UNIVERSIDADE DE SÃO PAULO
ESCOLA DE ENGENHARIA DE SÃO CARLOS

JULIO EDGARDO LINDO SAMANIEGO

UM ESTUDO DA COMBUSTÃO DE CARVÃO MINERAL CE4500 EM
REATOR DE LEITO FLUIDIZADO BORBULHANTE

São Carlos
2011

JULIO EDGARDO LINDO SAMANIEGO

**UM ESTUDO DA COMBUSTÃO DE CARVÃO MINERAL CE4500
EM REATOR DE LEITO FLUIDIZADO BORBULHANTE**

Tese apresentada à Escola de Engenharia de São Carlos da Universidade de São Paulo, como parte dos requisitos para a obtenção do título de Doutor em Engenharia Mecânica.

Área de Concentração: Térmica e Fluidos

Orientador: Prof. Dr. Fernando Eduardo Milioli

São Carlos 2011

AUTORIZO A REPRODUÇÃO E DIVULGAÇÃO TOTAL OU PARCIAL DESTE TRABALHO, POR QUALQUER MEIO CONVENCIONAL OU ELETRÔNICO, PARA FINS DE ESTUDO E PESQUISA, DESDE QUE CITADA A FONTE.

Ficha catalográfica preparada pela Seção de Tratamento
da Informação do Serviço de Biblioteca – EESC/USP

Samaniego, Julio Edgardo Lindo.

D187e Um estudo da combustão de carvão mineral CE4500 em reator de leito fluidizado borbulhante / Julio Edgardo Lindo Samaniego ; orientador Fernando Eduardo Milioli. São Carlos, 2011.

Tese (Doutorado - Programa de Pós-Graduação em Engenharia Mecânica e Área de Concentração em Térmica e Fluidos) -- Escola de Engenharia de São Carlos da Universidade de São Paulo, 2011.

1. Calcário. 2. Combustão. 3. Dessulfuração. 4. Leito fluidizado. I. Título.

DEDICATÓRIA

Ao Senhor Jesus Cristo, pela Sua graça e misericórdia.

Ao meu pai e minha mãe (*in memoriam*)

E a todos os meus familiares

Agradecimentos

Ao Professor Doutor Fernando Eduardo Milioli a minha eterna gratidão pela paciência na orientação, incentivo e pela amizade ao longo do desenvolvimento da presente tese.

Ao Professor Josmar Davilson pelo apoio e co-orientação.

Aos Professores Geraldo Lombardi, Paulo Selegim, Antônio Moreira, Sergio Fontes, Oscar Rodrigues pelas valiosas sugestões.

Ao Anderson pela sua amizade e encorajamento para continuar avançando.

Ao Gerhardt Ribaski, Paula Crnkovic e Ivonete Ávila pela ajuda imensurável na elaboração desta pesquisa.

Ao meu pai e mãe (in memoriam) ; meus irmãos, Adda (in memoriam), Maria, Edwin, Juana, Luz, Ana; meus cunhados, Rocio, Juvenal, Manuel e Dario, os sobrinhos, Chriley, Erik, Ross, Santa Maria, Hector, Armando, Luis, Manuel, Eduardo, Belabé, Jael e Maria e a todos os meus familiares pela torcida e companheirismo.

Aos irmãos e irmãs da Igreja em São Carlos e região pelas orações e principalmente por terem sido minha família aqui no Brasil.

Aos colegas que me auxiliaram nas atividades do doutorado, especialmente aqueles que me incentivaram nos momentos de dúvidas e incertezas. Não vou citar nomes para evitar injustiças.

RESUMO

SAMANIEGO, Julio E.L. **Um estudo da combustão de carvão mineral CE4500 em reator de leito fluidizado borbulhante**. 2011, f. Defesa de Doutorado - Escola de Engenharia de São Carlos, Universidade de São Paulo, São Carlos, 2011.

O carvão mineral apresenta-se como uma importante alternativa para geração termoelétrica no Brasil. Os carvões brasileiros, porém, são caracterizados por elevados teores de enxofre, e na sua combustão libera-se consideráveis quantidades dióxido de enxofre. O processo de combustão em leito fluidizado apresenta-se particularmente adequado para a queima destes carvões, notadamente devido à possibilidade da utilização de absorventes calcários para remoção *in loco* do dióxido de enxofre produzido na combustão. Neste trabalho estudou-se a combustão em leito fluidizado atmosférica borbulhante de um carvão mineral beneficiado para uso termoelétrico denominado CE4500, procedente de Criciúma-SC Para absorção de enxofre utilizou-se um calcário dolomítico procedente de Ipeúna-SP. Utilizou-se a planta piloto para combustão em leito fluidizado do Laboratório de Engenharia Térmica e Fluidos da EESC-USP, com câmara de combustão de 0,5 x 0,5 m de seção transversal e 3 m de altura. Ensaio foram realizados para diferentes velocidades de fluidização e relações (Ca+Mg)/S de alimentação. Concentrações de gases foram medidas ao longo da altura e da seção transversal do reator, permitindo verificar a homogeneidade do processo, além do efeito dos pontos de alimentação de carvão e calcário sobre esta homogeneidade. Determinou-se conversões e coeficientes globais de taxa de reação para a combustão do carvão e para a sulfatação do calcário. Avalia-se que os resultados obtidos representam uma significativa contribuição para auxílio ao projeto de reatores, e para a validação de modelos matemáticos de simulação.

Palavras-Chave: carvão, calcário, combustão, dessulfuração, leito fluidizado.

ABSTRACT

SAMANIEGO, Julio E.L.. **A study of CE4500 mineral coal combustion in a bubbling fluidized bed reactor**. 2011, f. Qualificação de Doutorado - Escola de Engenharia de São Carlos, Universidade de São Paulo, São Carlos, 2011.

Mineral coal stands as an important alternative for thermoelectric power generation in Brazil. Brazilian coals, however, are characterized by high sulfur contents, and significant amounts of sulfur dioxide are produced in its combustion. The fluidized bed combustion process is particularly suitable for burning those coals, notably due to the possibility of using limestone absorbents to *in loco* remove the sulfur dioxide produced in the combustion. In this work the atmospheric bubbling fluidized bed combustion of a mineral coal was studied, which is a benefited coal for thermoelectric use named CE4500, from Criciúma-SC. A dolomitic limestone from Ipeúna-SP was used for sulfur absorption. The pilot scale fluidized bed combustion plant of the Laboratory of Thermal and Fluids Engineering of EESC-USP was used, which has a combustion chamber of 0.5 x 0.5 m of cross section and is 3 m high. Tests were performed for different fluidization velocities and (Ca+Mg)/S feed ratios. Gas concentrations were measured along the height and the cross section of the reactor, allowing to verify the process homogeneity, besides the effect of the coal and limestone feeding points over this homogeneity. Conversions and global reaction rates were determined for both coal combustion and absorption by limestone. It is evaluated that the results that were obtained represent a significant contribution regarding reactor design as well as modeling validation.

Keywords: coal, limestone, combustion, desulfurization, fluidized bed.

DEDICATÓRIA	i
Agradecimentos	v
RESUMO	
vii	
<i>Abstract</i>	ix
Lista de Figuras	xxv
Lista de Tabelas	xxi
Lista de Abreviaturas e Siglas	xxv
Nomenclatura Química	
xxvii	
Letras Gregas	
xxvii	
Lista de Símbolos	xxix
1 Introdução	1
1.1 O carvão mineral na matriz energética do Brasil	1
1.2 Beneficiamento de carvão	3
1.3 Teor de enxofre	4
1.4 Técnica para redução de emissões de SO ₂ em Combustão de leito Fluidizado	5
1.5 Contexto	7
1.5.1.- Trabalhos em reator de leito fluidizado de bancada	8
1.5.2.- Trabalhos reator de leito fluidizado piloto	10
1.5.3.- Estudos em análise térmica	10
2 OBJETIVOS	13
	xi

3	Estado da Arte	15
3.1	Queima do carvão	15
3.2.	Captura do enxofre	19
4	Metodologia	23
4.1	Descrição da Planta Piloto do LETeF	23
4.1.1	Reator	23
4.1.2	Plenum	24
4.1.3	Placa distribuidora de ar	24
4.1.4	Câmara de Combustão (Leito)	25
4.1.5	<i>Freeboard</i> (Câmara Livre)	26
4.1.6	Sistema de alimentação de material particulado	27
4.1.7	Sistema de tratamento dos gases de exaustão	29
4.1.8	Sistema de alimentação e medição dos gases de fluidização	30
4.1.9	Sistema de sangria do particulado do reator	31
4.1.10	Sistema de Aquecimento e Partida do reator	32
4.1.11	Sondas de amostragem de gases e temperatura	33
4.1.12	Linhas de análise de gases	36
4.1.13	Sistema de aquisição de dados	38
4.1.14	Seqüência Experimental	39
4.2	Material Particulado	43
4.2.1	Caracterização da areia	43
4.2.2	Caracterização do carvão	44
4.2.3	Caracterização do calcário	46
4.3	<i>Programação Experimental</i>	47
4.4	Parâmetros de cálculo e definições	49
4.4.1	Definições de interesse	51

4.5	Redução de dados	52
4.5.1	Conversão de carbono em reator de leito fluidizado (X_C)	52
4.5.2	Coeficiente global de taxa de reação de carbono no reator (K_C)	54
4.5.3	Conversão de consumo de calcário em reator de leito fluidizado (X_S)	58
4.5.4	Coeficiente global de taxa de reação de Absorção do SO_2 (K_S)	59
5	Resultados dos ensaios realizados em Reator de Leito Fluidizado	65
6	Conclusões e sugestões para futuros trabalhos	87
7	Bibliografia	91
8	Apêndice A: Dificuldades e Soluções Relatadas durante a operação do reator de leito fluidizado	99
9	Apêndice B: Válvula distribuidora de gases	107
10	Apêndice C: Tabelas dos gases de amostragem	109
11	Apêndice D: Termo ciclone	115
12	Apêndice E: Medição do Fluxo de Ar do sistema de alimentação do reator	121
13	Apêndice F: Determinação do coeficiente da taxa de reação do carvão com alto teor de cinzas	125
14	Apêndice H: Cálculo da Taxa de Conversão do Dióxido de Enxofre (X_{SO_2})	129
15	Apêndice I: Encontro da massa do leito e calcário	135
16	Apêndice J: Carga de material combustível nas amostras de sangria e elutriado	137

Lista de Figuras

Figura 1.1.- Regime de fluidização: (a) leito fixo, (b) leito borbulhante, (c) leito circulante, (d) leito em transição, (E) leito Pneumático.	6
Figura 1.2.- Reator do leito Fluidizado do LETeF/ EESC-USP em pleno funcionamento.....	7
Figura 3.1.- Seqüência da queima do carvão	15
Figura 4. 1.- Corpo do reator de leito fluidizado do LETeF	23
Figura 4. 2.- Placa distribuidora com os bico injetores	24
Figura 4. 3.- Câmara de Combustão (Leito)	25
Figura 4. 4.- .- Representação esquemática do tempo de residência de uma partícula: NL-SUP (Nível do leito superior), NL-INT (Nível do leito intermediário) e NL-INF (Nível do leito inferior). Trabalhou-se com o Nível Intermediário.....	26
Figura 4. 5.- Freeboard (Câmara Livre).....	27
Figura 4. 6.-Painel de controle de alimentação: (A) Chave do força do painel; (B) Variador de frequência de alimentação dos particulados; (C) Chave de força do compressor SOMA e do filtro de mangas . (D) Controlador de partida a gás GLP.....	28
Figura 4. 7.- Sistema de tratamento dos gases de exaustão: (A) Termo – Ciclone. (B) Filtro de manga.....	29
Figura 4. 8.- (A) Válvula de gaveta e manômetro de água tipo U. (B) Placa de orifício no duto de alimentação.	30
Figura 4. 9.- Vista dos bocais de sangria e suas válvulas de controle. Reator operando com uso do segundo bocal de controle do nível do leito	31

Figura 4. 10.- Vista do silo móvel (A) Silo acoplado ao sistema de sangria (B) Silo desacoplado para pesagem e retirada de material overflow ou sangria.	32
Figura 4. 11.- Vista (A) externa (B) interna , do queimador e sensor ótico.....	33
Figura 4. 12.- Sondas de amostragem confeccionadas no LETeF. (A) Sonda de análise de gases na câmara de combustão. (B) Sonda de análise de gases e temperaturas nos módulos do Freeboard. (C) Sonda de análise de temperatura no leito	34
Figura 4. 13.- Posição das sondas e pontos coletados de amostragem de gás no leito ...	35
Figura 4. 14.- Posição das sondas e pontos de amostragem de gás no <i>freeboard</i>	35
Figura 4. 15.- Sistema de filtragem e resfriamento dos gases.	35
Figura 4. 16.- Analisadores de gases.	36
Figura 4. 17.- Linha dos gases, usando mangueiras de teflon de 10 mm de diâmetro externo para fazer as ligações entre as partes do sistema.....	38
Figura 4.18.- Sequência Experimental:(1)Sistema de aquisição de dados;(2) Sistema de alimentação do ar; (3) Reator; (4) Sistema de alimentação de material particulado; (5) Depósito de material (sangria); (6)Termo ciclone e Filtro de manga;(7)Gás GLP....	43
Figura 4. 19.- Esquema de uma partícula de carvão com altos teores de cinza e as condições de contorno das concentrações de O_2	54
Figura 4. 20.- Esquema da absorção do SO_2 pela partícula de calcário, condições de contorno das concentrações de SO_2	60
Figura 5. 1- Posição dos pontos bidimensional das sondas de amostragem no leito e freeboard. Seção transversal ($X=0$; $Y=-125$), altura de 0 a 2750 mm.	68
Figura 5. 2.- Posição dos pontos bidimensional das sondas de amostragem no leito. Seção transversal ($X=0$; $Y=-125,0,125$), para uma altura de 0 a 370mm.	69
Figura 5. 3.- Posição dos pontos bidimensional das sondas de amostragem no leito. Seção transversal ($X=-185,0,185$; $Y=-125$; $Z=650$)	69

Figura 5. 4.- Concentrações de CO ₂ ao longo da altura do reator, para U/U _{mf} = 4 na combustão de carvão sem e com injeção de calcário.	70
Figura 5. 5.- Concentrações de O ₂ ao longo da altura do reator, para U/U _{mf} = 4, na combustão de carvão sem e com injeção de calcário	71
Figura 5. 6.- Concentrações de SO ₂ ao longo da altura do reator, para U/U _{mf} = 4, na combustão de carvão sem e com injeção de calcário	71
Figura 5. 7.- Concentrações de CO ₂ ao longo da altura do reator, para U/U _{mf} =6, na combustão de carvão sem e com injeção de calcário.	71
Figura 5. 8.- Concentrações de O ₂ ao longo da altura do reator, para U/U _{mf} = 6 na combustão de carvão sem e com injeção de calcário.	72
Figura 5. 9.- Concentrações de SO ₂ ao longo da altura do reator, para U/U _{mf} = 6 na combustão de carvão sem e com injeção de calcário.	72
Figura 5. 10.- Concentrações de CO ao longo da altura do reator, para U/U _{mf} = 4 na combustão de carvão sem e com injeção de calcário.	72
Figura 5. 11.- Concentrações de NO _x ao longo da altura do reator, para U/U _{mf} =4, na combustão de carvão sem e com injeção de calcário.	73
Figura 5. 12.- Concentrações de THC ao longo da altura do reator, para U/U _{mf} =4, na combustão de carvão sem e com injeção de calcário	73
Figura 5. 13.- Concentrações CO ao longo da altura do reator, para U/U _{mf} = 6 , na combustão de carvão sem e com injeção de calcário	73
Figura 5. 14.- Concentração do NO _x ao longo da altura do reator, para U/U _{mf} =6, na combustão de carvão sem e com injeção de calcário	74
Figura 5. 15.- Concentração do THC ao longo da altura do reator, para U/U _{mf} =6, na combustão de carvão sem e com injeção de calcário	74
Figura 5. 16.- Concentração do CO ₂ sem calcário na região do leito para U/U _{mf} =4 ..	74

Figura 5. 17.- Concentração de CO ₂ com calcário na região do leito para U/U _{mf} =4	74
Figura 5. 18.- Concentração do CO ₂ sem calcário na região do leito para U/U _{mf} =6	74
Figura 5. 19.- Concentração do CO ₂ com calcário na região do leito para U/U _{mf} =6	75
Figura 5. 20.- Concentração do O ₂ sem calcário na região do leito para U/U _{mf} =4	75
Figura 5. 21.- Concentração de O ₂ com calcário na região do leito para U/U _{mf} =4	75
Figura 5. 22.- Concentração de O ₂ sem calcário na região do leito para U/U _{mf} =6	76
Figura 5. 23.- Concentração de O ₂ com calcário na região do leito para U/U _{mf} =6	76
Figura 5. 24.- Concentração de SO ₂ sem calcário na região do leito para U/U _{mf} =4	76
Figura 5. 25.- Concentração de SO ₂ com calcário na região do leito para U/U _{mf} =4	77
Figura 5. 26.- Concentração de SO ₂ sem calcário na região do leito para U/U _{mf} =6	77
Figura 5. 27.- Concentração de SO ₂ com calcário na região do leito para U/U _{mf} =6	77
Figura 5. 28.- Concentração de CO sem calcário na região do leito para U/U _{mf} =4	78
Figura 5. 29.- Concentração de CO com calcário na região do leito para U/U _{mf} =4	78
Figura 5. 30.- Concentração de CO sem calcário na região do leito para U/U _{mf} =6	78
Figura 5. 31.- Concentração de CO com calcário na região do leito para U/U _{mf} =6	79
Figura 5. 32.- Concentração de NO _x sem calcário na região do leito para U/U _{mf} =4 ...	79
Figura 5. 33.- Concentração de NO _x com calcário na região do leito para U/U _{mf} =4 ..	79
Figura 5. 34.- Concentração de NO _x sem calcário na região do leito para U/U _{mf} =6 ...	80
Figura 5. 35.- Concentração de NO _x com calcário na região do leito para U/U _{mf} =6 ..	80
Figura 5. 36.- Concentração de THC sem calcário na região do leito para U/U _{mf} =4 ...	80
Figura 5. 37.- Concentração de THC com calcário na região do leito para U/U _{mf} =4 ..	81
Figura 5. 38.- Concentração de THC sem calcário na região do leito para U/U _{mf} =6 ...	81
Figura 5. 39.- Concentração de THC com calcário na região do leito para U/U _{mf} =6 ..	81
Figura 5. 40.- Concentrações de CO ₂ , O ₂ e SO ₂ em diferentes posições transversais na do <i>freeboard</i> z = 650 mm, sem injeção de calcário, para U/U _{mf} = 4.	82

Figura 5. 41.- Concentrações de CO ₂ , O ₂ e SO ₂ em diferentes posições transversais na do <i>freeboard</i> z = 650 mm, com injeção de calcário, para U/U _{mf} = 4.	82
Figura 5. 42.- Concentrações de CO ₂ , O ₂ e SO ₂ em diferentes posições transversais na do <i>freeboard</i> z = 650 mm, sem injeção de calcário, para U/U _{mf} = 6.....	82
Figura 5. 43.- Concentrações de CO ₂ , O ₂ e SO ₂ em diferentes posições transversais na do <i>freeboard</i> z = 650 mm, com injeção de calcário, para U/U _{mf} = 6.	83
Figura 5. 44.- Conversão da combustão para diferentes condições de operação U/U _{mf}	84
Figura 5. 45.- Coeficiente Global médio dos testes da combustão para diferentes condições de operação, U/U _{mf}	85
Figura 5. 46.- Conversão da dessulfuração por calcário para diferentes condições de operação U/U _{mf}	85
Figura 5.47.- Coeficiente Global médio da dessulfuração para diferentes condições de operação U/U _{mf}	86
Figura A.1.- Croquis de concepção da camisa de água	100
Figura A.2.- Foto da Camisa de água	101
Figura A.3.- Camisa de água dentro do reator	101
Figura A.4.- Vista de um dos cantos do corpo do reator e cantoneiras.	102
Figura A.5.- Vista do mesmo canto da Figura A.4 após reparo	103
Figura A.6.- Modificações feitas na sonda de amostragem de gases	104
Figura B.1.- Válvula Distribuidora de gases.....	107
Figura D.1.- Representação esquemática interna do termo-ciclone do LETeF	114
Figura E.1.- Esquema do sistema de medição do fluxo de ar na Planta Piloto	119
Figura F.1.- Ilustração do modelo de núcleo não reagido – Shrinking – Core na queima de uma partícula de carvão antracítico português. Corte transversal.....	123

