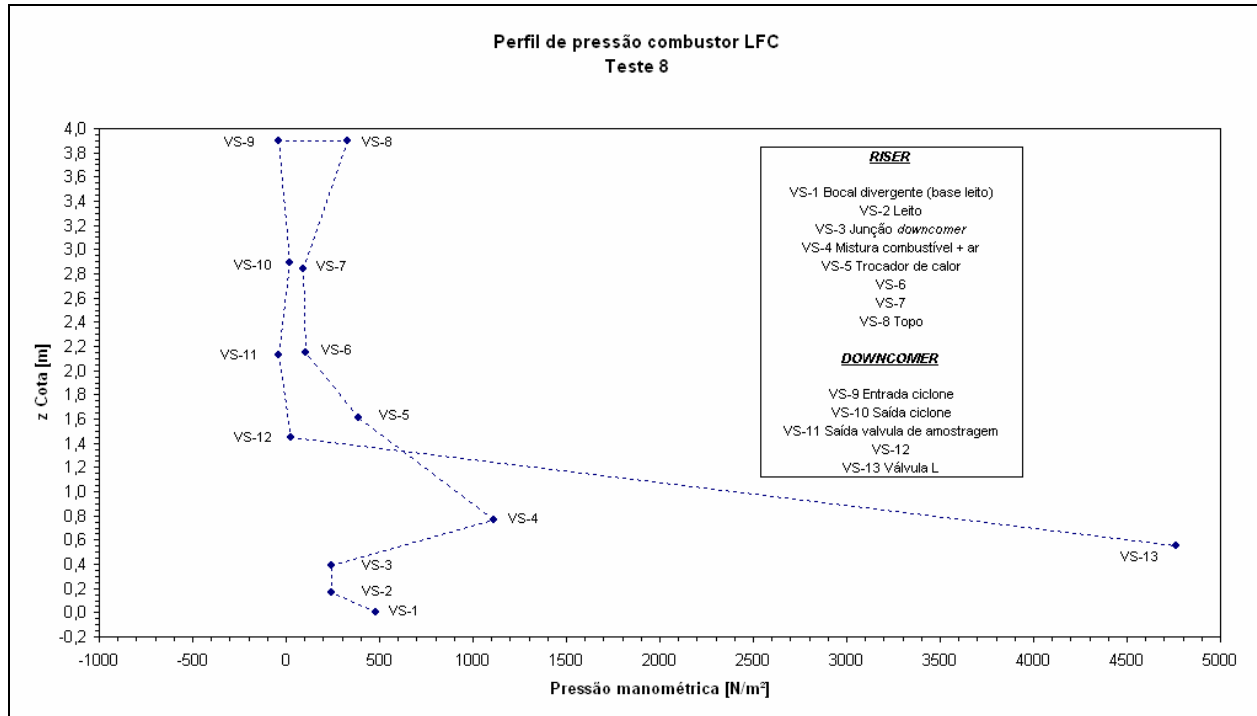


Figura 4-1 Perfil de pressão estática em regime permanente – teste 8

Na Figura 4-1, observa-se uma pequena diminuição da pressão estática nas válvulas VS-1, VS-2 e VS-3. Na base do *riser*, a presença de inerte em maior quantidade resulta em pressão maior quando comparada com a pressão das válvulas VS-2 e VS-3. À medida que o ar escoia pela coluna principal, a concentração de sólidos e a pressão estática local diminuem com exceção das posições das válvulas VS-4 e VS-8. No local da válvula VS-4 a pressão aumenta em virtude da adição da mistura combustível e ar do injetor pneumático e da entrada do material recirculado enquanto que na posição da válvula VS-8 ocorre o aumento da concentração de sólidos ocasionado pela saída abrupta do *riser*.

Na válvula L ocorreu a maior queda de pressão, indicada pelas válvulas VS-12 e VS-13, conforme observado também por BASU e BUTLER (2008), provocada pela adição de ar e acúmulo de sólidos na coluna de retorno.

4.2 Perfil de temperatura

A Figura 4-2 apresenta o perfil de temperatura no circuito LFC do teste 8 durante todo o experimento.

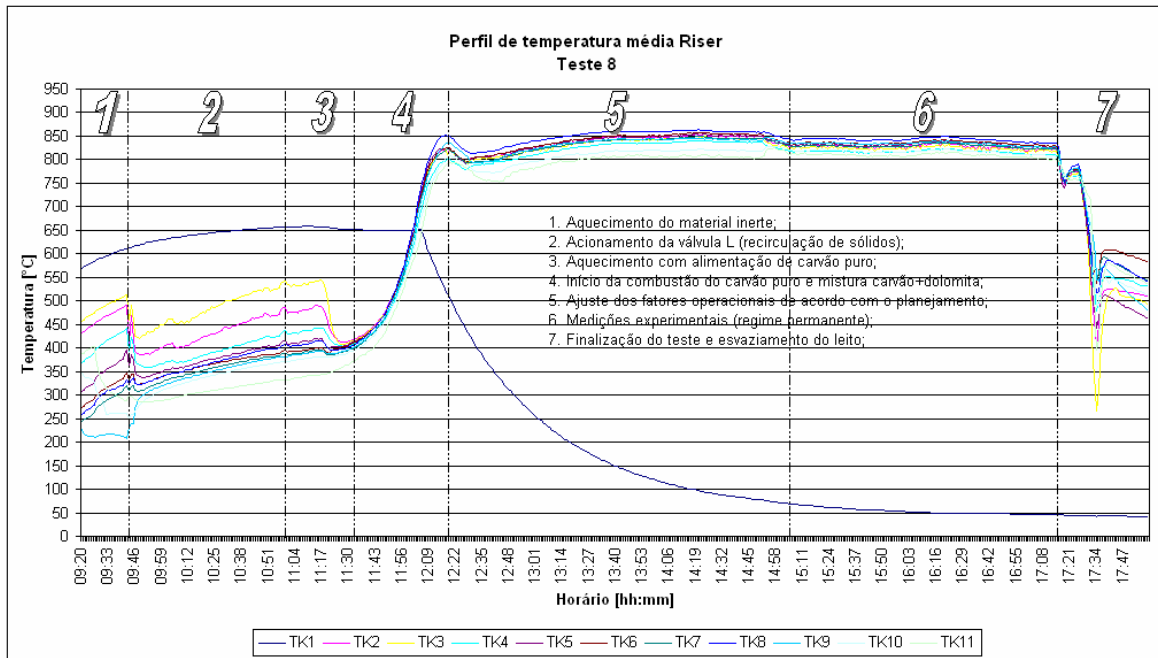


Figura 4-2 Perfil de temperatura – teste 8

O perfil de temperatura média do *riser* pode ser dividido em sete regiões caracterizando os períodos de: início do teste e aquecimento do material inerte até que a temperatura média de TK-2 a TK-8 seja de 420 °C (região 1); início da injeção de ar na válvula L e recirculação de sólidos (região 2); alimentação de carvão puro (região 3); início da combustão do carvão puro e alimentação da mistura combustível carvão e dolomita (região 4); ajuste dos fatores operacionais de cada teste de acordo com o planejamento experimental (região 5); início do regime permanente e realização das medidas (região 6); parada da alimentação da mistura combustível e finalização do teste (região 7).

Na média, todos os testes realizados apresentaram a mesma tendência de comportamento, podendo esta figura ser representativa dos demais testes. A temperatura média no *riser* variou entre 829 °C e 870 °C, sendo que a média da temperatura, considerando todos os testes na condição de regime permanente, manteve-se por volta dos 850 °C. Conforme mostrado na

Tabela 4-2, esse valor também foi mantido por KNÖBIG *et al.* (1998) em seus experimentos com diferentes tipos de carvão. Para GRACE (1997), o aumento da temperatura de combustão ocasiona o aumento das emissões de NO_x, sendo importante a manutenção da temperatura do combustor em uma faixa de 800 a 900 °C. HAYHURST e LAWRENCE (1997) realizaram seus experimentos nessa mesma faixa de temperatura com o intuito de limitar as emissões deste poluente.

Tabela 4-2 Temperatura média do *riser*

Teste	Temperatura média do <i>riser</i> [°C]
1	829
2	842
3	840
4	847
5	856
6	832
7	833
8	840
9	841
10	870
11	851
12	863
13	862
Média	847

Para controle da temperatura média do *riser* após a fase nº 4 da Figura 4-2, foi necessário determinar e controlar, de forma contínua, a descarga da mistura combustível, variando-se a frequência do motor do alimentador (Figura 3-5), para um determinado excesso de ar, controlada pela válvula do ar de fluidização (VA-6 na Figura 3-2). Basicamente, o fator de maior influência na temperatura média no *riser*, bem como em todo o circuito do LFC, é a descarga da mistura combustível. Após a alimentação e ignição do carvão, fixa-se um determinado valor para a vazão mássica de combustível, que normalmente esteve entre 8 e 12 kg.h⁻¹ nos testes realizados. Uma vez fixada esta vazão, variava-se a quantidade do ar de fluidização, procurando atender simultaneamente à temperatura média de 850 °C e o excesso de ar requerido em cada teste.

O perfil axial de temperatura obtido ao longo da câmara de reação em regime permanente apresentou também uma mesma tendência, podendo a Figura 4-3 reproduzir o comportamento dos demais testes. No caso considerado, é apresentado o perfil de temperatura do teste 8.

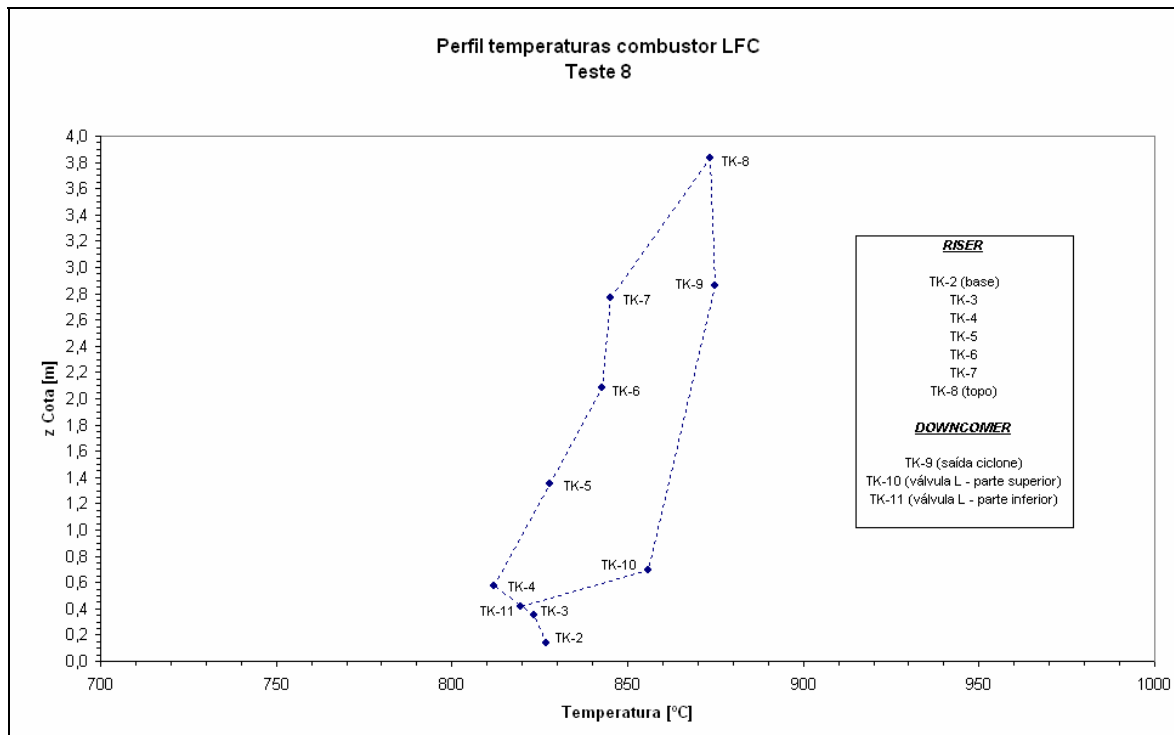


Figura 4-3 Perfil de temperatura no *riser* em regime permanente – teste 8

Observa-se um gradiente de temperatura negativo na base do *riser* registrado pelos termopares TK-2, TK-3 e TK-4. Nesta porção do combustor, ocorre a entrada do ar de fluidização que é admitido a uma temperatura ao redor de 50 °C, justificando o decréscimo da temperatura da suspensão. Acima do termopar TK-4, localizado pouco abaixo da entrada da mistura combustível, a temperatura começa a aumentar, pois o processo de combustão é mais intenso a partir desta região até o topo da coluna principal, onde se encontram as maiores temperaturas em decorrência do aumento da concentração de sólidos na saída da coluna principal. A partir do termopar TK-8, registra-se um pequeno incremento na temperatura, já que no ciclone há uma grande concentração de sólidos, explicando a pequena variação entre as temperaturas registradas nos termopares TK-8 e TK-9. A grande variação de temperatura ocorre entre os termopares TK-10 e TK-11, localizados na parte final da coluna de retorno, provocada pela

injeção de ar na válvula de recirculação para promover o escoamento dos sólidos em direção ao *riser*.:-

4.3 Taxa de recirculação de sólidos

Apesar de terem sido realizadas várias alterações na geometria da válvula de recirculação de sólidos (Anexos C, D e E), os resultados obtidos para a taxa de recirculação relativa aos experimentos com combustão ainda não apresentaram repetibilidade. Esse fato impediu a determinação experimental do fluxo de sólidos recirculados exigindo nova alteração na geometria da válvula.

Segundo MABROUK *et al.* (2007) que utilizaram areia de diâmetro médio igual a 220 μm e variação da velocidade superficial do gás de 4 a 10 m.s^{-1} , os valores obtidos para G_s ficaram entre 10 e 85 $\text{kg.m}^{-2}.\text{s}^{-1}$, valores típicos de regime de fluidização rápida.

HORY *et al.* (2006) elaboraram um modelo empírico para estimar os valores de taxa de recirculação, entretanto, o modelo não foi utilizado em função de não se adequar às condições operacionais deste trabalho. A análise do modelo mostra que o aumento do inventário de sólidos é o principal fator de influência sobre a taxa de recirculação sendo que o aumento do inventário provoca o aumento da taxa de recirculação. O aumento da taxa de recirculação de sólidos levou a perfis de concentração de sólidos mais uniformes no *riser* e, conseqüentemente, maior uniformidade de temperatura no circuito principal do reator.

4.4 Obtenção do modelo para a emissão de NOx baseado nos resultados de RAMÍREZ (2007)

Conforme comentado no início deste capítulo, utilizaram-se os resultados experimentais apresentados na tese de RAMÍREZ (2007), visando encontrar um modelo para a previsão da concentração de NOx nos gases liberados pela chaminé.

A Tabela 4-3 reproduz os resultados apresentados em RAMÍREZ (2007). Baseando-se nesses dados foi possível a aplicação do software Statistica versão 7 que levou à obtenção da Equação 4-1 que relaciona as emissões de NO_x a 6 % de O₂ com os fatores relação molar Ca/S (Ca/S) e excesso de ar (ϕ). Esse modelo foi obtido com base na análise estatística considerando um intervalo de confiança de 95 % e p-valor de 0,1 podendo ser aplicado dentro da faixa na qual foi obtida ($0,6 < \text{Ca/S} < 3,4$ e $18 < \phi < 32$).

Tabela 4-3 Concentrações de O₂, CO e NO_x medidas nos testes de combustão de RAMÍREZ (2007)

Ensaio	[Ca/S]	[ϕ] [%]	[O ₂] [%v]	[CO] [ppm _v]	[NO _x] [ppm _v]	[CO] _{6%O₂} [ppm _v]	[NO _x] _{6%O₂} [ppm _v]
1	1,0	20	5,8	85	138	84	136
2	3,0	20	5,8	159	209	157	206
3	1,0	30	7,2	121	116	132	126
4	3,0	30	7,1	287	196	310	212
5	0,6	25	6,6	97	111	101	116
6	3,4	25	6,7	236	191	248	200
7	2,0	18	5,5	92	177	89	171
8	2,0	32	7,3	181	153	198	168
9	2,0	25	6,4	132	157	136	161
10	2,0	25	6,3	120	182	122	186
11	2,0	25	6,5	117	191	121	198

$$[NO_x] = 4,92 + 56,48[Ca/S] - 10,27[Ca/S]^2 + 7,09[\phi] - 0,18[\phi]^2 + 0,77[Ca/S] \cdot [\phi] \quad 4-1$$

onde:

Ca/S: variável real relação molar Ca/S [-]

ϕ : variável real excesso de ar [%]

Verificou-se que o planejamento apresentou um desvio relativo pequeno e um bom ajuste de reta, porém os pontos centrais desse planejamento evidenciam problemas com a qualidade de repetição do processo, aumentando o erro padrão e residual, o que, entretanto não prejudica a obtenção do modelo estatístico.

O coeficiente de correlação, uma medida da qualidade do ajustamento da reta de regressão da Equação 4-1 foi de 91,7 %. Este coeficiente relaciona os resultados gerados pelo modelo com os resultados obtidos experimentalmente. Quanto maior o valor de R^2 , maior a aproximação do modelo previsto com o modelo real.

As dificuldades de operação do sistema LFC, controle e ajuste das variáveis do processo de combustão e condições ambientais são fatores que contribuem para a ocorrência de desvios nos resultados coletados.

A Figura 4-4 exibe a reta fornecida pelo programa Statistica, que mostra o afastamento entre os valores experimentais e os valores previstos pelo modelo.

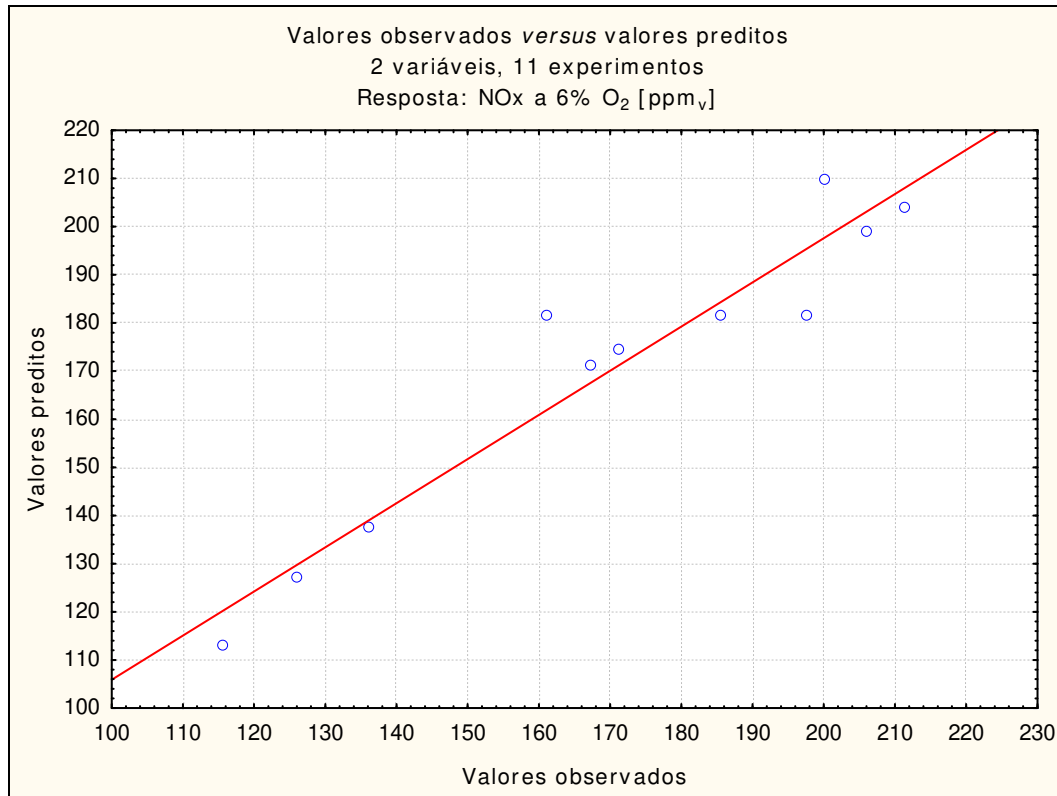


Figura 4-4 Valores experimentais *versus* valores previstos pelo modelo para emissão de NOx a 6 % de O₂

Os resultados estimados pelo modelo foram satisfatórios, pois quando comparados com os resultados obtidos experimentalmente por RAMÍREZ (2007), apresentam desvios variando entre 0,1 e 11,6 %.

O diagrama de Pareto (Figura 4-5) aborda os efeitos padronizados das variáveis estudadas e permite visualizar quais fatores exercem influência significativa sobre a resposta estudada.

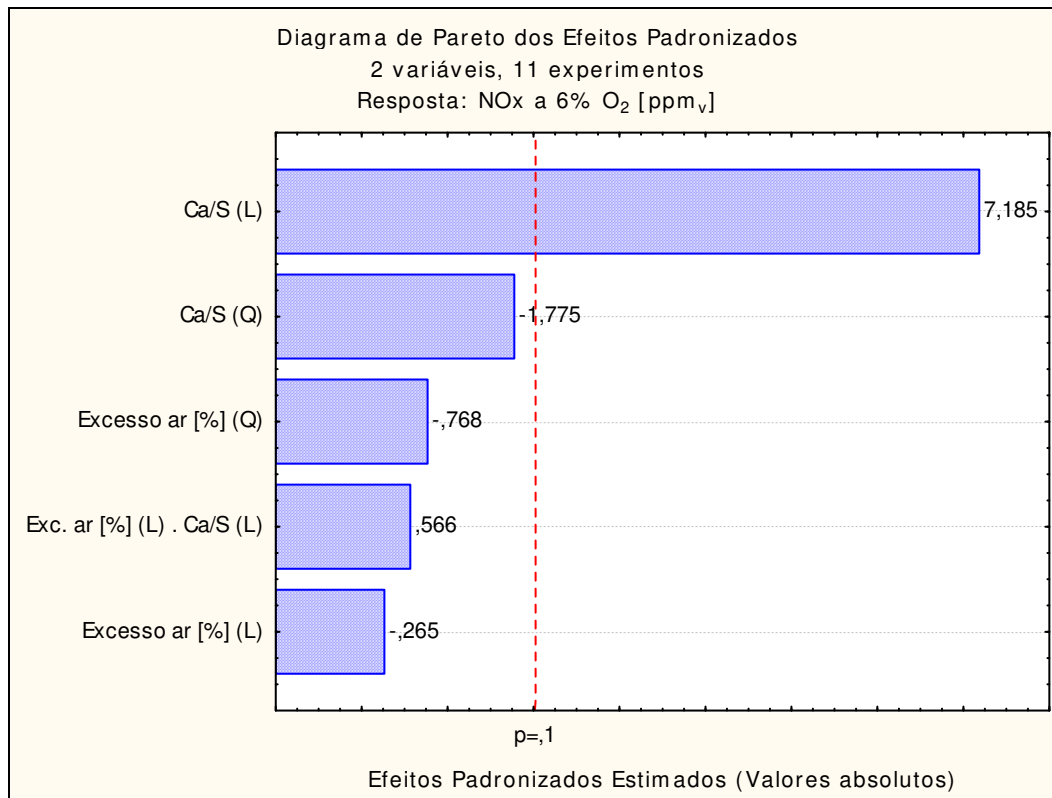


Figura 4-5 Diagrama de Pareto dos efeitos padronizados para emissão de NOx a 6% de O₂

A partir do diagrama de Pareto verifica-se que o termo linear [Ca/S (L)] é altamente significativo para a emissão de NOx, seguido pelo termo quadrático [Ca/S (Q)] que representa o segundo fator estatisticamente significativo. O parâmetro excesso de ar apresentou uma menor relevância para as emissões de NOx.

Na Tabela 4-4 mostram-se os valores estimados obtidos a partir da Equação 4-1, para a emissão de NOx dos testes 2 a 7, onde não foi possível a medição dos valores deste poluente.

Tabela 4-4 Valores estimados para emissão de NOx a 6 % de O₂

Teste	[Ca/S]	[φ] [%]	Valores previstos Modelo Real (RAMÍREZ, 2007) [ppm _v]
2	0,0	25	70
3	1,0	25	135
4	1,0	18	134
5	0,3	20	95
6	1,7	20	167
7	1,7	30	161

Os testes 2 e 5 foram obtidos em condições operacionais externas à faixa de validade da variável Ca/S da Equação 4-1, porém optou-se por considerá-los, visto que as respostas obtidas se apresentaram condizentes com as demais respostas, exibindo tendências e valores esperados.

4.5 Emissão de gases O₂, CO e NOx

As concentrações volumétricas, em partes por milhão (ppm_v) para os gases O₂, CO e NOx (NO e NO₂) são apresentadas na Tabela 4-4 e foram coletadas na fase nº 6 da Figura 4-2. Como forma de eliminar os problemas de diluição dos poluentes no processo de combustão, os valores de CO e NOx foram corrigidos para 6% de O₂, faixa usual para padronização das emissões em caldeiras, de acordo com a fórmula padrão disponibilizada na norma ANSI/ASME PTC 19.10 (1981) e também utilizada por LI *et al.* (2007).

$$\chi_{CO,NOx6\%O_2}^{ref} = \chi_{CO,NOx}^{med} \left(\frac{21 - \chi_{O_2}^{ref}}{21 - \chi_{O_2}^{med}} \right) \quad 4-2$$

onde:

$\chi_{CO,NOx}^{med}$: concentrações de CO e NOx obtidas experimentalmente, [ppm_v];

$\chi_{CO,NOx6\%O_2}^{ref}$: concentrações corrigidas para a base de 6%O₂, [ppm_v];

$\chi_{O_2}^{ref}$: concentração de oxigênio de referência (6% em volume), [ppm_v];

$\chi_{O_2}^{med}$: concentração de oxigênio obtida experimentalmente, [ppm_v].

Os valores de concentração de NOx que não puderam ser medidos experimentalmente, devido à problemas de descalibração do analisador de gases, estão indicados por traços, correspondendo aos testes 2, 3, 4, 5, 6 e 7 do planejamento experimental. Para esses testes, a concentração de NOx foi estimada, segundo Equação 4-1, sendo apresentada na Tabela 4-5 em negrito.