Figura F.2.- Ilustração do modelo de núcleo não reagido	124
---	-----

Lista de Tabelas

Tabela 4. 1.- Análise e distribuição granulométrica da areia de Quartzo.....	44
Tabela 4. 2.- Propriedades do carvão CE-4500 e sua distribuição granulométrica.....	45
Tabela 4.3.- Análise química (% massa/massa) e distribuição granulométrica do calcário dolomítico de Ipeúna (SP)	46
Tabela 4. 4.- Principais parâmetros operacionais obtidos e usados nos cálculos.....	48
Tabela 4. 5.- Concentrações dos gases de exaustão do presente projeto.....	48
Tabela 4. 6.- Carga de carbono fixo da sangria dos testes SM1,SM2,SM3 e SM4 obtidos com o uso de forno tubular do laboratório de química do LETeF.....	58
Tabela 5. 1.- Concentrações dos gases de exaustão do presente projeto	83
Tabela 5. 2.- Resultados finais dos testes experimentais deste trabalho	83
Tabela 5. 3.- Resultados finais de Costa (2005).....	83
Tabela C.1.- Dados das concentrações médias e desvios sem calcário nos diversos pontos de aquisição dos gases obtidos pelo sistema de aquisição nos teste $U/U_{mf}=4$	109
Tabela C.2.- Dados das concentrações médias e desvios sem calcário nos diversos pontos de aquisição dos gases obtidos visualmente dos analisadores de gases nos teste $U/U_{mf}=4$	110
Tabela C.3.- Dados das concentrações médias e desvios com calcário nos diversos pontos de aquisição dos gases obtidos pelo sistema de aquisição nos teste $U/U_{mf}=4$	110
Tabela C.4.- Dados das concentrações médias e desvios com calcário nos diversos pontos de aquisição dos gases obtidos visualmente dos analisadores de gases nos teste $U/U_{mf}=4$	111

Tabela C.5.- Dados das concentrações médias e desvios sem calcário nos diversos pontos de aquisição dos gases obtidos pelo sistema de aquisição nos teste $U/U_{mf}=6$.	111
Tabela C.6.- Dados das concentrações médias e desvios sem calcário nos diversos pontos de aquisição dos gases obtidos visualmente dos analisadores de gases nos teste $U/U_{mf}=6$	112
Tabela C.7.- Dados das concentrações médias e desvios com calcário nos diversos pontos de aquisição dos gases obtidos pelo sistema de aquisição nos teste $U/U_{mf}=6$.	112
Tabela C.8.- Dados das concentrações médias e desvios com calcário nos diversos pontos de aquisição dos gases obtidos visualmente dos analisadores de gases nos teste $U/U_{mf}=6$	113
Tabela D.1.- Distribuição granulométrica do elutriado retido no termo-ciclone, do teste SM1	115
Tabela D.2.- Distribuição granulométrica do elutriado retido no termo-ciclone, do teste SM2	115
Tabela D.3.- Distribuição granulométrica do elutriado retido no termo-ciclone, do teste SM3	116
Tabela D.4.- Distribuição granulométrica do elutriado retido no termo-ciclone, do teste SM4	116
Tabela D.5.- Distribuição granulométrica da sangria retido no termo-ciclone, do teste SM1	117
Tabela D.6.- Distribuição granulométrica da sangria retido no termo-ciclone, do teste SM2	117
Tabela D.7.- Distribuição granulométrica da sangria retido no termo-ciclone, do teste SM3	118

Tabela D.8.- Distribuição granulométrica da sangria retido no termo-ciclone, do teste SM4	118
Tabela J.1.- Carga de material combustivel presente na ssangria e elutriado do teste SM1	136
Tabela J.2.- Carga de material combustivel presente na ssangria e elutriado do teste SM2	136
Tabela J.3.- Carga de material combustivel presente na ssangria e elutriado do teste SM3	137
Tabela J.4.- Carga de material combustivel presente na ssangria e elutriado do teste SM4	137
Tabela J.5.-Taxa de overflow ou sangria	137

Lista de Abreviaturas e Siglas

ABFBC	Atmospheric Bubbling Fluidized Bed Combustion (Combustão em Leito Fluidizado Atmosférico Borbulhante)
ASME	American Society of Mechanical Engineers.
CAPES	Coordenação de Aperfeiçoamento de Pessoal de Nível Superior.
CNPq	Conselho Nacional de Desenvolvimento Científico e Tecnológico.
CP	Costa/Piloto
DP	Calcário Dolomítico
EESC	Escola de Engenharia de São Carlos.
FAPESP	Fundação de Amparo à Pesquisa do Estado de São Paulo.
GLP	Gás Liquefeito de Petróleo.
ICB	Calcário Calcítico
K	Cromel/Alumel
LabView	Laboratory Virtual Instrumentation Engineering Workbench.
LETef	Laboratório de Engenharia Térmica e Fluidos.
SM	Samaniego/Morais
S	Sonda de Amostragem
UNICAMP	Universidade Estadual de Campinas.
USP	Universidade de São Paulo

Nomenclatura Química

$CaCO_3$	Carbonato de cálcio.
$CaCO_3.MgCO_3$	Carbonato magnésio de cálcio.
CaO	Óxido de cálcio
$CaSO_4$	Sulfato de cálcio
H_2S	Sulfeto de Hidrogênio
$MgSO_4$	Sulfato de Magnésio
SO_2	Dióxido de enxofre.
SO_3	Trióxido de enxofre.

Letras Gregas

ε_{mf}	(<i>adm</i>)	Fração de vazio do leito na velocidade mínima de fluidização
ϕ_{Areia}	(<i>adm</i>)	Esfericidade da areia.
μ_{Ar}	(<i>kg/m.s</i>)	Viscosidade do ar no leito
ξ	(<i>m</i>)	Distância radial a partir do centro de uma partícula.

Lista de Símbolos

A	(m^2)	Área da seção transversal do leito.
C_i^S	$(kmol_i / m^3)$	Concentração do gás i na descarga do reator de leito fluidizado.
C_i^e	$(kmol_i / m^3)$	Concentração do gás i no ar de fluidização.
$C_{i,l}$	$(kmol_i / m^3)$	Concentração do gás i na superfície não reagida.
$C_{i,s}$	$(kmol_i / m^3)$	Concentração do gás i na superfície de uma partícula.
$C_{i,\infty}$	$(kmol_i / m^3)$	Concentração do gás i distante da superfície de uma partícula.
$C_{SO_2}^S)_C$	(ppm)	Concentração de SO_2 nos gases da combustão sem alimentação de calcário.
$C_{SO_2}^S)_{C+A}$	(ppm)	Concentração de SO_2 nos gases da combustão sob alimentação contínua de calcário.
D_G	(m^2 / s)	Coefficiente de difusão molecular de um gás numa mistura gasosa.
E	(m^2 / s)	Coefficiente de difusão efetivo do O_2 no meio fluidizado.
F_A	(g / s)	Taxa de alimentação de calcário no reator de leito fluidizado.
F_C	(g / s)	Taxa de alimentação de carvão no reator de leito fluidizado.
F_e	(g / s)	Taxa de elutriação de sólidos.
F_o	(g / s)	Taxa de sangria de sólidos.
$\overline{K_C}$	(m / s)	Coefficiente Global médio de taxa de reação na combustão do carbono fixo do carvão.
$\overline{K_S}$	(m / s)	Coefficiente Global médio de taxa de reação na absorção de SO_2 por calcário.
M_L	(kg)	Massa do leito.
M_F	(kg)	Massa de carvão no leito.
M_A	(kg)	Massa de calcário no leito.

Y_{C-X}	(%)	Teor de carbono no carvão alimentado.
Y_{C-e}	(%)	Teor de carbono no material elutriado.
Y_{C-o}	(%)	Teor de carbono no material sangrado.
R	(J/kmol.K)	Constante Universal dos gases.
$R_{estq.}$	(adm)	Razão estequiométrica.
r_i	(m)	Raio de partícula.
l	(m)	Raio do núcleo carboneceo
$\mathfrak{R}_C$	(kmol _C / s)	Taxa de consumo de C para uma partícula de carvão.
$\mathfrak{R}_{SO_2}$	(kmol _{SO2} / s)	Taxa de absorção de SO ₂ para uma partícula de calcário.
Sh	(adm)	Número de Sherwood.
t	(s)	Tempo.
U	(m / s)	Velocidade superficial de fluidização.
U_{mf}	(m / s)	Velocidade superficial de mínima fluidização.
W_i	(kg / kmol)	Peso molecular da espécie i.
X_C	(Kmol _{CO2} / kmol _C)	Conversão na combustão do carbono fixo do carvão.
X_S	(Kmol _{SO2} / kmol _{Ca})	Conversão na absorção de SO ₂ por calcário.
n_C	(%)	Eficiência de combustão.
n_S	(%)	Eficiência de remoção de SO ₂ .
Y_i	(adm)	Fração mássica da espécie i.
Y_{S-bu}	(adm)	Fração mássica de enxofre na base úmida.
Y_{S-CC}	(adm)	Fração mássica de enxofre com cinza.
ρ_i	(kg / m ³)	Densidade aparente da substancia alimentada.
Z	(m)	Distancia axial ao longo do reator.

1 INTRODUÇÃO

Enormes esforços têm sido despendidos na comunidade internacional, notadamente a partir dos anos 70, para conhecer as condições de captura de enxofre por calcários em fornalhas de combustão de carvão em leito fluidizado atmosférico borbulhante (AFBC).(JONKE,SWIFT & VOGEL, 1975)(DAMAN, 1977)(EHRlich, 1975)(SMITH, 1977)(HENSCHel, 1977). Desde então, muitos estudos tem sido realizados por uma grande quantidade de pesquisadores, demonstrando a viabilidade do processo e gerando dados para auxílio no projeto e otimização de reatores (ANDRADE,VENTURA & SADDY,1978)(SADDY & CUNHA, 1981)(CUNHA,1986)(GOLDSTEIN Jr. & PEEL,1993). Infelizmente, carvões e calcários são insumos altamente heterogêneos, com características físicas e químicas particulares de cada região geológica de origem. Isso impõem que os desenvolvimentos de reatores sejam feitos especificamente para cada combustível e absorvente em particular, obrigando a que novos estudos empíricos sejam realizados a cada conjunto de insumos que se deseja aplicar.

A queima do carvão para produção de energia é a principal fonte das emissões do dióxido de enxofre (SO_2) introduzido na atmosfera do planeta. Na atmosfera o SO_2 reage com o oxigênio produzindo SO_3 , que é adsorvido nas gotículas de chuva onde reage para formar ácido sulfúrico, originando a denominada chuva ácida. A adição controlada de partículas de calcário é o método tradicional para reduzir as emissões de SO_2 na combustão de carvão em leito fluidizado, e é também o método explorado no presente estudo.

1.1 O carvão mineral na matriz energética do Brasil

O carvão mineral é a segunda fonte de energia primária no mundo e representa a principal fonte geradora de energia elétrica (MINISTÉRIO DE MINAS E ENERGIA, 1978). São grandes as reservas de carvão, sendo a sua produção mundial de cinco bilhões de

toneladas anuais aproximadamente, sendo possível assegurar o suprimento nesse ritmo por 200 anos. Pesquisas indicam que o carvão é o único combustível fóssil cujo suprimento será abundante e de baixo custo durante uma boa parte do século XXI. (ILUMINA – INSTITUTO DE DESENVOLVIMENTO ESTRATÉGICO DO SETOR ENERGÉTICO, 2005)

O Brasil vive, já há muitas décadas, uma constante perspectiva de crise no setor de geração de energia. Os recursos hidroelétricos aproximam-se da exaustão no sul-sudeste, e mostram-se ecologicamente inviáveis no norte-nordeste. O petróleo e gás natural são *comodities* cotadas em dólar norte americano no mercado multinacional, e estão sujeitos às oscilações típicas do mercado. A energia nuclear sofre enormes restrições relacionadas à segurança, enquanto as fontes de biomassa (álcool, resíduos vegetais, etc.) e não poluentes (solar, eólica, geotérmica, marés, etc.), embora de uso crescente, permanecem inviáveis para exploração na escala necessária.

Sendo assim, o carvão mineral nacional é considerado como uma grande alternativa para a solução da crise energética no Brasil. Conforme pesquisas, as reservas nacionais são suficientes para vários séculos de exploração termoelétrica em grande escala e devem ser avaliadas como uma importante fonte primária de energia a ser desenvolvida em curto prazo. O estado responde por 89 % das reservas conhecidas nacionais, equivalente a 32 bilhões de toneladas. “Se fossem gerados 15 mil MW, teríamos reservas de carvão por 100 anos. (ILUMINA – INSTITUTO DE DESENVOLVIMENTO ESTRATÉGICO DO SETOR ENERGÉTICO, 2005)

1.2 Beneficiamento de carvão

A quantidade de enxofre nos carvões varia tipicamente entre 1% e 10%. Por exemplo, os carvões britânicos contêm entre 1 e 2% de enxofre, nos EUA essa quantidade de enxofre pode variar de 1 a 5 % dependendo da região (Howard J.R., 1983)(VALK, 1995). Os carvões provenientes das minas brasileiras possuem teores de enxofre que variam de 0,5 a 10% e de matéria inorgânica de 36 % a 52 % (LEON, 1985), citado em Venâncio (2002).

Segundo Leon (1985), o carvão necessita ser beneficiado para reduzir o enxofre ou matéria inorgânica de maneira geral, tendo como objetivo baixar o concentrado da perita, material corrosivo e poluente. O processo de beneficiamento do carvão mineral depende de dois aspectos fundamentais inerentes ao minério: a fração granulométrica a ser trabalhada e suas características físico – químicas

Na fração granulométrica depende da britagem que no caso do Brasil se utiliza britadores de impactos, martelos, mandíbula e/ou cônico. Para o processo de peneiramento e classificação é realizado por via seco para frações grossas (maiores que 0,63 mm) e por via úmida para frações mais finas (menores que 0,43 mm). A concentração joga um papel importante para a lavabilidade do minério que deriva de análises denominadas afunda – flutua, onde o minério britado a uma determinada faixa granulométrica é submetida à imersão em líquidos de diferentes densidade, nos quais os grânulos mais densos afundam e os mais leves flutuam. O processo mais utilizado no beneficiamento do carvão é o jigge (separação hidráulica) que consiste pulsações transferidas a um depósito contendo água e carvão. (Venâncio, 2002)

1.3 Teor de enxofre

Todo o combustível fóssil contém enxofre, sendo que o enxofre encontrado no carvão sob três formas:

- Enxofre orgânico: é o enxofre proveniente de tiofenóis, tioéteres e mercaptanas presentes no carvão,
- Enxofre de sulfetos: é o enxofre proveniente da pirita, marcassita, esfarelita, galena e calcopirita.
- Enxofre de sulfáticos: é o enxofre proveniente da jarosita e melantenita. Vem da decomposição das peritas e ocorre em quantidades menores.

A queima do combustível provoca a liberação do enxofre que é transformado em dióxido de enxofre e em menor proporção em tri óxido de enxofre, sendo que quando é liberado na atmosfera na atmosfera é prejudicial ao meio ambiente.

O enxofre inorgânico é oxidado durante a combustão do carbono fixo de carvão depois da devolatilização, e o enxofre orgânico é oxidado durante a combustão dos voláteis e também do carbono fixo. O dióxido de enxofre sobrevive na atmosfera por um tempo médio de 2 e 6 dias, podendo atingir aproximadamente 4.000 km de distância a partir da sua fonte de emissão (CARVALHO & LACAVA, 2003).

Uma vez liberado na atmosfera, parte do SO_2 sofre oxidação para SO_3 , que reage com a água das gotículas de chuva para formar ácido sulfúrico, dando origem à chuva ácida, (SCHÜTTE, WITTLER, ROTZOLL, & SHÜGERL, 1989). A expressão chuva ácida é utilizada de maneira mais ampla para descrever as diversas formas que os ácidos são despejados da atmosfera. A definição mais ampla seria deposição ácida, que possui duas

formas: a úmida e a seca. A deposição úmida refere-se à chuva, neblina e neve ácida, e a deposição seca, aos gases ácidos e partículas, sendo que, cerca de 50% do material ácido da atmosfera cai no solo através de deposição seca (CARVALHO & LACAVA, 2003). O dano ambiental causado pela chuva ácida é imensurável e muitos países já tomaram medidas legislativas para controlar as emissões de SO_2 na atmosfera. (SCHÜTTE, WITTLER, ROTZOLL, & SHÜGERL, 1989).

1.4 Técnica para redução de emissões de SO_2 em Combustão de leito Fluidizado

O dióxido de enxofre é introduzido na atmosfera através de fenômenos naturais e ações humanas. A quantidade de dióxido de enxofre introduzido na atmosfera pelas ações humanas em 1990 foi aproximadamente de 156 milhões de toneladas, sendo que apenas 52 milhões de toneladas foram provenientes de fontes naturais (O'NEILL, 1995).

A combustão em leito fluidizado adapta-se muito bem no processo da queima de carvões com elevados teores de cinzas (além de altos teores de enxofre, os carvões Brasileiros também possuem altos teores de cinzas) e a vantagem desse método é pautada na eficiência verificada na queima do carvão somada a alternativa do controle da poluição ambiental. Esta técnica é aplicada através da injeção contínua de partículas de carvão num leito de material inerte, como a areia ou cinzas de carvão, que mantido a uma temperatura de 800°C a 900°C é fluidizado com ar. As partículas do carvão são misturadas ao material inerte, que necessita de constante suprimento de energia para manter a temperatura do meio acima do ponto de ignição. As partículas de carvão liberam material volátil que pode queimar nas vizinhanças da partícula ou difundir-se para outras regiões do leito. Há vários tipos de regimes de escoamento bifásico gás-sólido, definidos de acordo com a velocidade do gás de fluidização, conforme ilustrado na Figura 1.1.

Figura 1. 1.- Regime de fluidização: (a) leito fixo, (b) leito borbulhante, (c) leito circulante, (d) leito em transição, (E) leito Pneumático.

A planta piloto para combustão em leito fluidizado utilizada neste trabalho (Fig. 1.2) opera no regime de fluidização atmosférica borbulhante (Fig. 1.1b). A elevada capacidade térmica do leito e os altos coeficientes de transferência de calor entre os particulados permitem manter baixa quantidade de combustível no leito, de modo a manter-se temperaturas de processo relativamente baixas. Como consequência evita-se fusão de cinzas, devolatilização em teores significativos de sais corrosivos presentes no carvão, e a limita-se a formação de óxidos de nitrogênio, também causadores de chuva ácida. (THOBER & CUNHA, 1978)

A adição do calcário com o combustível pode reduzir em mais de 90% a emissão do dióxido de enxofre gerado no processo. O sulfato de cálcio, principal produto da reação de desulfuração com calcário, apresenta-se em estado sólido, e passa a fazer parte da composição do material do leito (TURESO, 2005).

Figura 1. 2.- Reator do leito Fluidizado do LETeF/ EESC-USP em pleno funcionamento.

1.5 Contexto

O Laboratório de Engenharia Térmica e Fluidos (LETeF) da EESC-USP desenvolve pesquisas em combustão e desulfuração com vistas a aplicações em reatores de leito fluidizado. Estudos experimentais são realizados em diferentes escalas de reatores de leito fluidizado, bem como aplicando técnicas de análise térmica (termogravimétrica e térmica diferencial). As pesquisas empíricas são complementares, e visam oferecer um quadro amplo e fundamentado para diagnóstico e otimização do processo de combustão em leito fluidizado

em escala real. Apresenta-se a seguir um sumário dos desenvolvimentos já realizados no LETeF.

1.5.1. - Trabalhos em reator de leito fluidizado de bancada

- Costa (2000) estudou o efeito da temperatura na conversão e no coeficiente de taxa de reação no processo de absorção de SO_2 por calcário calcítico. Concluiu que a temperatura tem efeito marcante na conversão e no coeficiente global de taxa de reação no processo de absorção de SO_2 em reator de leito fluidizado.

- Camargo (2001) estudou os efeitos de diferentes calcários na absorção de SO_2 . Estudou 5 diferentes calcários sendo dois calcíticos, dois dolomíticos e um magnesiano. Concluiu que o calcário dolomítico proveniente de Ipeúna-SP, geologicamente mais jovem em relação aos demais, foi o que apresentou uma melhor eficiência na remoção de SO_2 em todos os testes realizados, embora seu coeficiente global de taxa de reação inicial não tenha sido o maior de todos.

- Silva (2001) estudou o efeito da granulométrica do calcário sobre a conversão e o coeficiente global de taxa de reação na absorção de SO_2 por calcário. O autor concluiu que a conversão e do coeficiente de taxa de reação aumentam com a redução do diâmetro do particulado.

- Silva (2003) estudou o efeito da distribuição granulométricas de calcários calcíticos e dolomíticos na absorção do SO_2 . O autor concluiu que os parâmetros reativos de faixas estreitas foram muito próximos daqueles para misturas com o mesmo diâmetro médio,

indicando que é possível prever propriedades das misturas estudando apenas faixas estreitas, e que a distribuição granulométrica das misturas não afeta significativamente os resultados.

- Samaniego (2003) estudou o efeito da concentração de SO_2 na sua absorção por calcários calcíticos e dolomíticos. O autor notou que a taxa de conversão mostrou-se elevada no início do processo, sofrendo a seguir uma queda que mostrou-se mais acentuada para maiores concentrações de SO_2 . Observa que a conversão foi de modo geral maior para calcário dolomítico, embora em tempos de residência reduzidos todos os calcários apresentem efetividades semelhantes.

- Michels Jr (2004) avaliou a influencia da temperatura na absorção de SO_2 por dois tipos de calcário (calcítico e dolomítico) na combustão de carvão mineral em reator de leito fluidizado. Os resultados indicaram que a absorção do SO_2 foi mais eficiente com a pré – calcinação dos calcários, sendo que as máximas conversões foram observadas em temperaturas em torno de 800°C .

1.5.2.- Trabalhos reator de leito fluidizado piloto

- Souza (1999) estudou o comportamento hidrodinâmico da planta piloto realizando testes a frio usando areia como material do leito. Realizou estudos de transição de regimes de fluidização sob condições de vazões de ar crescentes através de medições com sondas de pressão e capacitivas através do leito.

- Tureso (2004), realizou estudos da combustão do carvão mineral CE-4500 com absorção de SO_2 por calcário na planta piloto. Nos testes empíricos, considerou diferentes relações Ca/S de alimentação e excessos de ar em relação ao estequiométrico para a combustão do carvão. Observou efeitos significativos de ambos os parâmetros sobre a eficiência de sulfatação.

- Costa (2005) realizou testes em regime permanente de absorção de enxofre por calcário sob combustão de carvão, nos reatores de bancada e piloto. Avaliou os efeitos de escala entre os reatores através das emissões de SO_2 , NO_x , THC e CO. Estabeleceu conversões e coeficientes globais de taxa de reação para os dois casos, não encontrando efeitos significativos da escala do reator.

1.5.3.- Estudos em análise térmica

- Silva Filho (2002) estudou a cinética na combustão do carvão CE4500 utilizando termogravimétrica em ensaios não isotérmicos em atmosfera de ar. O autor estabeleceu coeficientes de taxa de reação intrínsecos para combustão para as etapas de devolatilização (primária) e de combustão do carbono fixo (secundária).

- Crnkovic (2003) realizou estudos termogravimétricos de sulfatação com diferentes tipos de calcários de diferentes procedências (calcítico, magnesiano e dolomítico). Observou que a forma molecular $\text{CaMg}(\text{CO}_3)_2$ predominante no calcário mais jovem (dolomítico) possivelmente permite a geração de estrutura porosa mais favorável à sulfatação em relação a forma molecular CaCO_3 predominante no calcário mais velho (calcítico).

- Ávila (2005) investigou o efeito da temperatura e da atmosfera sobre a conversão, a cinética e a efetividade da absorção de SO_2 por calcário aplicando temperaturas e tamanho de particulado típicos do processo de combustão de carvão em leito fluidizado. Observou temperatura ótima do processo próxima daquelas obtidas em reator de leito fluidizado (entre 800 e 850°C).

- Mortári (2011) estudou a influencia da granulometria e temperatura no processo de absorção de SO_2 para um calcário Dolomítico denominado DP e um calcítico denominado ICB na balança termogravimétrica e porosimetria de adsorção de nitrogênio. Para o calcário DP a conversão foi 52 % numa temperatura de 850 ° C e 545 μm de granulometria, sendo que para temperaturas menores de 900 °C e menores de 780 ° C as conversões foram ruins. Para o calcário calcítico ICB a condições foram ótimas numa temperatura de 815 ° C e 274 μm tendo uma conversão de 36, 7 %.

2 OBJETIVOS

Os principais objetivos deste trabalho são:

- a) Determinar os perfis das concentrações dos gases de combustão axial e radial durante a combustão de carvão e desulfuração por calcário.
- b) Determinar conversões e coeficientes globais de taxa de combustão de carvão e desulfuração por calcário em reator de leito fluidizado atmosférico borbulhante piloto.
- c) Obter dados para auxílio ao projeto de reatores, bem como para validação de modelos matemáticos de simulação.

3 ESTADO DA ARTE

3.1 Queima do carvão

A combustão do carvão depende de vários parâmetros (BEWS, HAYHURST, S.G., & TAYLOR, 2001):

- A temperatura dos gases e vapores reagentes;
- A umidade;
- O teor de voláteis;
- A geometria da câmara de combustão;
- A estrutura heterogênea do carvão;
- O tamanho e a porosidade da partícula; e
- A velocidade relativa gás-sólido.

Na combustão, os carvões passam por etapas de aquecimento, secagem, pirólise ou devolatilização, queima dos voláteis, e queima do carbono fixo (Figura 3.1).

Figura 3. 1.- Sequência da queima do carvão (Karppanen, 2000)

Uma partícula de carvão, após ser introduzida num combustor, inicialmente troca calor com o meio através de processos de convecção e radiação. Quando a superfície do carvão atinge a temperatura de saturação da água presente no sólido ocorre a etapa de secagem. Continuando o aquecimento, em determinada temperatura ocorre decomposição térmica, também denominada pirólise ou devolatilização (SCOTT, DAVIDSON, DENNIS, & HAYHURST, 2007). Os voláteis são compostos de gases de baixo peso molecular (CO_2 , H_2O , CH_4 , H_2 , CO , etc), e de vapores complexos de elevado peso molecular genericamente denominado alcatrões. Num reator de leito fluidizado borbulhante a devolatilização e a subsequente combustão dos voláteis ocorrem principalmente no topo do leito. Após a devolatilização ocorre a combustão do carbono fixo, que se dá predominantemente na superfície externa das partículas. O processo de penetração do oxigênio no interior da partícula é muito difícil, porque o oxigênio tende a ser totalmente consumido na sua superfície externa (SCOTT, DAVIDSON, DENNIS, & HAYHURST, 2007). Ao longo da sequência de processos, desde o aquecimento inicial até a combustão do carbono fixo, o carvão pode experimentar fragmentação devido a choques térmicos e à fragilização estrutural pelo aumento de porosidade (LEMCOFF, 1988).

Em DURÃO, FERRÃO, & HEITOR (1989) foi estudado o mecanismo de combustão em leito fluidizado de partículas de antracito com alto teor de cinzas. Os autores consideraram partículas de tamanho de 0,125 a 4 mm de diâmetro e temperatura de leito de 700 a 900°C. Observaram que as partículas queimam de acordo com o modelo *shrinking core*, onde a reação inicia na superfície externa da partícula e avança para o seu interior deixando para trás uma camada de cinzas que permanece aderida ao núcleo não reagido. Para as partículas menores que 1mm o controle de reação foi cinético em temperaturas abaixo de 850 °C, e difusivo acima. Para partículas maiores que 1mm, esta delimitação ocorreu em temperaturas

abaixo de 727 °C. Estimou-se que a resistência à difusão através da camada de cinzas representa cerca de 70% da resistência à difusão através da fase do particulado.

O mecanismo da queima do carvão é tema de pesquisa de grande relevância. As principais reações químicas usualmente consideradas, incluindo aquelas de formação de óxidos de enxofre em vista do interesse neste trabalho, são:

Essas reações (R1) - (R5) são chamadas de reações de oxi - redução, nas quais ocorre transferência de elétrons de tal forma que enquanto um reagente sofre redução, o outro sofre oxidação. Os produtos das reações (R1) - (R5) são exemplos de gases de exaustão. No caso do carvão, que é um combustível sólido, além dos gases tem-se como resultados vapores de alcatrões e resíduos sólidos genericamente denominados cinzas.

Há dois mecanismos tradicionais que descrevem a combustão de partículas carbonosas (YATES, 1983). A teoria *single film* explica que a oxidação é controlada pela difusão de

oxigênio através de um filme estacionário que envolve a partícula, na direção da sua superfície externa, local onde reage para formar CO e CO₂. A teoria *double film* assume que o produto da reação gás-sólido é CO, que reage produzindo CO₂ numa região próxima à partícula; metade do CO₂ produzido difunde-se para longe da partícula, e o restante difunde-se na direção da partícula, em cuja superfície reage para formar CO.

Os mecanismos tradicionais acima citados têm sido aplicados à combustão de carvões em leito fluidizado (AVEDESIAN & DAVIDSON, 1973),(ROSS & DAVIDSON, 1981),(YATES, 1983). Contudo, a proposta apresentada em (ROSS & DAVIDSON, 1981) tem sido aceita como a mais adequada para processos de combustão fluidizada sob condições operacionais típicas. Essa teoria estabelece que o produto primário da combustão seja o CO obtido da oxidação direta do carbono nas superfícies da partícula, através da reação $C + \frac{1}{2}O_2 \rightarrow CO$ (LaNAUZE, 1980), (ROSS & DAVIDSON, 1981), (YATES, 1983), (AGARWAL & LaNAUZE, 1989)

Transporte de massa é necessário para conduzir o CO e o oxigênio através da emulsão (ou fase do particulado), além de trazer oxigênio das bolhas para a emulsão. Há muito mais O₂ nas bolhas que CO na emulsão, então a combustão do CO deveria ocorrer predominantemente na emulsão. Contudo, experimentos demonstram que a reação ocorre predominantemente nas bolhas e freeboard (HAYHURST & TUCKER, 1990). Segundo os autores, a combustão do CO na emulsão é supostamente inibida pela presença de radicais livres, e as enormes áreas superficiais disponíveis inibem espécies eletronicamente excitadas e reações de recombinação.

3.2. Captura do enxofre

Na combustão em leito fluidizado as emissões de enxofre são expelidas do carvão como dióxido de enxofre, e podem ser controladas pela adição de componentes alcalinos ricos em cálcio, processo conhecido como dessulfuração (KHAN & GIBBS, 1996).

Nos combustores de leito fluidizado o calcário é calcinado no mesmo ambiente em que a combustão se processa, em reação endotérmica, produzindo CaO e CO₂ pela seguinte equação:

Baseado na estequiometria da reação para captura do enxofre por óxido de cálcio, a alimentação teórica do calcário, para absorção total, seria de um mol de cálcio por cada mol de enxofre liberado na combustão. Contudo, a sulfatação ocorre nas superfícies externas e de poros das partículas, e a maior parte do cálcio alimentado é inatingível pelo dióxido de enxofre. Além disso, ocorre bloqueio de poros pelo sulfato de cálcio, produto da sulfatação. O volume molar do CaSO₄ formado na sulfatação é de fato ainda maior que o do CaCO₃ do calcário natural, de forma que na sulfatação há intenso bloqueio dos poros gerados na calcinação. Em consequência é usual a alimentação de até 5 vezes mais cálcio em relação ao enxofre alimentado no carvão.

A eficiência da remoção de SO₂ por calcário tende a decrescer com o aumento da temperatura do leito acima de 850°C, devido possivelmente a re-emissão pela decomposição térmica do CaSO₄ e devido à sinterização do calcário que ocasiona o bloqueio de poros na estrutura da camada exterior do CaO. Como resultado, a área superficial disponível para

reação é reduzida, limitando o acesso de SO_2 às camadas internas não reagidas da partícula de CaO (KHAN & GIGBBS, 1996).

Dentro do leito fluidizado as partículas de calcário podem ser sujeitas a condições alternadas de oxidação e redução, podendo ocorrer a formação de CaS na região de redução.

Considerando a possibilidade de exposição do calcário a regiões oxidantes e redutoras, as reações globais de sulfatação podem ser expressas como (FERNÁNDEZ & LYNKFELT, 2001):

Pode haver ainda a decomposição do sulfato de cálcio de acordo com:

Nas reações (R10) e (R11) o CO pode também ser substituído por outros agentes redutores, tal como o H_2 .

Em regiões redutoras, onde o enxofre é predominantemente disponível como H_2S e COS, ocorrem as seguintes reações:

Sob condições de oxidantes o CaS pode ser oxidado para formar CaO ou $CaSO_4$ de acordo com as reações:

Finalmente, a presença relativa de $CaSO_4$ e CaS no calcário sulfatado pode mudar de acordo com:

De acordo com FERNÁNDEZ & LYNKFELT (2001), esta reação pode ser desconsiderada a partir de 950°C.

SCHÜTTE, WITTLER, ROTZOLL, & SHÜGERL (1989) mediram perfis de concentrações de SO_2 , O_2 e CO_2 através do leito e no *freeboard* na combustão em leito fluidizado de diferentes carvões. Observaram perfis de concentrações de gases altamente não uniformes, sendo a não uniformidade atribuída principalmente a dois fatores causadores de mistura inadequada: alimentação pontual de combustível, e baixas velocidades de fluidização. Também foi observado que a rápida oxidação do enxofre, característica dos carvões betuminosos, causou grandes variações da concentração de SO_2 através do leito. Sugeriram que o calcário seja alimentado no reator em regiões onde as concentrações de SO_2 sejam mais elevadas.

Em TARELHO, MATOS, PEREIRA, & DIEGO (2005) foi observado que uma elevação de temperatura na faixa de 850 - 900°C diminui a eficiência da remoção de SO_2 , em relação a faixa 750-825°C. Notaram também que um aumento no excesso de ar é acompanhado por um acréscimo na remoção de SO_2 .

4 METODOLOGIA

4.1 Descrição da Planta Piloto do LETeF

O reator do leito fluidizado borbulhante do LETeF da EECS-USP trabalha sob pressão atmosférica e utiliza carvão mineral como agente da combustão.

4.1.1 Reator

O Corpo do reator é composto por seis módulos de base retangular, sobrepostos verticalmente, com altura total de aproximadamente 3 m, e sustentado por dois suportes numa torre que de 10 m de altura. A Figura 4.1 apresenta um diagrama esquemático do corpo do reator e suas partes, cujas descrições são apresentadas nas seções seguintes.

Figura 4. 1.- Corpo do reator de leito fluidizado do LETeF

4.1.2 Plenum

O primeiro módulo, conhecido como o plenum, está situado na base do reator. É confeccionado em chapa de aço carbono, com altura de 0,15 m e seção transversal de 0,5 m x 0,5 m. Apresenta duas entradas laterais, uma para injeção de GLP para pré-aquecimento do leito, cuja alimentação é monitorada por um sensor ótico, e a outra para injeção do ar de fluidização. O ar de fluidização é aspirado na temperatura ambiente através de um compressor tipo lóbulo.

4.1.3 Placa distribuidora de ar

O distribuidor de ar é um dispositivo projetado para assegurar que o ar sempre seja distribuído uniformemente pela seção transversal do leito. É uma parte delicada do projeto de um sistema de leito fluidizado. Dados referentes ao projeto desses distribuidores são encontrados nos estudos de Kunii (1991) e Basu (1984). Na Figura 4.2 observa-se a placa distribuidora do reator do leito fluidizado do LETeF, composta de 39 injetores tipo torre com 100 mm de altura, sendo que cada injetor possui 6 furos radiais de 3 mm de diâmetro dispostos em configuração hexagonal. Para evitar erosão, os injetores das bordas laterais e de canto não apresentam furos voltados para as paredes. Todos os injetores são construídos com aço inoxidável.

Figura 4. 2.- Placa distribuidora com os bico injetores

4.1.4 Câmara de Combustão (Leito)

Após a entrada no plenum e escoamento através da placa distribuidora, os gases seguem para o módulo da câmara de combustão ou leito. O leito comporta aproximadamente 120 kg de material inerte (areia) na altura estática de 270 mm que foi praticada.

O módulo do leito é construído em aço inox 304, possuindo altura de 0,6 m e seção transversal de 0,5 m x 0,5 m. Numa de suas faces se encontram duas fileiras verticais com oitos orifícios cada, através dos quais são introduzidas sondas de medição de temperatura, pressão, e de amostragem de gases. A face oposta a esta possui três orifícios com diâmetro de 50 mm, que permitem o controle do nível do leito em 0,17 m, 0,27 m e 0,34 m. Há ainda, na placa distribuidora de gases, uma saída de 50 mm de diâmetro que possibilita a drenagem total do material do leito pelo fundo. O módulo do leito pode ser observado na Figura 4.3 e na Figura 4.4 esta a representação esquemática do tempo de residência de uma partícula sólida.

Figura 4. 3.- Câmara de Combustão (Leito)

Figura 4. 4.- Representação esquemática do tempo de residência de uma partícula: NL-SUP (Nível do leito superior), NL-INT (Nível do leito intermediário) e NL-INF (Nível do leito inferior). Trabalhou-se com o Nível Intermediário

4.1.5 *Freeboard* (Câmara Livre)

A região de *freeboard* está localizada acima de região do leito, e destina-se a permitir o retorno para o leito de partículas ejetadas na superfície do leito. A altura do *freeboard* é usualmente definida em função da TDH (*transport disengaging height*), que pode ser definida como a altura além da qual não se observa mais retorno de particulado para o leito.

Os módulos do *freeboard* são construídos em aço inox 304, sendo cada um com altura de 0,6 m e seção transversal de 0,75 m x 0,75 m. Para eliminar perdas de calor, por motivos de segurança, e para garantir homogeneidade de temperatura na seção transversal, os módulos do *freeboard* são revestidos por placas isolantes térmicas de silicato de cálcio com aproximadamente 45 mm de espessura. Para evitar choques mecânicos as placas isolantes são externamente protegidas por chapas de aço inoxidável de 1 mm. Em cada módulo do *freeboard* estão dispostos dois orifícios de medição e amostragem. No primeiro módulo

encontram-se as entradas de material particulado para o reator. Em vista da diferença entre as seções transversais do leito e do *freeboard*, há instalada entre estes uma adaptação que visa suavizar o fluxo dos gases e evitar deposição de material em cantos. A Figura 4.5 apresenta os módulos que compõem o *freeboard*.