Tabela 4-5 Valores das concentrações de O₂, CO e NOx e valores corrigidos para 6% de O₂

Teste	[Ca/S]	[φ] [%]	[O ₂] [% _v]	[CO] [ppm _v]	[NOx] [ppm _v]	[CO] _{6%O2} [ppm _v]	[NOx] _{6%O2} [ppm _v]
1	2,0	25	6,4	216	89	222	91
2	0,0	25	6,2	93	-	94	70
3	1,0	25	6,4	99	-	102	135
4	1,0	18	5,8	87	-	86	134
5	0,3	20	7,3	70	-	77	95
6	1,7	20	6,7	106	-	111	167
7	1,7	30	7,4	111	-	122	161
8	0,3	30	7,6	89	125	100	140
9	1,0	25	8,3	111	141	131	167
10	1,0	32	7,5	70	183	78	203
11	1,0	25	10,6	54	146	78	211
<i>Testes adicionais</i>							
12	0,6	25	7,1	68	241	73	260
13	0,4	25	6,7	70	162	73	170

Os valores de NOx para os testes 2 a 7 foram estimados com base no modelo empírico desenvolvido a partir da análise estatística dos resultados de RAMÍREZ (2007), descrita pela Equação 4-1. Esse procedimento tornou-se viável em função de que as medidas realizadas por RAMÍREZ (2007) em sua tese de doutorado foram realizadas no mesmo sistema experimental e em condições operacionais próximas às estudadas nesta pesquisa.

4.6 Análise da influência do parâmetro Ca/S nas emissões de NOx

A relação molar Ca/S afeta consideravelmente as emissões de SO₂. Como já descrito anteriormente, o carbonato de cálcio presente no calcário é oxidado formando óxido de cálcio que na presença do dióxido de enxofre forma o sulfato de cálcio. O enxofre do combustível é capturado pelo cálcio, reduzindo as emissões de SO₂. Nos pré-testes realizados por HORY (2007) a reavaliação dos limites do nível da variável Ca/S foi necessária devido ao elevado poder de eficiência do calcário dolomítico na captura do enxofre.

O fenômeno da adsorção de enxofre é descrito e confirmado, em experiências envolvendo a combustão de carvão em leito fluidizado circulante, por DIEGO *et al.* (1996), ÅMAND *et al.* (1997), LIU e GIBBS (1998), LI *et al.* (2007). As emissões de SO₂ são reduzidas com o aumento da relação Ca/S (LYNGFELT *et al.*, 1997), porém quando se analisa as emissões de NO_x, o fenômeno é inverso.

O aumento da produção de NO_x quando se incrementa a relação Ca/S, constatado nesta pesquisa e no trabalho de RAMÍREZ (2007), confirma a ação catalisadora do óxido de cálcio que é produzido na reação de calcinação, sobre a reação de oxidação da amônia gerada a partir dos voláteis nitrogenados do combustível.

A superfície de resposta e a curva de contorno representadas, respectivamente, pelas Figuras 4-6 e 4-7 para concentração de NO_x a 6 % de O₂, permitem visualizar a influência dos parâmetros analisados.

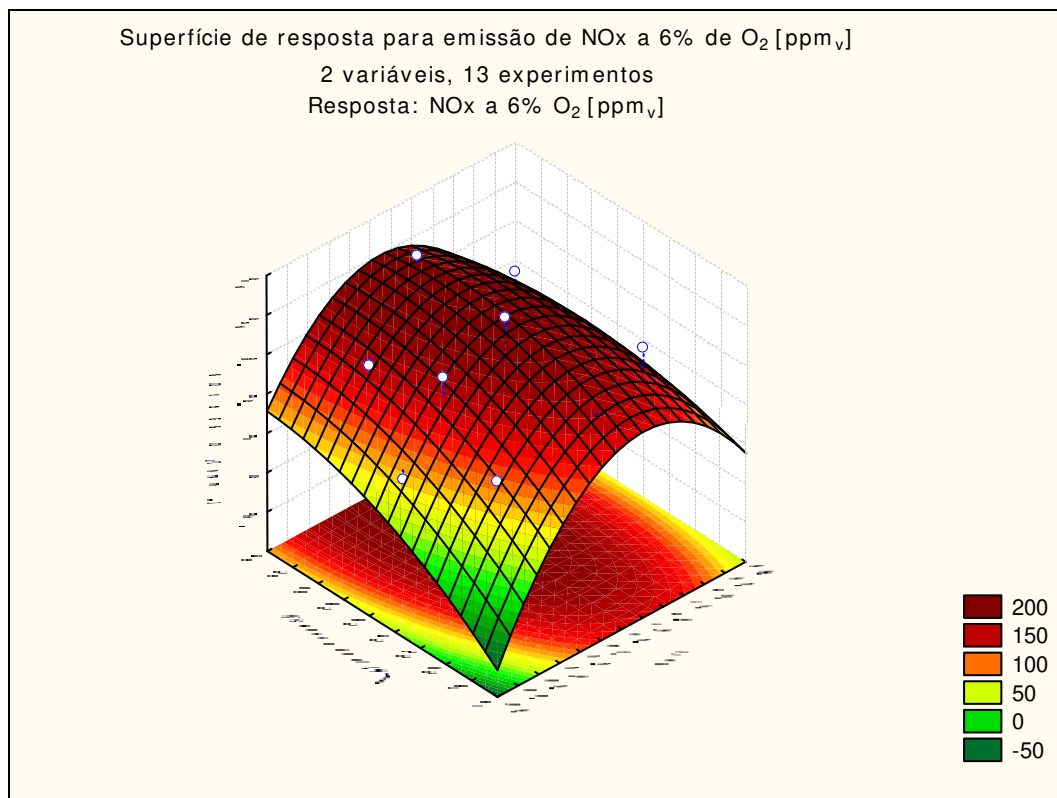


Figura 4-6 Superfície de resposta para emissão de NO_x a 6 % de O₂

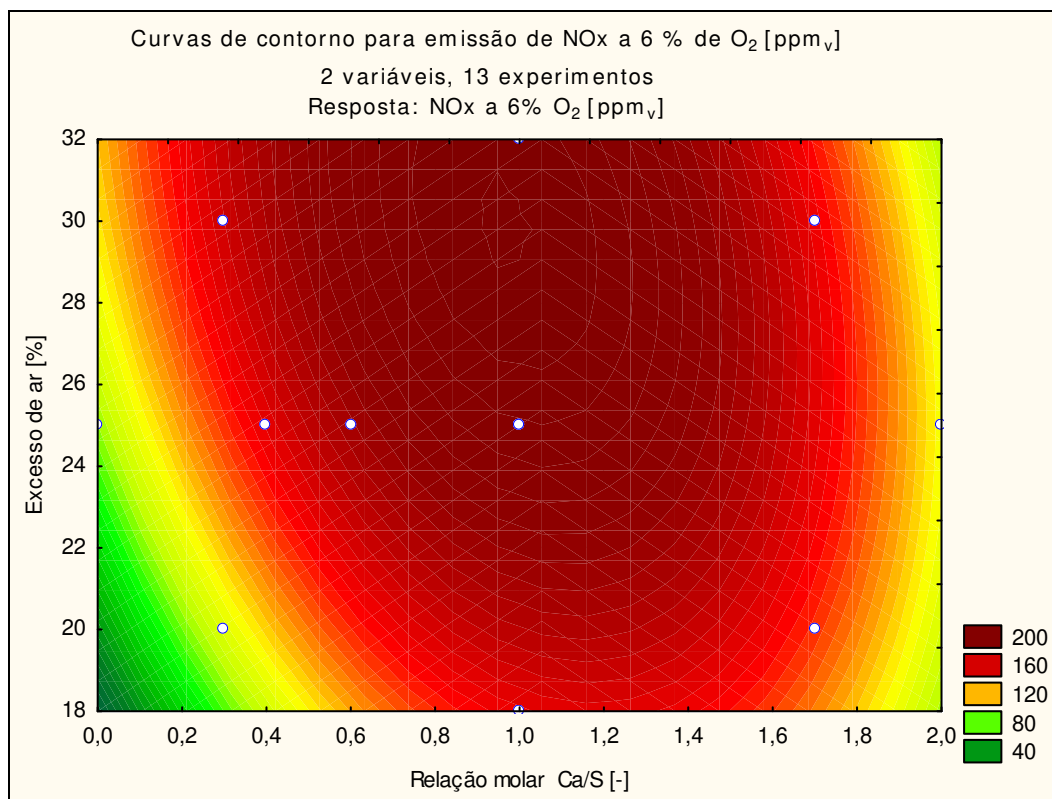


Figura 4-7 Curva de contorno para emissão de NOx a 6 % de O₂

A análise das superfícies de resposta e curva de contorno para a emissão de NOx a 6 % de O₂ permitem visualizar a influência dos fatores estudados, em maior destaque a relação molar Ca/S. A minimização da emissão de NOx, ilustrada pela Fig. 4-6, corresponde aos valores das variáveis de influência [Ca/S] próxima de zero e [ϕ] igual a 18%.

A dependência da emissão de NOx quando se analisa a influência da relação molar Ca/S requer maior detalhamento em virtude da existência de mais de uma região de otimização, melhor visualizada na Fig. 4-7. Para relações Ca/S maiores entre 1,8 e 2,0 a emissão deste poluente é reduzida. A determinação dos níveis de operação deste combustor LFC para a variável relação molar Ca/S deve levar em conta também a minimização das emissões de NOx. Em pré-testes de HORY (2007), para relação molar Ca/S igual a 0,6, as emissões de SO₂ não foram detectadas pelo analisador de gases, mostrando que este calcário dolomítico é muito eficiente.

4.7 Análise da influência do parâmetro excesso de ar nas emissões de NO_x

A variável excesso de ar apresentou influência nas emissões de NO_x, porém em menor intensidade quando comparada ao grau de ação da relação Ca/S. Vários trabalhos da literatura observaram que níveis mais elevados de excesso de ar conduzem ao aumento da produção de NO_x, resultado confirmado por GRACE (1997). Esse autor explica que o incremento do excesso de ar aumenta a oxidação das espécies que contém nitrogênio e limita as regiões e quantidade de carbono disponível responsável pela redução do óxido nítrico.

Neste trabalho, a correspondência com a variável excesso de ar é direta, ou seja, aumentando-se a quantidade de excesso de ar incrementa-se a produção de NO_x (Figura 4-6). Isto concorda com trabalhos de DIEGO *et al.* (1996), porém contraria o modelo de combustor CFB elaborado por GUNGOR e ESKIN (2008), os quais observaram o aumento em 35 % nas emissões de NO_x com o decréscimo de excesso de ar de 20 para 10 %. Esse comportamento pode ser explicado com base nos aspectos da fluidodinâmica, transferência de calor e combustão. A simulação consistiu na análise da influência de quatro parâmetros operacionais entre eles o excesso de ar, pressão do gás de entrada, tamanho da partícula de carvão e temperatura do leito no desempenho do CFB e na eficiência de combustão. A explicação para o fenômeno observado reside no decréscimo da temperatura na região superior do leito, alterando o mecanismo de oxidação do NO_x que é sensível à mudança de temperatura.

DIEGO *et al.* (1996), LYNKFELT *et al.* (1997) e BASU (2006) observaram que o aumento do excesso de ar provocou incremento na produção de NO_x em experimentos na ausência de calcário a uma temperatura fixa de 845 °C e velocidade de fluidização de 5,5 m.s⁻¹. Atribuíram essa observação a existência de oxigênio no *riser*, ocasionando a combustão dos voláteis e coque em atmosfera oxidante.

DIEGO *et al.* (1996) confirmaram também que o decréscimo da temperatura média do leito leva a uma menor formação de NO_x. Em regiões mais baixas do leito a combustão de voláteis e carvão devolatilizado ocasiona a produção deste poluente. Ao mesmo tempo, ocorre uma

pequena redução do NO_x para N₂ na região superior do *riser*, também pela ação do coque na presença de CO.

4.8 Eficiência de conversão de carbono

A eficiência de conversão do carbono para os treze testes realizados foi calculada no trabalho de HORY (2007). O cálculo foi baseado na análise da quantidade de carbono que não entrou em combustão presente nas cinzas volantes (coletadas no filtro de mangas) em relação à quantidade de carbono presente na mistura combustível (alimentada no reator). A eficiência de conversão para os 13 testes permaneceu entre 85 e 91 %. Estes valores de eficiência estiveram abaixo dos padrões reportados na literatura para a queima de carvão em leito fluidizado, considerados entre 95 e 99 %. Estas diferenças podem ser explicadas com base no rendimento indesejado do ciclone, uma vez que a aceleração e o escoamento das partículas sólidas no interior do ciclone favorecem a fragmentação, gerando sólidos mais finos que não são coletados, diminuindo seu tempo de residência. Outras explicações para a ocorrência deste fenômeno podem ser atribuídas à composição e granulometria heterogênea do carvão; à eficiência na coleta de partículas finas no ciclone; ao isolamento térmico insuficiente e à geometria do combustor.

O efeito do excesso de ar melhorou também a eficiência de conversão de carbono. O aumento do excesso de ar implica em maior taxa de conversão de carbono, devido à maior disponibilidade de oxigênio para reagir com o carbono presente na mistura combustível.

4.9 Considerações finais

A otimização das condições de operação de um LFC propõe a análise conjunta de diversos fatores. Ao se assumir condições específicas para operação visando a minimização ou maximização de determinadas variáveis de reposta, como por exemplo, a emissão de NO_x e eficiência de combustão, paralelamente a minimização da primeira variável pode ser atendida com o aumento do excesso de ar, porém a eficiência de combustão é afetada devido à disponibilidade de oxigênio proveniente do excesso de ar.

Os resultados desta experiência e de outros autores (LYNGFELT *et al.*, 1997) revelaram que ao mesmo tempo em que se aumenta o excesso de ar, níveis maiores de produção de NO_x e níveis mais baixos de SO₂ são observados para testes de combustão em CFB com temperatura de reação controlada entre 850 e 870 °C.

A Figura 4-8 exibe as rotas da otimização operacional de um LFC. As mudanças de temperatura e da razão ar/combustível, determinam as emissões e a eficiência de combustão.

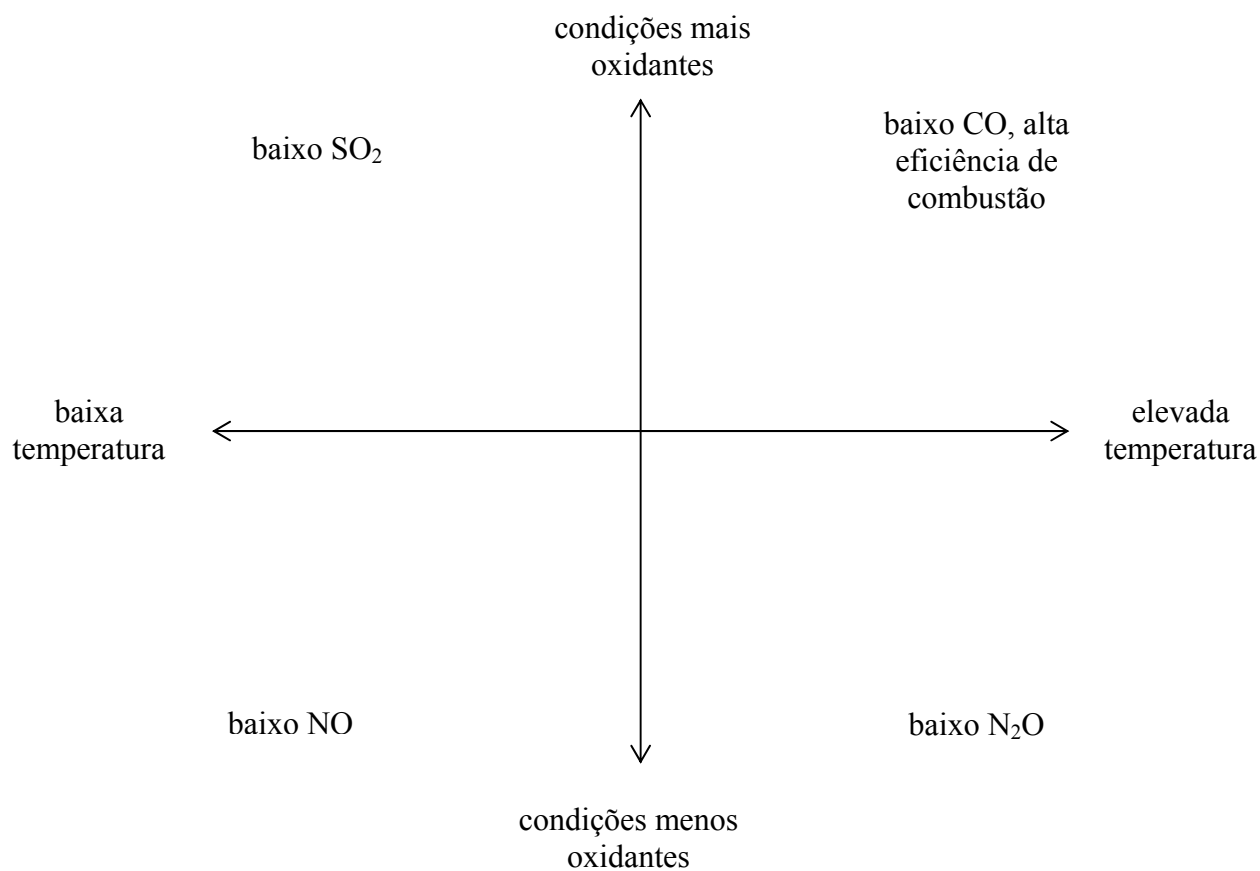


Figura 4-8 Problema de otimização operacional de um LFC
(adaptado de LYNGFELT *et al.*, 1997)

Esta pesquisa enquadra-se em condições de operação em atmosfera mais oxidante e temperatura de reação baixa, caracterizada por emissões reduzidas de SO_2 . No entanto, as emissões de NO_x foram significativas em virtude do excesso de ar e da relação Ca/S .

As condições de operação em combustores de LFC caracterizam-se por atmosferas oxidantes em temperaturas próximas a $850\text{ }^\circ\text{C}$ que não são consideradas elevadas em processos de combustão.

Uma nova otimização dos níveis das variáveis de influência pode ocasionar efeitos adversos nas demais emissões, como por exemplo, de N_2O . O aumento da temperatura do combustor diminui a produção de óxido nítrico, porém aumenta a emissão de NO_x , diminui a eficiência de adsorção do enxofre e aumenta eficiência de conversão de carbono.

Capítulo 5

5 CONCLUSÕES E SUGESTÕES

A combustão de carvão mineral brasileiro, juntamente com adição do calcário dolomítico, permitiu estudar e avaliar uma série de parâmetros considerados essenciais para a otimização das emissões de NO_x. A seleção das variáveis excesso de ar (18 a 32 %) e relação molar Ca/S (0 a 2) foi importante na quantificação desta emissão, que apresentou valores de 70 a 260 ppm_v, corrigidos para a base de 6% O₂. Estes resultados mostraram-se coerentes com valores obtidos por outros pesquisadores.

O perfil de pressão apresentado condiz com os resultados da fluidodinâmica reportados na literatura, mostrando um perfil típico de um leito operando em regime de fluidização rápida.

A temperatura média em regime permanente de operação variou entre 826 e 870 °C para os treze testes realizados. A manutenção no valor próximo aos 850 °C, faixa de estudo apresentado na literatura visando a sequência de estágios de combustão do carvão e padronização para comparação dos resultados, foi atendida, uma vez que a média obtida foi de 847 °C.

A taxa de recirculação de sólidos mostrou-se um parâmetro de difícil medição em testes de combustão no sistema estudado. A falta de repetibilidade nos valores medidos prejudicou a obtenção de resultados com o objetivo de se elaborar conclusões mais sólidas acerca da fluidodinâmica do combustor LFC.

O planejamento experimental com uso do software de tratamento estatístico representou um ponto altamente positivo para esta pesquisa. A partir do planejamento e seleção dos níveis das variáveis de influência e resposta com base na leitura de artigos e livros, economizou-se tempo na adequação de todo o aparato experimental, recursos financeiros e humanos, além de proporcionar melhor rigor estatístico na análise dos resultados.

O planejamento experimental e a utilização dos resultados da pesquisa de RAMÍREZ na geração de um modelo empírico para a emissão de NOx foi essencial para finalização dos experimentos desta pesquisa. Embora esse planejamento tenha sido efetuado com base na análise das emissões de mercúrio, mostrou-se confiável para a produção de NOx em função do coeficiente de correlação encontrado, igual a 0,917.

O mecanismo de formação e destruição de NOx é composto de muitas equações e reações químicas. Porém, de forma sintetizada, a presença do calcário no combustor eleva as emissões de NOx devido à ação catalisadora do óxido de cálcio (CaO) sobre a reação de oxidação da amônia (NH₃), produzindo óxido de nitrogênio (NO). Função semelhante também é desempenhada pelo coque, aumentando também os níveis de emissão de NO.

O excesso de ar, embora em menor grau de influência quando comparado a relação Ca/S, altera as emissões dos óxidos de nitrogênio. A redução do excesso de ar de 32 para 25 % a uma relação Ca/S de 1, proporcionou redução das emissões de NOx de 203 para 167 ppm_v, reduzindo da taxa de oxidação dos compostos de nitrogênio. Paralelamente a eficiência de conversão de carbono também foi influenciada, pois com a diminuição do excesso de ar reduz-se a quantidade de oxigênio para reagir com o carbono da mistura combustível. A condição operacional que resultou na menor emissão de NOx foi obtida utilizando excesso de ar de 20 % e relação Ca/S de 0,6. Este último parâmetro, além de exercer o maior efeito, contempla a ação de captura do enxofre, porém deve-se analisar de forma conjunta a influência sobre as emissões de NOx, devido a formação do catalisador CaO.

O sistema LFC é extremamente sensível a qualquer ação do operador. Os procedimentos de partida, operação em regime permanente, desligamento e limpeza devem ser seguidos de forma metódica, sempre em conjunto com vários operadores.

O aproveitamento das jazidas de carvão nacionais para geração de energia elétrica a partir da combustão desse mineral em leito fluidizado circulante é viável, tanto do ponto de vista energético, como do ponto de vista ambiental desde que as condições operacionais sejam adequadas. O estudo atual contribuiu no levantamento de fatores que influenciam nas emissões de NOx provenientes do processo.

Sugestões para trabalhos futuros:

Como forma de melhor preparar e orientar pesquisas relacionadas ao assunto, seguem as sugestões para desenvolvimento:

- Adequar o sistema de amostragem do gás de combustão, com a devida utilização da jaqueta de aquecimento da sonda do analisador de gás Horiba e efetuar ligações paralelas para acoplamento de outros analisadores de gás, no caso dois analisadores TESTO e o analisador MAMOS (CO contínuo) existentes no laboratório;
- Estudar a influência da injeção de ar secundário no *riser* sobre as emissões de NOx;
- Verificar a influência de diferentes tipos de calcário sobre as emissões de NOx;
- Reformular e projetar a válvula de amostragem de sólidos, contemplando a questão de vedação a temperaturas elevadas (850 °C) como forma de melhorar a exatidão das medidas;
- Atualizar e automatizar a leitura das válvulas solenóides. Solucionar os problemas de entupimento e oscilação dos valores de medida;

- Adquirir novos equipamentos para análise dos gases de combustão com faixas adequadas de medição para os casos de baixa concentração

6 REFERÊNCIAS

ÅMAND, L. E., LECKNER, B. Emissions of Nitrogen Oxide From a Fluidized Bed Boiler – The Influence of Design Parameters. In: 2nd International on Circulating Fluidized Bed **Technology**, 451 p., 1988.

ÅMAND, L. E., ANDERSSON, S. Emissions of Nitrous oxide form Fluidized Bed Boilers. In: Proceedings of the 10th Internal Conference on Fluidized Bed Combustion, Manaker, **ASME**, New York, p. 49-56, 1989.

ÅMAND, L. E., LECKNER, B. Influence of fuel on the emission of nitrogen oxides (NO and N₂O) from an 8-MW fluidized bed boiler. **Combustion and Flame**, v. 84, n° 1-2, p. 181-196, 1991.

ÅMAND, L.E., LECKNER, B., WERTHER, J., KNÖBIG, T. Comparison of large and small-scale circulating fluidized bed combustors with respect to pollutant formation and reduction for different fuels. **Fuel**, v. 77. Great Britain, p. 1635 – 1642, 1998.

BASU, P. **Combustion and gasification in fluidized beds**. Taylor & Francis Group, Boca Raton, FL. United States, 2006, 473 p.

BASU, P., BUTLER, J. Studies on the operation of loop-seal in a circulating fluidized bed boilers. **Applied Energy**. Canada, 2008.

BEER, J. M. NO Formation and Reduction in Fluidized Bed Combustion of Coal. **Paper presented at the sixth internal conference on fluidized combustion**, Atlanta, Georgia, USA, 1980.

BERGE, N. NO_x Control in a Circulating Fluidised Bed Combustor. In: 2nd **International Conference on Circulating Fluidized Bed Technology**, France, p. 421, 1988.

BORMAN, G.L., RAGLAND, K. W. **Combustion Engineering**. McGraw-Hill, pp. 125-133. 1998.

BRAMER, E. A., VALK, M. In Proceedings, 11th International Conference on Fluidized Bed Combustion. **ASME**, New York, pp. 701-707, 1991.

BRASIL, Empresa de Pesquisa Energética. **Balanço Energético Nacional 2008: Ano base 2007: Resultados preliminares**. Rio de Janeiro, EPE, 2008, 44 p.

BRASIL, Empresa de Pesquisa Energética. **Balanço Energético Nacional 2007: Ano base 2006: Resultados preliminares**. Rio de Janeiro, EPE, 2008, 48p.

BRASIL, Empresa de Pesquisa Energética. **Balanço Energético Nacional 2006: Ano base 2005: Relatório final**. Rio de Janeiro, EPE, 2008, 188 p.

BROWN, R.A., MUZIO, L. In Proceedings, 11th International conference on Fluidized Bed combustion. **ASME**, New York, pp. 719-724, 1991.

CABRITA, I., Costa, M. R., ESPARTEIRO, H. and GULYURTLU, I. In: Proceedings, 11th International Conference on Fluidized Bed Combustion, **ASME**, New York, pp.985-99, 1991.

CHAUNG, T. Z., LEE, Y. Y., DUTTA, A. WALSH, P. M., SAROFIM, A.F., BEER, J. M. In: IV International Conference on Fluidization. Fluidized Combustion: Nitric Oxide Formation and Reduction in the Bed Freeboard. **Fluidization**, Japan, p.459, 1983.

CRNKOVIC, P. M., POLITO, W. L., SILVA FILHO, C. G., MILIOLI, F. E., PAGLIUSO, J. D. Efeito da granulometria na decrepitação durante a decomposição térmica de calcários e carvão. **Química Nova**, v 27, nº 1, p. 58-61, 2004.