Figura 4. 5.- Freeboard (Câmera Livre)

4.1.6 Sistema de alimentação de material particulado

Este sistema é composto por duas linhas independentes, sendo uma para o combustível (carvão) e outra para o absorvente (calcário). Cada linha possui um silo com capacidade de 500 kg fixado no ultimo andar da torre. O fluxo de alimentação por gravidade é controlado por válvulas rotativas acopladas a conjuntos redutor-motor alimentados via variadores de

frequência para controle de rotação. A Figura 4.6 mostra o painel de controle do sistema de alimentação.

Figura 4. 6.-Painel de controle de alimentação: (A) Chave do força do painel; (B) Variador de frequência de alimentação dos particulados; (C) Chave de força do compressor SOMA e do filtro de mangas . (D) Controlador de partida a gás GLP

Uma das principais dificuldades técnicas encontradas durante os ensaios foi o entupimento na entrada da alimentação do carvão para o reator devido à aglomeração. Na tentativa de minimizar esse efeito foram construídos dois dispositivos. O primeiro consistiu em uma camisa de água, localizada na seção final do duto de alimentação, que permitiu reduzir drasticamente a temperatura interna do duto e por consequência a liberação de material betuminoso com características aderentes, desprendido do carvão em temperaturas entre faixa 300 e 500 ° C. O segundo dispositivo trata-se de um limpador helicoidal instalado internamente ao duto de alimentação na extremidade de uma vareta de aço inoxidável móvel, que permitiu a limpeza mecânica durante os ensaios. Nos ensaios, a vareta era acionada a cada

dez minutos de operação, ou quando o efeito de aglomeração se tornava perceptível devido à queda brusca da temperatura do leito.

4.1.7 Sistema de tratamento dos gases de exaustão

O sistema de tratamento de gases da exaustão é composto por um separador tipo termo ciclone (vide apêndice D), seguido por um filtro de manga, instalado na dependência externa do laboratório. O termo ciclone captura cerca de 95 % do total de material particulado dos gases. No filtro de mangas as partículas excedentes são removidas, e os gases expurgados para a atmosfera. A Figura 4.7 mostra o termo ciclone e o filtro de mangas.

(A)

(B)

Figura 4. 7.- Sistema de tratamento dos gases de exaustão: (A) Termo – Ciclone. (B) Filtro de manga

4.1.8 Sistema de alimentação e medição dos gases de fluidização

O ar necessário de fluidização é fornecido por um compressor de lóbulos SOMA, que provê uma vazão máxima de 20 m³/min e uma pressão de até 4000 mmca . A vazão é controlada por uma válvula de gaveta, e calculada a partir de medições em placa de orifício de canto vivo. Esta é construída segundo padrão ASME com diâmetro de orifício de 47,75 mm e espessura de 2,5 mm, e está instalada em duto de PVC com 97,0 mm de diâmetro interno. A pressão a montante e a perda de carga através da placa são medidas por manômetro de coluna de água tipo U, e a pressão local por um barômetro Princo. As temperaturas do ambiente e no duto de ar de fluidização são medidas por termopares do tipo K.

Nos ensaios, as pressões foram anotadas manualmente no sistema de aquisição de dados a cada 10 minutos ou quando foi necessário, enquanto que as temperaturas foram continuamente registradas. Com os dados obteve-se a vazão mássica de ar e a velocidade superficial de fluidização. A Figura 4.8 mostra a válvula de gaveta e a parte externa da placa de orifício.

(A)

(B)

Figura 4. 8.- (A) Válvula de gaveta e manômetro de água tipo U. (B) Placa de orifício no duto de alimentação.

4.1.9 Sistema de sangria do particulado do reator

O nível do leito é estabelecido pela escolha da abertura de um dos três bocais localizados na câmara de combustão. A abertura dos bocais é controlada por válvulas de borboleta. Todas as saídas dos bocais são conectadas diretamente ao duto de descarga, sendo esse duto acoplado a um silo móvel através de um mangote flexível, ver Figuras 4.9 e 4.10. O silo móvel possui uma capacidade de armazenamento de $0,5 \text{ m}^3$ e pode ser substituído rapidamente por outro silo através do fechamento da válvula de controle. Esse sistema facilita a continuidade de ensaios prolongados, com o silo móvel repostado no início de cada ensaio. Os materiais capturados pelos silos são pesados juntos com o silo, em uma balança romana, instalada na própria torre de sustentação, sendo utilizado um apoio manual para elevação deste material. Após a pesagem, o material particulado é vazado através de uma válvula de borboleta no fundo do silo, e armazenado em tambores. Neste trabalho, em cada ensaio uma amostra de aproximadamente 2 kg foi retirada do material sangrado e separada para análise. Assume-se que essa amostra tenha a mesma distribuição granulométrica e composição química presentes no leito.

Figura 4. 9.- Vista dos bocais de sangria e suas válvulas de controle. Reator operando com uso do segundo bocal de controle do nível do leito

Figura 4. 10.- Vista do silo móvel (A) Silo acoplado ao sistema de sangria (B) Silo desacoplado para pesagem e retirada de material overflow ou sangria.

4.1.10 Sistema de Aquecimento e Partida do reator

O pré-aquecimento do leito na partida do reator é feita com gás liquefeito de petróleo (GLP), fornecido por três botijões do tipo P40 de 40 kg. Um queimador piloto instalado na lateral em ângulo de 30 ° com a parede do reator, localizado imediatamente acima do topo do leito, inicia o processo de combustão do GLP. Por medida de segurança, todo o sistema de aquecimento com uso de gás GLP é monitorado pelo painel de controle com uso de um sensor óptico infravermelho fixado paralelamente ao queimador. Em caso de falha na combustão do GLP, durante a partida ou ao longo do aquecimento, o sensor capta a ausência de chama no topo do leito e emitiu um sinal para o painel de controle, que corta automaticamente todo o fluxo de GLP para o reator, e um alarme sonoro foi acionado. Uma nova partida é realizada apenas após 30 segundos da desativação do alarme, para garantir que o GLP não fique acumulado no interior do reator e cause explosão na nova tentativa de partida. A Figura 4.11 mostra as partes externas e internas do queimador, além do sensor. Tipicamente, a temperatura do leito denso atinge aproximadamente 500 a 600 ° C depois de uma hora de

aquecimento. Nesta situação inicia-se a alimentação do carvão mineral e reduz-se a vazão de GLP em doses graduais, até a substituição completa do GLP. Em novas partidas é necessário aplicar fluxo de ar de fluidização reduzido para diminuir a turbulência no leito, que causa extinção da chama. Nos testes realizados, as vazões de ar mais elevadas de ensaio foram possíveis apenas em temperaturas superiores a 650 ° C.

Figura 4. 11.- Vista (A) externa (B) interna , do queimador e sensor ótico

4.1.11 Sondas de amostragem de gases e temperatura

Nos presentes ensaios foram empregadas dezoito sondas, entre as de medição de temperatura, de amostragem de gases apenas, e as de amostragem de gases e medição de temperatura simultaneamente. A sonda para captura dos gases de exaustão foi a mesma utilizada em Costa (2005). As demais foram confeccionadas para este trabalho, em tubos de aço inox de 10 mm de diâmetro externo e 5,3 mm de diâmetro interno, com um comprimento útil de até 1060 mm. Na Figura 4.12 são apresentados os três tipos de sondas utilizadas neste projeto.

Figura 4. 12.- Sondas de amostragem confeccionadas no LETeF. (A) Sonda de análise de gases na câmara de combustão. (B) Sonda de análise de gases e temperaturas nos módulos do Freeboard. (C) Sonda de análise de temperatura no leito

As sondas de amostragem de gases utilizadas na câmara de combustão, do tipo A, devido às altas concentrações do particulado, foram montadas com um adaptador de filtragem na sua extremidade interna ao reator, e com um silo de armazenagem de particulado na extremidade oposta. O dispositivo de filtragem consistiu numa haste oca, confeccionada com o mesmo material da sonda, com uma de suas pontas lacradas e a outra adaptável para ser rosqueada à sonda. A haste de filtragem possui 4 rasgos de 30 mm de comprimento, com 2,0 mm de espessura, e no seu interior aloja-se uma malha MESH 140 enrolada, o que permitiu uma filtragem primária do particulado. Na extremidade oposta da sonda há um silo para captura de finos que escapam ao filtro primário, que é confeccionado em corpo de alumínio com entrada e saída de gases dispostos em diferentes alturas e transversais entre si. As sondas de amostragem de gases e temperatura, do tipo B, são montadas apenas com a haste de filtragem primária. No seu interior está inserido um termopar do tipo K, encapsulado por um tubo de alumina de 3,0 mm de diâmetro externo, permitindo medição de temperatura simultânea a amostragem de gases. As sondas de análise de temperatura, do tipo C, são posicionadas apenas na região do leito denso. Estas possuem termopares do tipo K envolvidos por alumina, e sua extremidade em contato com o reator é lacrada. As concentrações de gases medidas nas diferentes posições axiais e radiais do reator apresentam valores médios e desvios capturados pelo sistema de aquisição de dados em tempo de análise de 60 a 200 s. Ver figuras 4.13 e 4.14.

Figura 4. 13.- Posição das sondas e pontos coletados de amostragem de gás no leito

Figura 4. 14.- Posição das sondas e pontos de amostragem de gás no *freeboard*.

4.1.12 Linhas de análise de gases

Nos presentes ensaios a análise dos gases foi feita usando todas as sondas, uma de cada vez, sendo que enquanto uma determinada sonda estava ativada as demais permaneciam fechadas. Os gases de amostragem eram encaminhados para um filtro de aço inox com fibra de vidro não higroscópico, seguido por um trocador de calor (caixa condensadora), para retenção de particulado e umidade que são danosos aos analisadores (Figuras 4.15 e 4.16).

Figura 4. 15.- Sistema de filtragem e resfriamento dos gases

Figura 4. 16.- Analisadores de gases

Após o tratamento, os gases eram encaminhados para uma das duas linhas de analisadores utilizadas, através de uma válvula seletiva ou de fluxo cruzado (ver Figura E.1 do Apêndice E). Enquanto isso, a linha de análise não utilizada recebia ar atmosférico para a limpeza interna. No momento em que a análise dos gases terminava numa linha, a válvula era invertida e o processo de leitura se iniciava na outra linha. Uma das linhas de amostragem estava equipada com um analisador de gases de marca Tecnomotor modelo TM – 131, que permitiu a leitura visual das concentrações dos gases CO₂ (0 - 20 % vol.), CO (0 - 15 % vol.), O₂ (0 - 25 %) e NO_x (0 - 500 ppm). A outra linha estava equipada com analisadores da marca Horiba conectados em série, permitindo tanto a leitura visual quanto a captação pelo sistema de aquisição das concentrações de gases SO₂ (0 – 1000 ppm) e (0 – 4000 ppm), CO₂ (0 – 20 % vol.), pelo modelo VI – 510, e O₂ (0 – 25 % vol.) pelo modelo MPA – 510.

Foram três os motivos que levaram a utilização das duas linhas de amostragem de gases em paralelo, em vez de uma única linha em série. O primeiro motivo deveu-se a incompatibilidade de trabalhar com todos os analisadores em série, porque a descarga de bombeamento era diferente entre as diferentes marcas. O segundo motivo deveu-se a que o uso em série exigia uma maior descarga de gases através da sonda, favorecendo o seu entupimento. O terceiro motivo deveu-se a que na configuração em série as concentrações de gases nos analisadores Horiba eram mascarados pelo analisador Tecnomotor. Na Figura 4.17 apresenta-se um esquema da linha de análise dos gases, sendo que todas as conexões entre dispositivos foram feitas com mangueiras de teflon de 2/5“ de diâmetro externo e 1/4“ de diâmetro interno. Finalizada a análise com uma sonda realizava-se, por medida de precaução, uma limpeza da linha da sonda anterior ao sistema de tratamento dos gases, através de descarga de ar comprimido, para limpeza do filtro primário. Outra medida adotada foi a troca

constante da fibra de vidro não higroscópica, que ocorria a cada 30 minutos e no início de cada ensaio, evitando que as medições fossem mascaradas pela umidade retida.

Figura 4. 17.- Linha dos análises dos gases, usando mangueiras de teflon de 10 mm de diâmetro externo para fazer as ligações entre as partes do sistema

4.1.13 Sistema de aquisição de dados

A aquisição de dados das temperaturas no leito, no *freeboard*, e na tubulação de alimentação de ar antes da placa de orifício, e das concentrações de gases dos analisadores Horiba, foi realizada via sistema de aquisição de dados com placa PCI-6023E, com módulo SCXI-1301 e programa LabView versão 6.1 da National Instruments. A placa de aquisição de dados estava instalada em um computador PC com processador Intel Petium III de 912 MHz e 12 MB de memória RAM. As pressões medidas em manômetro da coluna de água foram registradas manualmente a cada 10 minutos ou quando necessário.

Os dados de pressão, temperaturas, e frações volumétricas de gases eram inseridas em rotina de cálculo, permitindo a rápida determinação da velocidade de fluidização e das concentrações de gases no reator.

4.1.14 Seqüência Experimental

A seguir enumera-se a seqüência de passos do procedimento experimental:

- (1) Os analisadores de gases são ligados pelo menos uma hora antes da inicialização do processo de calibração e medição;
- (2) O computador de aquisições de dados é inicializado;
- (3) São verificadas as conexões dos fios dos termopares, dos analisadores de gases no módulo de aquisição, as conexões das mangueiras para as medidas de pressão na placa de orifício e no corpo do reator (plenum e *freeboard*);
- (4) Na seqüência é necessária a verificação das conexões das sondas de amostragem de gases, temperaturas e gases/temperaturas, sendo que elas precisam estar bem fixadas para evitar vazamentos;
- (5) Teste de movimento das sondas de amostragem através da parede do reator; no caso de algum defeito, é necessária a desmontagem do suporte e das gaxetas, limpeza e remontagem;
- (6) Inspeção na parte interna do reator para retirada de qualquer objeto estranho aderido à placa de injetores e aglomerados na boca de alimentação de carvão; limpeza do visor de vidro temperado;
- (7) Vedação de todas as válvulas de descarga de particulado do reator e preenchimento do leito com areia na quantidade aproximada de 120 kg;
- (8) Acionamento das bombas das torres de resfriamento 1 e 2 (para arrefecimento

- do termociclone e camisa d'água do sistema de alimentação do carvão);
- (9) Acionamento do compressor WORTHINGTON (ar comprimido para resfriamento do sensor de infravermelho e suprimento de ar para o maçarico);
- (10) Confirmação da aberturas das válvulas primárias de ar para o maçarico, para o sensor de infravermelho, das bombas de água para o resfriamento do termo ciclone, e regulagem do ar do maçarico cuja pressão deve estar em torno de 2,5 bar;
- (11) Abertura de dois cilindros de gás GLP; ajuste da pressão da válvula reguladora de pressão no valor aproximado 3 bar;
- (12) Acionamento do sistema do soprador do filtro de mangas (painel de controle);
- (13) Acionamento do compressor SOMA (painel de controle) que fornecerá o ar de fluidização para a câmara plena;
- (14) Regulagem do controlador da vazão de ar para o reator, para velocidade superficial de 1,5 a 2 vezes a velocidade mínima fluidização;
- (15) Carregamento da caixa condensadora dos gases de amostragem com gelo, e colocação do papel filtro de amostragem dos gases do reator (é necessária a troca do papel filtro a cada 30 minutos e também no início de cada teste);
- (16) Acionamento do painel de controle da chama para abertura da válvula de gás dos bicos injetores (entre 1 e 2 bar), e acionamento do botão de ignição alguns segundos após, pois o painel de controle de chama poderá fechar se a chama não estiver acesa no leito.
- (17) A chama piloto deve apresentar uma coloração levemente azulada, e deve ser regulada a

cada 50°C de elevação de temperatura no reator; a velocidade de fluidização não deve ultrapassar 3,5 vezes a velocidade mínima de fluidização para evitar extinção da chama; no caso da chama apagar, o sensor ótico de controle de chama cortará o suprimento de GLP.

- (18) Quando o leito atingir a temperatura aproximada de 650 °C inicia-se a alimentação de carvão, em descarga cerca de 20 % superior ao valor de regime a ser praticado; o gás GLP é desligado e se abre o dreno desejado (sangria);
- (19) Na temperatura aproximada de 820 °C ajusta-se a vazão de alimentação de carvão e a velocidade de fluidização desejados, e aguarda-se o reator entrar em regime permanente na temperatura aproximada de 850 °C;
- (20) Após a estabilização do reator, opera-se por cerca de 20 minutos e substitui-se o silo de drenagem; o material retirado do silo é pesado e uma amostra de 1,5 litros é separada e armazenada, enquanto o restante é depositado em silo para descarte;
- (21) Retira-se uma amostra de 1,5 litros do material elutriado no termo-ciclone;
- (22) Inicia-se a alimentação de calcário obedecendo a relação Ca/S a ser ensaiada; aguarda-se o estabelecimento de regime permanente;
- (23) Posiciona-se as sondas (amostragem de gases ou gases/temperaturas), que são colocadas uma a uma no reator (na saída do reator, nos módulos do *freeboard*, e no módulo do leito); cada ponto da amostragem necessita cerca de 2 minutos de espera para atingir condição de regime no escoamento através do sistema de amostragem;
- (24) Após a aquisição dos dados para uma dada condição Ca/S, avança-se para a

- próxima, para uma única condição fluidodinâmica; volta-se ao passo (23);
- (25) Ajusta-se nova condição de fluidização, e volta-se ao passo (19);
- (26) Com a conclusão dos testes, as vazões de calcário e carvão são desligadas e se deixa que o ar de fluidização esfrie o leito até uma temperatura de 200°C, para logo desligar o compressor de alimentação de ar.
- (27) O material do leito é retirado através do silo de drenagem para pesagem; armazenando-se uma amostra de 1,5 litros; o restante é depositado em silo para descarte;
- (27) Desliga-se os compressores, as bombas do termo-ciclone, e o sistema de aquisição de dados e seus periféricos;
- (28) Desconecta-se a mangueira de teflon localizada na entrada do filtro de proteção dos analisadores; o equipamento deverá continuar recebendo ar do ambiente por 5 horas, com o objetivo de purgar resíduos de gases das células dos analisadores;
- (29) Desliga-se os analisadores de gases.

- Ver Figura 4.18

Figura 4. 18.- Sequência Experimental: (1) Sistema de aquisição de dados; (2) Sistema de alimentação do ar; (3) Reator; (4) Sistema de alimentação de material particulado; (5) Depósito de material (sangria); (6) Termo ciclone e Filtro de manga; (7) Gás GLP.

4.2 Material Particulado

Tem-se a seguir a caracterização granulométrica dos materiais utilizados nos ensaios experimentais: areia, carvão e calcário.

4.2.1 Caracterização da areia

Para cada teste experimental foi utilizado areia de natureza sílica denominada Quartzo Industrial procedente da Mineração Jundu Ltda, com uma densidade de 2650 kg/m^3 (COSTA, 2000). Na tabela 4.1 apresenta-se a caracterização granulométrica da areia utilizada.

(principalmente sílico aluminoso) e de enxofre (principalmente sulfetos). O carvão é fornecido seco e britado em faixa granulométrica ampla; peneiras vibratórias semi-industriais e laboratoriais são usadas para seleção e caracterização granulométrica. Análises imediatas e elementares do carvão CE-4500, são apresentadas na Tabela 4.2.

Tabela 4. 2.- Propriedades do carvão CE-4500 e sua distribuição granulométrica

Análise Imediata	(% massa, base seca)
Carbônio Fixo	40,00
Voláteis	25,60
Cinzas	32,00
Análise Elementar	(%) Peso sem cinzas
C	49,38
O	0,00
H	3,66
N	1,06
S	2,35

Peneiras	Abertura das peneiras sucessivas, d_i	$\bar{d}_i$	Massa	Massa retida entre peneiras, X_i	$\bar{d}_i \cdot X_i$	$\frac{X_i}{\bar{d}_i}$
	(mm - mm)	(mm)	(g)	(adim)	(mm)	(mm ⁻¹)
1	2,000 – 1,680	1,84	3,980	0,003	0,0055	0,002
2	1,680 – 1,410	1,545	15,920	0,013	0,0201	0,009
3	1,410 – 1,000	1,205	166,900	0,139	0,1675	0,115
4	1,000 – 0,710	0,855	370,910	0,308	0,2633	0,360
5	0,710 – 0,420	0,565	375,610	0,312	0,1763	0,552
6	0,420 – 0,125	0,273	261,220	0,217	0,0592	0,796
7	0,125 – 0,000	0,063	9,550	0,008	0,0005	0,127
Massa Total = 1204,090				$\sum \bar{d}_i \cdot X_i =$	0,6925	
				$\sum \frac{X_i}{\bar{d}_i} =$		1,961
$d_{m,mássico} =$				$\sum \bar{d}_i \cdot X_i =$	0,6925	mm
$d_{m,superficial} =$				$\frac{1}{\sum \frac{X_i}{\bar{d}_i}} =$	0,5099	mm

4.2.3 Caracterização do calcário

Para absorção de enxofre utilizou-se um calcário dolomítico procedente de Ipeúna-SP. O calcário é coletado diretamente da mina e britado em moinho de martelo; peneiras vibratórias semi-industriais e laboratoriais são usadas para seleção e caracterização granulométrica. As análises elementar (parcial) e granulométrica do calcário utilizado são apresentadas na Tabela 4.3.

Tabela 4. 3.- Análise química (% massa/massa) e distribuição granulométrica do calcário dolomítico de Ipeúna (SP)

Análise elementar		(% massa)	
Ca	17,07	Sr	0,08
Mg	11,73	K	0,13
Fe	0,32	Mn	0,09
Al	0,42		

Peneiras	Abertura das peneiras sucessivas, d_i	$\bar{d}_i$	Massa	Massa retida entre peneiras, X_i	$\bar{d}_i X_i$	$\frac{X_i}{\bar{d}_i}$
	(mm - mm)	(mm)	(g)	(adim)	(mm)	(mm ⁻¹)
1	2,000 – 1,680	1,84	36,270	0,030	0,0552	0,016
2	1,680 – 1,410	1,545	124,370	0,103	0,1591	0,067
3	1,410 – 1,000	1,205	346,410	0,287	0,3458	0,238
4	1,000 – 0,710	0,855	300,320	0,249	0,2129	0,291
5	0,710 – 0,420	0,565	232,760	0,193	0,109	0,342
6	0,420 – 0,125	0,273	132,780	0,110	0,0300	0,404
7	0,125 – 0,000	0,063	32,600	0,027	0,0017	0,403
Massa Total =			1205,510	$\sum \bar{d}_i X_i =$	0,9138	
				$\sum \frac{X_i}{\bar{d}_i} =$		1,761
			$d_{m,mássico} =$	$\sum \bar{d}_i X_i =$	0,9138	mm
			$d_{m,superficial} =$	$1 / \sum \frac{X_i}{\bar{d}_i} =$	0,5679	mm

4.3 Programação Experimental

São medidas concentrações de gases segundo as posições das sondas de amostragem no leito e no *freeboard*, durante a combustão do carvão mineral com e sem a adição de calcário no reator de leito fluidizado, como mostrado nas Figuras 4.13 e 4.14. As variáveis consideradas são a relação entre as velocidades de fluidização e de mínima fluidização (U/U_{mf}), e a relação calcário/enxofre de alimentação $(Ca+Mg)/S$. A temperatura de operação sofreu pequenas variações em função de limitações experimentais. Considera-se as condições experimentais de operação no reator mostrados nas Tabelas 4.4 e 4.5 sendo os diferentes

ensaios denominados SM1, SM2, SM3 e SM4.

Tabela 4. 4.- Principais parâmetros operacionais obtidos e usados nos cálculos.

Teste	H _{Leito} (mm)	T _{Leito} (°C)	dp _(inerte) (mm)	dp _(cál.) (mm)	dp _(carv.) (mm)	U _{mf} (m/s)	U (m/s)
SM1	270	835	0,429	0,558	0,51	0,076	0,33
SM2	270	840	0,429	0,558	0,51	0,076	0,33
SM3	270	850	0,429	0,558	0,51	0,076	0,47
SM4	270	850	0,429	0,558	0,51	0,076	0,47
Teste	U/U _{mf} * adimens.	F _{O,C} (g/s)	F _{O,L} (g/s)	M (Kg)	dp _(leito) (mm)	A (m ²)	(Ca+Mg) S
SM1	4,34	4,88	0	48,24*	0,295	0,25	0
SM2	4,34	4,88	1,81	75	0,305	0,25	4,68
SM3	6,18	5,45	0	26,38*	0,248	0,25	0
SM4	6,18	5,45	2,02	41	0,356	0,25	4,68

Tabela 4. 5.- Concentrações dos gases de exaustão do presente projeto

Teste	C _{SO2} ** (ppm)	C _{CO2} ** %Vol	C _{CO} ** %Vol	C _{O2} ** %Vol
SM1	1743	14,35	1,33	4,24
SM2	479	15,34	0,57	2,74
SM3	1183	13,63	0,54	3,99
SM4	309	14,65	0,49	2,70

- A velocidade mínima de fluidização U_{mf} é calculada para a areia usada na partida.
- * Massa do reator corrigida (não considerando a massa do calcário no leito).
- ** Valores das concentrações dos gases de exaustão do dióxido de carbono, monóxido de carbono e oxigênio pelo analisador Tecnomotor e dióxido de enxofre da anotação visual do analisador Horiba.

4.4 Parâmetros de cálculo e definições

Os parâmetros a seguir foram obtidos de correlações existentes na literatura que tratam sobre fluidização, tema complexo o extenso que está além do escopo deste trabalho. Os parâmetros de interesse são:

- t_r , tempo de residência (médio)

É o tempo médio que uma partícula sólida permanece dentro do leito, e pode ser calculado pela seguinte relação:

$$t_r = \frac{Vol}{V_z}$$

Onde:

- Vol : Volume de material sólido no leito (m^3)
 - V_z : Vazão volumétrica de sólidos alimentados (m^3/h)
-
- ϕ (adm), esfericidade da areia de quartzo: 0,7 (Geldart, 1986)
 - U (m/s), velocidade de fluidização do leito.

Calculada a partir da vazão obtida na placa de orifício com construção e algoritmo de cálculo segundo norma ASME, incluindo todos os fatores de correção previstos pela norma (Pagliuso, 1994); ver detalhes no apêndice E.

- ε_{mf} (adm), fração de vazio do leito na velocidade de mínima fluidização (WEN & YU, 1966)

$$\varepsilon_{mf} = 1 - \frac{11}{14} \phi$$

- μ_{Ar} (kg / m.s) , viscosidade do ar no leito (Pagliuso, 1994)

$$\mu_{Ar} = 3,632 \cdot 10^{-8} \cdot T + 1,78162 \cdot 10^{-5}$$

- d_v (m), diâmetro de uma esfera com mesmo volume da partícula de areia (Geldart, 1986)

$$d_v = 1,13 d_{Areia}$$

- Ar (adm), número de Arquimedes (Wen & YU, 1966)

$$Ar = \frac{\rho_{Areia} d_v^3 (\rho_{Areia} - \rho_{Ar}) g}{\mu_{Ar}^2}$$

- Re_{mf} (adm), número de Reynolds na velocidade de mínima fluidização (Wen & Yu, 1966)

$$Re_{mf} = (1135,7 + 0,0408.N_{Ar})^{0,5} - 33,7$$

- U_{mf} (m/s), velocidade de mínima fluidização do leito (Wen & Yu, 1966):

$$U_{mf} = \frac{Re_{mf} \mu_{Ar}}{\rho_{Ar} d_v}$$

- H_{mf} (m), altura do leito na velocidade de mínima fluidização (Geldart 1986)

$$H_{mf} = \frac{M_{Leito}}{\rho_{Areia} A(1 - \varepsilon_{mf})}$$

- H (m), altura do leito expandido (Babu , 1978)

$$H = H_{mf} \left(1 + \frac{14,3132 (U - U_{mf})^{0,738} d_{Areia}^{1,006} \rho_{Areia}^{0,376}}{U_{mf}^{0,937} \rho_{Ar}^{0,126}} \right)$$

4.4.1 Definições de interesse

- R_C (kg/s), taxa de combustão de carbono fixo no reator:

$$R_C = Y_{C-X} \cdot F_C - Y_{C-e} \cdot F_e - Y_{C-O} \cdot F_O$$

- η_c (%), eficiência de combustão:

$$\eta_c = \frac{Y_{C-X} \cdot F_C - Y_{C-e} \cdot F_e - Y_{C-o} \cdot F_o}{Y_{C-X} \cdot F_C} = \frac{R_C}{Y_{C-X} \cdot F_C} \times 100$$

- η_s (%), eficiência de desulfurização :

$$\eta_s = \frac{C_{SO_2}^s)_C - C_{SO_2}^s)_C+A}{C_{SO_2}^s)_C} \times 100$$

4.5 Redução de dados

Nos experimentos de combustão de carvão em reator de leito fluidizado as concentrações de descarga de gases da combustão são medidas, sendo que entre esses gases estão O_2 , CO_2 , CO e SO_2 . Também são medidas as concentrações destes gases no volume do leito. A partir destas medições determina-se conversões e coeficientes globais de taxa de reação na combustão de carbono e na absorção de SO_2 por calcário no reator. A oxidação de elementos presentes no carvão, tais como H e S, é incipiente e/ou muito rápida e não tem maior efeito na eficiência da combustão. O processo crítico que define a eficiência da combustão é a oxidação do carbono fixo do carvão.

4.5.1 Conversão de carbono em reator de leito fluidizado (X_C)

Um balanço global de conservação de massa para CO e CO_2 no reator pode ser obtido de:

$$\begin{array}{ccc} \left[\begin{array}{l} \text{Descarga molar de CO +} \\ \text{CO}_2 \text{ saindo do leito nos} \\ \text{gases da combust\~ao} \end{array} \right] & - & \left[\begin{array}{l} \text{Descarga molar de CO +} \\ \text{CO}_2 \text{ entrando no leito no} \\ \text{ar de fluidiza\~ao} \end{array} \right] & = & \left[\begin{array}{l} \text{Taxa de produ\~ao de CO + CO}_2 \\ \text{no leito} \end{array} \right] \\ \text{I} & & \text{II} & & \text{III} \end{array}$$

$$[I] = UAC_{CO}^s + UAC_{CO_2}^s$$

$$[II] = UAC_{CO}^e + UAC_{CO_2}^e$$

Define-se convers\~ao de carbono fixo X_C , a quantidade molar de C transformado em CO + CO₂ no reator por mol de C alimentado no carv\~ao. A taxa molar de alimenta\~ao de C com o combust\~ivel \u00e9 definida por:

$$F_F \left(\frac{Y_C}{W_C} \right)$$

Ent\~ao, a taxa molar de produ\~ao de CO + CO₂ pode ser obtida como:

$$[III] = XF_F \left(\frac{Y_C}{W_C} \right)$$

Do balan\~co de massa de CO + CO₂ obt\u00e9m-se a convers\~ao de carbono:

$$X_C = \frac{UA[(C_{CO}^s - C_{CO}^e) + (C_{CO_2}^s - C_{CO_2}^e)]}{F_F \left(\frac{Y_C}{W_C} \right)} \quad (4.1)$$

4.5.2 Coeficiente global de taxa de reação de carbono no reator (K_C)

Considera-se a possibilidade de controle de taxa de reação por fatores intrínsecos (cinética química + transporte de massa de gases intra-partícula), externos (transporte de massa de gases no meio particulado) ou combinados, ver Figura 4.19.

Figura 4. 19.- Esquema de uma partícula de carvão com altos teores de cinza e as condições de contorno das concentrações de O_2

Correlações podem ser estabelecidas para a taxa de reação considerando cada uma das condições citadas anteriormente. Define-se que o carbono do carvão seja oxidado para formar CO, que é posteriormente oxidado no meio fluidizado para gerar CO_2 . A reação relevante de consumo de C do carvão é então:

Em termos genéricos, pode-se expressar a taxa de reação global como (HOWARD, FLUIDIZED BEDS: Combustion and Applications, 1983)

$$\mathfrak{R}_{O_2} = (4\pi r^2) k_c M_F C_{O_2, r}$$

Onde k_c é o coeficiente de taxa de reação intrínseco efetivo. Assumindo que sempre haverá carvão suficiente no reator de forma que sua quantidade não limite a taxa de combustão, e que esta seja limitada apenas pela concentração O_2 , tem-se

$$\mathfrak{R}_{O_2} = (2\pi r^2) k_c C_{O_2, r} \quad (4.2)$$

Em reatores de leito fluidizado o escoamento em torno de partículas reativas ocorre sob baixos números de Reynolds, de forma que o transporte de massa externo é difusivo. Aplicando-se a lei de difusão de Fick para descrever o transporte de O_2 no meio fluidizado na direção de uma partícula individual de carvão, obtém-se a descarga do gás reativo na superfície externa da partícula. Sob controle da reação difusivo externo, a mesma será igual à taxa de consumo de O_2 pelo carvão. Resolvendo o problema de difusão de O_2 em torno de uma partícula de raio r , assumindo concentração de O_2 constante no gás distante da superfície da partícula, obtém-se

$$\mathfrak{R}_{O_2} = 4\pi E r (C_{O_2, \infty} - C_{O_2, r})$$

Nessa expressão, E representa o coeficiente de difusão efetivo do O_2 no ambiente fluidizado levando-se em conta a presença do particulado. Pode-se definir um número de Sherwood relacionando E ao coeficiente de difusão molecular gás-gás, como

$$Sh = \frac{2E}{D_G}$$

Assim obtém-se

$$\mathfrak{R}_{O_2} = 2\pi Sh D_G r (C_{O_2,\infty} - C_{O_2,r}) \quad (4.3)$$

Considerando o caso mais genérico de controle de taxa de reação combinado intrínseco/externo, as equações (4.2) e (4.3) devem ser satisfeitas simultaneamente. Eliminando das equações a concentração de O_2 na superfície da partícula, $C_{O_2,r}$, que é de fato desconhecida, obtém-se:

$$\mathfrak{R}_{O_2} = \left(\frac{1}{\frac{2r}{Sh D_G} + \frac{1}{k_C}} \right) 4\pi r^2 C_{O_2,\infty} \quad (4.4)$$

Define-se, assim, um coeficiente global de taxa de reação, K_C , dado por:

$$\frac{1}{K_C} = \frac{2r}{Sh D_G} + \frac{1}{k_C} \quad (4.5)$$

Onde os termos à direita representam, respectivamente, as resistências à reação externa e intrínseca. Observa-se que a taxa de consumo de C para uma partícula de carvão pode ser dada por

$$\mathfrak{R}_c = 2\mathfrak{R}_{O_2}$$

Então, a taxa de consumo de C para uma partícula de carvão resulta

$$\mathfrak{R}_c = 2\mathfrak{R}_{O_2} = (8\pi r^2) \overline{K}_c C_{O_2, \infty} \quad (4.6)$$

A taxa de consumo de C para todas as partículas de carvão do leito pode ser obtida de

$$R_c = UA \left[(C_{CO}^s - C_{CO}^e) + (C_{CO_2}^s - C_{CO_2}^e) \right] = \left(\frac{\text{Número total de partículas}}{\text{de carvão no leito}} \right) * \mathfrak{R}_c$$

Assumindo um K_C médio representativo para todas as partículas de carvão do leito, obtém-se

$$\overline{K}_c = \frac{\rho_F r}{6M_F} \frac{UA \left[(C_{CO}^s - C_{CO}^e) + (C_{CO_2}^s - C_{CO_2}^e) \right]}{C_{O_2, \infty}} \quad (4.7)$$

Observa-se que C_{CO}^s , C_{CO}^e , $C_{CO_2}^s$, $C_{CO_2}^e$ e $C_{O_2, \infty}$ são diretamente medidos nos experimentos. $C_{O_2, \infty}$ é determinado como o valor médio obtido de perfis de concentração de O_2 medidos através do volume do reator. M_F é a massa do carvão no leito, e é calculado através da seguinte relação $M_F = M_L \cdot Y_{C-X}$

A fração de carbono fixo no leito (Y_{C-X}) é obtido em ensaio de combustão no forno tubular do laboratório de química do LETeF. Aplicou-se aquecimento em atmosfera oxidante

desde a temperatura ambiente até 800 °C, mantendo-se tal condição por um período de 30 minutos. Os resultados obtidos são mostrados na Tabela 4.6.

Tabela 4. 6.- Carga de carbono fixo da sangria dos testes SM1,SM2,SM3 e SM4 obtidos com o uso de forno tubular do laboratório de química do LETeF

ENSAIO AMOSTRA	CADINHO (g)	CADINHO + AMOSTRA (g)		% (C) MASSA
		Antes do Aquecim.	Após o Aquecim.	
SM1-SANGRIA-1	10,9797	12,9802	12,9445	1,78%
SM1-SANGRIA-2	10,9798	12,9803	12,9425	1,89%
SM1-SANGRIA-3	15,0799	17,0807	17,0439	1,84%
SM1-SANGRIA (% C) MÉDIA				1,84%
SM2-SANGRIA-1	15,0807	17,0800	17,0466	1,67%
SM2-SANGRIA-2	15,0808	17,0633	17,0279	1,79%
SM2-SANGRIA-3	15,0804	17,0533	17,0193	1,72%
SM2-SANGRIA (% C) MÉDIA				1,73%
SM3-SANGRIA-1	15,0800	17,0805	17,0617	0,94%
SM3-SANGRIA-2	15,0795	17,0794	17,0604	0,95%
SM3-SANGRIA-3	15,0796	17,0799	17,0611	0,94%
SM3-SANGRIA (% C) MÉDIA				0,94%
SM4-SANGRIA-1	15,0800	16,7537	16,7415	0,73%
SM4-SANGRIA-2	15,0800	16,9219	16,9046	0,94%
SM4-SANGRIA-3	15,0809	17,0506	17,0334	0,87%
SM4-SANGRIA (% C) MÉDIA				0,85%

4.5.3 Conversão de consumo de calcário em reator de leito fluidizado

(X_S)

Um balanço global de conservação de SO₂ no reator pode ser obtido como:

$$\left[\begin{array}{c} \text{Descarga molar de} \\ \text{SO}_2 \text{ entrando no leito} \end{array} \right] \quad \text{I} \quad - \quad \left[\begin{array}{c} \text{Descarga molar de} \\ \text{SO}_2 \text{ saindo no leito} \end{array} \right] \quad \text{II} \quad = \quad \left[\begin{array}{c} \text{Taxa de produção de} \\ \text{SO}_2 \text{ no leito} \end{array} \right] \quad \text{III}$$

$$[I] = \text{UAC}_{\text{SO}_2}^e$$

$$[II] = \text{UAC}_{\text{SO}_2}^{\text{S}}$$

Define-se conversão, X_s , como a quantidade molar de SO_2 absorvido por mol de Ca+Mg alimentado no calcário. A quantidade molar de Ca+Mg alimentado no calcário é dada por:

$$M_L \left(\frac{Y_{Ca}}{W_{Ca}} + \frac{Y_{Mg}}{W_{Mg}} \right)$$

Então, a quantidade molar de SO_2 absorvido é dada por :

$$X_s * M_L \left(\frac{Y_{Ca}}{W_{Ca}} + \frac{Y_{Mg}}{W_{Mg}} \right)$$

Reunindo os termos tem-se:

$$\mathfrak{R}_s = \text{UA} \left[C_{\text{SO}_2}^e - C_{\text{SO}_2}^s \right] = X_s * M_L \left(\frac{Y_{Ca}}{W_{Ca}} + \frac{Y_{Mg}}{W_{Mg}} \right) \quad (4.8)$$

A conversão do calcário para sulfato de cálcio no leito resulta:

$$X_s = \frac{\text{UA} \left[C_{\text{SO}_2}^e - C_{\text{SO}_2}^s \right]}{M_L \left(\frac{Y_{Ca}}{W_{Ca}} + \frac{Y_{Mg}}{W_{Mg}} \right)} \quad (4.9)$$

4.5.4 Coeficiente global de taxa de reação de Absorção do SO_2 (K_s)

O coeficiente global de taxa de reação permite estimar as taxas de reação em processos reais considerando as propriedades da partícula e do meio.