DAVIDSON J. F., HARRISON D. **Fluidised particles**. Cambridge: Cambridge University Press; 1963.

DIEGO, L. F. de, LONDONOT, C. A., WANG, X. S., GIBBS, B. M. Influence of Operating Parameters on NO_x and N₂O Axial Profiles in a Circulating Fluidized Bed Combustor. **Fuel**, v. 75 n° 8, p.971-978,1996. Disponível em: <www.sciencedirect.com>. Acesso em: 9 abr. 2007.

ELLISON, W. Pressure to Reduce SO₂/NO_x Emissions Felt Worldwide. **Power**, McGraw Hill Publication, Second Quarter, July, 18 p. 1989.

FRANCO, A., DIAZ, A. R. The future challenges for “clean coal technologies”: Joining efficiency increase and pollutant emission control. **Energy**, 7 p., 2008.

FURUSAWA, T., SHIMIZU, T., INAGAKI, M. Effects of Sulfur Removal and Amônia Injection on NO_x Emission from a Circulating Fluidized Bed Combustor. In: 3rd **International Conference on Circulating Fluidized Bed Technology**. Japan, 1990.

GAVIN, D.G., DORRINGTON, M.A. Factors in the conversion of fuel nitrogen to nitric and nitrous oxides during fluidized bed combustion. **Fuel**, v. 72, 3^a edição, p.381-388, 1993.

GELDART, D. **Gas Fluidization Technology**. John Wiley & Sons: United Kingdom, 1986.

GRACE, J. R., AVIDAN, A.A., KNOWLTON, T. M. **Circulating Fluidized Beds**. 1st Edition, London: Blackie academic & Professional. Chapman & Hall, 1997.

GRACE, J., BI, H., GOLRIZ, M. Circulating Fluidized Beds. In YANG, W-C. **Handbook of Fluidization and Fluid – Particle Systems**. New York: Marcel Dekker, 2003. cap. 19, 485 p.

GUNGOR, A., ESKIN, N. Effects of operational parameters on emission performance and combustion efficiency in small-scale CFBCs. In: **Journal of the Chinese Institute of Chemical Engineers**. v. 39, p. 541-556, 2008.

GUSTAVSSON, L., LECKNER, B. Abatement of N₂O emissions from circulating fluidized bed combustion through afterburning. **Ind. Eng. Chem**, v. 34, p. 1419-1427, 1995.

HAYHURST, A. N., LAWRENCE, A. D. The Amounts of NO_x and N₂O Formed in a Fluidized Bed Combustor during the Burning of Coal Volatiles and Also of Char. **Combustion in Flame**, v. 105, p. 341-357, 1996.

HERRERA, L. M. C. **Estudo experimental da transferência de calor suspensão gás/sólido: parede em leito fluidizado circulante**. 2008, 153 p. Dissertação (Mestrado) – Térmica e Fluídos. Faculdade de Engenharia Mecânica, Universidade Estadual de Campinas, Campinas, 2008.

HIRAMA, T. M., TOMITA, T., ADACHI, H., YAMAGUCHI, H. **Environmental Science & Technology**. p.14, p.955, p.960, 1980.

HILTUNEN, M., KILPINEN, P., HUPA, M., LEE, Y.Y. In: Proceedings, 11th International Conference on Fluidized Bed Combustion, **ASME**, New York, p. 687-694, 1991.

HOLMAN, J. P. **Experimental methods for engineers**. 6^a edição. United States: McGraw-Hill, 1994.

HORIO, M., MORISHITA, K. Flow regimes of high velocity fluidization. Japan. **J. Multiphase Flow**, v. 2, p. 117-136, 1988.

HORY, R. I. **Avaliação das Emissões de SO₂ em Leito Fluidizado Circulante na Combustão de Carvão Mineral Brasileiro e Dolomita**. 2007. 134 p. Tese (Doutorado) – Térmica e Fluídos. Faculdade de Engenharia Mecânica, Universidade Estadual de Campinas, Campinas, 2007.

HORY, R. I., RAMÍREZ, J. J. B., PÉCORÁ, A. A. B., GOLDSTEIN, L. J. An empirical model to predict the mass flow rate of solids in a high temperature circulating fluidized bed system. In: **Proceedings of the 11th Brazilian Congress of Thermal Sciences and Engineering. Brazilian Society of Mechanical Sciences and Engineering**. Curitiba, Dez. 5-8, 2006.

HOU, X., ZHANG, H., PILAWSKA, M., LU, J., YUE, G. The formation of N₂O during the reduction of NO by NH₃. **Fuel**, v. 87, p. 3271-3277, 2008.

HOWARD, J. R. **Fluidized Bed Technology**. Adam Higler, United Kingdom: Bristol, 1989.

ISHIZUKA, H., HYVARINEN, K., MORITA, A., SUZUKI, T., YANO, K., HIROSE, R. Experimental Study on NO_x Reduction in CFB Coal Combustion. In: **2nd International Conference on Circulating Fluidized Bed Technology**, France, p.437, 1988.

JOHANSSON, J. E. Modeling of NO_x Formation in Fluidized Bed Combustion. In **VI International Conference on Fluid**. Banff, Canada, May 7-12, 1989.

JULIEN, S., BRERETON, C. M. H., LIM, C. J., GRACE, J. R., ANTHONY, E. J. The effect of halides on emissions from circulating fluidized bed combustion of fossil fuels. **Fuel**, v. 75, n° 14, p. 1655-1663, 1996.

KAVIDAS, S., ALEXANDER, K. C., BELIN, F., JAMES, D. E. Operating Experience with High-Ash Waste Coal in a B&W CFB Boiler. Apresentado para **Power-Gen Asia**, Hong Kong, Agosto, 1994.

KLEIN, S. A. **Engineering Equation Solver**: Versão Educacional distribuída por McGraw-Hill. Versão V7.579-3D de 14 ago. 2007. 1992-2007.

KNÖBIG, T., WERTHER, J., ÅMAND, L. E., LECKNER, B. Comparison of large-and small-scale circulating fluidized bed combustors with respect to pollutant formation and reduction for different fuels. **Fuel**, v. 77, n° 14, p. 1635-1642, 1998.

KNOWLTON, T. M., AQUINO, M. R. Y. A comparison of several lift-line feeders. In: **Second Congress of Chemical Engineering**, Montreal, Canada, 1981.

KNOWLTON, T. M. Hydrodynamics and non-mechanical solid recycle and discharge system in circulating fluidized bed systems. In: **Proceedings of the Workshop on Materials Issue in Circulating Fluidized Bed**, p. 11-21, 1990.

KUNII, D., LEVENSPIEL, O. **Fluidization Engineering**. 2ª Edição. Stoneham: Butterworth – Heinemann, 1991.

LANAUZE, R. D. Fundamentals of coal combustion. In **Fluidization**, Academic Press, New York, p. 631-674, 1985.

LI, S., XU, T., SUM, P., ZHOU, Q., TAN, H., HUI, S. NO_x and SO_x emissions of a high sulfur self-retention coal during air-staged combustion. **Fuel**, Republic of China, v. 87, p. 723-733, 2008.

LIU, H. e GIBBS, B. M. The influence of calcined limestone on NO_x and N₂O emissions from char combustion in fluidized bed combustors. **Fuel**, v. 80, nº 9, p. 1211-1215, 2001.

LU, Y., JAHKOLA, A., HIPPINEN, J., JALOVAARA, J. The emissions and control of NO_x and N₂O in pressurized fluidized bed combustion. **Fuel**, v. 71, 6ª edição, p. 693-699, 1992.

LUCAT, P., MORIN, J. X., SEMEDARD, J. C, JAUD, P., JOOS, E., MASNIERE, P. Utility type CFB Boilers: 250 MWe and beyond. In: Proceedings of the 12th International Conference on Fluidized Bed Combustion. **ASME**, v. 1, New York, p. 9-15, 1993.

LYNGFELT, A., LECKNER, B. SO₂ capture and N₂O reduction in a circulating fluidized-bed boiler: influence of temperature and air staging. **Fuel**, v. 72, 11ª edição, p. 1553-1561, 1993.

LYNGFELT, A., ÅMAND, L. E., LECKNER, B. Reversed air staging – a method for reduction of N₂O emissions from fluidized bed combustion of coal. **Fuel**, v. 77, nº 9/10, 1997.

MABROUK, R., CHAOUKI, J., GUY, C. Exit effect on hydrodynamics of the internal circulating fluidized bed riser. **PowderTecnology**, Canada, p.406-414, 2007.

MATSEN, J. M. The rise and fall of recurrent particles: hydrodynamics of circulation. In: Proceedings of the Second International Conference on Circulating Fluidized Beds. **Compiègne**, France – 14 – 18 March, p. 3-11, 1988.

MINISTÉRIO de Minas e Energia. **Companhia de Geração Térmica de Energia Elétrica**. Sistema Eletrobrás. Disponível em: <<http://www.cgtee.gov.br/content/home/index.php>>. Acesso em: 7 jan 2009.

OKA, S., KOMATINA, M., MANOVIC, V. Modeling the temperature in coal char particle during fluidized bed combustion. **Fuel**, 87, p. 905-914, 2007.

PEÇANHA, R. P., MASSARANI, G. Dimensão característica e forma de partículas. In: **XIV Encontro sobre escoamento em meios porosos – ENECAMP**, p. 302 – 312. Campinas, out. 1986.

PÉCORA, A. A. B. **Estudo da fluidodinâmica de leitos fluidizados circulantes com injeção de ar secundário**. 1995. 239 p. Tese (Doutorado) – Térmica e Fluídos. Faculdade de Engenharia Mecânica, Universidade Estadual de Campinas, 1995.

PETRIE, J. G., DUTKIEWICZ, R. K. Sulphur Dioxide and Nitrogen Oxides Removal in a Fluidised Bed Combustor. **International Conference on Circulating Fluidized Bed Technology**. p.475, 1983.

PINHO, C. M. C. T. de. **Combustão e Transferência de Calor em Leitos Fluidizados Circulantes**. Instituto de Engenharia e Gestão Industrial-NEGI. 2002. Disponível em:

<<http://www.fct.mctes.pt/projectos/pub/2002/index.asp?dados=true&ficha=true&pID=44300&areaID=18>>. |Acesso em: 05 abr. 2007.

RAJAN, R. R., WEN, C.Y. A Comprehensive Model for Fluidized Bed Coal Combustors. **AIChE Journal**, v. 26, nº 4, p. 642, July, 1980.

RAMÍREZ, J. J. B. **Estudo das Emissões de Mercúrio na Combustão de Carvão Mineral Brasileiro em Leito Fluidizado Rápido**. 2007. 234 p. Tese (Doutorado) – Térmica e Fluídos. Faculdade de Engenharia Mecânica, Universidade Estadual de Campinas, Campinas, 2007.

RAO, C. S. **Environmental Pollution Control Engineering**. John Wiley & Sons, p. 146-151, 1991.

RAVELLI, S., PERDICHIZZI, A., BARIGOZZI, G. Description, applications and numerical modelling of bubbling fluidized bed combustion in waste-to-energy plants. In: **Progress in Energy and Combustion Science**, v. 34, p. 224-253, 2007.

REH, L. Fluidized bed processing. **Chemical Engineering Progress**. V. 67, p. 58-63, 1971.

REH L. **The circulating fluid bed reactor - a key to efficient gas/solid processing**. In: Basu, Circulating Fluidized Bed Technology. Toronto: Pergamon Press, p. 105–118, 1986.

RODRIGUES, M. I., IEMMA, A. F. **Planejamento de experimentos e otimização de processos: uma estratégia sequencial de planejamentos**. 1ª Edição: Campinas. Editora Casa do Pão, 2005.

SANTOS, M. L. S. **Solid Fuels Combustion and Gasification: Modeling, Simulation, and Equipment Operation**. Marcel Dekker Inc.: New York, 2004.

SHIMIZU, T, TOYONO, M. Emissions of NO_x and N₂O during co-combustion of dried sewage sludge with coal in a circulating fluidized bed combustor. **Fuel**, v. 86, 7^a e 8^a edições, p. 957-964, 2001. Disponível em: <www.sciencedirect.com>. Acesso em: 9 abr. 2007.

SHUYAN, W., LIJIE, Y., HUILIN, L., DING, J., YU, L., XIANG, L. Numerical analysis of particle clustering effects on desulphurization and NO emission in a circulating fluidized bed combustor. **Fuel**, v. 87, p. 870-877, 2007

SILVA, M. G. C. **Desenvolvimento de unidade experimental de leito fluidizado circulante para o estudo do processo de remoção de SO₂ na combustão de carvão mineral com a adição de calcário.** 1994. 220 p. Tese (Doutorado) – Térmica e Fluídos. Faculdade de Engenharia Mecânica, Universidade Estadual de Campinas, Campinas, 1994.

SQUIRES, A.M. **Origins of the fast fluidized bed.** In: Kwauk M, Fast Fluidization. Adv Chem Eng 20:1–37, 1994.

SUZUKI, T., HIROSE, R., TAKEMURA, M. Comparison of NO_x Emissions between Laboratory Modeling and Full Scale Pyroflow Boilers. 3rd Internal **Conference on Circulating Fluidized Bed Technology**, Japan, 11 p., 1990.

SUZUKI, Y., MORITOMI, H., KIDO, N., OGISU, Y. NO_x Emission and Reduction from Circulating Fluidized Bed Combustor. In: 3rd Internal **Conference of Circulating Fluidized Bed Technology**, Japan, 19 p., 1990.

SVOBODA, K., CERMÁK, J., TRNKA, O. **NO_x Chemistry and Emissions – I.** In: Pollutants from Combustion. Formation and Impact on Atmospheric Chemistry. Christian Vovelle. NATO Science Series. Mathematical and Physical Sciences, Italy. v. 547, p. 145-163, 2000.

UNITED STATES Department of Energy. **Energy Sources.** 2009. Disponível em:<<http://www.energy.gov/energysources/coal.htm>>. Acesso em: 7 jan 2009.

WANG, X.S., GIBBS, B.M. and RHODES, MJ. **Combust. Flame.** p.99, p.508, 1994.

ZHAO, J., BERETON, C., GRACE, J. R., LIM, C. J., LEGROS, R. Gas concentration profiles and NO_x formation in circulating fluidized bed combustion. **Fuel**, v. 76, n° 9, p. 856-890, 1997.

YANG, W. C. **Handbook of Fluidization and Fluid-Particle Systems.** Marcel Dekker: New York, 2003.

YERUSHALMI, J., TURNER, D. H., SQUIRES, A. M. **The fast fluidized bed.** Industr. Eng. Chem., Process Design and Development, v. 15, p. 47-73, 1976.

7 BIBLIOGRAFIA

BARROS, B. N., SCARMINIO, I. S., BRUNS, R. E. **Como fazer experimentos: pesquisa e desenvolvimento na ciência e na indústria.** 3^a Edição: Campinas, Editora da Unicamp, 2007.

CRUZ, C. H. B. **Física Experimental I: Apêndices e Complementos.** Campinas, Instituto de Física IFGW, Unicamp, 1998.

FACULDADE DE ENGENHARIA MECÂNICA Universidade Estadual de Campinas. **Tecnologia da Combustão.** Disponível em: <<ftp://ftp.fem.unicamp.br/pub/IM351/Comb-Cap2.pdf>>. Acesso em: 10 nov 2008.

POWER-Technology.com. **The website for the power industry.** Disponível em: <<http://www.power-technology.com/projects/lagisza/>>. Acesso em: 7 jan 2009.

SEVERINO, A. J. **Metodologia do trabalho científico.** 21^a Edição: São Paulo. Cortez, 2000.

8 APÊNDICES

APÊNDICE I PROCEDIMENTO DE PARTIDA DO COMBUSTOR LFC

PROCEDIMENTO DE PARTIDA E OPERAÇÃO

COMBUSTOR LFC

LEITO FLUIDIZADO CIRCULANTE

Laboratório de Processos Térmicos e

Engenharia Ambiental

ETAPAS:

1. Preparo
 - ✓ Verificação da instrumentação
2. Operação
 - ✓ Start-up
 - ✓ Pré-aquecimento
 - ✓ Início da combustão
 - ✓ Combustão
 - ✓ Finalização
3. Pós-operação
 - ✓ Desligamento

1) Instrumentação

Dentro do laboratório:

- Ligar os painéis de energia e toda a instrumentação necessária para o teste;
- Ligar primeiro a caixa de fusível e depois a chave geral dos quadros de energia;
- Assegurar que a válvula by-pass de ar do laboratório FD-1 esteja aberta;

Fora do laboratório:

- Abrir registro de gás da linha e registro do laboratório FD-1
- Abrir os botijões de gás GLP (indicação de 3 kgf/cm²);

- Ligar o compressor Roots (primeiro chave geral e depois o painel digital que deverá indicar 260 U);

Dentro do laboratório:

- Abrir registro de ar do compressor do laboratório FD-1;
- Abrir completamente o registro de ar de fluidização (compressor Roots) para aquecimento rápido do leito. Os manômetros deverão indicar de 450 a 500 mm de H₂O;
- Ajustar o valor da temperatura do pré-aquecedor de ar em 170°C;
- Ligar o pré-aquecedor elétrico ajustar
- Abrir o registro de GLP do laboratório FD-1;

Abrir registro de água para refrigeração do combustor de GLP;

2) Start-up – aquecimento do ar de fluidização por intermédio de um combustor de GLP;

Preparo do sistema de ignição:

- Abrir totalmente o rotâmetro de ar de combustão do GLP;
- Ligar ventilador de ar do combustor de GLP;
- Abrir o regulador de pressão de GLP na indicação de 0,2 kgf/cm². OBS: a vazão de GLP será regulada pela pressão de GLP na linha;
- Regular o rotâmetro de ar à 30 Nm³/h e em seguida introduzir a vela de ignição até a marca indicada;
- Ligar o sistema de ignição. A centelha será produzida e no caso de formação de chama haverá a produção de um som característico;
- Retirar com cuidado e devagar a vela de ignição do combustor. OBS: Após o faíscamento não desligar o sistema de faíscamento, pois há um sistema de segurança que irá avisar o usuário com um alarme no caso de extinção de chama (sensor ótico de chama);
- Imediatamente ajustar a relação ar/combustível do queimador de GLP abrindo-se lentamente a válvula de pressão mantendo a indicação entre 1,5 a 2,0 kgf/cm². Ajustar o ar de combustão para 90 Nm³/h. Ajustar as duas vazões (ar e combustível – GLP) prestando atenção na estabilidade e ou continuidade da chama;
- Obedecer a relação ar/combustível de:

$$\frac{ar}{comb} = \frac{1}{20}$$

$$ex: \frac{90 \text{ Nm}^3 / h}{1800 \text{ NL} / h}$$

- Critério para acionamento da bomba de resfriamento: quanto o termopar número 8 no painel CONTEMP indicar temperaturas maiores que 25 °C;

- Após ligar a bomba da torre de resfriamento se a temperatura alcançar o valor de 28°C, ligar o ventilador da torre de resfriamento. Desliga-la caso a temperatura voltar para 24°C.
- Quando TK-11 atingir 300°C, passados mais ou menos 30 minutos, liga-se o exaustor do filtro de mangas para se criar uma pressão negativa no leito de forma a não obstruir as tomadas de pressão;
- Ajustar a vazão de ar de fluidização para 200 mmH₂O para não arrastar toda a areia para o filtro de mangas;
- Inicia-se o processo de alimentação de areia. Frequência do motor de alimentação deve estar em 15 Hz. A areia vai se acumulando na válvula L;
- Ajustar a vazão de ar do alimentador pneumático em 45%;
- Girar a borboleta para desobstrução do duto de condução dos sólidos. Realizar esse procedimento a cada ½ hora (recomendado) a fim de se evitar o acúmulo de sólidos na mangueira e duto condutor;
- Após alimentar a quantidade de areia, interromper a alimentação de forma a aguardar que a temperatura média do *Riser* (TK2 a TK8) seja de 420 °C para iniciar a alimentação do carvão;
- Aumentar o ar de fluidização para 350 mmH₂O para que a areia ganhe energia rapidamente;
- Liga-se a válvula L, ajustando o rotâmetro para 15 unidades em média. Haverá muitas oscilações do rotâmetro, indicando que a recirculação está ocorrendo;
- Verificar constantemente o perfil de temperaturas do leito para validar o processo de recirculação seguindo a ordem:

TK9>TK10>TK11

Com diferenças de 10 a 15°C para cada temperatura

Ex:

Condição ótima

TK9 = 260 °C

TK10 = 245 °C

TK11 = 230 °C

- Após o *riser* (TK2 a TK8) atingir a média de 420 °C, começar a alimentação com a mistura de carvão e dolomita e verificar novamente reajustar o insuflador de ar (ligado ao alimentador) para 45 unidades, caso tenha sido fechado. Sua importância reside no fato de que com este ar direcionado no sentido de condução do material sólido haverá melhor escoamento, evitando também obstrução por acumulação do material no duto de alimentação;
- Determinar a velocidade superficial de fluidização a partir do valor de descarga de ar primário calculado através do programa em excel e ajusta-

la a um valor próximo a 5,5 m/s. Verificar que a temperatura do ar TK1 seja mantida acima de 420 °C após o ajuste da velocidade de fluidização. Desligar a resistência elétrica caso a temperatura TK1 do ar proveniente do aquecedor ultrapasse o valor de 660 °C;

- Fixar o valor de 14 Hz no inversor de frequência. Tarar a balança. Ligar o alimentador de sólidos;
- 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 %. Aguardar que o comportamento da temperatura média do leito indique o início da combustão do carvão mineral;
- Tarar novamente a balança após a alimentação de 7,0 kg de carvão puro. Quando a temperatura média do *Riser* atingir 700 °C desligar o queimador a GLP desligando a chave de ignição. Fecha-se o registro de GLP (entrada de gás para o laboratório) e o regulador de pressão. Mantém-se o ar de combustão ligado para ajudar no resfriamento do combustor de GLP. Desligar a resistência elétrica se a mesma ainda estiver operando;
- Ligar o sistema de limpeza do filtro de mangas e desliga-lo após cinco ou mais pulsos de ar comprimido;
- Controlar a descarga de combustível (carvão + calcário) para que a temperatura máxima na câmara de reação não supere 900°C. Iniciar o ajuste do excesso de ar no valor pretendido do 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 m/s. Corrigir o valor de excesso de ar a cada 20 minutos até que a temperatura do ar medida pelo termopar TK1 indique um valor menor que 60 °C. Abaixo desta temperatura, o valor de excesso de ar variará pouco, precisando de pequenos ajustes. Desligar o ventilador de ar de combustão do GLP;
- Atingido o valor médio de 850 °C e verificando se o sistema encontra-se em regime permanente, aguardar 30 minutos e verificar a estabilidade. Uma vez adquirida, iniciar a análise de emissões (verificar procedimento para medição das emissões);

3) Desligamento

- Desligar o alimentador;
- Esvaziar o leito. Atenção para as temperaturas. Muito quente;
- Desligar o exaustor do filtro de mangas;
- Fechar o registro de água de refrigeração do combustor de GLP;
- Desligar a bomba da torre de resfriamento e ventilador se o mesmo encontrar-se ligado;
- Deixar o compressor roots ligado com abertura total do ar de fluidização para assegurar o resfriamento rápido do sistema;

APÊNDICE II PROCEDIMENTO PARA AQUISIÇÃO DE DADOS

PROCEDIMENTO PARA

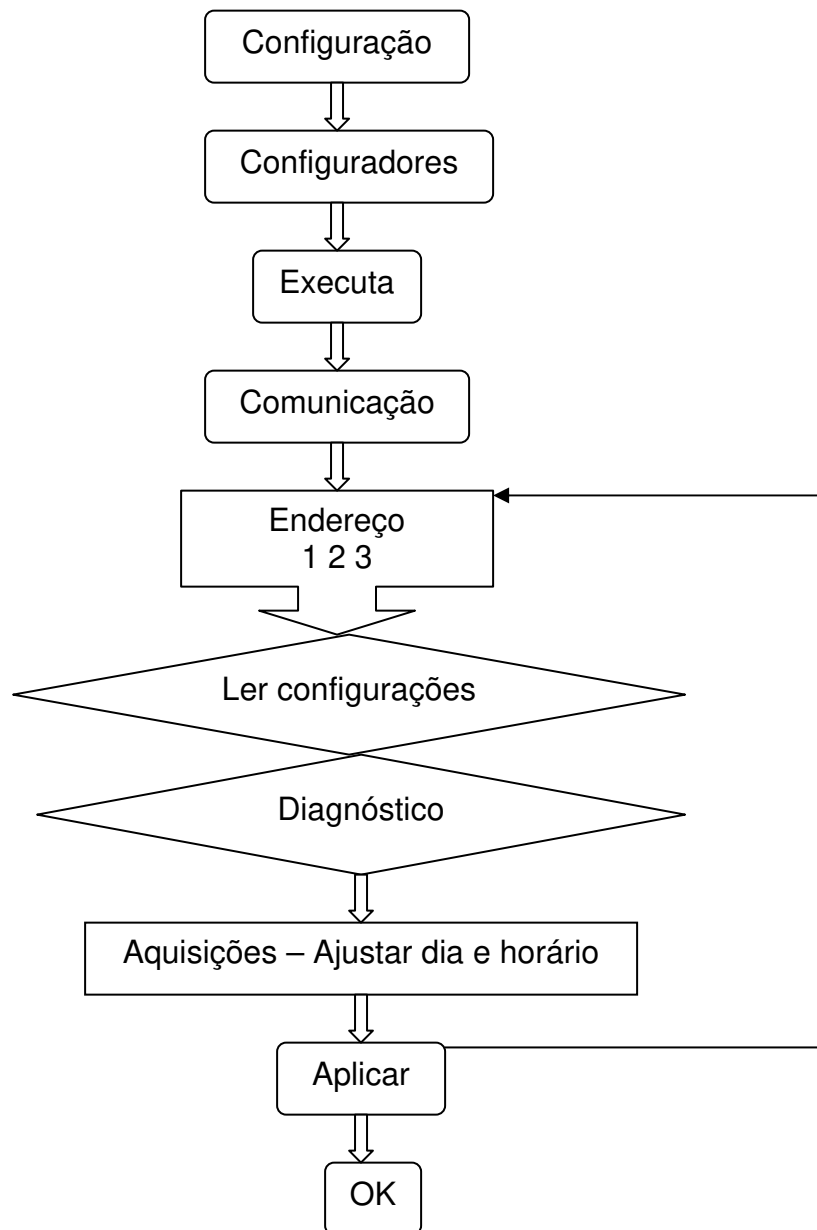
AQUISIÇÃO DE DADOS

NOVUS FIELD CHART 1.53

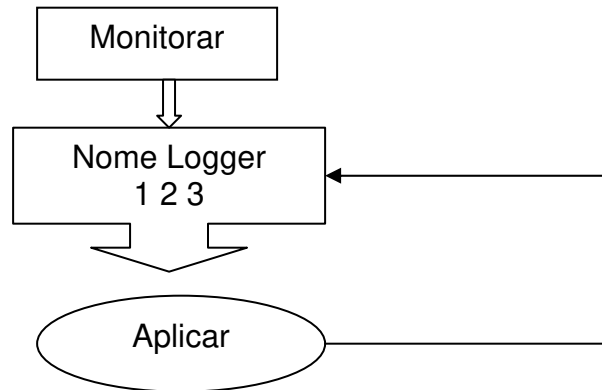
LEITO FLUIDIZADO CIRCULANTE

LFC

- ✓ Depois de ligar o computador e painel de energia dos módulos FieldChart de aquisição de dados, localizar e clicar no ícone FIELD CHART NOVUS;