Considere-se a o processo de absorção por uma partícula de calcário, como ilustrado na Figura 4.20. Para controle intrínseco, a taxa de consumo de SO_2 por uma partícula de calcário pode ser dada por:

$$\mathfrak{R}_{SO_2} = (4\pi r^2) k_s C_{SO_2, r}$$

Onde k_s é o coeficiente de taxa de reação intrínseca efetiva. Lembrando ainda, que cada 1 mol de SO_2 consome 1 mol de CaO ou MgO, tem-se :

$$\mathfrak{R}_s = n_L * \mathfrak{R}_{SO_2} \quad (4.10)$$

$$\text{Onde: } n_L = \frac{M_L}{m_L}, \quad m_L = \frac{4}{3} \pi r^3 \rho_L$$

Figura 4. 20.- Esquema da absorção do SO_2 pela partícula de calcário, condições de contorno das concentrações de SO_2

Para controle do transporte externo à partícula, considera-se que o escoamento do gás na fase do particulado é caracterizado por baixos números de Reynolds, e o processo de transporte de massa é basicamente difusivo. Aplicando-se a lei de difusão de Fick , a descarga de SO_2 na superfície externa da partícula de calcário resulta:

$$j_{SO_2})_{\xi=r} = \left(4\pi r^2 \right) E \frac{dC_{SO_2}}{d\xi} \bigg|_{\xi=r} \quad (4.11)$$

Onde ξ é a direção radial. E é o coeficiente de difusão efetivo na fase do particulado levando-se em conta a presença do particulado. O número de Sherwood relacionando E ao coeficiente de difusão molecular em meio gasoso através da relação:

$$Sh = \frac{2E}{D_G}$$

Então

$$j_{SO_2})_{\xi=r} = 2\pi r^2 Sh D_G \frac{dC_{SO_2}}{d\xi} \bigg|_{\xi=r}$$

Lembrando que cada 1 mol de SO_2 consome 1 mol de CaO ou MgO, tem-se, para controle de reação por transporte externo à partícula, $R_{SO_2} = j_{SO_2})_{\xi=r}$, ou seja:

$$R_{SO_2} = 2\pi r^2 Sh D_G \frac{dC_{SO_2}}{d\xi} \bigg|_{\xi=r} \quad (4.12)$$

Deve-se resolver o problema de difusão radial de SO_2 no gás em torno de uma partícula de calcário de raio r para determinar o gradiente de concentração presente na equação anterior. Assume-se concentração de SO_2 constante na fase do particulado distante da

superfície da partícula. O Fluxo molar difusivo de SO₂ no gás envolvente na direção da partícula é dado pela lei de Fick como:

$$w_{SO_2} = -D_G \left(4\pi\xi^2 \right) \frac{dC_{SO_2}}{d\xi}$$

Um balanço molar para o SO₂ na camada externa esférica com raio entre ξ e $\Delta\xi$, resulta:

$$\begin{aligned} w_{SO_2} \Big|_{\xi+\Delta\xi} - w_{SO_2} \Big|_{\xi} &= 0 \\ -D_G 4\pi \left(\xi + \Delta\xi \right) \frac{dC_{SO_2}}{d\xi} \Big|_{\xi+\Delta\xi} + D_G 4\pi \xi^2 \frac{dC_{SO_2}}{d\xi} \Big|_{\xi} &= 0 \\ \frac{dC_{SO_2}}{d\xi} \Big|_{\xi+\Delta\xi} \left(\xi^2 + 2\xi\Delta\xi + \Delta\xi^2 \right) - \frac{dC_{SO_2}}{d\xi} \Big|_{\xi} \xi^2 &= 0 \\ \xi^2 \left[\frac{\frac{dC_{SO_2}}{d\xi} \Big|_{\xi+\Delta\xi} - \frac{dC_{SO_2}}{d\xi} \Big|_{\xi}}{\Delta\xi} \right] + 2\xi \frac{dC_{SO_2}}{d\xi} \Big|_{\xi} &= 0 \end{aligned}$$

Levando ao limite quando $\Delta\xi \rightarrow 0$, tem-se:

$$\begin{aligned} \xi^2 \frac{dC_{SO_2}}{d\xi} \Big|_{\xi+\Delta\xi} + 2\xi \frac{dC_{SO_2}}{d\xi} \Big|_{\xi} &= 0 \\ \frac{d}{d\xi} \left(\xi^2 \frac{dC_{SO_2}}{d\xi} \right) &= 0 \end{aligned}$$

Condições de contorno:

$$C_{SO_2}(\xi = r) = C_{SO_2, r}$$

$$C_{SO_2}(\xi \rightarrow \infty) = C_{SO_2, \infty}$$

A solução resulta:

$$C_{SO_2}(\xi) = C_{SO_2, \infty} - (C_{SO_2, \infty} - C_{SO_2, r}) \frac{r}{\xi}$$

Com isso obtém-se:

$$\left. \frac{dC_{SO_2}}{d\xi} \right|_{\xi=r} = \frac{(C_{SO_2, \infty} - C_{SO_2, r})}{r} \quad (4.13)$$

Assim, a taxa de reação para controle por transporte externo à partícula resulta:

$$\mathfrak{R}_{SO_2} = 2\pi r Sh D_G (C_{SO_2, \infty} - C_{SO_2, r}) \quad (4.14)$$

$$\mathfrak{R}_{SO_2} = \left[\frac{1}{\frac{1}{k_s} + \frac{2r}{Sh D_G}} \right] (4\pi r^2) C_{SO_2, \infty}$$

Onde o termo entre colchetes é denominado coeficiente global de taxa de reação:

$$\overline{K_s} = \left[\frac{1}{\frac{1}{k_s} + \frac{2r}{Sh D_G}} \right]$$

Ainda, como:

$$\mathfrak{R}_s = n_L * \mathfrak{R}_{SO_2} = \frac{3M_{\text{Calcário}}}{4\pi r^3 \rho_{\text{Calcário}}} (4\pi r^2) \overline{K_s} C_{SO_2, \infty}$$

Obtém-se:

$$\mathfrak{R}_s = \frac{3M_{\text{Calcário}}}{r\rho_{\text{Calcário}}} K_s C_{SO_2, \infty} \quad (4.15)$$

Combinando as Equações (4.8) e (4.15) , tem-se:

$$\mathfrak{R}_s = UA \left[C_{SO_2}^e - C_{SO_2}^s \right] = \frac{3M_{\text{Calcário}}}{r\rho_{\text{Calcário}}} \overline{K}_s C_{SO_2, \infty}$$

Então, o coeficiente global da taxa de reação para absorção do SO₂ pelo calcário resulta:

$$K_A = \frac{r\rho_{\text{Calcário}}}{3M_{\text{Calcário}}} \frac{UA \left[C_{SO_2}^e - C_{SO_2}^s \right]}{C_{SO_2, \infty}} \quad (4.16)$$

Deve-se determinar a massa de calcário no reator. Para tal, assume-se que a fração mássica de calcário no leito seja igual à fração mássica de calcário no material sólido total alimentado que permanece no leito como sólido. Tem-se assim:

$$M_A = \left(\frac{F_A}{F_A + F_F \cdot Y_{\text{cinzas}}} \right) M_L \quad (4.17)$$

Y_{cinzas} : Fração mássica de cinzas no carvão, Kg/Kg.

Os valores $C_{CO_2}^s$, C_{CO}^s e $C_{SO_2}^e$, e $C_{SO_2, \infty} = C_{SO_2}^s$ são obtidos diretamente da aquisição dos analisadores de gases.

5 RESULTADOS DOS ENSAIOS REALIZADOS EM REATOR DE LEITO FLUIDIZADO

Foram realizados ensaios na planta piloto com combustão de carvão e absorção de gases de enxofre por calcário, através de 4 testes, sendo que cada teste teve a duração aproximada de 10 horas.

As medições das concentrações de gases foram realizadas a partir de amostras tomadas axialmente e transversalmente ao corpo do reator. As posições das sondas de amostragem são mostradas nas Figuras 4.13, 4.14, 5.1, 5.2 e 5.3. Os pontos de medição no interior do leito e *freeboard* são localizados em três posições diferentes na seção transversal do leito (P nas Figuras 4.13, 5.1 e 5.2), e nos módulos do *freeboard* (F nas Figuras 4.14, 5.1 e 5.3).

Nas Figuras de 5.4 a 5.15 mostra-se as concentrações dos diferentes gases, produtos da combustão, que são medidas no leito e no *freeboard*, com e sem a injeção simultânea de calcário. As Figuras mostram variações axiais das concentrações de CO₂, O₂, SO₂, CO, NO_x e THC, na posição transversal ($x = 0$, $y = -125\text{mm}$), para $U/U_{mf} = 4$ e 6. Nota-se que a velocidade de fluidização mais elevada produziu maior diluição no processo, de tal forma que as concentrações de todos os gases no reator tornaram-se relativamente menores, com exceção das concentrações de O₂ que aumentaram. As concentrações de O₂ foram reduzidas ao longo da altura do *freeboard* devido à queima de voláteis nesta região. Tanto nas condições redutoras (SM1 e SM2, $U/U_{mf} = 4$) quanto levemente oxidantes (SM3 e SM4, $U/U_{mf} = 6$) notou-se a presença de concentrações significativas de monóxido de carbono.

As concentrações de SO₂ no *freeboard* resultaram inferiores aquelas medidas no leito, tanto com quanto sem injeção de calcário, possivelmente devido à diluição no topo do leito causado pela ejeção dos gases provenientes das bolhas. A presença de calcário reduziu significativamente as emissões de SO₂ no reator, como esperado, e teve pouco efeito sobre as concentrações de CO₂ e O₂ em vista dos seus valores elevados. Entretanto, a presença do

calcário afetou significativamente as concentrações de gases de menor concentração, i.e. CO, NO_x e THC. Há, de fato, complexos mecanismos de reação química envolvendo CO, NO_x e THC, tanto na presença quanto na ausência de calcário, podendo causar os efeitos observados nas Figuras 5.10 a 5.15. A introdução de calcário no processo causou queda de concentrações de CO no leito e também no *freeboard*. Contudo, para $U/U_{mf} = 6$ as concentrações se igualaram a partir de certa altura no *freeboard*. Em geral, a introdução do calcário no reator reduziu as emissões de NO_x e THC até uma determinada altura no *freeboard*. Em alguns casos houve inversão de comportamento destes perfis de NO_x e THC. Os comportamentos acima sugerem mudanças de mecanismos de reação na presença e na ausência de calcário, sendo também afetados pelas diferentes velocidades de fluidização praticadas, que tem efeito direto sobre a quantidade de oxigênio disponível para reação no leito e no *freeboard*. Há também a possibilidade de ocorrência de efeitos catalíticos do calcário sobre processos reativos envolvendo todos os gases em questão.

Nas Figuras 5.16 a 5.39 mostra-se perfis axiais de concentrações de CO₂, O₂, SO₂, CO, NO_x e THC para $U/U_{mf} = 4$ e 6, com e sem a injeção de calcário, em três diferentes posições transversais ($x = 0$, $y = -125$, 0 e 125 mm), apenas na região do leito borbulhante. As medições nas diferentes posições transversais resultaram bastante coerentes indicando boas condições de uniformidade no leito. As maiores oscilações observadas nos perfis relacionam-se ao posicionamento dos pontos de alimentação de carvão e calcário. Nas posições de medição mais próximas ao ponto de alimentação de carvão observou-se menores concentrações de O₂ e maiores concentrações de CO₂ e de SO₂. Em posições de medição mais próximas do ponto de alimentação de calcário observou-se menores concentrações de SO₂. A injeção de calcário não alterou significativamente o valor das concentrações dos gases durante a combustão, exceto pela esperada queda significativa das concentrações de SO₂ em todas as regiões.

Tanto na ausência quanto na presença de calcário, as menores concentrações de oxigênio e as maiores concentrações de dióxido de enxofre ocorreram na região do leito. Na região do freeboard, com a ejeção dos gases das bolhas, houve aumento das concentrações de oxigênio e queda das concentrações de dióxido de enxofre. A injeção de calcário no reator produziu aumento na concentração de CO_2 em consequência da calcinação, e redução na concentração de O_2 devido ao seu consumo na sulfatação. A concentração de SO_2 no reator resultou consideravelmente reduzida pela injeção de calcário, como esperado.

As Figuras 5.40 a 5.44 mostram as concentrações de CO_2 , O_2 e SO_2 medidas em diferentes posições transversais numa altura fixa do *freeboard* ($z = 650$ mm), com e sem injeção de calcário, para $U/U_{mf} = 4$ e 6. Todas as concentrações destes gases resultaram bastante uniformes nas posições consideradas, indicando a homogeneidade do escoamento a uma distância relativamente pequena do topo do leito ($z = 270$ mm).

A Tabela 5.1 mostra as concentrações SO_2 , CO_2 , CO e O_2 na descarga do reator, em todos os ensaios realizados, sem injeção de calcário (SM1 e SM3) e com injeção de calcário (SM2 e SM4), para $U/U_{mf} = 4$ (SM1 e SM2) e para $U/U_{mf} = 6$ (SM3 e SM4). Enfatiza-se nestes dados as significativas reduções nas emissões de SO_2 devido a adição de calcário.

Na Tabela 5.2 e nas Figuras 5.44 a 5.47 mostra-se os resultados finais dos cálculos da taxa de conversão do carbono, coeficiente global da taxa de combustão de carbono, taxa de absorção de SO_2 por calcário, e coeficiente global da taxa de sulfatação do calcário, para todos os ensaios realizados. A Tabela 5.3 mostra os resultados obtidos por Costa (2005) na mesma instalação experimental do presente trabalho, para os mesmos carvão e calcário e sob condições operacionais semelhantes. Observa-se coerência entre os resultados.

Tanto nos presentes resultados quanto nos resultados de Costa (2005) nota-se que, na medida em que aumenta a velocidade de fluidização, a conversão na combustão do carbono

tende a subir, enquanto a conversão na dessulfuração tende a baixar. Maiores velocidade de fluidização significam mais oxigênio para a combustão, enquanto a sulfatação pode ocorrer mesmo na ausência de oxigênio. Ainda, sabe-se que maiores velocidades de fluidização implicam em maior elutriação, e também causam abrasão e fragmentação de particulados mais intensas, o que também intensifica a elutriação. Estes efeitos contribuem para redução de conversões no reator. O limite a partir do qual um aumento de velocidade de fluidização passa a causar queda na conversão de carbono, para os presentes casos, é questão que permanece em aberto. No que se refere à sulfatação do calcário, os efeitos de elutriação ocorridos foram suficientes para causar a queda da conversão, enquanto a maior disponibilidade de oxigênio parece não ter exercido efeito significativo.

Em ambos os casos, combustão e dessulfuração, os coeficientes globais de taxa de reação aumentaram com o aumento da velocidade de fluidização significando, como esperado, que condições hidrodinâmicas de transporte mais intensas favorecem os processos reativos heterogêneos em questão.

Figura 5. 1- Posição dos pontos bidimensional das sondas de amostragem no leito e freeboard. Seção transversal ($X=0$; $Y=-125$), para uma altura de 0 a 2750 mm.

Figura 5. 2.- Posição dos pontos bidimensional das sondas de amostragem no leito. Seção transversal ($X=0$; $Y=-125,0,125$), para uma altura de 0 a 370 mm.

Figura 5. 3.- Posição dos pontos bidimensional das sondas de amostragem no leito. Seção transversal ($X=-185,0,185$; $Y=-125$; $Z=650$)

Figura 5. 4.- Concentração de CO_2 ao longo da altura do reator, para $U/U_{mf} = 4$, na combustão de carvão sem e com injeção de calcário.

Figura 5. 5.- Concentrações de O_2 ao longo da altura do reator, para $U/U_{mf} = 4$, na combustão de carvão sem e com injeção de calcário

Figura 5. 6.- Concentrações de SO_2 ao longo da altura do reator, para $U/U_{mf} = 4$ na combustão de carvão sem e com injeção de calcário.

Figura 5. 7.- Concentrações de CO_2 ao longo da altura do reator, para $U/U_{mf} = 6$, na combustão de carvão sem e com injeção de calcário

Figura 5. 8.- Concentrações de O_2 ao longo da altura do reator, para $U/U_{mf} = 6$, na combustão de carvão sem e com injeção de calcário

Figura 5. 9.- Concentrações de SO_2 ao longo da altura do reator, para $U/U_{mf} = 6$, na combustão de carvão sem e com injeção de calcário.

Figura 5. 10.- Concentrações de CO ao longo da altura do reator, para $U/U_{mf} = 4$ na combustão de carvão sem e com injeção de calcário.

Figura 5. 11.- Concentrações de NO_x ao longo da altura do reator, para $U/U_{mf} = 4$ na combustão de carvão sem e com injeção de calcário.

Figura 5. 12.- Concentrações de THC ao longo da altura do reator, para $U/U_{mf} = 4$ na combustão de carvão sem e com injeção de calcário.

Figura 5. 13.- Concentrações de CO ao longo da altura do reator, para $U/U_{mf} = 6$, na combustão de carvão sem e com injeção de calcário.

Figura 5. 14.- Concentrações de NO_x ao longo da altura do reator, para $U/U_{mf} = 6$, na combustão de carvão sem e com injeção de calcário

Figura 5. 15.- Concentrações THC ao longo da altura do reator, para $U/U_{mf} = 6$, na combustão de carvão sem e com injeção de calcário

Figura 5. 16.- Concentração do CO₂ sem calcário na região do leito para U/Umf=4

Figura 5. 17.- Concentração de CO₂ com calcário na região do leito para U/Umf=4

Figura 5. 18.- Concentração do CO₂ sem calcário na região do leito para U/Umf=6

Figura 5. 19.- Concentração do CO₂ com calcário na região do leito para U/Umf=6

Figura 5. 20.- Concentração do O₂ sem calcário na região do leito para U/Umf=4

Figura 5. 21.- Concentração de O₂ com calcário na região do leito para U/Umf=4

Figura 5. 22.- Concentração de O_2 sem calcário na região do leito para $U/U_{mf}=6$

Figura 5. 23.- Concentração de O_2 com calcário na região do leito para $U/U_{mf}=6$

Figura 5. 24.- Concentração de SO_2 sem calcário na região do leito para $U/U_{mf}=4$

Figura 5. 25.- Concentração de SO₂ com calcário na região do leito para U/Umf=4 Figura 5. 26.- Concentração de SO₂ sem calcário na região do leito para U/Umf=6 Figura 5. 27.- Concentração de SO₂ com calcário na região do leito para U/Umf=6

Figura 5. 28.- Concentração de CO sem calcário na região do leito para $U/U_{mf}=4$

Figura 5. 29.- Concentração de CO com calcário na região do leito para $U/U_{mf}=4$

Figura 5. 30.- Concentração de CO sem calcário na região do leito para $U/U_{mf}=6$

Figura 5. 31.- Concentração de CO com calcário na região do leito para $U/U_{mf}=6$

Figura 5. 32.- Concentração de NO_x sem calcário na região do leito para $U/U_{mf}=4$

Figura 5. 33.- Concentração de NO_x com calcário na região do leito para $U/U_{mf}=4$

Figura 5. 34.- Concentração de NO_x sem calcário na região do leito para $U/U_{mf}=6$

Figura 5. 35.- Concentração de NO_x com calcário na região do leito para $U/U_{mf}=6$

Figura 5. 36.- Concentração de THC sem calcário na região do leito para $U/U_{mf}=4$

Figura 5. 37.- Concentração de THC com calcário na região do leito para $U/U_{mf}=4$

Figura 5. 38.- Concentração de THC sem calcário na região do leito para $U/U_{mf}=6$

Figura 5. 39.- Concentração de THC com calcário na região do leito para $U/U_{mf}=6$

Figura 5. 40.- Concentrações de CO₂, O₂ e SO₂ em diferentes posições transversais na do *freeboard* z = 650 mm, sem injeção de calcário, para U/U_{mf} = 4.