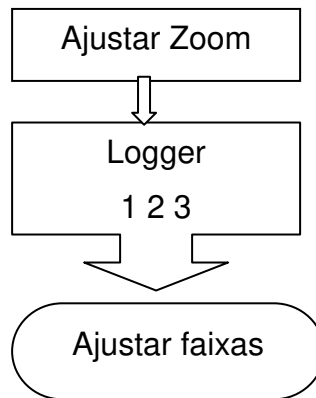


- ✓ Procurar tecla Monitorar

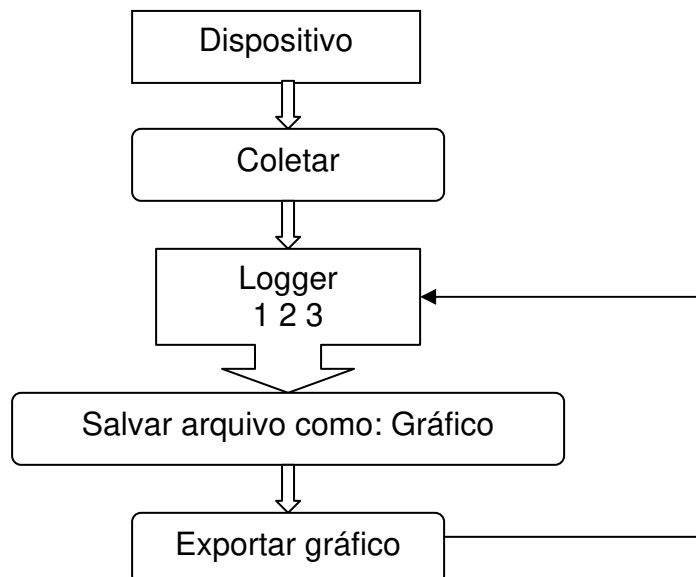


- ✓ Janela → organizar verticalmente

- ✓ Ajustar zoom



- ✓ Para salvar os arquivos:



APÊNDICE III PROCEDIMENTO DE LIMPEZA

PROCEDIMENTO DE LIMPEZA

TOMADAS DE PRESSÃO

LEITO FLUIDIZADO CIRCULANTE

LFC

UTILIZAR:

- ✓ Óculos de proteção;
- ✓ Usar luvas;
- ✓ Avental;

- ❖ Assegurar que o LFC esteja à temperatura ambiente;
- ❖ Pelo LFC não deverá circular ar ROOTS para evitar que a areia depositada nos canais de tomada de pressão seja expelida contra o usuário;
- ❖ Com o auxílio de uma chave fixa ou combinada 11/16 fixar a junção do terminal de pressão para que a mesma não gire ao se soltar o outro parafuso da válvula de pressão com uma chave fixa ou combinada 5/8;
- ❖ Desacoplar o conjunto do LFC;
- ❖ Soltar a extremidade da junção com o LFC (cano de cobre) para que os sólidos saiam pela extremidade do terminal de PVC;
- ❖ Passar ar também nos dutos das tomadas de pressão do LFC;
- ❖ Para montar as tomadas de pressão realizar a ordem inversa de desmontagem (fixar a extremidade de PVC no conjunto, rosquear a porca no duto de pressão fixado no LFC e com o auxílio das chaves 11/16 e 5/8 apertar o conjunto tomada de pressão no LFC);
- ❖ O exaustor do filtro de mangas ligado promove uma pressão negativa no interior do LFC, uma vez que o ar é puxado para fora do sistema. Este procedimento facilita a limpeza das tomadas de pressão;
- ❖ Posicionar o carrinho de coleta de cinzas (amarelo) abaixo do DownComer e depois Riser;
- ❖ Retirar os sólidos abrindo a válvula do DownComer e Riser, além de injetar ar próximo da válvula L (retirar o niple de vedação do duto que conduz ar à válvula L);
- ❖ Abaixar o carrinho de coleta de cinzas do filtro de mangas. Assegurar que o pulsador e exaustor estejam desligados;

APÊNDICE IV PROCEDIMENTO PARA CALIBRAÇÃO HORIBA

Horiba – Analisador de Gases

1. Descrição do Analisador

O Sistema de Análise de Emissão de Gases Horiba para uso industrial é um analisador que mede precisamente a concentração de NO_x ($\text{NO} + \text{NO}_2$), SO_2 e O_2 . O analisador Horiba ENDA-1000 usa analisadores infravermelho e paramagnético, para análise contínua e rápida para SO_2 , NO e O_2 . Esta série é ideal para monitoramento de gases de exaustão de caldeiras, tanto à óleo como queima de carvão.

O princípio de medição para SO_2 e NO é infravermelho, já para O_2 é paramagnético. Existem duas faixas de medição, a primeira é de zero até 1000 ppm e a segunda até 5000 ppm. A repetibilidade é de $\pm 0,5\%$ do fundo de escala, para a faixa de zero a 200 ppm a repetibilidade é de $\pm 1,0\%$ do fundo de escala. O tempo de resposta das amostras testadas é de 1 minuto, somente para SO_2 é de 4 minutos, e a vazão da amostra é de 3 l/min. A figura 1.1 mostra o Horiba ENDA-1000.



Figura 1.1 Horiba Enda-1000

O Analisador Horiba ENDA-1000 possui três componentes básicos, que são: filtro primário, linha de condução da amostra e sistema de análise. A sonda de coleta e o filtro primário são instalados na saída dos gases provenientes da combustão, após o filtro de manga. O filtro primário deve reter a maior parte das partículas que não são retidas pelo filtro de manga e que são coletados pela sonda de amostragem. A condensação do vapor contido na amostra é evitada por meio do aquecimento elétrico do filtro primário. A fração volumétrica máxima de vapor na amostra é de 20 %, pois a presença de partículas com umidade em excesso pode causar o entupimento da linha de condução. O local de instalação da montagem contendo a sonda e o filtro primário deve ser mais elevado que o sistema de análise, para evitar a precipitação do vapor. O local também deve permitir acesso fácil e seguro para manutenção e inspeção, pois a limpeza da sonda de coleta e do filtro primário deve ser feita regularmente. Além desses cuidados, o gás de amostragem não deve conter elementos corrosivos como NH_3 , HCl , HF e Cl_2 , ou qualquer elemento que reaja quimicamente como os componentes medidos. A amostra deve satisfazer as seguintes condições:

- Temperatura máxima: 250 °C
- Pressão manométrica: 100 mmH₂O
- Concentração máxima de partículas: $1,0 \times 10^{-4} \text{ kg/m}^3$

O gás coletado na sonda de amostra escoar através da linha de condução até o sistema de análise, através de uma bomba instalada nesse sistema. A linha é basicamente formada por um tubo revestido por uma jaqueta. O tubo de teflon possui diâmetros internos e externos de 6 mm e 8 mm, respectivamente. O comprimento máximo da linha deve ser de 50 m, pois além desse valor o bombeamento fornecido não é capaz de superar a perda de carga. Assim como o filtro primário, a linha também é aquecida para evitar a condensação do vapor. O aquecimento elétrico é promovido por uma jaqueta, que possui também a função de proteger mecanicamente o tubo. A temperatura da linha de condução deve ser mantida em 120 °C por meio de um termostato. Antes da conexão ao sistema de análise, o isolamento térmico e o aquecimento devem ser removidos para que o gás de amostra chegue ao sistema de análise com a temperatura próxima a do ambiente. Isso exige a instalação de um separador no final da linha, para a coleta da água condensada.

O sistema de análise é constituído por um sistema de processamento da amostra e uma unidade de análise propriamente dita. Antes da amostra ser levada à unidade de análise, ela passa pelo sistema de processamento, que inclui o separador de água, filtro de partículas, válvulas seletora de gás e desumificador. Como o sistema de análise possui dispositivos de precisão, sua localização deve estar livre de vibração mecânica, sujeira e partículas.

2. Procedimento de Partida

Para iniciar a partida do analisador, deve ser ligado o disjuntor, localizado no interior da cabine na parte traseira, mostrado na figura 2.1, a seguir os seguintes passos devem ser realizados:

- A entrada de amostra *Sample Inlet* deve estar desconectada (livre);
- O nível de água no reservatório da parte dianteira e traseira devem ser verificados;
- As chaves do painel *Option Unit* e *Analyzer Unit* devem ser ligadas
- A chave *Heated line* deve estar desligada (para baixo), apenas deve ser ligada se for necessário para evitar condensação (durante testes de combustão);
- As chaves *Primary filter*, *Fan* e *Pump* devem estar ligadas (para cima);
- Deve ser verificada a condição dos filtros da parte dianteira;
- O botão no lado direito do painel *Option Unit* deve estar na posição *Direct*;
- O controle de temperatura no painel dianteiro deve ser ajustado em 230°F (110°C).



Figura 2.1 Disjuntor

As figuras 2.2 e 2.3 mostram os reservatórios de água dianteiro e traseiro, respectivamente.



Figura 2.2 Reservatório dianteiro de água

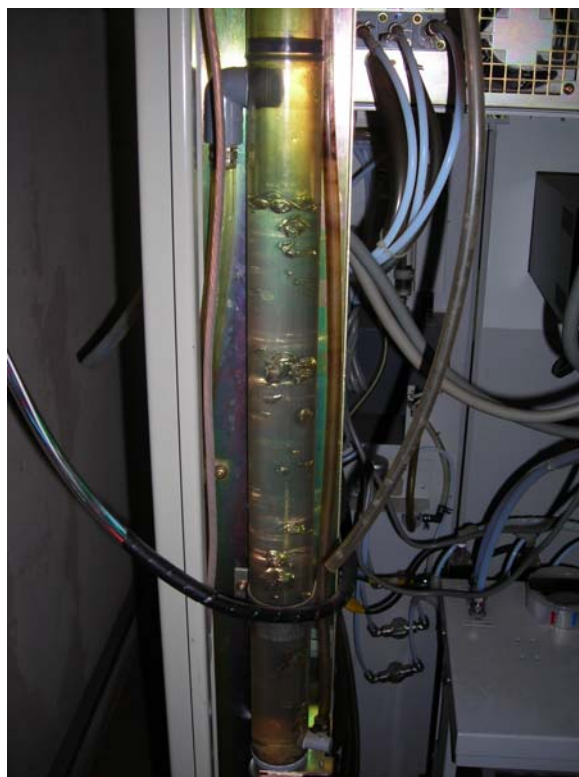


Figura 2.3 Reservatório traseiro de água

A figura 2.4 mostra *Option Unit* e *Analyzer Unit*, onde é feita a seleção dos gases e calibração. Acima do painel *Option Unit* está localizado o controle de temperatura e as chaves *Primary Filter*, *Fan* e *Pump*, que devem ser ligadas.



Figura 2.4 Painel do Horiba

É utilizado N_2 (puro engarrafado), para limpeza do sistema. Desse modo este gás (N_2) deve estar sempre passando pelo equipamento. Para isto a pressão deve ser ajustada de acordo com a marca indicada no manômetro, mostrado na figura 3.5.

O reservatório de água dianteiro deve ser observado quanto ao seu nível de borbulhamento. Para ajustá-lo é importante observar o diagrama de bolhas mostrado na a figura 2.5. O ajuste é feito através das válvulas NV-1 e NV-2, ajustando o lado esquerdo e direito respectivamente. As válvulas são mostradas na figura 2.6.

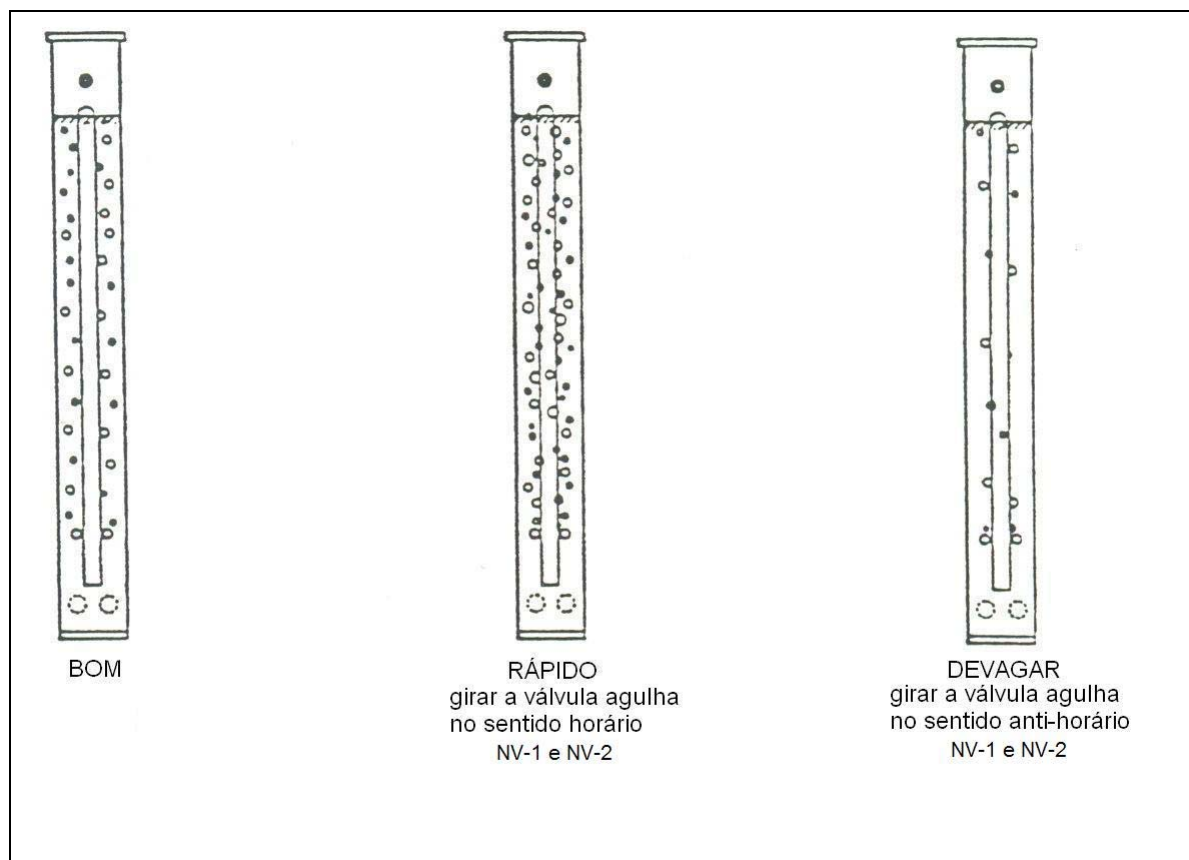


Figura 2.5 Diagrama de borbulhamento



Figura 2.6 Válvulas para regulagem do borbulhamento

O ventilador de refrigeração do equipamento possui um sensor de temperatura que já está previamente ajustado. Porém, em casos de acionamento constante da ventoinha, deve ser verificado o valor de acionamento do sensor que é regulado pelo controlador de temperatura. Em situações normais de uso, o valor deve estar ajustado para 29 °C. O sensor está localizado na parte superior traseira no lado esquerdo do equipamento, de acordo com a figura 2.7.

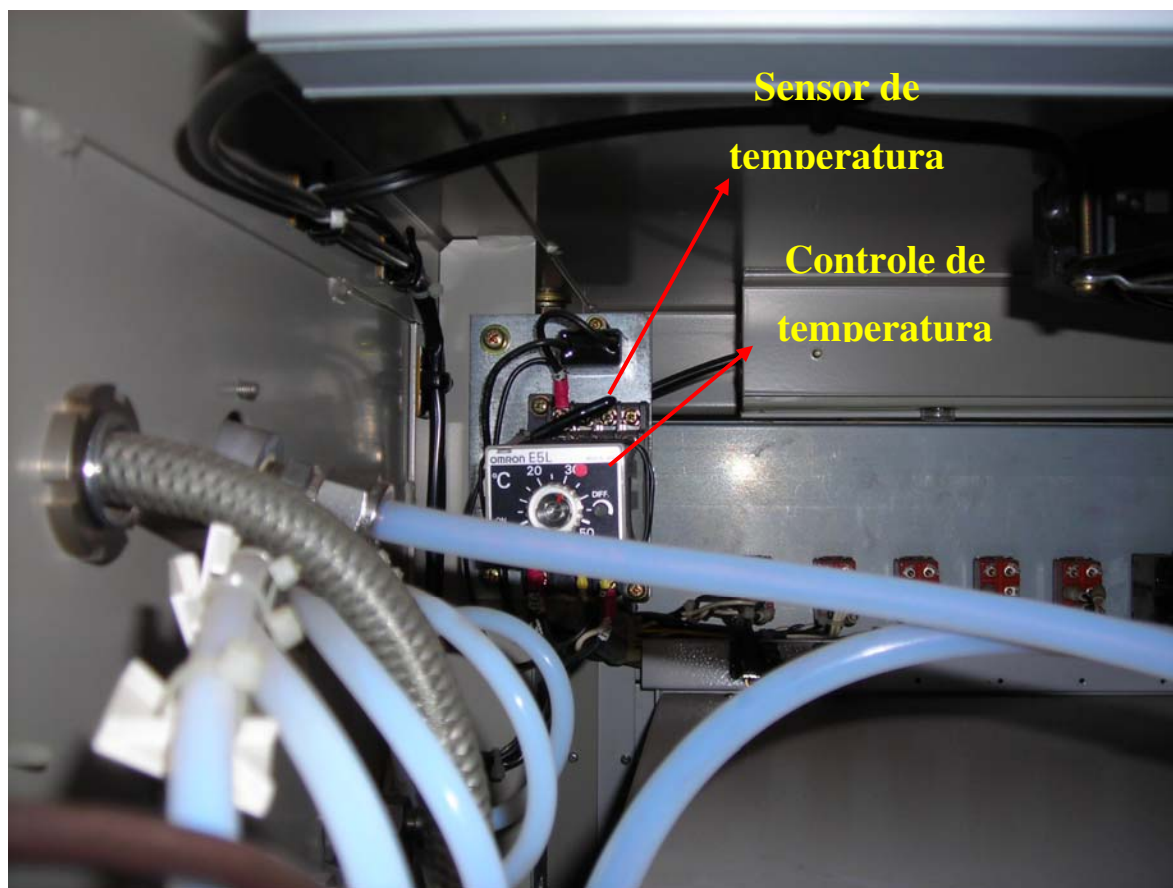


Figura 2.7 Sensor e Controle de temperatura

3. Calibração Manual

O equipamento deverá permanecer ligado durante 5 dias para então poder iniciar o processo de calibração

Os seguintes passos devem ser realizados para que seja efetuada a calibração:

- A entrada *Calibration Gas to Probe* deve estar conectada a sonda;
- Ajustar a concentração do *Spam* para cada gás (SO_2 e NO_x). A concentração do *Spam* é a concentração da mistura padrão de cada gás. Este ajuste é feito através das chaves localizadas no interior do painel *Option Unit*. A chave, referente ao gás escolhido, deve ser abaixada e o ajuste é feito através do parafuso de acordo com a concentração do cilindro da mistura padrão. As chaves e os parafusos são mostrados na figura 3.1.

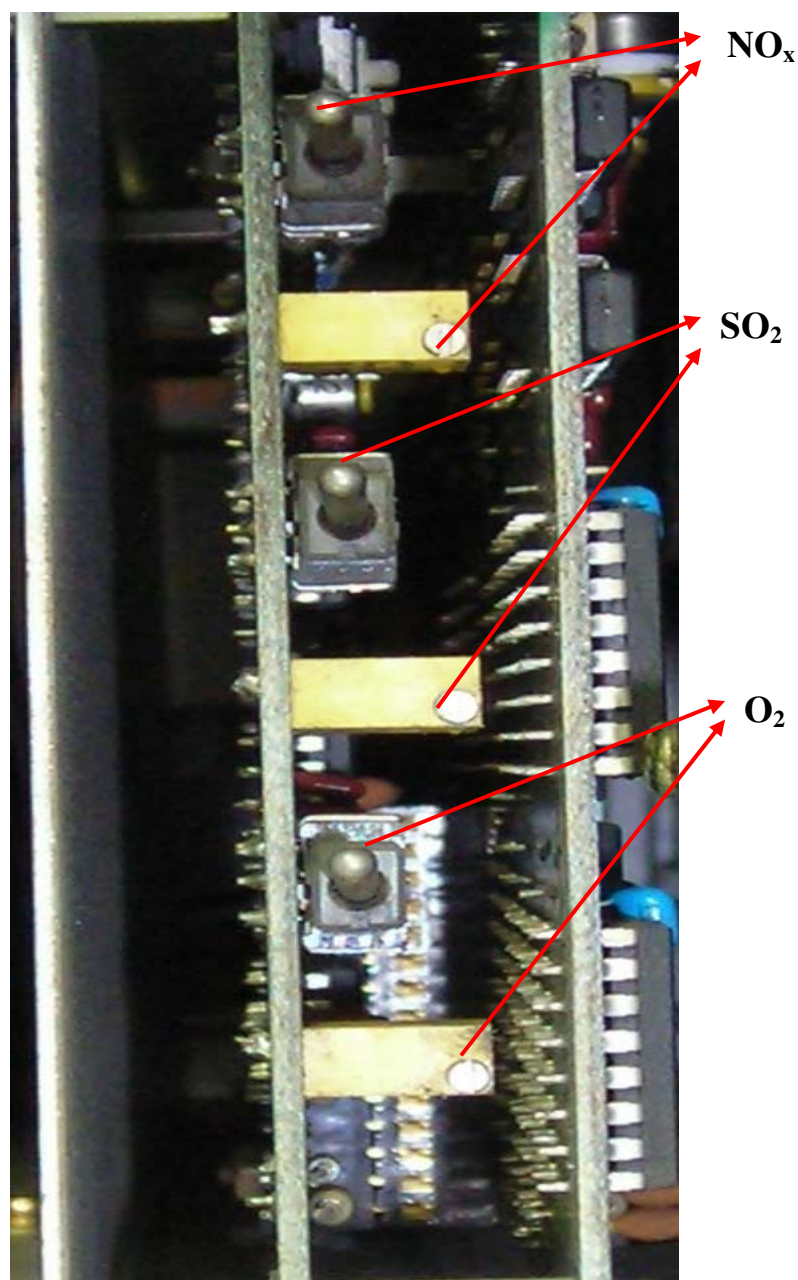


Figura 3.1 Chaves de Ajuste do Spam

Calibração Zero

A calibração do *Zero* para cada gás é feita através da tecla *Mode*. Esta deve ser pressionada até que a luz do NOx (*Zero*) se ascenda, além disso deve ser selecionado *NOx* no *Analyzer Unit*. Após a seleção do gás é necessário aguardar até que o valor no painel se mantenha estável, para então poder acionar a tecla *Cal* que em seguida se ascenderá e após aproximadamente 1 minutos se apagará. A calibração para o zero do SO₂ deverá ser feita da mesma maneira.

Calibração Spam

Os seguintes passos devem ser realizados para a realização da calibração do *Spam*:

- A sonda deve ser conectada em *Sample Inlet*;
- O registro do cilindro dos gases (SO_2 e NO_x) deve ser aberto;
- A pressão da linha deve ser regulada, através da válvula reguladora de pressão;
- A válvula da linha de gás deve ser aberta.

A figura 3.2 mostra a conexão que deve ser feita para a calibração do *Spam*



Figura 3.2 Conexão para calibração do *Spam*

A figura 3.3 mostra os cilindros de gases de mistura padrão para calibração.



Figura 3.3 Cilindros de gases para calibração

A figura 3.4 mostra a válvula reguladora de pressão presente nos cilindros dos gases de calibração.



Figura 3.4 Válvulas Reguladoras de Pressão do cilindros de calibração

Após a abertura dos gases de calibração, os reguladores de pressão próximos ao equipamento devem ser ajustados de acordo com a marca indicativa em cada um deles. A figura 3.5 mostra os reguladores de pressão próximos ao Horiba.