Figura 5. 41.- Concentrações de CO₂, O₂ e SO₂ em diferentes posições transversais na do *freeboard* z = 650 mm, com injeção de calcário, para U/U_{mf} = 4.

Figura 5. 42.- Concentrações de CO₂, O₂ e SO₂ em diferentes posições transversais na do *freeboard* z = 650 mm, sem injeção de calcário, para U/U_{mf} = 6.

Figura 5. 43.- Concentrações de CO₂, O₂ e SO₂ em diferentes posições transversais na do *freeboard* $z = 650 \text{ mm}$, com injeção de calcário, para $U/U_{mf} = 6$.

Tabela 5. 1.- Concentrações dos gases de exaustão do presente projeto

Teste	Cso2 (ppm)	Cco2 (% vol)	Cco (% vol)	Co2 (% vol)
SM1	1743	14,35	1,33	4,24
SM2	479	15,34	0,57	2,74
SM3	1183	13,63	0,54	3,99
SM4	309	14,65	0,49	2,70

Tabela 5. 2.- Resultados finais dos testes experimentais deste trabalho

RESULTADOS FINAIS							
Teste	Xc %	Kc m/s	Xso2 %	Restq. adm	Xs %	Ks m/s	ns %
SM1	80,26	1,23E-02	61,78	0,73			
SM2					6,37	6,37E-03	75,55
SM3	91,24	3,46E-02	52,84	0,95			
SM4					5,57	4,57E-03	73,88

Sendo: SM1 e SM2 para $U/U_{mf} = 4$; SM3 e SM4 para $U/U_{mf} = 6$; SM1 e SM3 sem calcário; SM2 e SM4 com calcário.

Tabela 5. 3.- Resultados finais de Costa (2005)

RESULTADOS FINAIS						
Teste	Xc	Kc	Restq.	Xs	Ks	ns
	%	m/s	adm	%	m/s	%
*CP340	85,83	3,36E-03	1,02			
**CP340				6,27	9,18E-03	93,29
*CP170	90,86	3,45E-03	1,21			
**CP170				5,94	1,12E-02	88,02

Sendo: CP340 para $U/U_{mf} = 8$; CP170 para $U/U_{mf} = 8$; * sem calcário; ** com calcário.

Figura 5. 44.- Conversão da combustão para diferentes condições de operação U/U_{mf}

Figura 5. 45.- Coeficiente Global médio dos testes da combustão para diferentes condições de operação, U/U_{mf}

Figura 5. 46.- Conversão da dessulfuração por calcário para diferentes condições de operação U/U_{mf}

Figura 5. 47.- Coeficiente Global médio da dessulfuração para diferentes condições de operação U/U_{mf}

6 CONCLUSÕES E SUGESTÕES PARA FUTUROS TRABALHOS

As principais conclusões deste trabalho foram:

1. Ocorreram muitas oscilações nas medições de concentrações de gases em consequência do escoamento altamente instável e heterogêneo que se desenvolve no reator. As oscilações foram ainda maiores na região do leito borbulhante, onde há grande recirculação de particulado devido à ascensão, coalescência e quebra de bolhas de gás.
2. Em geral, maiores velocidades de fluidização produziram maior diluição no processo, de forma que as concentrações de gases produzidos no reator (todos os gases exceto O_2) tornaram-se relativamente menores, enquanto as concentrações de O_2 tornaram-se relativamente maiores.
3. A injeção de calcário no reator produziu aumento na concentração de CO_2 devido à calcinação. Em adição, as concentrações de todos os gases, incluindo CO_2 , tornaram-se relativamente maiores devido ao consumo adicional de O_2 na sulfatação. Outros motivos para mudanças nas concentrações de todos os gases medidos estão possivelmente relacionados a mudanças de mecanismos de reação química e efeitos catalíticos devidos à presença do calcário. A concentração de SO_2 no reator resultou consideravelmente reduzida pela injeção de calcário, como esperado.

4. As concentrações de O_2 tendem a ser menores e as de CO_2 e SO_2 mais elevadas, junto à parede esquerda do reator, onde se localiza o ponto de injeção de carvão. A injeção de calcário não pareceu alterar significativamente as concentrações dos vários gases, exceto pela esperada queda significativa das concentrações de SO_2 . Nota-se ainda a tendência de diminuição das concentrações de SO_2 no centro da coluna, onde é feita a injeção de calcário.
5. A maior concentração de O_2 imposta na maior velocidade de fluidização, em conjunto com condições de transporte mais favoráveis, causaram aumento de conversão na combustão. A conversão na sulfatação, pelo contrário, diminuiu na maior velocidade de fluidização. Neste caso, o aumento na concentração de O_2 parece não ter tido efeito significativo na sulfatação, enquanto a intensificação na elutriação decorrente da maior velocidade de fluidização sobrepujou as melhores condições hidrodinâmicas de transporte. Ambos os coeficientes globais de taxa de reação, na combustão e na sulfatação, aumentaram com o aumento da velocidade de fluidização, beneficiando-se das melhores condições de transporte no processo.
6. As quantidades de enxofre apresentadas nas análises químicas demonstram que nem todo o enxofre foi convertido em dióxido de enxofre. Possivelmente, parte do enxofre do carvão pode ter sido convertido em outros gases como H_2S , que pode representar até 20% da conversão total em condições redutoras como observado por (Tureso, 2005).

7. Por fim, deve-se observar que as concentrações medidas na região do leito representam médias das concentrações dos diversos gases nas fases de bolhas e emulsão. Dado que o processo de evolução de bolhas ao longo da altura do leito não é uniforme, as proporções de bolhas e emulsão que de fato consideradas em cada ponto de amostragem são variáveis. Este é um fator adicional que sugere cautela ainda maior na análise dos resultados obtidos.

Tendo em vista os resultados, conclusões e observações deste trabalho, apresenta-se as seguintes sugestões para futuros trabalhos:

1. A consideração de um conjunto mais amplo de variáveis operacionais, tais como velocidades de fluidização, relações cálcio/enxofre na alimentação, temperaturas do leito, granulometrias dos particulados, e altura do leito.
2. A realização de análises de químicas dos sólidos do leito, sangrado e elutriado, além da medição de concentrações de outros gases relevantes como o H_2S , visando à realização de balanços globais e estabelecimento da abrangência dos resultados.
3. Estudos de arrasto e elutriação do material do leito poderiam contribuir significativamente para a maximização das performances reativas, tendo em vista as consideráveis perdas por elutriação para fora do reator.
4. A realização de medições transversais mais detalhadas na seção transversal do leito, principalmente visando estabelecer as contribuições relativas de bolhas e emulsão para as concentrações de gases medidas.

5. A consideração de outros tipos de carvões e calcários.
6. A utilização de misturas de carvões com diferentes biomassas, principalmente visando a avaliação de potencial para minimização de impactos ambientais.

7 BIBLIOGRAFIA

ADÁNEZ, J., & ABÁNADES, J. (1992). "Modeling of lignite combustion in atmospheric fluidized bed combustors: 1 selection of submodels and sensitivity analysis." *Industrial Engineering Chemistry Research* , 31, 2286-2296.

AGARWAL, K., & LaNAUZE, R. (1989). "Transfer processes local to the coal particle: a review of drying devolatilization and mass transfer in fluidized bed combustion." *Chem. Eng. Res. Des.* , 69, 457-480.

ANDRADE, J. F. M., VENTURA, R. O. & SADDY, M. (1978). "Combustão Fluidizada como Tecnologia Energética para Matérias - primas Brasileiras", Proceedings , 3 ° Congresso Brasileiro de Engenharia Química, Rio de Janeiro.

AVEDESIAN, M., & DAVIDSON, J. (1973). Combustion of Carbon Particles in a Fluidised Bed. *Trans. Instn Chem. Engrs*, 51, 121-130.

ÁVILA, I. (2005). "*Estudo termogravimétrico da absorção de dióxido de enxofre por calcário*". Universidade de São Paulo, Escola de Engenharia de São Carlos, São Carlos.

ÁVILA, I. (2008). "*Um estudo da sorção de 'SO₂' por calcário em analisador termogravimétrico e na combustão de carvão em leito fluidizado*". Universidade de São Paulo, Escola de Engenharia de São Carlos, São Carlos.

BABU, S., SHAH, B., & TALWALKAR, A. "Fluidization Correlations for Coal Gasification Materials Minimum Fluidization Velocity and Fluidized bed Expansion Ratio". *A.I. Ch.* , 74, 176-186.

BEJAN, A. (1984). "*Convection Heat Transfer.*" North Carolina: John Wiley & Sons, Inc.

BEWS, I., HAYHURST, A., RICHARDSON, S. & TAYLOR, S. (2001). "The Order, Arrhenius Parameters, and Mechanism of the Teaction Between Gaseous Oxygen and Solid Carbon." *Combustion and Flame* , 124, 231-245.

CAMARGO, F. (2001). "*Qualificação de Calcário Brasileiros Quanto à Absorção de SO₂ em Leito Fluidizado para Condições Típicas.*" Universidade de São Paulo, Escola de Engenharia de São Carlos, São Carlos.

CARVALHO, J., & LACAVA, P. (2003). "*Emissões em Processos de Combustão*". São Paulo: Unesp.

CHEN, J., & YANG, R. (1979). Ind Engeng Chem. Fundamental.

COSTA, M. (2000). "*Efeito da temperatura sobre a conversão e o coeficiente Global de Taxa de Reação na Absorção de SO₂ por Calcário em Reator de Lairo Fluidizado.*" Universidade de São Paulo, Escola de Engenharia de São Carlos, São Carlos.

COSTA, M. (2005). "*Emissões poluentes na combustão em leito fluidizado de cavão mineral*". Universidade de São Paulo, Escola de Engenharia de São Carlos, São Carlos.

CRNKOVIC, P. (2003). "*Análise Termogravimétrica para a determinação de fatores que afetam a eficiência de sorção de SO₂ por calcário na combustão de carvões.*" Universidade de São Paulo, Instituto de Química de São Carlos, São Carlos.

CUNHA, J. C. C. (1986). "Combustão em Leito Fluidizado", Proccedings, Seminário: O carvão Mineral na Nova Realidade Brasileira, Itaipava, 255 – 265.

DAMAN, E. L. (1977) "Fluidized Bed Combustion Characteristics". Conference on Engineering Fluidized Bed Combustion Systems for Industrial Use. Columbus, Ohio, 1 – 15.

DAVIDSON, J., & HARRISON, D. (1963). "*Fluidised Particles.*" Cambridge: Cambridge University Press.

DORAISWAMY, L., & KULKARNI, B. (1987). “*Transport Processes in FLUIDIZED BED REACTORS*” (Vol. VII). (R. M. Arun S. Mujumdar, Ed.) Pune: Wiley Eastern Limited.

DURÃO, D., FERRÃO, P., & HEITOR, M. (1989). “On Modelling the Burning of a High-Ash Coal in Fluidized Bed.” *Combustion Science and Technology*, 64, 81-95.

DURÃO, D., FERRÃO, P., GULYURTLU, I., & HEITOR, M. (1990). “Combustion Kinetics of High-Ash Coals in Fluidized Beds.” *Combustion and Flame*, 79, 162-174.

EHRLIC, S. (1975) “A Coal Fired Fluidized Bed Boiler”. Fluidized Combustion Conference. London.

FERNÁNDEZ, M., & LYNKFELT, A. (2001). “Concentration of sulphur compounds in the combustion chamber of a circulating fluidized-bed boiler.” *Fuel*, 80, 321-326.

FERNÁNDEZ, M., LYNKFELT, A., & JOHNSON, F. (2000). “Gas Concentration in the Lower Part of the of combustion chamber of a circulating fluidized-bed boiler: Influence of bed height.” *Energy & Fuels*, 14 (6), 1127-1132.

GELDART, D. (1986). “*Gas Fluidization Technology*.” New York: John Wiley & Sons Inc.

HAYHURST, A. (1991). “Does carbon monoxide burn inside a fluidized bed.” A new model for the combustion of coal char particles in fluidized beds. *Combustion and Flame*, 79, 155-168.

HAYHURST, A., & LAWRENCE, A. (1996). “The Amounts of NO_x and N₂O Formed in Fluidized Bed Combustor during the Burning of Coal Volatiles and Also of Char.” *Combustion and Flame*, 105, 341-357.

HAYHURST, A., & TUCKER, R. (1990). “The combustion of carbon monoxide in a two-zone fluidized bed.” *Combustion and Flame*, 79, 175-189.

HENSCHER, D. B. (1977) "Environmental Emissions from Coal Fired Industrial Fluidized Bed Boilers". Conference on Engineering Fluidized Bed Combustion Systems for Industrial Use. Columbus. Ohio.

HOWARD, J. (1989). *Fluidized Bed Technology: Principles and Applications*. (M. A. Barr, Ed.) Bristol: J.W. Arrowsmith Ltd.

HOWARD, J. (1983). "*FLUIDIZED BEDS: Combustion and Applications*." Applied Science Publishers LTD.

JONKE, A.A., SWIFT, W.M. & VOGEL, G. J.(1975). "Fluidized Bed Combustion: Development Status", Transactions, 258, 159 – 167.

KARPPANEN, E. (2000). "Advanced Control of Industrial Circulating Fluidized bed Boiler Using Fuzzi Logic. 135 p. Dissertação (Mestrado em Engenharia de processos). Faculdade de Tecnologia – University de Oulu, Oulu.

KHAN, W. Z., & GIBBS, B. (1996). "SO_x Emissions from a Fluidized – Bed Combustor with and Without Limestone Addition." *Elsevier Science Ltd* , 21, 105-113.

KUNNII, D., & LEVENSPIEL, O. (1991). *Fluidization Engineering*, 2nd ed. London: Butterworth – Heinemann.

LaNAUZE, R. (1980). "Fluidized Combustion: system and applications". *Inst. Energy Symp. ser.* , 4, 1-20.

LAURENDEU, N. (1978). "Heterogeneous Kinetics of Coal Char Gasification and Combustion." *Prog. Energy Combust* , 4, 221-270.

LEMCOFF, N. (1988). "Fluidized bed combustion of high ash chars." *Combustion Science and Technology* , 62, 131-147.

MICHEL, J. (2004). "*Influência da temperatura sobre a absorção de SO₂ por calcários na combustão em leito fluidizado de carvão mineral*." Universidade de São Paulo, Escola de Engenharia de São Carlos, São Carlos.

MILIOLI, F. (1991). “*A model for Particles Size Distribution and Elutriation in Fluidized Beds.*” University of Sheffield.

MILIOLI, F. (1996). “Atmospheric Bubbling Fluidized Bed Combustion: Application to High Ash Coals and Approach to Scientific Research.” *Soc. Mechanical Sciences* , 17, 127-142.

MINISTERIO DE MINAS E ENERGIA, (1978) “Balanço Energético nacional.” Brasília.

O'NEILL, P. (1995). “*Environmental Chemistry.*” London: Chapman & Hall.

ROSS, I., & DAVIDSON, J. (1981). “The Combustion of Carbon Particles in a Fluidised Bed.” *Trans. Inst Chem. Engrs* , 59, 108-114.

ROSS, I., PATEL, M., & DAVIDSON. (1981). “The Temperature of Burning Carbon Particles in Fluidised Bed.” *Institution of Chemical Engineers* , 59, 83-88.

SADDY, M. & CUNHA, N. M. C. (1981) “Design Criteria and Economics of Small Industrial Fluidized Bed Boilers in Brazil”, Proceedings, Fluidized Combustion Conference, ERI, University of Cape Town, 22-242.

SAMANIEGO, J. (2003). “*Efeito da Concentração de SO₂ nas Reações de Calcinação e Sulfatação de Calcários em Reator de Leito Fluidizado.*” Universidade de São Paulo, Escola de Engenharia de São Carlos, São Carlos.

SCHULZ, H. (2003). “*O Essencial em Fenômenos de Transporte* “(1ª Edição ed.). São Carlos: Serviço Gráfico - EESC -USP.

SCHÜTTE, K., WITTLER, W., ROTZOLL, G., & SHÜGERL, K. (1989). “Spatial distributions of O₂, CO₂ and SO₂ in a pilot-scale fluidized bed combustor operated with different coals.” *Fuel* , 68, 1499-1502.

SCOTT, S., DAVIDSON, J., DENNIS, J., & HAYHURST, A. (2007). "The devolatilisation of particles of a complex fuel (dried sewage sludge) in a fluidised bed." *Chemical Engineering Science*, 62, 584-598.

SILVA FILHO, C. G. (2002). "*Estudo cinético-químico não isotérmico e caracterização da combustão de um carvão CE4500.*" Universidade de São Paulo – Escola de Engenharia de São Carlos, São Carlos.

SILVA, F. F. (2003). "*Efeito da distribuição granulométrica do calcário na absorção de SO₂ em reator de leito fluidizado*". Universidade de São Paulo- Escola de engenharia de São Carlos, São Carlos.

SILVA, G. F. (2001). *Efeito do tamanho médio de particulado sobre a conversão e o coeficiente global de taxa de reação na absorção de SO₂ por calcário em reator de leito fluidizado*. Universidade de São Paulo-Escola de Engenharia de São Carlos, São Carlos.

SOUZA, L. (1999). "*Análise do comportamento hidrodinâmico de um leito fluidizado borbulhante no plano tempo-frequência.*" Escola de Engenharia de São Carlos, Universidade de São Paulo, São Carlos.

SMITH, J. W. (1977). "A comparison of Industrial and Utility Fluidized Bed Combustion Boiler Design Consideration". Conference on Fluidized Bed Combustion Systems for Industrial Use. Columbus. Ohio. 53 - 66.

TARELHO, L., MATOS, A., PEREIRA, F. & DIEGO, L. (2005). "The influence of operational parameters on SO₂ removal by limestone during fluidized bed." *Fuel Processing Technology*, 86, 1385-1401.

THOBER, C. W. A. & CUNHA, J. C. C. (1978). "Combustão em Leito Fluidizado do Carvão Mineral Brasileiro". Carvão Informação e Pesquisa. 1, 84 – 93.

TURESO, J. (2005). “*Estudo de uma Planta Piloto para Combustão em Leito Fluidizado de Carvões minerais Brasileiros com Altos Teores de Cinza*”. Universidade d São Paulo, Escola de Engenharia de São Carlos, São Carlos.

VALK, M. (1995). “*Atmospheric Fluidized Bed Coal Combustion.*” (ELSEVIER, Ed.) The Netherlands.

WEN, C. & YU, Y. (1966).”A Generalized Method for Predictiong the Minimum Fluidization Velocity.” *A.I.Ch.E.* , 12, 610-612.

YATES, J. (1983). “*Fundamentals of fluidized-bed chemical processes.*” London: Butterworths.

ZHENG, J., YATES, J., & ROWE, P. (1981).”A Model for Desulphurisation with With Limestone in a Fluidized Coal Combustor.” *Chemical Engineering Science* , 37, 167-174.

8 APÊNDICE A: DIFICULDADES E SOLUÇÕES RELATADAS DURANTE A OPERAÇÃO DO REATOR DE LEITO FLUIDIZADO

Abaixo segue a relação das dificuldades enfrentadas na operação do reator de leito fluidizado e as soluções propostas durante os procedimentos.

- Para melhorar a regulação do fluxo de ar para o leito:

Houve dificuldade para regular com precisão o fluxo de ar para o leito que foi realizado através de uma válvula borboleta.

O fluxo de ar melhorou sensivelmente após a troca da válvula borboleta por outra válvula de gaveta ajustada por rosca de transmissão.