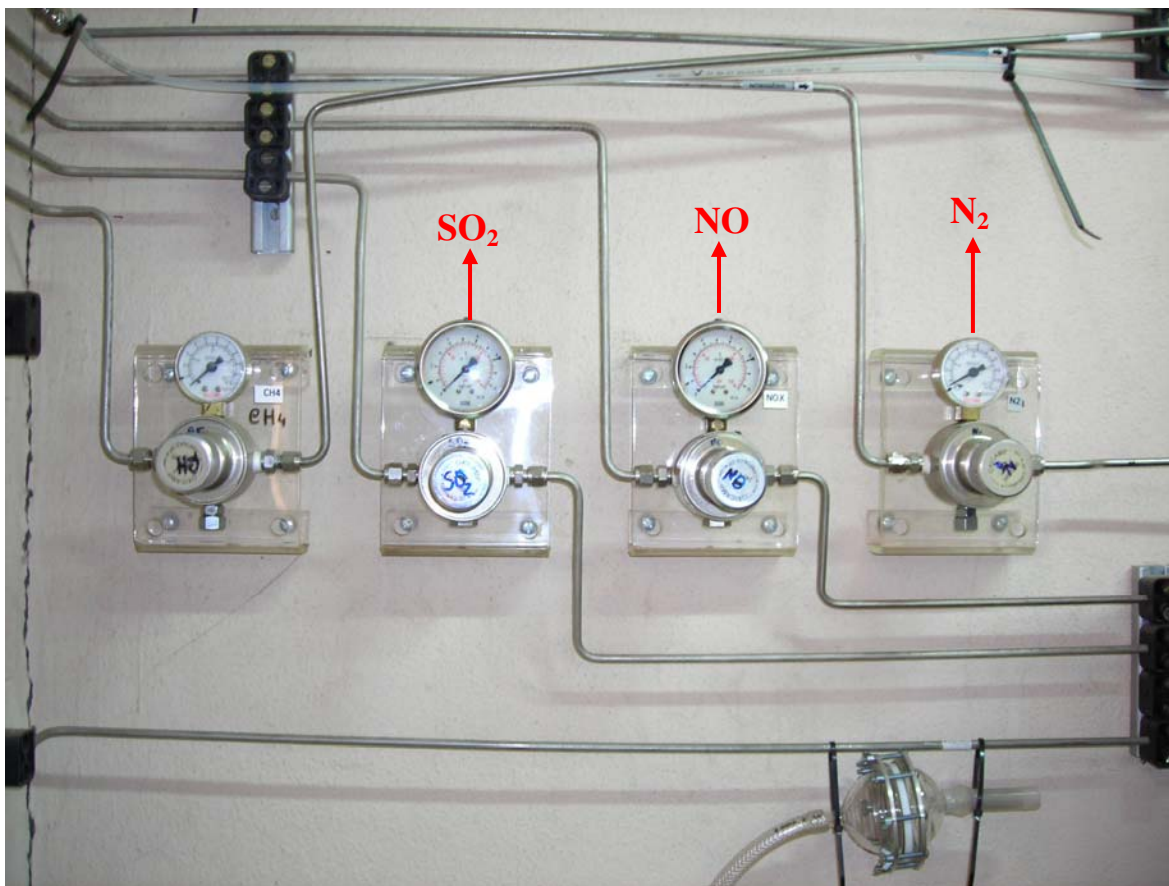


Figura 3.5 Válvulas Reguladoras de Pressão internas

O gás deve ser selecionado através da tecla *Mode* e também no *Analyzer Unit*. Deve ser aberta e regulada a válvula do gás selecionado de acordo com a marca indicada no *Calibration Gas Flowrate*. As válvulas são mostradas na figura 3.6 . Após a abertura da válvula do gás, verificar se a pressão do gás no manômetro se mantém fixa na marca indicada, caso seja necessário, aumentar a pressão da linha no regulador de pressão externo (figura 3.4).



Figura 3.6 Válvula de regulagem do gás de calibração

Após este procedimento aguardar até que a concentração de gás se estabilize (5 a 10 minutos), ajustar o valor da concentração de acordo com o cilindro, através do botão *Spam* no *Analyzer Unit*, então pressionar a tecla *Cal*. Aguardar um minuto. Se a operação realizar-se com sucesso, a luz do *Cal Alarm* irá se apagar. Caso contrário, refazer a calibração partindo do *Zero*. A calibração do NO_x e SO₂ são realizadas de maneira idêntica. Caso seja necessário a calibração

do *Zero* novamente, retirar a mangueira que foi conectada ao *Simple Inlet*, pois para a *Calibração Zero* esta entrada deve estar livre.

4. Medição

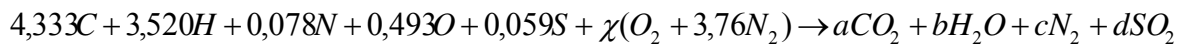
Antes do início das medições, os cilindros devem ser fechados juntamente com suas respectivas válvulas. Os reguladores próximos ao Horiba também devem ser fechados, (verificar sentido abre-fecha). Fechar as válvulas do equipamento *NOx Spam Adjust* e *SO₂ Spam Adjust*. Pressione a tecla *Mode* até que se ascenda *Meas*. Conectar a mangueira da amostra no *Sample Inlet*. Para medição, verificar a faixa de medidas *Range 1* e *Range 2*.

APÊNDICE V REAÇÃO DE COMBUSTÃO DO CARVÃO

Assumir a combustão para 100kg de carvão.

Elemento	Massa Molar [kg/kmol]	Massa [kg]	Molaridade [kmol]
C	12	52	4,333
H	1	3,5	3,520
N	14	1,1	0,078
O	16	7,9	0,493
S	32	1,9	0,059

Reação estequiométrica de combustão do carvão puro resulta em:



Balanço de Carbono:

$$a = 4,333$$

Balanço de Hidrogênio:

$$2 \cdot b = 3,52$$

$$b = 1,76$$

Balanço de Enxofre:

$$d = 0,059$$

Balanço de Oxigênio:

$$0,493 + 2 \cdot \chi = 2 \cdot a + b + 2 \cdot d$$

$$\chi = 5,025$$

Balanço de Nitrogênio:

$$0,064 + 3,76 \cdot \chi \cdot 2 = 2 \cdot c$$

$$c = 18,933$$

Massa de ar estequiométrica:

$$m_{ar} = \chi \cdot (4,76 \text{ kmol}) \cdot 28,97 \text{ kg} / \text{kmol} = 692,93 \text{ kg}$$

Relação Ar/Combustível estequiométrica:

$$R_{ar / comb} = \frac{692,93 \text{ kg}_{ar}}{100 \text{ kg}_{comb}} = 6,929 \text{ kg}_{ar} / \text{kg}_{comb}$$

Massa de gases produzida:

$$M_{gas} = a \cdot 44 + b \cdot 18 + c \cdot 28 + d \cdot 64$$

$$M_{gas} = 752,372 \text{ kg}_{gases}$$

Relação Gases/Combustível estequiométrica:

$$R_{gases / comb} = \frac{752,372 \text{ kg}_{gases}}{100 \text{ kg}_{comb}} = 7,523 \text{ kg}_{gases} / \text{kg}_{comb}$$

Velocidade de saída dos gases na chaminé para combustão estequiométrica:

$$Q_g = \frac{M_g}{\rho_g}$$

$$T_{assumida} = 90^\circ C = 363,15 K$$

$$P_{assumida} = 0,95 * 101325 = 96258,75 \frac{N}{m^2} \text{ ou } Pa$$

$$MM_{gases} \cong MM_{ar} = 28,97 \text{ kg / kmol}$$

Com auxílio do EES:

$$\rho_g = 0,9235 \text{ kg / m}^3$$

Para a combustão de 100 kg/h de carvão:

$$Q_g = \frac{752,372 \frac{kg}{h}}{0,9235 \frac{kg}{m^3}} = 814,696 \frac{m^3}{h}$$

Para cálculo da velocidade de saída dos gases da chaminé:

$$Q_g = A_T \cdot V_{gases}$$

$$V_{gases} = \frac{814,696 \text{ m}^3}{\frac{\pi}{4} (0,095 \text{ m})^2} = 114,936 \cdot 10^3 \frac{m}{h} = 31,92 \frac{m}{s}$$

Sulfatação:

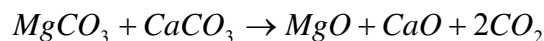
Composição química da dolomita em massa:

Considerando 1 kg de calcário:

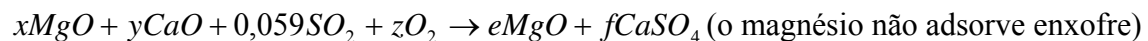
$MgCO_3 = 41,5\%$ em massa ou 0,415 kg ou $4,94 \cdot 10^{-3}$ kmol de $MgCO_3$ em 1 kg de calcário

$CaCO_3 = 56,5\%$ em massa ou 0,565 kg ou $5,65 \cdot 10^{-3}$ kmol de $CaCO_3$ em 1 kg de calcário

Reação balanceada de calcinação:



Reação de sulfatação:



Por hipótese, admite-se que o magnésio presente no $MgCO_3$ irá formar o MgO e que também o $CaCO_3$ irá formar o CaO .

Balanço do Magnésio:

$$x = e$$

Balanço do Cálcio:

$$y = f$$

Balanço do Enxofre (para uma relação Ca/S=1):

$$f = 0,059$$

Para se determinar o número de kmols de $MgCO_3$ para a relação molar Ca/S igual a 1, utiliza-se da relação em kmols entre $MgCO_3$ e $CaCO_3$ presente em 1 kg de calcário.

$$\text{Como: } \frac{MgCO_3}{CaCO_3} = \frac{4,94 \cdot 10^{-3}}{5,65 \cdot 10^{-3}} \equiv \frac{e}{f} \propto 0,874$$

$$f = 0,059 \quad \text{kmols de } CaCO_3$$

∴

$$e = 0,0257 \quad \text{kmols de } MgCO_3$$

Balanço do Oxigênio:

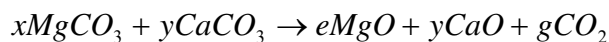
$$x + y + 2(0,059) + 2 \cdot z = e + 4 \cdot f$$

$$e + f + 0,118 + 2 \cdot z = e + 4 \cdot f$$

$$0,118 + 2 \cdot z = 3 \cdot f$$

$$z = 0,0295$$

Voltando à reação de calcinação:



Balanço do Carbono:

$$x + y = g$$

$$0,0257 + 0,059 = g$$

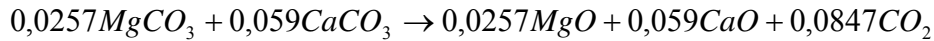
$$g = 0,0847$$

Balanço do Oxigênio:

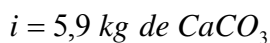
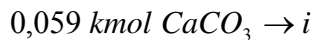
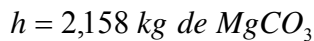
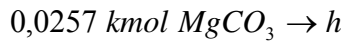
$$3(0,0257) + 3(0,059) = 0,0257 + 0,059 + 2(0,0847)$$

$$0,2541 = 0,2541 \quad (\text{ok!})$$

Assim, a reação de calcinação fica da seguinte forma:



Utilizando regra de três:



Assim a quantidade de dolomita necessária para 100 kg de carvão para uma relação Ca/S=1 é de:

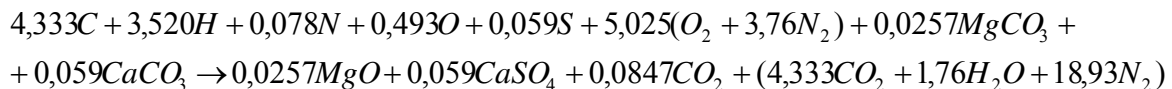
$$(2,158 + 5,9) \text{ kg} \rightarrow (41,5 + 56,5) \%$$

$$m_{\text{dolomita}} \rightarrow 100 \%$$

$$m_{\text{dolomita}} = 8,058 \text{ kg de dolomita}$$

Essa quantidade de dolomita corresponde à necessária para 100 kg de carvão, para uma combustão estequiométrica e para uma relação Ca/S de 1.

Assim a combustão estequiométrica do carvão com a dolomita para uma relação Ca/S de 1 será:



APÊNDICE VI NORMA ASME MFC-14M-2003

O medidor de placa de orifício está conectado a um tubo com diâmetro d_i e tem um conjunto de placas que podem ser acopladas ao medidor que possuem orifícios com diferentes diâmetros d_o ;

Dados de entrada:

Pressão barométrica: P_{atm} [mmHg]

Pressão à montante da placa de orifício: P_{mont} [mmca]

Temperatura a montante: T [°C]

Diâmetro da placa de orifício: d_o [mm]

Diâmetro do duto de medida: d_t [mm]

Diâmetro interno da coluna do leito: D [mm]

Pressão diferencial na placa de orifício: ΔP [mmca]

Coeficiente de compressão adiabática: $k = \frac{c_p}{c_v}$ [adimensional]

Constante do gás: $R = \frac{\bar{R}}{MM}$ [J/mol.K]

Cálculos

Massa específica do ar (através da equação dos gases ideais)

$$\rho = \frac{P_{atm} + P_{mont}}{R \cdot T} \left[\frac{kg}{m^3} \right]$$

Viscosidade dinâmica do ar na linha

$$\mu = 3,6 \cdot 10^{-8} \cdot T + 1,7718 \cdot 10^{-5} \quad [kg/m.s]$$

Observações: nesta expressão empírica para a viscosidade dinâmica, a temperatura deve ser dada em graus Celsius.

Beta da placa de orifício

$$\beta = \frac{d_o}{d_t}$$

Coefficiente de descarga

$$C = \left[0,5991 + \frac{0,0044}{d_t} + \left(0,3155 + \frac{0,0175}{d_t} \right) (\beta^4 + 2\beta^{16}) \right] \sqrt{1 - \beta^4} + \left[\frac{0,52}{d_t} - 0,192 + \left(16,48 - \frac{1,16}{d_t} \right) (\beta^4 + 4\beta^{16}) \right] \sqrt{\frac{1 - \beta^4}{Re_D}}$$

Observações: nesta expressão empírica para o coeficiente de descarga C , o diâmetro do tubo d_i , deve ser usado em polegadas.

Vazão mássica do gás

$$\dot{m} = C \cdot \varepsilon \cdot \frac{\pi}{4} \cdot d_o^2 \cdot \sqrt{2 \cdot \Delta P \cdot \rho} \quad \left[\frac{kg}{h} \right]$$

Vazão volumétrica do gás

$$\dot{V} = \frac{\dot{m}}{\rho} \quad \left[\frac{m^3}{h} \right]$$

Número de Reynolds no orifício

$$Re_D = \frac{4 \cdot \dot{m}}{\pi \cdot d_o \cdot \mu}$$

Velocidade superficial do gás na coluna do leito fluidizado

$$U_o = \frac{4 \cdot \dot{V}}{\pi \cdot D} \quad \left[\frac{m}{s} \right]$$

O procedimento para estimar a vazão de ar é iterativo. O cálculo começa assumindo um número de Reynolds Re_D , após isso é determinado o coeficiente de descarga C , calculada a vazão mássica $\dot{m}$ e a vazão volumétrica de ar $\dot{V}$. A partir desse valor de $\dot{m}$ um novo número de Reynolds é calculado. Compara-se esse valor com o número de Reynolds assumido inicialmente, se estes dois valores estão dentro de uma margem de diferença considerada aceitável, o cálculo é finalizado. No caso contrário o número de Reynolds calculado é substituído pelo inicialmente assumido e o procedimento é repetido.

APÊNDICE VII PLANILHAS DOS TESTES EXPERIMENTAIS

LABORATÓRIO DE PROCESSOS TÉRMICOS E ENGENHARIA AMBIENTAL			
UNICAMP - FEM - DETF			
<i>Combustor com Leito Fluidizado Rápido</i>			
TESTE Nº: 01	DATA: 3/2/2007	Hora início: 8h30min	Hora finalização: 17h
OPERADORES: Rogério, Jhon, Eugênio, Guilherme			
Mistura combustível: Carvão mineral (78,1%) + dolomita (21,9%)	Material inerte: Areia Quartzosa AG 40/50		
Procedência: Criciúma - SC / São Carlos - SP	Procedência: SandJL Analândia - SP		
Granulometria: 461 µm	Tamanho médio das partículas: 312 µm		
Relação estequiométrica ar/mist. combustível: 5,38 kg/kg	Densidade aparente: 2525 kg/m³		

FATORES DO PLANEJAMENTO EXPERIMENTAL:			
Relação molar Cálcio/Enxofre:	2,0	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	Horário	Massa(kg)
Inventário de material inerte utilizado no sistema (kg): 5,0	Início	8h30m
Massa de carvão mineral puro carregado no silo (kg): 7,0	Término	17h
Queimador de GLP: Sim (X) Não ()		52,8
Vazão de ar (Nm³/h): 85,0		
Vazão de GLP (NI/h): 1700,0		
Pressão do GLP (kgf/cm²): 1,6	Total carregado:	
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	15:25	15:57	16:22	16:44	17:05	
Pressão dif. (mmH ₂ O)	150	140	160	140	140	130	143
Pressão man. (mmHg)	60	50	45	60	60	65	57
Temp. placa orif.(°C)	88	61	55	50	49	48	59
Temp. média riser (°C)	849	831	82,8	834	831	829	709
Descarga (kg/h)	64,74	64,26	69,03	65,91	66,09	64,18	65,7
Leitura	Ar injetado no alimentador de sólidos			Ar de injeção na válvula "L"			
% no rotâmetro	45			15			
Pressão man. (bar)							
Pressão abs.(bar)							
Temperatura (°C)							
Descarga (kg/h)	3,64			1,40			
							MÉDIA
Descarga Total (kg/h)	69,78	69,30	74,07	70,95	71,13	69,22	70,74
Vel. superficial de fluidização (m/s)	8,29	8,18	8,77	8,37	8,40	8,17	8,36

DESCARGA DA MISTURA COMBUSTIVEL							
Leitura	1	2	3	4	5	6	Média
Horário (hh:mm)	14:31	15:27	15:58	16:25	16:45	17:00	
Inv. Freq. Rosca (Hz)	15	15,7	15,7	15,7	15,7	15,7	15,6
Leitura inic. b/ça (kg)	-22,8	-30,8	-32,4	-37,5	-40,8	-45,8	-
Leitura fin. b/ça (kg)	-24,4	-32,4	-37,5	-40,8	-44,1	-47,4	-
Tempo (min)	10	10	30	20	20	10	-
Descarga (kg/h)	-9,6	-9,6	-10,2	-9,9	-9,9	-9,6	-9,8
EXCESSO DE AR							
Leitura	1	2	3	4	5	6	Média
Horário (hh:mm)	14:31	15:28	15:39	16:26	16:45	17:00	
Rel. Ar/Comb. Real	6,74	6,69	6,77	6,66	6,68	6,69	
Excesso de ar (%):	25,35	24,41	25,78	23,73	24,08	24,26	24,60

TEMPERATURA NA CAMARA DE COMBUSTAO E LINHA DE EXAUSTAO (°C)								
Leitura (°C)	1	2	3	4	5	6	Média	Cota (mm)
Horário (hh:mm)	14:35	15:24	15:59	16:20	16:46	17:05		
TK-2 /Base Riser	845	830	828	823	824	821	829	0,14
TK-3/Riser	844	826	823	820	823	817	826	0,35
TK-4/Riser	836	818	816	820	817	811	820	0,57
TK-5/Riser	851	833	831	839	835	828	836	1,35
TK-6/Riser	854	837	834	842	837	831	839	2,08
TK-7/Riser	845	831	828	834	831	824	832	2,77
TK-8/Topo riser	860	845	842	849	843	836	846	3,83
TK-9/Perna ciclone	844	836	832	839	833	827	835	2,86
TK-10/Válv. L montante	821	820	816	821	816	811	818	0,69
TK-11/Válv. L jusante	805	810	806	814	809	802	808	0,42
Média no riser(°C)	848	831	829	832	830	824	832	-
Média no reator (°C):	841	829	826	830	827	821	829	-
TK-12/Saída ciclone	652	660	656	660	654	650	655	-

Obs: Cota zero é a base do *riser* (bocal convergente divergente)

PRESSAO NA CAMARA DE COMBUSTAO E LINHA DE EXAUSTAO (mmH2O)								
Leitura	1	2	3	4	5	6	Média	Cota (mm)
Horário (hh:mm)								
VS-1 / Base riser								0
VS-2 /riser								0,17
VS-3/riser								0,39
VS-4/riser								0,77
VS-5/riser								1,61
VS-6/riser								2,15
VS-7/riser								2,84
VS-8/Topo riser								3,9
VS-9/Perna ciclone								3,9
VS-10/Válv. L montante								2,89
VS-11/Válv. L jusante								2,13
VS-12/Saída ciclone								1,45
VS-13/Ar válvula L								0,55

Obs: Cota zero é a base do *riser* (bocal convergente divergente)

CONCENTRAÇÃO DOS GASES DE COMBUSTÃO NA SAÍDA DO FILTRO DE MANGAS							
Leitura	1	2	3	4	5	6	Média
Horário (hh:mm)	14:48	15:10	15:42	16:05	16:30	16:50	
NOx (ppm)	120	127	116	86	48	35	89
SO2 (ppm)	28	2	3	4	3	2	7
CO (ppm)	1000	220	210	248	207	195	347
O2 (%)	2,9	5,9	6,0	5,8	7,1	10,5	6,4
CO2 (%)	11,6	10,1	10,0	10,2	8,6	6,8	9,6

RECIRCULAÇÃO DOS SÓLIDOS NO COMBUSTOR							
Leitura	1	2	3	4	5	6	Média
Horário (hh:mm)	17:12	17:15	17:30				
Massa coletada (kg)	0,1	0,02	0,07				
Intervalo de tempo (s)	30	20	20				
Taxa de recirculação (kg/m ² .s)	3,23						3,23

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	29,13	27,21
Horário início (hh:mm)	---	08:30	14:40
Horário final. (hh:mm)	---	14:40	17:25
Intervalo tempo (min)	---	370	165
Massa total (kg)	39,22	43,26	37,95
Massa líquida (kg)	8,22	14,13	10,74
Massa coletada para análise (g)		-	-
Descarga (kg/h)	-	2,29	3,91

Observações:

O Recipiente 2 das cinzas volantes foi usado durante a etapa de regime permanente.

OBSERVAÇÕES GERAIS:

Às 11h02m foi desligado a resistência elétrica

Às 12h05m foi feita a primeira amostragem SO2 (somente carvão): 748 ppm. Tempo de amostragem de aproximadamente 03min

O perfil de pressão também apresentou um comportamento irregular, como verificado pelas leituras obtidas.

Parece que as tomadas entopem antes da troca do recipiente das cinzas volantes.

No pré-aquecedor a queda de pressão em mmH2O foi de 220+220

LABORATÓRIO DE PROCESSOS TÉRMICOS E ENGENHARIA AMBIENTAL

UNICAMP - FEM - DETF

Combustor com Leito Fluidizado Rápido

TESTE Nº: 02	DATA: 28/2/2007 Hora início: 8h30min Hora finalização: 18h OPERADORES: Rogério, Jhon, Eugênio, Guilherme
Mistura combustível: Carvão mineral (100%) + dolomita (0%) Procedência: Criciúma - SC / São Carlos - SP Granulometria: 461 μm Relação estequiométrica ar/mist. combustível: 6,89 kg/kg	Material inerte: Areia Quartzosa AG 40/50 Procedência: SandJL Analândia - SP Tamanho médio das partículas: 312 μm Densidade aparente: 2525 kg/m ³

FATORES DO PLANEJAMENTO EXPERIMENTAL:			
Relação molar Cálcio/Enxofre:	0,0	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 Massa de carvão mineral puro carregado no silo (kg): 7,0 Queimador de GLP: Sim (X) Não () Vazão de ar (Nm ³ /h): 85,0 Vazão de GLP (NI/h): 1700,0 Pressão do GLP (kgf/cm ²): 1,75 Resistência Elétrica: Sim (X) Não () Exaustor do filtro de mangas ligado: Sim (X) Não () Válvula de ar secundário totalmente fechada: Sim (X) Não ()	Horário	Massa(kg)
	Início	8h30m
	Término	18h
		-
	Total carregado:	
	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)	15:00	15:30	16:00	16:30	17:00	17:30	
Pressão dif. (mmH ₂ O)	165	165	150	170	170	165	164
Pressão man. (mmHg)	40	40	42	46	46	45	43
Temp. placa orif.(°C)							
Temp. média riser (°C)							
Descarga (kg/h)							
Leitura	Ar injetado no alimentador de sólidos			Ar de injeção na válvula "L"			
% no rotâmetro	45			15			
Pressão man. (bar)							
Pressão abs.(bar)							
Temperatura (°C)							
Descarga (kg/h)	3,64			1,40			
							MÉDIA
Descarga Total (kg/h)	69,99	70,48	67,94	72,24	72,24	72,99	70,98
Vel. superficial de fluidização (m/s)	8,31	8,32	8,04	8,52	8,53	8,61	8,39

DESCARGA DA MISTURA COMBUSTIVEL							
Leitura	1	2	3	4	5	6	Média
Horário (hh:mm)	15:00	15:30	16:00	16:30	17:00	17:30	
Inv. Freq. Rosca (Hz)	14	14	14,0	13,5	13,5	13,5	13,8
Leitura inic. b/ça (kg)	28,9	28,9	28,9	43,4	43,4	43,4	-
Leitura fin. b/ça (kg)	33,8	38,0	42,0	46,1	51,2	55,2	-
Tempo (min)	36	65	95	19	56	85	-
Descarga (kg/h)	8,2	8,4	8,3	8,5	8,4	8,3	8,3
EXCESSO DE AR							
Leitura	1	2	3	4	5	6	Média
Horário (hh:mm)	15:00	15:30	16:00	16:30	17:00	17:30	
Rel. Ar/Comb. Real	8,53	8,09	8,21	8,47	8,69	8,76	
Excesso de ar (%):	23,84	17,35	19,20	22,88	26,12	27,14	22,76

TEMPERATURA NA CAMARA DE COMBUSTAO E LINHA DE EXAUSTAO (°C)								
Leitura (°C)	1	2	3	4	5	6	Média	Cota (mm)
Horário (hh:mm)	15:00	15:30	16:00	16:30	17:00	17:30		
TK-2 /Base Riser	836	842	843	841	834	828	837	0,14
TK-3/Riser	833	841	834	840	831	827	834	0,35
TK-4/Riser	823	828	834	826	820	815	824	0,57
TK-5/Riser	838	842	850	841	833	829	839	1,35
TK-6/Riser	846	849	856	847	841	836	846	2,08
TK-7/Riser	844	872	854	845	839	834	848	2,77
TK-8/Topo riser	868	867	876	868	861	856	866	3,83
TK-9/Perna ciclone	865	844	871	863	856	851	858	2,86
TK-10/Válv. L montante	842	822	851	842	840	836	839	0,69
TK-11/Válv. L jusante	815	846	840	834	829	822	831	0,42
Média no riser(°C)	841	849	850	844	837	832	842	-
Média no reator (°C):	841	845	851	845	838	833	842	-
TK-12/Saída ciclone	680	680	681	682	678	676	680	-

Obs: Cota zero é a base do riser (bocal convergente divergente)

PRESSAO NA CAMARA DE COMBUSTAO E LINHA DE EXAUSTAO (mmH2O)								
Leitura	1	2	3	4	5	6	Média	Cota (mm)
Horário (hh:mm)	17:30							
VS-1 / Base riser	6,19							0
VS-2 /riser	7,62							0,17
VS-3/riser	11,02							0,39
VS-4/riser	62,64							0,77
VS-5/riser	10,07							1,61
VS-6/riser	23,59							2,15
VS-7/riser	3,68							2,84
VS-8/Topo riser	-0,63							3,9
VS-9/Perna ciclone	-31,67							3,9
VS-10/Válv. L montante	1,31							2,89
VS-11/Válv. L jusante	-26,72							2,13
VS-12/Saída ciclone	-11,02							1,45
VS-13/Ar válvula L	55,8							0,55

Obs: Cota zero é a base do riser (bocal convergente divergente)

CONCENTRAÇÃO DOS GASES DE COMBUSTÃO NA SAÍDA DO FILTRO DE MANGAS							
Leitura	1	2	3	4	5	6	Média
Horário (hh:mm)	15:00	15:30	16:00	16:30	17:00	17:30	
NOx (ppm)	-	-	-	-	-	-	-
SO ₂ (ppm)	805	990	1057	909	969	94	804
CO (ppm)	86	88	84	95	101	104	93
O ₂ (%)	5,8	5,3	5,6	6,5	6,9	6,9	6,2
CO ₂ (%)	9,7	9,7	10,4	9,5	9,4	9,2	9,7

RECIRCULAÇÃO DOS SÓLIDOS NO COMBUSTOR							
Leitura	1	2	3	4	5	6	Média
Horário (hh:mm)							
Massa coletada (kg)	1,37	0,93	1,04				
Intervalo de tempo (s)	10	10	10				
Taxa de recirculação (kg/m ² .s)	44,23						44,23

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	27,99	26,82
Horário início (hh:mm)	---	08:20	15:45
Horário final. (hh:mm)	---	15:45	18:00
Intervalo tempo (min)	---	445	135
Massa total (kg)	39,22	46,46	35,39
Massa líquida (kg)	8,21	18,47	8,57
Massa coletada para análise (g)		-	-
Descarga (kg/h)	-	2,49	3,81

Observações:

O Recipiente 2 das cinzas volantes foi usado durante a etapa de regime permanente.

OBSERVAÇÕES GERAIS:

Teste em branco sem adição de dolomita para verificar se o carvão realmente emite SO₂
O recipiente 2 foi trocado no horário 15h45min (-39,8 kg)

LABORATÓRIO DE PROCESSOS TÉRMICOS E ENGENHARIA AMBIENTAL

UNICAMP - FEM - DETF

Combustor com Leito Fluidizado Rápido

TESTE Nº: 03	DATA: 3/3/2007 Hora início: 8h30min Hora finalização: 17h30min OPERADORES: Rogério, Eugênio, Lyda e Guilherme
Mistura combustível: Carvão mineral (87,7%) + dolomita (12,3%) Procedência: Criciúma - SC / São Carlos - SP Granulometria: 461 μm Relação estequiométrica ar/mist. combustível: kg/kg	Material inerte: Areia Quartzosa AG 40/50 Procedência: SandJL Analândia - SP Tamanho médio das partículas: 312 μm Densidade aparente: 2525 kg/m ³

FATORES DO PLANEJAMENTO EXPERIMENTAL:			
Relação molar Cálcio/Enxofre:	1,0	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	Horário	Massa(kg)
Inventário de material inerte utilizado no sistema (kg): 5,0	Início	8h30m 70,0
Massa de carvão mineral puro carregado no silo (kg): 7,0	Término	17h30m 52,8
Queimador de GLP: Sim (X) Não ()		
Vazão de ar (Nm ³ /h): 83		
Vazão de GLP (NI/h): 1750		
Pressão do GLP (kgf/cm ²): 1,8	Total carregado:	
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)	15:00	15:30	16:00	16:30			
Pressão dif. (mmH ₂ O)	180	182	187	180			182
Pressão man. (mmHg)	60	55	55	52			56
Temp. placa orif.(°C)	75	63	56	53			62
Temp. média riser (°C)	841	838	839	842			840
Descarga (kg/h)	75,09	72,76	74,49	73,37			73,9
Leitura	Ar injetado no alimentador de sólidos			Ar de injeção na válvula "L"			
% no rotâmetro	45			15			
Pressão man. (bar)							
Pressão abs.(bar)							
Temperatura (°C)							
Descarga (kg/h)	3,64			1,40			
							MÉDIA
Descarga Total (kg/h)	80,13	77,80	79,53	78,41			78,97
Vel. superficial de fluidização (m/s)	8,92	8,62	8,83	8,72			8,77

DESCARGA DA MISTURA COMBUSTIVEL							
Leitura	1	2	3	4	5	6	Média
Horário (hh:mm)	15:00	15:30	16:00	16:30			
Inv. Freq. Rosca (Hz)	15	15	15	15			15,0
Leitura inic. b/ça (kg)	19,3	38,8	38,8	38,8			-
Leitura fin. b/ça (kg)	37,7	42,5	47,2	52,4			-
Tempo (m)	111	23	52	84			-
Descarga (kg/h)	9,9	9,7	9,7	9,7			9,8
EXCESSO DE AR							
Leitura	1	2	3	4	5	6	Média
Horário (hh:mm)	15:00	15:30	16:00	16:30			
Rel. Ar/Comb. Real	7,55	7,54	7,69	7,56			
Excesso de ar (%):	24,93	24,77	27,21	25,04			25,49

TEMPERATURA NA CAMARA DE COMBUSTAO E LINHA DE EXAUSTAO (°C)								
Leitura (°C)	1	2	3	4	5	6	Média	Cota (mm)
Horário (hh:mm)	15:00	15:30	16:00	16:30				
TK-2 /Base Riser	841	835	837	838			838	0,14
TK-3/Riser	838	830	834	834			834	0,35
TK-4/Riser	825	823	824	827			825	0,57
TK-5/Riser	842	837	839	844			841	1,35
TK-6/Riser	845	842	843	847			844	2,08
TK-7/Riser	840	838	839	842			840	2,77
TK-8/Topo riser	856	859	857	861			858	3,83
TK-9/Perna ciclone	850	854	851	854			852	2,86
TK-10/Válv. L montante	831	836	834	840			835	0,69
TK-11/Válv. L jusante	831	836	834	839			835	0,42
Média no riser(°C)	841	838	839	842			840	-
Média no reator (°C):	840	839	839	843			840	-
TK-12/Saída ciclone	672	682	680	680			679	-

Obs: Cota zero é a base do riser (bocal convergente divergente)

PRESSAO NA CAMARA DE COMBUSTAO E LINHA DE EXAUSTAO (mmH2O)								
Leitura	1	2	3	4	5	6	Média	Cota (mm)
Horário (hh:mm)	15:00	15:30	16:00	16:30				
VS-1 / Base riser	6,54	5,63	6,51	6,08				0
VS-2 /riser	4,71	5,61	6,74	5,21				0,17
VS-3/riser	9,44	8,63	9,18	7,6				0,39
VS-4/riser	82	97,26	97,14	15,62				0,77
VS-5/riser	15,61	26,11	21,21	16,74				1,61
VS-6/riser	72,5	63,73	52,44	82,16				2,15
VS-7/riser	15,58	9,12	8,76	8,13				2,84
VS-8/Topo riser	9,39	11,35	8,79	4,12				3,9
VS-9/Perna ciclone	-25,49	-25,3	-27,69	-27,85				3,9
VS-10/Válv. L montante	1,38	1,29	1,25	1,5				2,89
VS-11/Válv. L jusante	-36,84	-26,43	-31,83	-33,4				2,13
VS-12/Saída ciclone	0,54	1,35	-19,22	-1,27				1,45
VS-13/Ar válvula L	463,37	456,2	470,72	458,67				0,55

Obs: Cota zero é a base do riser (bocal convergente divergente)

CONCENTRAÇÃO DOS GASES DE COMBUSTÃO NA SAÍDA DO FILTRO DE MANGAS						
Leitura	1	2	3	4	5	6
Horário (hh:mm)	15:00	15:30	16:00	16:30		
NOx (ppm)	-	-	-	-		
SO ₂ (ppm)	0	0	0	0		
CO (ppm)	104	99	96	93		
O ₂ (%)	5,8	6,3	6,6	6,9		
CO ₂ (%)	10,2	9,4	9,3	9,3		

RECIRCULAÇÃO DOS SÓLIDOS NO COMBUSTOR						
Leitura	1	2	3	4	5	6
Horário (hh:mm)	16:50	17:00	17:10			
Massa coletada (kg)						
Intervalo de tempo (s)	10	10	10			
Taxa de recirculação (kg/m ² .s)						

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	27,8	27,21
Horário início (hh:mm)	---	08:30	14:40
Horário final. (hh:mm)	---	15:30	17:30
Intervalo tempo (min)	---	390	170
Massa total (kg)	39,44		35,78
Massa líquida (kg)	8,43		8,57
Massa coletada para análise (g)		-	-
Descarga (kg/h)	-	0,00	3,02

Observações:

O Recipiente 2 das cinzas volantes foi usado durante a etapa de regime permanente.

OBSERVAÇÕES GERAIS:

No início da circulação de areia não foi possível obter a recirculação.

Teve-se que se esvaziar a areia do leito e realizar uma alimentação manual de (5,5 + 1,0) kg de inerte.

Foi coletado 2,0 kg de cinzas acumuladas na válvula L após o teste.

LABORATÓRIO DE PROCESSOS TÉRMICOS E ENGENHARIA AMBIENTAL

UNICAMP - FEM - DETF

Combustor com Leito Fluidizado Rápido

TESTE Nº: 04	DATA: 17/3/2007 Hora início: 8h30min Hora finalização: 17h30min OPERADORES: Rogério, Eugênio, Lyda e Guilherme
Mistura combustível: Carvão mineral (87,7%) + dolomita (12,3%) Procedência: Criciúma - SC / São Carlos - SP Granulometria: 461 μm Relação estequiométrica ar/mist. combustível: 5,38 kg/kg	Material inerte: Areia Quartzosa AG 40/50 Procedência: SandJL Analândia - SP Tamanho médio das partículas: 312 μm Densidade aparente: 2525 kg/m ³

FATORES DO PLANEJAMENTO EXPERIMENTAL:			
Relação molar Cálcio/Enxofre:	1,0	Excesso de ar (%)	17,9

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): 5,7	Início	8h30m 70,0
Massa de carvão mineral puro carregado no silo (kg): 7,0	Término	17h30m
Queimador de GLP: Sim (X) Não ()		
Vazão de ar (Nm ³ /h): 85,0		
Vazão de GLP (NI/h): 1700,0		
Pressão do GLP (kgf/cm ²): 1,65	Total carregado:	
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)	14:40	15:10	15:40	16:10	16:40		
Pressão dif. (mmH ₂ O)	180	170	170	150	156		165
Pressão man. (mmHg)	50	44	47	50	44		47
Temp. placa orif.(°C)	60	53	856	45	43		211
Temp. média riser (°C)	833	844	71,73	853	847		690
Descarga (kg/h)	72,57	71,12	71,73	68,19	69,37		70,6
Leitura	Ar injetado no alimentador de sólidos				Ar de injeção na válvula "L"		
% no rotâmetro	45				15		
Pressão man. (bar)							
Pressão abs.(bar)							
Temperatura (°C)							
Descarga (kg/h)	3,64				1,40		
							MÉDIA
Descarga Total (kg/h)	77,61	76,16	76,77	73,23	74,41		75,64
Vel. superficial de fluidização (m/s)	8,56	8,47	8,64	8,19	8,28		8,43

DESCARGA DA MISTURA COMBUSTIVEL							
Leitura	1	2	3	4	5	6	Média
Horário (hh:mm)	14:40	15:10	15:40	16:10	16:40		
Inv. Freq. Rosca (Hz)	15,5	15,5	15,5	15,0	15,0		15,3
Leitura inic. b/ça (kg)	31,1	31,1	31,1	49,8	49,8		-
Leitura fin. b/ça (kg)	35,3	39,4	44,8	51,4	54,3		-
Tempo (min)	25	50	82	10	28		-
Descarga (kg/h)	10,1	10,0	10,0	9,6	9,6		9,9
EXCESSO DE AR							
Leitura	1	2	3	4	5	6	Média
Horário (hh:mm)	14:40	15:10	15:40	16:10	16:40		
Rel. Ar/Comb. Real	7,20	7,14	7,16	7,10	7,15		
Excesso de ar (%):	19,13	18,17	18,47	17,54	18,34		18,33

TEMPERATURA NA CAMARA DE COMBUSTAO E LINHA DE EXAUSTAO (°C)								
Leitura (°C)	1	2	3	4	5	6	Média	Cota (mm)
Horário (hh:mm)	14:40	15:10	15:40	16:10	16:40			
TK-2 /Base Riser	833	842	855	850	845		845	0,14
TK-3/Riser	829	837	850	846	843		841	0,35
TK-4/Riser	817	828	839	838	829		830	0,57
TK-5/Riser	833	844	857	852	844		846	1,35
TK-6/Riser	836	848	860	857	850		850	2,08
TK-7/Riser	832	843	855	852	847		846	2,77
TK-8/Topo riser	853	866	876	874	870		868	3,83
TK-9/Perna ciclone	849	861	872	867	864		863	2,86
TK-10/Válv. L montante	830	840	851	849	847		843	0,69
TK-11/Válv. L jusante	829	841	851	844	841		841	0,42
Média no riser(°C)	833	844	856	853	847		847	-
Média no reator (°C):	834	845	857	853	848		847	-
TK-12/Saída ciclone	678	685	696	688	688		687	-

Obs: Cota zero é a base do riser (bocal convergente divergente)

PRESSAO NA CAMARA DE COMBUSTAO E LINHA DE EXAUSTAO (mmH2O)								
Leitura	1	2	3	4	5	6	Média	Cota (mm)
Horário (hh:mm)	14:40	15:10	15:40	16:10	16:40			
VS-1 / Base riser	16,55	10,6	6,4	5,6	5,54			0
VS-2 /riser	15,26	14,42	12,38	25,85	20,58			0,17
VS-3/riser	16,94	15,46	18,95	10,4	15,95			0,39
VS-4/riser	67,11	76,7	34,93	42,66	56,43			0,77
VS-5/riser	33,83	16,77	17,88	17,67	15,57			1,61
VS-6/riser	51,8	35,44	51,24	33,87	40,21			2,15
VS-7/riser	6,46	5,43	7,79	6,41	5,79			2,84
VS-8/Topo riser	0,71	5,1	1,37	0,56	2,61			3,9
VS-9/Perna ciclone	-33,31	-30,98	-30,23	-33,28	-30,46			3,9
VS-10/Válv. L montante	1,24	-0,21	0,79	0,64	0,67			2,89
VS-11/Válv. L jusante	-31,54	-32,67	-32,2	-31,5	-25,32			2,13
VS-12/Saída ciclone	-35,1	-22,24	-16,28	-16,15	-16,45			1,45
VS-13/Ar válvula L	438,36	466,12	445,1	421,75	374,4			0,55

Obs: Cota zero é a base do riser (bocal convergente divergente)

CONCENTRAÇÃO DOS GASES DE COMBUSTÃO NA SAÍDA DO FILTRO DE MANGAS						
Leitura	1	2	3	4	5	6
Horário (hh:mm)	14:40	15:10	15:40	16:10	16:40	
NOx (ppm)	-	-	-	-	-	
SO ₂ (ppm)	0	0	0	0	0	
CO (ppm)	105	88	77	81	84	
O ₂ (%)	5,5	5,5	5,7	5,7	6,5	
CO ₂ (%)	10,1	10,3	10,2	9,8	9,4	

RECIRCULAÇÃO DOS SÓLIDOS NO COMBUSTOR						
Leitura	1	2	3	4	5	6
Horário (hh:mm)	17:00	17:15	17:30			
Massa coletada (kg)	0,1	0,04	0,04			
Intervalo de tempo (s)	10	10	10			
Taxa de recirculação (kg/m ² .s)	3,23	1,29	1,29			

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	27,8	27
Horário início (hh:mm)	---	08:30	14:40
Horário final. (hh:mm)	---	14:40	17:30
Intervalo tempo (min)	---	370	170
Massa total (kg)	38,78	43,95	37,64
Massa líquida (kg)	7,78	16,15	10,64
Massa coletada para análise (g)		-	-
Descarga (kg/h)	-	2,62	3,76

Observações:

O Recipiente 2 das cinzas volantes foi usado durante a etapa de regime permanente.

OBSERVAÇÕES GERAIS:

Coletado 1,54 kg de cinzas na válvula L após o teste.

LABORATÓRIO DE PROCESSOS TÉRMICOS E ENGENHARIA AMBIENTAL

UNICAMP - FEM - DETF

Combustor com Leito Fluidizado Rápido

TESTE Nº: 05	DATA: 31/3/2007 Hora início: 8h12min Hora finalização: 15h40min OPERADORES: Rogério, Lyda e Guilherme
Mistura combustível: Carvão mineral (95,9%) + dolomita (4,1%) Procedência: Criciúma - SC / São Carlos - SP Granulometria: 461 μm Relação estequiométrica ar/mist. combustível: 6,61 kg/kg	Material inerte: Areia Quartzosa AG 40/50 Procedência: SandJL Analândia - SP Tamanho médio das partículas: 312 μm Densidade aparente: 2525 kg/m ³

FATORES DO PLANEJAMENTO EXPERIMENTAL:			
Relação molar Cálcio/Enxofre:	0,3	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): 6,0	Início	8h12m 70,0
Massa de carvão mineral puro carregado no silo (kg): 7,0	Término	15h40m
Queimador de GLP: Sim (X) Não ()		
Vazão de ar (Nm ³ /h): 85,0		
Vazão de GLP (NI/h): 1700,0		
Pressão do GLP (kgf/cm ²): 1,6	Total carregado:	
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)	14:00	14:30	15:00	15:30			
Pressão dif. (mmH ₂ O)	200	196	190	190			194
Pressão man. (mmHg)	45	45	50	45			46
Temp. placa orif.(°C)	70	60	55	52			59
Temp. média riser (°C)	847	852	853	858			853
Descarga (kg/h)	74,9	75,23	74,91	75			75,0
Leitura	Ar injetado no alimentador de sólidos			Ar de injeção na válvula "L"			
% no rotâmetro	45			15			
Pressão man. (bar)							
Pressão abs.(bar)							
Temperatura (°C)							
Descarga (kg/h)	3,64			1,40			
							MÉDIA
Descarga Total (kg/h)	79,94	80,27	79,95	80,04			80,05
Vel. superficial de fluidização (m/s)	8,94	9,02	8,99	9,04			9,00

DESCARGA DA MISTURA COMBUSTIVEL							
Leitura	1	2	3	4	5	6	Média
Horário (hh:mm)	14:00	14:30	15:00	15:30			
Inv. Freq. Rosca (Hz)	15	15	15,0	15,0			15,0
Leitura inic. b/ça (kg)	16,7	16,7	16,7	16,7			-
Leitura fin. b/ça (kg)	36,6	40,6	43,9	50,2			-
Tempo (min)	126	152	173	213			-
Descarga (kg/h)	9,5	9,4	9,4	9,4			9,4
EXCESSO DE AR							
Leitura	1	2	3	4	5	6	Média
Horário (hh:mm)	14:00	14:30	15:00	15:30			
Rel. Ar/Comb. Real	7,90	7,97	7,94	7,95			
Excesso de ar (%):	19,52	20,58	20,09	20,17			20,09

TEMPERATURA NA CAMARA DE COMBUSTAO E LINHA DE EXAUSTAO (°C)								
Leitura (°C)	1	2	3	4	5	6	Média	Cota (mm)
Horário (hh:mm)	14:00	14:30	15:00	15:30				
TK-2 /Base Riser	841	849	851	853			849	0,14
TK-3/Riser	835	850	848	853			847	0,35
TK-4/Riser	831	831	835	838			834	0,57
TK-5/Riser	847	846	850	854			849	1,35
TK-6/Riser	855	853	859	862			857	2,08
TK-7/Riser	854	854	858	861			857	2,77
TK-8/Topo riser	879	879	882	885			881	3,83
TK-9/Perna ciclone	877	877	879	884			879	2,86
TK-10/Válv. L montante	856	859	861	865			860	0,69
TK-11/Válv. L jusante	848	851	852	856			852	0,42
Média no riser(°C)	849	852	855	858			853	-
Média no reator (°C):	697	855	858	861			856	-
TK-12/Saída ciclone	652	698	701	705			689	-

Obs: Cota zero é a base do riser (bocal convergente divergente)

PRESSAO NA CAMARA DE COMBUSTAO E LINHA DE EXAUSTAO (mmH2O)								
Leitura	1	2	3	4	5	6	Média	Cota (mm)
Horário (hh:mm)	14:00	14:30	15:00	15:30				
VS-1 / Base riser	14,12	30,1	31,37	34,82				0
VS-2 /riser	12,34	11,91	11,75	12,17				0,17
VS-3/riser	13,99	14,78	17,98	13,97				0,39
VS-4/riser	10,32	15,59	15,31	32,15				0,77
VS-5/riser	23,63	17,5	15,38	19,37				1,61
VS-6/riser	50,83	40,27	52,09	20,39				2,15
VS-7/riser	6,79	8,43	8,4	6,21				2,84
VS-8/Topo riser	11,41	15,71	8,71	16,77				3,9
VS-9/Perna ciclone	-25,78	-22,77	-15,5	-16,77				3,9
VS-10/Válv. L montante	1,68	2,02	1,92	2,05				2,89
VS-11/Válv. L jusante	-20,61	-15,03	-16,54	-15,5				2,13
VS-12/Saída ciclone	-32,37	-8,36	-5,67	-1,37				1,45
VS-13/Ar válvula L	408,23	426,55	428,08	422,98				0,55

Obs: Cota zero é a base do riser (bocal convergente divergente)

CONCENTRAÇÃO DOS GASES DE COMBUSTÃO NA SAÍDA DO FILTRO DE MANGAS						
Leitura	1	2	3	4	5	6
Horário (hh:mm)	14:00	14:30	15:00	15:30		
NOx (ppm)	-	-	-	-		
SO ₂ (ppm)	489	528	536	493		
CO (ppm)	68	66	75	71		
O ₂ (%)	7,6	8,2	6,9	6,4		
CO ₂ (%)	8,8	8,4	9,7	9,6		

RECIRCULAÇÃO DOS SÓLIDOS NO COMBUSTOR						
Leitura	1	2	3	4	5	6
Horário (hh:mm)	17:12	17:15	17:30			
Massa coletada (kg)	0,1	0,02	0,07			
Intervalo de tempo (s)	30	20	20			
Taxa de recirculação (kg/m ² .s)	3,23					

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	27,8	26,94
Horário início (hh:mm)	---	08:12	13:55
Horário final. (hh:mm)	---	13:55	15:40
Intervalo tempo (min)	---	343	105
Massa total (kg)	39,08	41,28	33,42
Massa líquida (kg)	8,08	13,48	6,48
Massa coletada para análise (g)		-	-
Descarga (kg/h)	-	2,36	3,70

Observações:

O Recipiente 2 das cinzas volantes foi usado durante a etapa de regime permanente.

OBSERVAÇÕES GERAIS:

Zanaga realizou a troca do rolamento da rosca que estava travando

LABORATÓRIO DE PROCESSOS TÉRMICOS E ENGENHARIA AMBIENTAL

UNICAMP - FEM - DETF

Combustor com Leito Fluidizado Rápido

TESTE Nº: 06	DATA: 6/4/2007 Hora início: 8h30min Hora finalização: 16h45min OPERADORES: Rogério, Jhon, Eugênio e Guilherme
Mistura combustível: Carvão mineral (80,7%) + dolomita (19,3%) Procedência: Criciúma - SC / São Carlos - SP Granulometria: 461 μm Relação estequiométrica ar/mist. combustível: 5,56 kg/kg	Material inerte: Areia Quartzosa AG 40/50 Procedência: SandJL Analândia - SP Tamanho médio das partículas: 312 μm Densidade aparente: 2525 kg/m ³

FATORES DO PLANEJAMENTO EXPERIMENTAL:			
Relação molar Cálcio/Enxofre:	1,7	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): 6,0	Início	8h30m 60,0
Massa de carvão mineral puro carregado no silo (kg): 7,0	Término	16h45m
Queimador de GLP: Sim (X) Não ()		
Vazão de ar (Nm ³ /h): 85,0		
Vazão de GLP (NI/h): 1650		
Pressão do GLP (kgf/cm ²): 1,5	Total carregado:	
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	15:00	15:30	16:00	16:30		
Pressão dif. (mmH ₂ O)	193	188	183	181	180		185
Pressão man. (mmHg)	40	44	43	41	42		42
Temp. placa orif.(°C)	60	57	52	46	44		52
Temp. média riser (°C)	840	827	829	829	836		832
Descarga (kg/h)	74,47	74,08	76,63	73,79	73,87		74,6
Leitura	Ar injetado no alimentador de sólidos				Ar de injeção na válvula "L"		
% no rotâmetro	45				15		
Pressão man. (bar)							
Pressão abs.(bar)							
Temperatura (°C)							
Descarga (kg/h)	3,64				1,40		
							MÉDIA
Descarga Total (kg/h)	79,51	79,12	81,67	78,83	78,91		79,61
Vel. superficial de fluidização (m/s)	8,84	8,69	8,65	8,67	8,73		8,72

DESCARGA DA MISTURA COMBUSTIVEL							
Leitura	1	2	3	4	5	6	Média
Horário (hh:mm)	14:30	15:00	15:30	16:00	16:30		
Inv. Freq. Rosca (Hz)	15	15	15,0	15,0	15,0		15,0
Leitura inic. b/ça (kg)	38,4	38,4	38,4	38,4	38,4		-
Leitura fin. b/ça (kg)	43,4	48,6	53,8	59,2	64,4		-
Tempo (min)	27	55	84	113	141		-
Descarga (kg/h)	11,1	11,1	11,0	11,0	11,1		11,1
EXCESSO DE AR							
Leitura	1	2	3	4	5	6	Média
Horário (hh:mm)	14:30	15:00	15:30	16:00	16:30		
Rel. Ar/Comb. Real	6,70	6,71	6,69	6,68	6,68		
Excesso de ar (%):	20,47	20,70	20,31	20,15	20,05		20,34

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	15:00	15:30	16:00	16:30			
TK-2 /Base Riser	824	819	826	824	833		825	0,14
TK-3/Riser	822	812	822	820	833		822	0,35
TK-4/Riser	808	809	809	809	816		810	0,57
TK-5/Riser	823	825	825	826	832		826	1,35
TK-6/Riser	829	834	833	835	838		834	2,08
TK-7/Riser	831	833	832	834	839		834	2,77
TK-8/Topo riser	855	857	855	857	864		858	3,83
TK-9/Perna ciclone	850	852	852	857	859		854	2,86
TK-10/Válv. L montante	835	834	836	837	841		837	0,69
TK-11/Válv. L jusante	813	817	818	817	822		817	0,42
Média no riser(°C)	827	827	829	829	836		830	-
Média no reator (°C):	829	829	831	832	838		832	-
TK-12/Saída ciclone	688	687	689	690	691	650	683	-

Obs: Cota zero é a base do riser (bocal convergente divergente)

PRESSAO NA CAMARA DE COMBUSTAO E LINHA DE EXAUSTAO (mmH2O)								
Leitura	1	2	3	4	5	6	Média	Cota (mm)
Horário (hh:mm)								
VS-1 / Base riser								0
VS-2 /riser								0,17
VS-3/riser								0,39
VS-4/riser								0,77
VS-5/riser								1,61
VS-6/riser								2,15
VS-7/riser								2,84
VS-8/Topo riser								3,9
VS-9/Perna ciclone								3,9
VS-10/Válv. L montante								2,89
VS-11/Válv. L jusante								2,13
VS-12/Saída ciclone								1,45
VS-13/Ar válvula L								0,55

Obs: Cota zero é a base do riser (bocal convergente divergente)

CONCENTRAÇÃO DOS GASES DE COMBUSTÃO NA SAÍDA DO FILTRO DE MANGAS						
Leitura	1	2	3	4	5	6
Horário (hh:mm)	14:30	15:00	15:30	16:00	16:30	
NOx (ppm)	-	-	-	-	-	
SO ₂ (ppm)	0	0	0	0	0	
CO (ppm)	114	108	112	101	95	
O ₂ (%)	6,7	6,7	7,0	6,6	6,6	
CO ₂ (%)	9,6	9,6	9,3	9,6	9,6	
						Média

RECIRCULAÇÃO DOS SÓLIDOS NO COMBUSTOR						
Leitura	1	2	3	4	5	6
Horário (hh:mm)	17:12	17:15	17:30			
Massa coletada (kg)	0,1	0,02	0,07			
Intervalo de tempo (s)	30	20	20			
Taxa de recirculação (kg/m ² .s)	3,23					
						Média

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	27,8	27,6
Horário início (hh:mm)	---	09:00*	14:00
Horário final. (hh:mm)	---	14:00	16:45
Intervalo tempo (min)	---	300	165
Massa total (kg)	39,22	43,28	40,6
Massa líquida (kg)	8,22	15,48	13
Massa coletada para análise (g)		-	-
Descarga (kg/h)	-	3,10	4,73

Observações:

O Recipiente 2 das cinzas volantes foi usado durante a etapa de regime permanente.

OBSERVAÇÕES GERAIS:

Foi notado durante a limpeza das tomadas e pressão que as válvulas VS-9 E VS-10 estavam com pressões negativas menores que a normal (<-95,0 mmH₂O). Os valores exatos dessas novas pressões não foram anotados. Na limpeza após este teste (TD-06) anotaremos esses valores para corrigir as leituras feitas neste teste.

* para o recipiente 1 é importante verificar se o horário de início confere com o horário do início da alimentação da areia.

LABORATÓRIO DE PROCESSOS TÉRMICOS E ENGENHARIA AMBIENTAL

UNICAMP - FEM - DETF

Combustor com Leito Fluidizado Rápido

TESTE Nº: 07	DATA: 8/4/2007 Hora início: 8h10min Hora finalização: 15h40min OPERADORES: Rogério, Eugênio e Guilherme
Mistura combustível: Carvão mineral (80,7%) + dolomita (19,3%) Procedência: Criciúma - SC / São Carlos - SP Granulometria: 461 μm Relação estequiométrica ar/mist. combustível: 5,56 kg/kg	Material inerte: Areia Quartzosa AG 40/50 Procedência: SandJL Analândia - SP Tamanho médio das partículas: 312 μm Densidade aparente: 2525 kg/m ³

FATORES DO PLANEJAMENTO EXPERIMENTAL:			
Relação molar Cálcio/Enxofre:	1,7	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): 6,0	Início	8h30m 70,0
Massa de carvão mineral puro carregado no silo (kg): 7,0	Término	15h40m
Queimador de GLP: Sim (X) Não ()		
Vazão de ar (Nm ³ /h): 85,0		
Vazão de GLP (NI/h): 1700,0		
Pressão do GLP (kgf/cm ²): 1,6	Total carregado:	
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)	14:00	14:30	15:00	15:30			
Pressão dif. (mmH ₂ O)	253	245	240	238			244
Pressão man. (mmHg)	47	50	54	57			52
Temp. placa orif.(°C)	63	52	44	40			50
Temp. média riser (°C)	829	829	828	830			829
Descarga (kg/h)	84,36	84,57	84,96	85,29			84,8
Leitura	Ar injetado no alimentador de sólidos			Ar de injeção na válvula "L"			
% no rotâmetro	45			15			
Pressão man. (bar)							
Pressão abs.(bar)							
Temperatura (°C)							
Descarga (kg/h)	3,64			1,40			
							MÉDIA
Descarga Total (kg/h)	89,40	89,61	90,00	90,33			89,84
Vel. superficial de fluidização (m/s)	9,91	9,94	9,97	10,03			9,96

DESCARGA DA MISTURA COMBUSTIVEL							
Leitura	1	2	3	4	5	6	Média
Horário (hh:mm)	14:00	14:30	15:00	15:30			
Inv. Freq. Rosca (Hz)	16	16	16,0	16,0			16,0
Leitura inic. b/ça (kg)	31	31	31,0	31,0			-
Leitura fin. b/ça (kg)	39,6	45,6	51,6	57,5			-
Tempo (min)	44	75	105	135			-
Descarga (kg/h)	11,7	11,7	11,8	11,8			11,7
EXCESSO DE AR							
Leitura	1	2	3	4	5	6	Média
Horário (hh:mm)	14:00	14:30	15:00	15:30			
Rel. Ar/Comb. Real	7,19	7,24	7,22	7,24			
Excesso de ar (%):	29,30	30,15	29,74	30,14			29,83

TEMPERATURA NA CAMARA DE COMBUSTAO E LINHA DE EXAUSTAO (°C)								
Leitura (°C)	1	2	3	4	5	6	Média	Cota (mm)
Horário (hh:mm)	14:00	14:30	15:00	15:30				
TK-2 /Base Riser	823	827	823	824			824	0,14
TK-3/Riser	819	826	821	814			820	0,35
TK-4/Riser	809	808	807	810			809	0,57
TK-5/Riser	826	824	823	828			825	1,35
TK-6/Riser	836	830	834	837			834	2,08
TK-7/Riser	834	829	832	835			833	2,77
TK-8/Topo riser	856	856	856	859			857	3,83
TK-9/Perna ciclone	854	856	854	857			855	2,86
TK-10/Válv. L montante	837	839	839	841			839	0,69
TK-11/Válv. L jusante	832	832	833	835			833	0,42
Média no riser(°C)	829	829	828	830			829	-
Média no reator (°C):	833	833	832	834			833	-
TK-12/Saída ciclone	703	706	704	708			705	-

Obs: Cota zero é a base do *riser* (bocal convergente divergente)

PRESSAO NA CAMARA DE COMBUSTAO E LINHA DE EXAUSTAO (mmH2O)								
Leitura	1	2	3	4	5	6	Média	Cota (mm)
Horário (hh:mm)								
VS-1 / Base riser								0
VS-2 /riser								0,17
VS-3/riser								0,39
VS-4/riser								0,77
VS-5/riser								1,61
VS-6/riser								2,15
VS-7/riser								2,84
VS-8/Topo riser								3,9
VS-9/Perna ciclone								3,9
VS-10/Válv. L montante								2,89
VS-11/Válv. L jusante								2,13
VS-12/Saída ciclone								1,45
VS-13/Ar válvula L								0,55

Obs: Cota zero é a base do *riser* (bocal convergente divergente)

CONCENTRAÇÃO DOS GASES DE COMBUSTÃO NA SAÍDA DO FILTRO DE MANGAS						
Leitura	1	2	3	4	5	6
Horário (hh:mm)	14:00	14:30	15:00	15:30		
NOx (ppm)	-	-	-	-		
SO ₂ (ppm)	0	0	0	0		
CO (ppm)	117	110	106	111		
O ₂ (%)	7,6	7,6	7,6	6,9		
CO ₂ (%)	8,7	8,9	8,8	9,1		

RECIRCULAÇÃO DOS SÓLIDOS NO COMBUSTOR						
Leitura	1	2	3	4	5	6
Horário (hh:mm)						
Massa coletada (kg)						
Intervalo de tempo (s)						
Taxa de recirculação (kg/m ² .s)						

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)	---		27,07
Horário início (hh:mm)	---	08:10	14:10
Horário final. (hh:mm)	---	14:10	15:40
Intervalo tempo (min)	---	360	90
Massa total (kg)		45,45	-
Massa líquida (kg)		45,45	-
Massa coletada para análise (g)		-	-
Descarga (kg/h)	-	7,58	-

Observações:

O Recipiente 2 das cinzas volantes foi usado durante a etapa de regime permanente.

OBSERVAÇÕES GERAIS:

Serviços a serem executados para o teste daqui a 15 dias:

- 1- Troca vedação *Downcomer*;
- 2- Solda com "bacalhau" válvula amostragem;
- 3- Troca de 01 banco de GLP;
- 4- As cinzas foram descartadas antes da pesagem.

LABORATÓRIO DE PROCESSOS TÉRMICOS E ENGENHARIA AMBIENTAL

UNICAMP - FEM - DETF

Combustor com Leito Fluidizado Rápido

TESTE Nº: 08	DATA: 21/4/2007 Hora início: 8h10min Hora finalização: 16h OPERADORES: Rogério, Eugênio, Lyda e Guilherme
Mistura combustível: Carvão mineral (96%) + dolomita (4%) Procedência: Criciúma - SC / São Carlos - SP Granulometria: 461 μm Relação estequiométrica ar/mist. combustível: 6,61 kg/kg	Material inerte: Areia Quartzosa AG 40/50 Procedência: SandJL Analândia - SP Tamanho médio das partículas: 312 μm Densidade aparente: 2525 kg/m ³

FATORES DO PLANEJAMENTO EXPERIMENTAL:			
Relação molar Cálcio/Enxofre:	0,3	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): 6,0	Início	8h10m 70,0
Massa de carvão mineral puro carregado no silo (kg): 7,0	Término	16h
Queimador de GLP: Sim (X) Não ()		
Vazão de ar (Nm ³ /h): 88,0		
Vazão de GLP (NI/h): 1700,0		
Pressão do GLP (kgf/cm ²): 1,8	Total carregado:	
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)	14:15	14:45	15:15	15:45			
Pressão dif. (mmH ₂ O)	280	280	270	265			274
Pressão man. (mmHg)	48	44	46	43			45
Temp. placa orif.(°C)	67	60	54	46			57
Temp. média riser (°C)	832	837	826	839			834
Descarga (kg/h)	82,97	88,6	87,98	88,07			86,9
Leitura	Ar injetado no alimentador de sólidos			Ar de injeção na válvula "L"			
% no rotâmetro	45			15			
Pressão man. (bar)							
Pressão abs.(bar)							
Temperatura (°C)							
Descarga (kg/h)	3,64			1,40			
							MÉDIA
Descarga Total (kg/h)	88,01	93,64	93,02	93,11			91,95
Vel. superficial de fluidização (m/s)	10,36	10,49	10,40	10,44			10,42

DESCARGA DA MISTURA COMBUSTIVEL							
Leitura	1	2	3	4	5	6	Média
Horário (hh:mm)	14:15	14:45	15:15	15:45			
Inv. Freq. Rosca (Hz)	15	15	15,0	15,0			15,0
Leitura inic. b/ça (kg)	26,6	26,6	26,6	26,6			-
Leitura fin. b/ça (kg)	35,1	40,6	45,5	50,7			-
Tempo (min)	50	81,5	111	141,5			-
Descarga (kg/h)	10,2	10,3	10,2	10,2			10,2
EXCESSO DE AR							
Leitura	1	2	3	4	5	6	Média
Horário (hh:mm)	14:15	14:45	15:15	15:45			
Rel. Ar/Comb. Real	8,62	8,59	8,61	8,62			
Excesso de ar (%):	30,41	29,95	30,17	30,31			30,21

TEMPERATURA NA CAMARA DE COMBUSTAO E LINHA DE EXAUSTAO (°C)								
Leitura (°C)	1	2	3	4	5	6	Média	Cota (mm)
Horário (hh:mm)	14:15	14:45	15:15	15:45				
TK-2 /Base Riser	820	828	827	832			827	0,14
TK-3/Riser	812	830	819	833			824	0,35
TK-4/Riser	808	812	813	815			812	0,57
TK-5/Riser	825	828	829	830			828	1,35
TK-6/Riser	843	841	845	842			843	2,08
TK-7/Riser	846	844	846	845			845	2,77
TK-8/Topo riser	872	873	874	875			874	3,83
TK-9/Perna ciclone	873	874	875	877			875	2,86
TK-10/Válv. L montante	854	855	856	858			856	0,69
TK-11/Válv. L jusante	816	820	820	823			820	0,42
Média no riser(°C)	832	837	836	839			836	-
Média no reator (°C):	837	841	840	843			840	-
TK-12/Saída ciclone	719	719	721	720			720	-

Obs: Cota zero é a base do riser (bocal convergente divergente)

PRESSAO NA CAMARA DE COMBUSTAO E LINHA DE EXAUSTAO (mmH2O)								
Leitura	1	2	3	4	5	6	Média	Cota (mm)
Horário (hh:mm)								
VS-1 / Base riser								0
VS-2 /riser								0,17
VS-3/riser								0,39
VS-4/riser								0,77
VS-5/riser								1,61
VS-6/riser								2,15
VS-7/riser								2,84
VS-8/Topo riser								3,9
VS-9/Perna ciclone								3,9
VS-10/Válv. L montante								2,89
VS-11/Válv. L jusante								2,13
VS-12/Saída ciclone								1,45
VS-13/Ar válvula L								0,55

Obs: Cota zero é a base do riser (bocal convergente divergente)

CONCENTRAÇÃO DOS GASES DE COMBUSTÃO NA SAÍDA DO FILTRO DE MANGAS						
Leitura	1	2	3	4	5	6
Horário (hh:mm)	14:15	14:45	15:15	15:45		
NOx (ppm)	140	124	112	-		
SO ₂ (ppm)	452	398	369	415		
CO (ppm)	96	88	86	84		
O ₂ (%)	7,5	7,6	7,6	7,5		
CO ₂ (%)	8,8	8,8	8,8	8,7		

RECIRCULAÇÃO DOS SÓLIDOS NO COMBUSTOR						
Leitura	1	2	3	4	5	6
Horário (hh:mm)						
Massa coletada (kg)						
Intervalo de tempo (s)						
Taxa de recirculação (kg/m ² .s)						

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	27,8	27,1
Horário início (hh:mm)	---	08:10	14:15
Horário final. (hh:mm)	---	14:15	16:00
Intervalo tempo (min)	---	365	135
Massa total (kg)	38,49	44,2	33,28
Massa líquida (kg)	7,49	16,4	6,18
Massa coletada para análise (g)		-	-
Descarga (kg/h)	-	2,70	2,75

Observações:

O Recipiente 2 das cinzas volantes foi usado durante a etapa de regime permanente.

OBSERVAÇÕES GERAIS:

LABORATÓRIO DE PROCESSOS TÉRMICOS E ENGENHARIA AMBIENTAL

UNICAMP - FEM - DETF

Combustor com Leito Fluidizado Rápido

TESTE Nº: 09	DATA: 28/4/2007 Hora início: 8h10min Hora finalização: 14h30min OPERADORES: Rogério, Jhon, Eugênio e Guilherme
Mistura combustível: Carvão mineral (87,7%) + dolomita (12,3%) Procedência: Criciúma - SC / São Carlos - SP Granulometria: 461 µm Relação estequiométrica ar/mist. combustível: 6,04 kg/kg	Material inerte: Areia Quartzosa AG 40/50 Procedência: SandJL Analândia - SP Tamanho médio das partículas: 312 µm Densidade aparente: 2525 kg/m³

FATORES DO PLANEJAMENTO EXPERIMENTAL:			
Relação molar Cálcio/Enxofre:	1,0	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): 6,0		Horário	Massa(kg)
Massa de carvão mineral puro carregado no silo (kg): 7,0		Início	8h10m 70,0
Queimador de GLP: Sim (X) Não ()		Término	14h30m
Vazão de ar (Nm³/h): 90			
Vazão de GLP (NI/h): 1700,0			
Pressão do GLP (kgf/cm²): 1,8		Total carregado:	
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)	14:15						
Pressão dif. (mmH ₂ O)	275						275
Pressão man. (mmHg)	41						41
Temp. placa orif.(°C)	45						45
Temp. média riser (°C)	826						826
Descarga (kg/h)	89,61						89,6
Leitura	Ar injetado no alimentador de sólidos			Ar de injeção na válvula "L"			
% no rotâmetro	45			15			
Pressão man. (bar)							
Pressão abs.(bar)							
Temperatura (°C)							
Descarga (kg/h)	3,64			1,40			
							MÉDIA
Descarga Total (kg/h)	94,65						94,65
Vel. superficial de fluidização (m/s)	10,50						10,50

DESCARGA DA MISTURA COMBUSTIVEL							
Leitura	1	2	3	4	5	6	Média
Horário (hh:mm)	14:15						
Inv. Freq. Rosca (Hz)	18,5						18,5
Leitura inic. b/ça (kg)	36,5						-
Leitura fin. b/ça (kg)	47,4						-
Tempo (min)	55						-
Descarga (kg/h)	11,9						11,9
EXCESSO DE AR							
Leitura	1	2	3	4	5	6	Média
Horário (hh:mm)	14:15						
Rel. Ar/Comb. Real	7,54						
Excesso de ar (%):	24,71						24,71

TEMPERATURA NA CAMARA DE COMBUSTAO E LINHA DE EXAUSTAO (°C)								
Leitura (°C)	1	2	3	4	5	6	Média	Cota (mm)
Horário (hh:mm)	14:15							
TK-2 /Base Riser	807						807	0,14
TK-3/Riser	799						799	0,35
TK-4/Riser	799						799	0,57
TK-5/Riser	823						823	1,35
TK-6/Riser	840						840	2,08
TK-7/Riser	843						843	2,77
TK-8/Topo riser	872						872	3,83
TK-9/Perna ciclone	863						863	2,86
TK-10/Válv. L montante	849						849	0,69
TK-11/Válv. L jusante	823						823	0,42
Média no riser(°C)	826						826	-
Média no reator (°C):	832						832	-
TK-12/Saída ciclone	718						718	-

Obs: Cota zero é a base do riser (bocal convergente divergente)

PRESSAO NA CAMARA DE COMBUSTAO E LINHA DE EXAUSTAO (mmH2O)								
Leitura	1	2	3	4	5	6	Média	Cota (mm)
Horário (hh:mm)								
VS-1 / Base riser								0
VS-2 /riser								0,17
VS-3/riser								0,39
VS-4/riser								0,77
VS-5/riser								1,61
VS-6/riser								2,15
VS-7/riser								2,84
VS-8/Topo riser								3,9
VS-9/Perna ciclone								3,9
VS-10/Válv. L montante								2,89
VS-11/Válv. L jusante								2,13
VS-12/Saída ciclone								1,45
VS-13/Ar válvula L								0,55

Obs: Cota zero é a base do riser (bocal convergente divergente)

CONCENTRAÇÃO DOS GASES DE COMBUSTÃO NA SAÍDA DO FILTRO DE MANGAS							
Leitura	1	2	3	4	5	6	Média
Horário (hh:mm)	14:15						
NOx (ppm)	141						141
SO ₂ (ppm)	0						0
CO (ppm)	111						111
O ₂ (%)	8,3						8,3
CO ₂ (%)	8,3						8,3

RECIRCULAÇÃO DOS SÓLIDOS NO COMBUSTOR							
Leitura	1	2	3	4	5	6	Média
Horário (hh:mm)							
Massa coletada (kg)							
Intervalo de tempo (s)							
Taxa de recirculação (kg/m ² .s)							

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)	---	27,8	26,98
Horário início (hh:mm)	---	08:10	14:15
Horário final. (hh:mm)	---	14:15	-
Intervalo tempo (min)	---	365	-
Massa total (kg)	---	46,62	-
Massa líquida (kg)	---	18,82	-
Massa coletada para análise (g)		-	-
Descarga (kg/h)	-	3,09	-

Observações:

O Recipiente 2 das cinzas volantes foi usado durante a etapa de regime permanente.

OBSERVAÇÕES GERAIS:
Temperatura ambiente bem abaixo da média (<20°C)

LABORATÓRIO DE PROCESSOS TÉRMICOS E ENGENHARIA AMBIENTAL

UNICAMP - FEM - DETF

Combustor com Leito Fluidizado Rápido

TESTE Nº: 10	DATA: 2/6/2007 Hora início: 8h15min Hora finalização: 18h OPERADORES: Rogério, Eugênio e Lyda
Mistura combustível: Carvão mineral (87,7%) + dolomita (12,3%) Procedência: Criciúma - SC / São Carlos - SP Granulometria: 461 μm Relação estequiométrica ar/mist. combustível: 6,04 kg/kg	Material inerte: Areia Quartzosa AG 40/50 Procedência: SandJL Analândia - SP Tamanho médio das partículas: 312 μm Densidade aparente: 2525 kg/m ³

FATORES DO PLANEJAMENTO EXPERIMENTAL:			
Relação molar Cálcio/Enxofre:	1,0	Excesso de ar (%)	32,0

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): 6,0	Início	8h15m 70,0
Massa de carvão mineral puro carregado no silo (kg): 7,0	Término	18h
Queimador de GLP: Sim (X) Não ()		
Vazão de ar (Nm ³ /h): 85,0		
Vazão de GLP (NI/h): 1700,0		
Pressão do GLP (kgf/cm ²): 1,8	Total carregado:	
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)	16:15	16:45	17:15	17:45			
Pressão dif. (mmH ₂ O)	440	375	400	395			403
Pressão man. (mmHg)	62	60	60	60			61
Temp. placa orif.(°C)	141	110	117	113			120
Temp. média riser (°C)	864	861	866	864			864
Descarga (kg/h)	99,7	95,94	98	97,9			97,9
Leitura	Ar injetado no alimentador de sólidos			Ar de injeção na válvula "L"			
% no rotâmetro	45			15			
Pressão man. (bar)							
Pressão abs.(bar)							
Temperatura (°C)							
Descarga (kg/h)	3,64			1,40			
							MÉDIA
Descarga Total (kg/h)	104,74	100,98	103,04	102,94			102,93
Vel. superficial de fluidização (m/s)	12,09	11,60	11,90	11,87			11,87

DESCARGA DA MISTURA COMBUSTIVEL							
Leitura	1	2	3	4	5	6	Média
Horário (hh:mm)	16:15	16:45	17:15	17:45			
Inv. Freq. Rosca (Hz)	21	20,5	20,5	20,5			20,6
Leitura inic. b/ça (kg)	28,5	41,3	41,3	41,3			-
Leitura fin. b/ça (kg)	37,5	43,4	49,7	56,6			-
Tempo (min)	43	10,5	41	75			-
Descarga (kg/h)	12,6	12,0	12,3	12,2			12,3
EXCESSO DE AR							
Leitura	1	2	3	4	5	6	Média
Horário (hh:mm)	16:15	16:45	17:15	17:45			
Rel. Ar/Comb. Real	7,98	7,99	7,97	8,00			
Excesso de ar (%):	31,98	32,29	31,95	32,36			32,15

TEMPERATURA NA CAMARA DE COMBUSTAO E LINHA DE EXAUSTAO (°C)								
Leitura (°C)	1	2	3	4	5	6	Média	Cota (mm)
Horário (hh:mm)	16:15	16:45	17:15	17:45				
TK-2 /Base Riser	844	838	854	846			846	0,14
TK-3/Riser	837	825	853	838			838	0,35
TK-4/Riser	833	833	837	839			836	0,57
TK-5/Riser	857	857	860	861			859	1,35
TK-6/Riser	880	880	878	880			880	2,08
TK-7/Riser	887	886	879	882			884	2,77
TK-8/Topo riser	909	908	903	905			906	3,83
TK-9/Perna ciclone	907	902	903	902			904	2,86
TK-10/Válv. L montante	891	886	885	884			887	0,69
TK-11/Válv. L jusante	860	864	869	867			865	0,42
Média no riser(°C)	864	861	866	864			864	-
Média no reator (°C):	871	868	872	870			870	-
TK-12/Saída ciclone	757	754	750	751			753	-

Obs: Cota zero é a base do *riser* (bocal convergente divergente)

PRESSAO NA CAMARA DE COMBUSTAO E LINHA DE EXAUSTAO (mmH2O)								
Leitura	1	2	3	4	5	6	Média	Cota (mm)
Horário (hh:mm)								
VS-1 / Base riser								0
VS-2 /riser								0,17
VS-3/riser								0,39
VS-4/riser								0,77
VS-5/riser								1,61
VS-6/riser								2,15
VS-7/riser								2,84
VS-8/Topo riser								3,9
VS-9/Perna ciclone								3,9
VS-10/Válv. L montante								2,89
VS-11/Válv. L jusante								2,13
VS-12/Saída ciclone								1,45
VS-13/Ar válvula L								0,55

Obs: Cota zero é a base do *riser* (bocal convergente divergente)

CONCENTRAÇÃO DOS GASES DE COMBUSTÃO NA SAÍDA DO FILTRO DE MANGAS							
Leitura	1	2	3	4	5	6	Média
Horário (hh:mm)	16:15	16:45	17:15	17:45			
NOx (ppm)	208	186	173	164			183
SO ₂ (ppm)	0	0	0	0			0
CO (ppm)	73	71	67	68			70
O ₂ (%)	7,5	7,6	7,3	7,6			7,5
CO ₂ (%)	8,8	8,8	9,0	8,8			8,9

RECIRCULAÇÃO DOS SÓLIDOS NO COMBUSTOR							
Leitura	1	2	3	4	5	6	Média
Horário (hh:mm)							
Massa coletada (kg)							
Intervalo de tempo (s)							
Taxa de recirculação (kg/m ² .s)							

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)	---	27,8	27,1
Horário início (hh:mm)	---	08:15	16:00
Horário final. (hh:mm)	---	16:00	18:00
Intervalo tempo (min)	---	465	120
Massa total (kg)	---	43,52	39,22
Massa líquida (kg)	---	15,72	12,12
Massa coletada para análise (g)		-	-
Descarga (kg/h)	-	2,03	6,06

Observações:

O Recipiente 2 das cinzas volantes foi usado durante a etapa de regime permanente.

OBSERVAÇÕES GERAIS:
Dia chuvoso com temperatura média de 25°C.

LABORATÓRIO DE PROCESSOS TÉRMICOS E ENGENHARIA AMBIENTAL

UNICAMP - FEM - DETF

Combustor com Leito Fluidizado Rápido

TESTE Nº: 11	DATA: 7/6/2007 Hora início: 8h00min Hora finalização: 14h30min OPERADORES: Rogério e Eugênio
Mistura combustível: Carvão mineral (87,7%) + dolomita (12,3%) Procedência: Criciúma - SC / São Carlos - SP Granulometria: 461 μm Relação estequiométrica ar/mist. combustível: 6,36 kg/kg	Material inerte: Areia Quartzosa AG 40/50 Procedência: SandJL Analândia - SP Tamanho médio das partículas: 312 μm Densidade aparente: 2525 kg/m ³

FATORES DO PLANEJAMENTO EXPERIMENTAL:			
Relação molar Cálcio/Enxofre:	1,0	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	Horário	Massa(kg)
Inventário de material inerte utilizado no sistema (kg): 6,0	Início	8h00m 70,0
Massa de carvão mineral puro carregado no silo (kg): 8,0	Término	14h30m 52,8
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	Total carregado:	
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)	13:15	13:45	14:15				
Pressão dif. (mmH ₂ O)	410	400	395				402
Pressão man. (mmHg)	50	50	50				50
Temp. placa orif.(°C)	147	145	140				144
Temp. média riser (°C)	840	847	845				844
Descarga (kg/h)	95,14	94,27	94,26				94,6
Leitura	Ar injetado no alimentador de sólidos			Ar de injeção na válvula "L"			
% no rotâmetro	45			15			
Pressão man. (bar)							
Pressão abs.(bar)							
Temperatura (°C)							
Descarga (kg/h)	3,64			1,40			
							MÉDIA
Descarga Total (kg/h)	100,18	99,31	99,30				99,60
Vel. superficial de fluidização (m/s)	11,29	11,26	11,24				11,26

DESCARGA DA MISTURA COMBUSTIVEL							
Leitura	1	2	3	4	5	6	Média
Horário (hh:mm)	13:15	13:45	14:15				
Inv. Freq. Rosca (Hz)	20	20	20,0				20,0
Leitura inic. b/ça (kg)	24,3	24,3	24,3				-
Leitura fin. b/ça (kg)	27,2	33,9	39,9				-
Tempo (min)	14,5	48,5	79				-
Descarga (kg/h)	12,0	11,9	11,8				11,9
EXCESSO DE AR							
Leitura	1	2	3	4	5	6	Média
Horário (hh:mm)	13:15	13:45	14:15				
Rel. Ar/Comb. Real	7,93	7,94	7,96				
Excesso de ar (%):	24,73	24,89	25,17				24,93

TEMPERATURA NA CAMARA DE COMBUSTAO E LINHA DE EXAUSTAO (°C)								
Leitura (°C)	1	2	3	4	5	6	Média	Cota (mm)
Horário (hh:mm)	13:15	13:45	14:15					
TK-2 /Base Riser	816	823	823				821	0,14
TK-3/Riser	803	811	810				808	0,35
TK-4/Riser	807	812	812				810	0,57
TK-5/Riser	832	837	832				834	1,35
TK-6/Riser	860	867	864				864	2,08
TK-7/Riser	867	875	874				872	2,77
TK-8/Topo riser	894	902	903				900	3,83
TK-9/Perna ciclone	894	904	907				902	2,86
TK-10/Válv. L montante	872	880	884				879	0,69
TK-11/Válv. L jusante	818	825	836				826	0,42
Média no riser(°C)	840	847	845				844	-
Média no reator (°C):	846	854	855				851	-
TK-12/Saída ciclone	749	754	854				786	-

Obs: Cota zero é a base do *riser* (bocal convergente divergente)

PRESSAO NA CAMARA DE COMBUSTAO E LINHA DE EXAUSTAO (mmH2O)								
Leitura	1	2	3	4	5	6	Média	Cota (mm)
Horário (hh:mm)								
VS-1 / Base riser								0
VS-2 /riser								0,17
VS-3/riser								0,39
VS-4/riser								0,77
VS-5/riser								1,61
VS-6/riser								2,15
VS-7/riser								2,84
VS-8/Topo riser								3,9
VS-9/Perna ciclone								3,9
VS-10/Válv. L montante								2,89
VS-11/Válv. L jusante								2,13
VS-12/Saída ciclone								1,45
VS-13/Ar válvula L								0,55

Obs: Cota zero é a base do *riser* (bocal convergente divergente)

CONCENTRAÇÃO DOS GASES DE COMBUSTÃO NA SAÍDA DO FILTRO DE MANGAS							
Leitura	1	2	3	4	5	6	Média
Horário (hh:mm)	13:15	13:45	14:15				
NOx (ppm)	139	144	154				146
SO ₂ (ppm)	0	0	0				0
CO (ppm)	60	51	51				54
O ₂ (%)	10,8	10,5	10,6				10,6
CO ₂ (%)	6,6	6,9	6,8				6,8

RECIRCULAÇÃO DOS SÓLIDOS NO COMBUSTOR							
Leitura	1	2	3	4	5	6	Média
Horário (hh:mm)							
Massa coletada (kg)							
Intervalo de tempo (s)							
Taxa de recirculação (kg/m ² .s)							

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	29,02	26,96
Horário início (hh:mm)	---	08:30	13:00
Horário final. (hh:mm)	---	13:00	14:30
Intervalo tempo (min)	---	270	90
Massa total (kg)	37,50	40,55	34,4
Massa líquida (kg)	6,50	11,53	7,44
Massa coletada para análise (g)		-	-
Descarga (kg/h)	-	2,56	4,96

Observações:

O Recipiente 2 das cinzas volantes foi usado durante a etapa de regime permanente.

OBSERVAÇÕES GERAIS:

LABORATÓRIO DE PROCESSOS TÉRMICOS E ENGENHARIA AMBIENTAL

UNICAMP - FEM - DETF

Combustor com Leito Fluidizado Rápido

TESTE Nº: 12	DATA: 15/6/2007 Hora início: 8h20min Hora finalização: 14h50min OPERADORES: Rogério, Eugênio e Lyda
Mistura combustível: Carvão mineral (92,2%) + dolomita (7,8%) Procedência: Criciúma - SC / São Carlos - SP Granulometria: 461 μm Relação estequiométrica ar/mist. combustível: 6,04 kg/kg	Material inerte: Areia Quartzosa AG 40/50 Procedência: SandJL Analândia - SP Tamanho médio das partículas: 312 μm Densidade aparente: 2525 kg/m ³

FATORES DO PLANEJAMENTO EXPERIMENTAL:			
Relação molar Cálcio/Enxofre:	0,6	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	Horário	Massa(kg)
Inventário de material inerte utilizado no sistema (kg): 6,0	Início	8h20m 70,0
Massa de carvão mineral puro carregado no silo (kg): 7,0	Término	14h50m
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	Total carregado:	
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)	13:45	14:15	14:45				
Pressão dif. (mmH ₂ O)	360	365	355				360
Pressão man. (mmHg)	46	46	46				46
Temp. placa orif.(°C)	140	136	130				135
Temp. média riser (°C)	850	854	866				857
Descarga (kg/h)	90,09	91,08	90,54				90,6
Leitura	Ar injetado no alimentador de sólidos			Ar de injeção na válvula "L"			
% no rotâmetro	45			15			
Pressão man. (bar)							
Pressão abs.(bar)							
Temperatura (°C)							
Descarga (kg/h)	3,64			1,40			
							MÉDIA
Descarga Total (kg/h)	95,13	96,12	95,58	5,04	5,04	5,04	50,33
Vel. superficial de fluidização (m/s)	10,79	10,94	11,00	0,59	0,60	0,59	5,75

DESCARGA DA MISTURA COMBUSTIVEL							
Leitura	1	2	3	4	5	6	Média
Horário (hh:mm)	13:45	14:15	14:45				
Inv. Freq. Rosca (Hz)	20	20	20,0				20,0
Leitura inic. b/ça (kg)	19,2	19,2	19,2				-
Leitura fin. b/ça (kg)	32	37,0	42,7				-
Tempo (min)	64,5	89	118				-
Descarga (kg/h)	11,9	12,0	11,9				12,0
EXCESSO DE AR							
Leitura	1	2	3	4	5	6	Média
Horário (hh:mm)	13:45	14:15	14:45				
Rel. Ar/Comb. Real	7,56	7,59	7,58				
Excesso de ar (%):	25,18	25,60	25,38				25,39

TEMPERATURA NA CAMARA DE COMBUSTAO E LINHA DE EXAUSTAO (°C)								
Leitura (°C)	1	2	3	4	5	6	Média	Cota (mm)
Horário (hh:mm)	13:45	14:15	14:45					
TK-2 /Base Riser	832	835	845				837	0,14
TK-3/Riser	818	820	841				826	0,35
TK-4/Riser	823	825	836				828	0,57
TK-5/Riser	844	847	859				850	1,35
TK-6/Riser	868	870	881				873	2,08
TK-7/Riser	870	878	885				878	2,77
TK-8/Topo riser	897	906	912				905	3,83
TK-9/Perna ciclone	900	908	915				908	2,86
TK-10/Válv. L montante	877	884	894				885	0,69
TK-11/Válv. L jusante	834	837	849				840	0,42
Média no riser(°C)	850	854	866				857	-
Média no reator (°C):	856	861	872				863	-
TK-12/Saída ciclone	742	748	751				747	-

Obs: Cota zero é a base do *riser* (bocal convergente divergente)

PRESSAO NA CAMARA DE COMBUSTAO E LINHA DE EXAUSTAO (mmH2O)								
Leitura	1	2	3	4	5	6	Média	Cota (mm)
Horário (hh:mm)								
VS-1 / Base riser								0
VS-2 /riser								0,17
VS-3/riser								0,39
VS-4/riser								0,77
VS-5/riser								1,61
VS-6/riser								2,15
VS-7/riser								2,84
VS-8/Topo riser								3,9
VS-9/Perna ciclone								3,9
VS-10/Válv. L montante								2,89
VS-11/Válv. L jusante								2,13
VS-12/Saída ciclone								1,45
VS-13/Ar válvula L								0,55

Obs: Cota zero é a base do *riser* (bocal convergente divergente)

CONCENTRAÇÃO DOS GASES DE COMBUSTÃO NA SAÍDA DO FILTRO DE MANGAS							
Leitura	1	2	3	4	5	6	Média
Horário (hh:mm)	13:45	14:15	14:45				
NOx (ppm)	245	229	250				241
SO ₂ (ppm)	0	0	0				0
CO (ppm)	74	65	64				68
O ₂ (%)	7,2	7,1	7,0				7,1
CO ₂ (%)	9,0	9,1	9,1				9,1

RECIRCULAÇÃO DOS SÓLIDOS NO COMBUSTOR							
Leitura	1	2	3	4	5	6	Média
Horário (hh:mm)							
Massa coletada (kg)							
Intervalo de tempo (s)							
Taxa de recirculação (kg/m ² .s)							

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	29,08	27,87
Horário início (hh:mm)	---	08:20	13:30
Horário final. (hh:mm)	---	13:30	14:50
Intervalo tempo (min)	---	310	80
Massa total (kg)	40,93	40,33	35,38
Massa líquida (kg)	9,93	11,25	7,51
Massa coletada para análise (g)		-	-
Descarga (kg/h)	-	2,18	5,63

Observações:

O Recipiente 2 das cinzas volantes foi usado durante a etapa de regime permanente.

OBSERVAÇÕES GERAIS:

LABORATÓRIO DE PROCESSOS TÉRMICOS E ENGENHARIA AMBIENTAL

UNICAMP - FEM - DETF

Combustor com Leito Fluidizado Rápido

TESTE Nº: 13	DATA: 17/6/2007 Hora início: 8h20min Hora finalização: 15h OPERADORES: Rogério, Jhon, Eugênio e Guilherme
Mistura combustível: Carvão mineral (94,7%) + dolomita (5,3%) Procedência: Criciúma - SC / São Carlos - SP Granulometria: 461 µm Relação estequiométrica ar/mist. combustível: 6,53 kg/kg	Material inerte: Areia Quartzosa AG 40/50 Procedência: SandJL Analândia - SP Tamanho médio das partículas: 312 µm Densidade aparente: 2525 kg/m³

FATORES DO PLANEJAMENTO EXPERIMENTAL:			
Relação molar Cálcio/Enxofre:	0,4	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): 6,0 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 ()		Horário	Massa(kg)
	Início	8h20m	70,0
	Término	15h	52,8
	Total carregado:		
	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)	13:30	14:00	14:30				
Pressão dif. (mmH ₂ O)	320	320	320				320
Pressão man. (mmHg)	50	54	50				51
Temp. placa orif.(°C)	80	69	67				72
Temp. média riser (°C)	850	856	860				855
Descarga (kg/h)	92,05	93,66	93,68				93,1
Leitura	Ar injetado no alimentador de sólidos			Ar de injeção na válvula "L"			
% no rotâmetro	45			15			
Pressão man. (bar)							
Pressão abs.(bar)							
Temperatura (°C)							
Descarga (kg/h)	3,64			1,40			
							MÉDIA
Descarga Total (kg/h)	97,09	98,70	98,72				98,17
Vel. superficial de fluidização (m/s)	11,02	11,28	11,32				11,21

DESCARGA DA MISTURA COMBUSTIVEL							
Leitura	1	2	3	4	5	6	Média
Horário (hh:mm)	13:30	14:00	14:30				
Inv. Freq. Rosca (Hz)	20	20	20,0				20,0
Leitura inic. b/ça (kg)	34,2	34,2	34,2				-
Leitura fin. b/ça (kg)	41,3	47,4	53,1				-
Tempo (min)	37,4	69	99				-
Descarga (kg/h)	11,4	11,5	11,5				11,4
EXCESSO DE AR							
Leitura	1	2	3	4	5	6	Média
Horário (hh:mm)	13:30	14:00	14:30				
Rel. Ar/Comb. Real	8,08	8,16	8,18				
Excesso de ar (%):	23,86	25,03	25,39				24,76

TEMPERATURA NA CAMARA DE COMBUSTAO E LINHA DE EXAUSTAO (°C)								
Leitura (°C)	1	2	3	4	5	6	Média	Cota (mm)
Horário (hh:mm)	13:30	14:00	14:30					
TK-2 /Base Riser	838	837	835				837	0,14
TK-3/Riser	833	829	822				828	0,35
TK-4/Riser	824	830	833				829	0,57
TK-5/Riser	842	851	859				851	1,35
TK-6/Riser	860	872	881				871	2,08
TK-7/Riser	861	876	886				874	2,77
TK-8/Topo riser	888	899	906				898	3,83
TK-9/Perna ciclone	893	896	907				899	2,86
TK-10/Válv. L montante	868	878	888				878	0,69
TK-11/Válv. L jusante	847	859	866				857	0,42
Média no riser(°C)	849	856	860				855	-
Média no reator (°C):	855	863	868				862	-
TK-12/Saída ciclone	741	744	748				744	-

Obs: Cota zero é a base do *riser* (bocal convergente divergente)

PRESSAO NA CAMARA DE COMBUSTAO E LINHA DE EXAUSTAO (mmH2O)								
Leitura	1	2	3	4	5	6	Média	Cota (mm)
Horário (hh:mm)								
VS-1 / Base riser								0
VS-2 /riser								0,17
VS-3/riser								0,39
VS-4/riser								0,77
VS-5/riser								1,61
VS-6/riser								2,15
VS-7/riser								2,84
VS-8/Topo riser								3,9
VS-9/Perna ciclone								3,9
VS-10/Válv. L montante								2,89
VS-11/Válv. L jusante								2,13
VS-12/Saída ciclone								1,45
VS-13/Ar válvula L								0,55

Obs: Cota zero é a base do *riser* (bocal convergente divergente)

CONCENTRAÇÃO DOS GASES DE COMBUSTÃO NA SAÍDA DO FILTRO DE MANGAS							
Leitura	1	2	3	4	5	6	Média
Horário (hh:mm)	13:30	14:00	14:30				
NO _x (ppm)	184	148	156				163
SO ₂ (ppm)	362	310	374				349
CO (ppm)	81	70	59				70
O ₂ (%)	6,6	6,8	6,7				6,7
CO ₂ (%)	9,4	9,3	9,4				9,4

RECIRCULAÇÃO DOS SÓLIDOS NO COMBUSTOR							
Leitura	1	2	3	4	5	6	Média
Horário (hh:mm)							
Massa coletada (kg)							
Intervalo de tempo (s)							
Taxa de recirculação (kg/m ² .s)							

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	29,06	26,97
Horário início (hh:mm)	---	08:20	13:00
Horário final. (hh:mm)	---	13:00	14:45
Intervalo tempo (min)	---	280	105
Massa total (kg)	37,82	44,06	35,96
Massa líquida (kg)	6,82	15	8,99
Massa coletada para análise (g)		-	-
Descarga (kg/h)	-	3,21	5,14

Observações:

O Recipiente 2 das cinzas volantes foi usado durante a etapa de regime permanente.

OBSERVAÇÕES GERAIS:

9 ANEXOS

ANEXO A Bocal divergente (avarias)



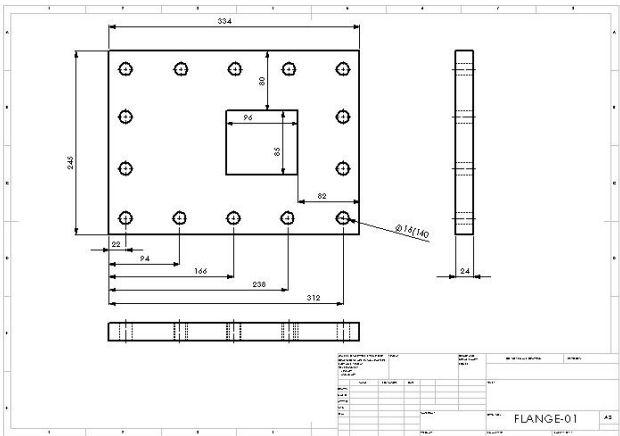
ANEXO B Bocal divergente



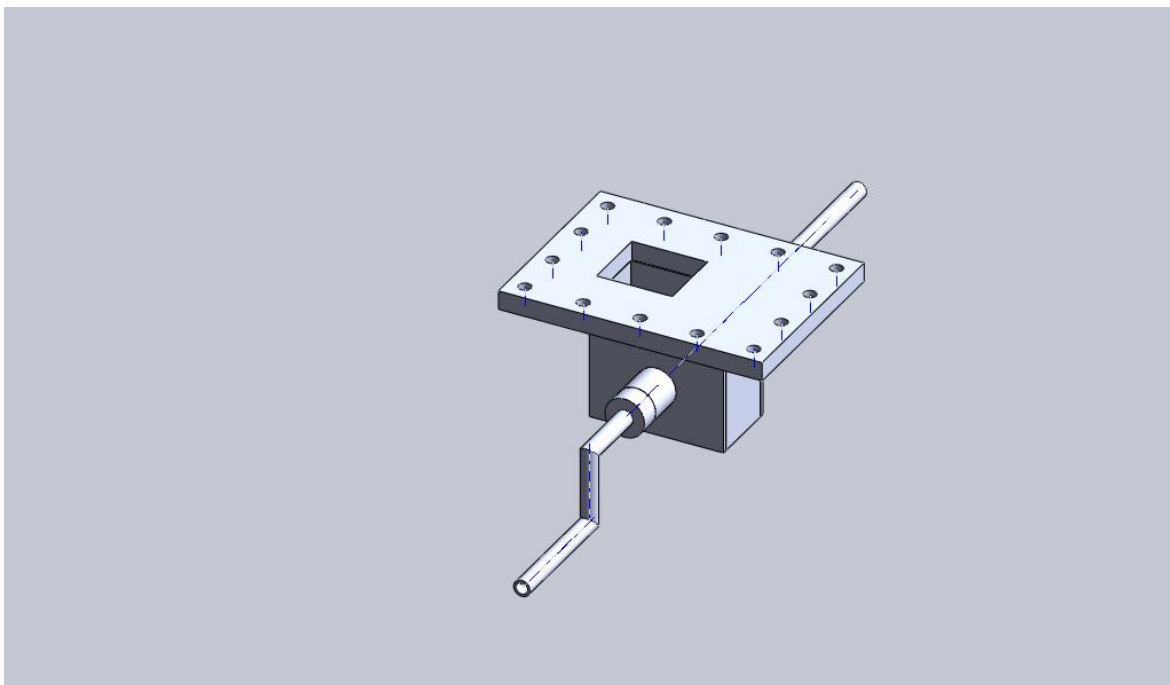
ANEXO C Válvula de amostragem de sólidos - modificação



ANEXO D Válvula de amostragem de sólidos - desenho técnico - flange



ANEXO E Válvula de amostragem de sólidos – vista 3D



ANEXO F Areia SAND JL 40 – análise granulométrica – ESALQ



UNIVERSIDADE DE SÃO PAULO
ESCOLA SUPERIOR DE AGRICULTURA "LUIZ DE QUEIROZ"
DEPARTAMENTO DE CIÊNCIAS EXATAS

Área de Química



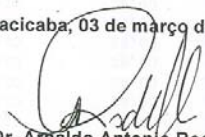
CERTIFICADO DE ANÁLISE Nº LCE-F-026/08

INTERESSADO: Aurora Mineração Ltda.									
ENDEREÇO:									
NATUREZA DOS MATERIAIS: Calcário									
RESULTADOS ANALÍTICOS ⁽¹⁾ :									
Identificação do Interessado ⁽²⁾	Granulometria			Análise Química					
	Peneira 10 (ABNT)	Peneira 20 (ABNT)	Peneira 50 (ABNT)	U	PN (E _{CaCO3})	CaO	MgO	PRNT	RE
	Passa Peneira			%					
Bonança – (12/10/07)	100,0	100,0	72,7	2,68	78,7	22,7	16,0	70,1	89,1

⁽¹⁾ A amostragem foi efetuada pelo Interessado

⁽²⁾ Informações fornecidas pelo Interessado

Piracicaba, 03 de março de 2008


Dr. Arnaldo Antonio Rodella
 Professor Associado

ANEXO G Areia SAND JL 40 – distribuição granulométrica

		Sand JL COMÉRCIO DE MINÉRIOS Ltda Rua Padre Jeremias José Nogueira, 309 - Fone/Fax : (19) 3593.1471 / 3583.8908 - Descalvado - SP - Cep: 13690-000	
Certificado de Qualidade Nº		0426	
Cliente:	Arai Augusta Bernardez Pécora		Nota Fiscal: 5028
Produto :	Areia Quartzosa Industrial	Quant.: 0.25	Toneladas Lote : 80
DISTRIBUIÇÃO GRANULOMÉTRICA			
Peneiras	%Retida	Fator	Total
6	0,0	5	0,0
12	0,0	6	0,0
20	0,0	12	0,0
30	1,0	20	20,0
40	13,6	30	408,0
50	41,0	40	1640,0
70	27,7	50	1385,0
100	11,7	70	819,0
140	4,0	100	400,0
200	1,0	140	140,0
270	0,0	200	0,0
Fundo	0,0	270	0,0
Total	100,0	Módulo AFS	48,12
OUTROS PARÂMETROS			
Temperatura	28,0	°C	
Argila AFS	0,020	%	
SiO2	> 99,000	%	
Fe2O3		%	
Al2O3		%	
Perda ao Fogo		%	
Umidade	0,030	%	
Concentração	82,3	%	
Finos	1,0	%	
Tipo:	JL	40	
Resultado			
☒ Aprovado ☐ Reprovado			
Descalvado, 22 de maio de 2007			
Responsável : Juliana Tessari Belli			

ANEXO H Cinzas volantes - análise elementar CHN - Central Analítica – Instituto de Química – UNICAMP

Amostras	Magnésio (%)	Cálcio (%)	Carbono (%)	Hidrogênio (%)	Nitrogênio (%)	Enxofre (%)
TD-01-Volante	4,07 ± 0,26	0,60 ± 0,07	8,75 ± 0,72	39,00 ± 0,01	36,00 ± 1,41	0,144 ± 0,002
TD-02-Volante	4,84 ± 0,23	1,45 ± 0,01	14,54 ± 1,58	12,3 ± 9,87	49,00 ± 4,58	0,076 ± 0,001
TD-03-Volante -	3,25 ± 0,06	5,64 ± 0,14	10,33 ± 0,46	9,00 ± 4,24	38,50 ± 3,54	0,190 ± 0,011
TD-04-Volante	3,04 ± 0,05	5,16 ± 0,10	10,91 ± 0,61	28,00 ± 1,41	36,00 ± 4,24	0,161 ± 0,010
TD-05-Volante	1,41 ± 0,02	2,75 ± 0,04	11,42 ± 0,75	13,33 ± 3,05	47,33 ± 14,01	0,115 ± 0,002
TD-06-Volante	4,83 ± 0,08	7,79 ± 0,13	10,88 ± 1,16	13,00 ± 2,65	42,00 ± 0,01	0,191 ± 0,004
TD-07-Volante	2,97 ± 0,14	5,39 ± 0,04	—	—	—	0,125 ± 0,001
TD-08-Volante	1,53 ± 0,06	2,98 ± 0,04	14,22 ± 0,19	18,50 ± 3,54	45,33 ± 11,93	0,115 ± 0,005
TD-09-Volante	3,94 ± 1,72	5,17 ± 0,18	11,19 ± 1,38	19,50 ± 12,02	41,50 ± 3,54	0,110 ± 0,049

Amostras	Magnésio (%)	Cálcio (%)	Carbono (%)	Hidrogênio (%)	Nitrogênio (%)	Enxofre (%)
TD-10-Volante	2,60 ± 0,07	4,24 ± 0,17	8,89 ± 1,85	14,67 ± 2,31	22,67 ± 7,37	0,126 ± 0,003
TD-11-Volante	1,84 ± 0,06	3,02 ± 0,07	11,34 ± 0,45	—	—	0,103 ± 0,002
TD-12-Volante	3,09 ± 0,08	4,87 ± 0,15	9,06 ± 2,23	17,00 ± 2,65	21,33 ± 4,62	0,146 ± 0,006
TD-13-Volante	2,70 ± 0,67	4,31 ± 1,09	9,64 ± 0,78	36,00 ± 7,07	41,50 ± 0,71	0,103 ± 0,005

¹Resultados expressos como média e estimativa do desvio padrão de três determinações.

²Não foi possível determinar os teores de carbono, hidrogênio e nitrogênio das amostras TD-07-Volante e os teores de hidrogênio e nitrogênio da amostra TD-11-Volante pois a dispersão dos resultados foi muito alta.