- Má fluidização do leito:

Houve dificuldade na fluidização do leito denso devido ao acúmulo de areia na camada plena do leito que ocasionou a obstrução dos canais das torres injetoras de ar.

Foi necessária uma revisão periódica da câmara plena para limpeza do acúmulo de areia das torres injetoras de ar.

- Descolamento das juntas de amianto ao longo do reator:

Durante os testes ocorreu vazamento de gases entre algumas juntas do reator, principalmente nas juntas do sistema de visualização do leito e entre os três primeiros módulos do reator (câmara plena, módulo do leito denso e primeiro módulo do *freeboard*).

A solução para impedir o vazamento foi a verificação dos torques de fixação das juntas problemáticas antes da partida e durante os testes, e em algumas situações houve a interrupção dos testes para a substituição das juntas.

- Acumulo de água e particulado na linha de amostragem dos gases:

Foi constatado um acúmulo de água na linha de amostragem.

A dificuldade foi solucionada com a retirada da válvula distribuidora de gases e a limpeza periódica de cada linha durante a realização dos testes com ar comprimido.

- Aglomeração na entrada do sistema de alimentação do carvão para o reator:

Notou-se a presença de material aglomerado na parede e na entrada do canal do sistema de alimentação de carvão para o leito.

Isso foi solucionado com a inclusão de uma camisa de água, sistema de refrigeração por água (Figuras A.1; A.2 e A.3) cercando o canal de alimentação de carvão e de dois sistemas de desobstrução. Sendo um através de um fluxo de ar comprimido e outro por um sistema de raspagem das paredes internas do canal de alimentação do carvão. Foi necessário também, diminuir a altura do nível do leito.

Figura A. 1.- Croquis de concepção da camisa de água

Figura A. 2.- Foto da Camisa de água

Figura A. 3.- Camisa de água dentro do reator

- Trincas nas cantoneiras de sustentação do primeiro módulo do reator:

As cantoneiras superiores do primeiro módulo do reator, onde se localiza o leito denso, apresentou trincas ocasionando o vazamento do material do leito e dos gases da combustão. Este problema ocorreu devido à incompatibilidade dos materiais que originou as trincas iniciais e foram agravadas pelas frequentes dilatações.

A solução encontrada para impedir o vazamento foi a substituição das cantoneiras de aço 1020 por cantoneiras do mesmo material do módulo, aço inoxidável 320.

Figura A. 4.- Vista de um dos cantos do corpo do reator e cantoneiras. Observar a espessura da trinca e sua extensão, os quatros cantos apresentavam mesmas trincas e de forma mais perceptível pelo lado interior.

Figura A. 5.- Vista do mesmo canto da Figura A.4 após reparo

- Entupimento no início das sondas de análise de gás:

Devido ao alto fluxo de gases mantidos pelas bombas de sucção dos analisadores e também pela baixa área da tela metálica houve um rápido entupimento nas telas metálicas das sondas de análise dos gases que servem de proteção contra a entrada de material particulado para as sondas.

A Substituição do dispositivo nas pontas das sondas permitiu um aumento aproximado de 24 vezes da área das telas metálicas e o posicionamento das bombas de sucção dos analisadores HORIBAS em série. Nas sondas posicionadas no leito denso um silo foi colocado no final de cada sonda para retenção de sólidos na passagem da tela de proteção. O jatear ar comprimido foi usado para limpeza interna de todas as sondas. O segmento circular inicial (A1) de diâmetro interno de 5,3 mm com área de $22,06 \text{ mm}^2$ foi trocado pela área (B1), ficando com 4 aberturas de cada lado da área com $132,57 \text{ mm}^2$, sendo a área total de $530,28 \text{ mm}^2$, o que provocou o aumento da área de sucção em até 24 vezes. Também a conexão simples de latão (A2) foi trocada por um recipiente de alumínio em formato cilíndrico (B2) aparentando um silo, com o objetivo de que o material sólido preso na sonda

fosse depositado neste local, após a injeção de ar comprimido. Conforme apresentado na Figura A.6 .

Figura A. 6.- Modificações feitas na sonda de amostragem de gases

- Demora no tempo de resposta do analisador de O₂ da marca HORIBA:

O analisador de O₂ da marca HORIBA apresentou falta de sensibilidade na estabilização e demorou cerca de 30 minutos para estabilizar. Este problema ocorreu devido ao acúmulo de sujeira nos componentes de análise internos.

Houve necessidade de limpeza com banho de ultra-som nos componentes metálicos que apresentaram acúmulos de sujeiras para solucionar o problema.

- Problema na aquisição de dados via computador:

Os dados da temperatura de algumas concentrações de gases se modificaram em determinadas condições do teste devido à carga estática nos analisadores de gases.

Com a troca das fontes elétricas, apresentaram defeitos e foi feito um aterramento e a anotação manual paralela dos dados mais relevantes em uma planilha de Excel, tornando possível solucionar a dificuldade.

- Corrosão do encaixe do silo de drenagem do termo-ciclone:

A tampa do encaixe do silo de drenagem do termo-ciclone apresentou avançado estado de corrosão, tornando insalubre o local da amostragem do material elutriado. A solução encontrada foi a montagem de uma nova tampa.

9 APÊNDICE B: VALVULA DISTRIBUIDORA DE GASES

Os gases que saíam da sonda foram encaminhados continuamente para a linha dos analisadores, onde um filtro de vidro higroscópico e uma caixa condensadora garantiram a retenção do particulado e da umidade antes de serem enviados para os analisadores de gases, através de uma válvula de fluxo cruzado. A válvula de fluxo cruzado ou distribuidoras que é mostrado na Figura B.1 permitiu a variação entre o fluxo de gases das sondas e o ar atmosférico em cada linha.

Figura B. 1.- Válvula Distribuidora de gases

10 APÊNDICE C: TABELAS DOS GASES DE AMOSTRAGEM

Nas tabelas abaixo são apresentadas as médias e desvios das concentrações dos gases obtidos pelo sistema de aquisição de dados e dos analisadores de gases. A amostra SO₂* é medido pelo analisador Horiba de 4000 ppm.

Tabela C. 1.- Dados das concentrações médias e desvios sem calcário nos diversos pontos de aquisição dos gases obtidos pelo sistema de aquisição de dados no teste U/Umf = 4

Sonda	Horiba (Sistema de aquisição)										
	POSIÇÃO (mm)			CO ₂ (% Vol.)	des. (% Vol.)	O ₂ (% Vol.)	des. (% Vol.)	SO ₂ (ppm)	des (ppm)	SO ₂ * (ppm)	des (ppm)
	X	Y	Z								
S1	0	125	20	15,63	0,09	0,00	0,00	704,43	6,77	681,30	8,36
S2	0	0	70	14,23	0,10	2,42	0,14	955,34	2,29	1173,97	25,28
S3	0	-125	120	14,51	0,10	2,26	0,12	955,44	2,44	1554,53	22,47
S4	0	125	170	15,36	0,12	2,20	0,23	943,51	19,18	1038,79	102,46
S5	0	0	220	14,62	0,10	3,35	0,11	623,30	50,51	597,45	99,29
S6	0	-125	270	14,37	0,17	4,17	0,42	394,52	21,04	300,98	19,95
S7_1	0	-125	320	14,50	0,09	3,75	0,11	475,58	20,43	372,69	21,80
S7_2	0	0	320	14,33	0,14	4,08	0,12	564,19	16,81	469,42	10,11
S7_3	0	125	320	14,22	0,09	4,67	0,11	338,62	24,12	213,99	23,16
S8_1	0	-125	370	14,96	0,11	2,35	0,09	494,16	35,60	371,18	38,53
S8_2	0	0	370	14,16	0,10	4,38	0,17	637,46	20,11	516,32	93,05
S8_3	0	125	370	14,40	0,09	4,41	0,10	435,94	11,97	299,60	14,64
S9_1	180	-125	650	13,92	0,09	5,20	0,10	954,02	2,70	1102,25	20,11
S9_2	0	-125	650	13,85	0,09	5,57	0,13	954,80	3,52	995,90	28,11
S9_3	-180	-125	650	14,05	0,12	5,52	0,12	911,00	42,63	810,13	83,24
S10	0	-125	950	14,91	0,10	2,64	0,20	954,47	9,37	1379,49	17,53
S11	0	-125	1250	12,89	0,23	8,09	0,44	954,67	2,65	1054,25	14,07
S12	0	-125	1550	13,76	0,11	5,73	0,11	954,03	2,31	946,61	15,61
S13	0	-125	1850	14,35	0,10	4,24	0,14	954,03	2,51	1386,51	15,18
S14	0	-125	2450	15,12	0,09	2,02	0,13	954,19	2,41	1414,82	10,29
Exaustão				15,63	0,09	0,43	0,15	954,30	2,38	1463,88	22,60

Tabela C. 2.- Dados das concentrações dos gases sem calcário nos diversos pontos de aquisição dos gases obtidos visualmente dos analisadores de gases nos teste U/Umf= 4

Sonda	POSIÇÃO (mm)			HORIBA			TECNOMOTOR				
				CO ₂	O ₂	SO ₂	CO ₂	CO	O ₂	NO _x	THC
	X	Y	Z	(% Vol.)	(% Vol.)	(ppm)	(% Vol.)	(% Vol.)	(ppm)	(ppm)	(ppm)
S1	0	125	20	15,63	under	706	16,5	0,1	2,99	8	84
S2	0	0	70	14,12	2,42	1440	14,1	3,38	2,3	84	16
S3	0	-125	120	14,51	2,26	1815	14,7	3,33	3,17	345	175
S4	0	125	170	15,36	2,2	1150	17,3	3,47	0,94	150	385
S5	0	0	220	14,62	3,35	693	15,0	3,34	2,43	78	1171
S6	0	-125	270	14,37	4,17	396	12,7	1,34	5,69	30	506
S7_1	0	-125	320	14,50	3,75	600	16,1	2,05	1,35	175	580
S7_2	0	0	320	14,33	4,08	552	13,7	1,89	3,7	104	703
S7_3	0	125	320	14,22	4,67	365	14,0	1,11	4,69	275	296
S8_1	0	-125	370	14,96	2,35	525	15,8	1,73	2,03	287	734
S8_2	0	0	370	14,16	4,37	632	15,1	1,70	2,74	180	722
S8_3	0	125	370	14,40	4,41	449	14,3	1,18	3,88	70	495
S9_1	180	-125	650	13,92	5,20	1354	13,7	1,38	4,4	349	489
S9_2	0	-125	650	13,85	5,57	1268	13,1	1,35	5,04	263	534
S9_3	-180	-125	650	14,05	5,52	1225	13,8	0,93	4,86	212	225
S10	0	-125	950	14,91	2,64	1638	15,8	1,38	2,05	364	442
S11	0	-125	1250	12,89	8,09	1354	10,8	0,93	8,17	310	300
S12	0	-125	1550	13,76	5,73	1276	13,6	1,19	4,87	375	386
S13	0	-125	1850	14,35	4,24	1693	15,3	1,33	2,93	374	432
S14	0	-125	2450	15,12	2,02	1710	16,0	1,41	1,69	349	432
Exaustão				15,63	0,43	1743	16,6	1,47	0,92	331	439

Tabela C. 3.- Dados das concentrações médias e desvios com calcário nos diversos pontos de aquisição dos gases obtidos pelo sistema de aquisição de dados no teste U/Umf= 4

Sonda	Horiba (Sistema de aquisição)										
	POSIÇÃO (mm)			CO ₂	des.	O ₂	des.	SO ₂	des.	SO ₂ *	des.
	X	Y	Z	(% Vol.)	(% Vol.)	(% Vol.)	(% Vol.)	(ppm)	(ppm)	(ppm)	(ppm)
S1	0	125	20	12,26	0,12	8,61	0,16	223,89	13,59	83,33	11,52
S2	0	0	70	15,00	0,10	2,87	0,16	206,00	11,59	65,52	9,57
S3	0	-125	120	15,95	0,09	1,66	0,16	852,53	27,64	710,00	40,02
S4	0	125	170	15,56	0,10	2,69	0,23	702,64	41,03	537,26	42,33
S5	0	0	220	16,10	0,13	3,33	0,20	580,29	52,93	439,03	51,87
S6	0	-125	270	16,41	0,17	2,21	0,16	516,24	17,67	381,56	27,56
S7	0	-125	320	15,08	0,09	3,50	0,15	440,07	11,00	301,28	13,39
S8	0	0	370	15,33	0,14	2,39	0,23	376,62	39,67	232,98	9,32
S9_1	0	125	650	14,55	0,18	4,11	0,20	417,72	70,17	275,00	72,13
S9_2	0	-125	650	14,87	0,16	3,54	0,30	335,96	25,95	192,97	22,90
S9_3	0	0	650	15,21	0,15	2,75	0,37	347,25	12,40	203,21	12,66
S10	0	125	950	15,92	0,13	1,05	0,11	463,69	9,01	325,14	10,45
S11	180	-125	1250	15,12	0,10	3,00	0,21	457,31	6,54	313,43	8,13
S12	0	-125	1550	14,74	0,11	3,98	0,15	469,48	7,33	330,16	9,66
S13	-180	-125	1850	15,23	0,11	2,80	0,30	391,84	10,15	343,36	16,22
S14	0	-125	2450	15,26	0,11	2,81	0,24	468,71	9,67	330,11	12,78
Exaustão				16,12	0,11	0,00	0,00	478,36	4,94	340,29	5,04

Tabela C. 4.- Dados das concentrações dos gases com calcário nos diversos pontos de aquisição dos gases obtidos visualmente dos analisadores de gases nos teste U/Umf=4

Sonda	POSIÇÃO (mm)			HORIBA			TECNOMOTOR				
				CO ₂	O ₂	SO ₂	CO ₂	CO	O ₂	NO _x	THC
	X	Y	Z	(% Vol.)	(% Vol.)	(ppm)	(% Vol.)	(% Vol.)	(ppm)	(ppm)	(ppm)
S1	0	125	20	12,23	8,59	119	10,9	0,03	9,1	88	1
S2	0	0	70	15,13	2,78	220	16,8	0,31	2,13	88	17
S3	0	-125	120	16,12	1,61	843	18,9	0,48	1,4	128	27
S4	0	125	170	15,72	2,6	735	17,9	0,35	3,58	388	29
S5	0	0	220	15,84	4,37	405	13,6	0,52	19,69	56	326
S6	0	-125	270	16,6	2,33	519	Erro	Erro	Erro	Erro	Erro
S7	0	-125	320	15,18	3,44	426	16,3	0,52	3,61	6	367
S8	0	0	370	15,48	2,26	390	17,6	0,68	1,7	13	387
S9_1	0	125	650	14,63	4,35	551	14,9	0,59	5,43	115	834
S9_2	0	-125	650	14,97	3,42	270	15,8	0,39	4,17	132	388
S9_3	0	0	650	15,4	2,43	352	16,9	0,38	2,49	325	360
S10	0	125	950	15,9	1,50	465	16,5	0,49	3,00	294	548
S11	180	-125	1250	15,25	2,98	464	14,9	0,44	5,57	223	519
S12	0	-125	1550	14,72	4,19	463	14,8	0,51	4,97	171	616
S13	-180	-125	1850	15,34	2,74	484	16,9	0,57	2,90	211	696
S14	0	-125	2450	15,38	2,65	477	17,4	0,56	1,90	264	671
Exaustão				16,35	under	479	18,5	0,58	0,54	321	689

Tabela C. 5.- Dados das concentrações médias e desvios sem calcário nos diversos pontos de aquisição dos gases obtidos pelo sistema de aquisição de dados no teste U/Umf = 6.

Sonda	POSIÇÃO (mm)			Horiba (Sistema de aquisição)							
				CO ₂	des.	O ₂	des.	SO ₂	des.	SO ₂ *	des.
	X	Y	Z	(% Vol.)	(% Vol.)	(% Vol.)	(% Vol.)	(ppm)	(ppm)	(ppm)	(ppm)
S1	0	125	20	9,03	0,15	10,64	0,15	478,67	52,29	312,82	53,28
S2	0	0	70	12,60	0,12	5,21	0,17	954,09	2,45	986,60	62,12
S3	0	-125	120	14,45	0,10	2,42	0,13	947,44	18,13	1010,92	126,19
S4	0	125	170	12,74	0,11	4,87	0,11	945,74	19,46	1083,92	221,37
S5	0	0	220	14,08	0,12	2,72	0,19	954,50	2,31	1245,48	78,72
S6	0	-125	270	15,18	0,15	0,05	0,32	869,31	62,34	724,07	92,54
S7	0	-125	320	13,96	0,10	2,90	0,12	633,14	68,74	481,72	72,25
S8	0	0	370	13,64	0,09	3,65	0,15	821,12	32,82	688,71	34,77
S9_1	0	125	650	13,67	0,17	3,75	0,31	472,94	64,04	311,14	66,64
S9_2	0	-125	650	13,73	0,10	3,63	0,16	534,36	32,31	357,58	31,51
S9_3	0	0	650	13,32	0,08	4,42	0,16	797,86	18,96	633,89	22,00
S10	0	125	950	14,55	0,10	1,90	0,21	588,13	68,48	417,50	64,87
S11	180	-125	1250	11,11	0,10	8,13	0,12	581,91	14,88	412,52	17,56
S12	0	-125	1550	13,29	0,14	4,66	0,20	801,29	36,32	640,59	46,37
S13	-180	-125	1850	13,57	0,12	4,07	0,17	806,47	16,10	644,64	19,58
S14	0	-125	2450	14,21	0,13	2,75	0,32	683,96	21,94	508,46	23,26
Exaustão				15,00	0,10	0,75	0,21	950,17	7,01	864,40	31,08

Tabela C. 6.- Dados das concentrações dos gases sem calcário nos diversos pontos de aquisição dos gases obtidos visualmente dos analisadores de gases nos teste U/Umf= 6

Sonda	POSIÇÃO (mm)			HORIBA			TECNOMOTOR				
				CO ₂	O ₂	SO ₂	CO ₂	CO	O ₂	NO _x	THC
	X	Y	Z	(% Vol.)	(% Vol.)	(ppm)	(% Vol.)	(% Vol.)	(ppm)	(ppm)	(ppm)
S1	0	125	20	9,03	10,81	421	6,5	0,01	13,89	251	6
S2	0	0	70	12,63	5,19	1176	10,8	0,35	8,25	102	8
S3	0	-125	120	14,64	1,86	1686	15,1	1,58	3,6	81	254
S4	0	125	170	14,52	2,39	934	14,8	0,37	3,72	82	16
S5	0	0	220	12,78	4,87	1665	11,1	0,86	7,52	189	253
S6	0	-125	270	13,80	3,49	1570	14,3	1,11	3,54	131	324
S7	0	-125	320	14,00	2,87	681	12,9	1,41	5,08	152	585
S8	0	0	370	13,67	3,60	755	13,7	1,63	3,65	122	708
S9_1	0	125	650	13,80	5,52	402	14,1	1,04	3,87	304	79
S9_2	0	-125	650	13,81	3,54	572	14,3	1,07	3,93	361	167
S9_3	0	0	650	13,39	4,40	774	12,7	0,57	6,44	372	23
S10	0	125	950	14,64	1,80	664	14,9	0,81	3,09	343	70
S11	180	-125	1250	11,18	8,06	581	9,60	0,31	9,60	200	12
S12	0	-125	1550	13,35	4,55	823	12,1	0,49	6,73	258	17
S13	-180	-125	1850	13,63	3,99	832	13,9	0,54	4,41	292	6
S14	0	-125	2450	14,34	2,54	719	14,5	0,60	3,80	300	11
Exaustão				14,80	1,50	891	14,8	0,58	2,88	312	14

Tabela C. 7.- Dados das concentrações médias e desvios com calcário nos diversos pontos de aquisição dos gases obtidos pelo sistema de aquisição de dados no teste U/Umf= 6

Sonda	Horiba (Sistema de aquisição)										
	POSIÇÃO (mm)			CO ₂	des.	O ₂	des.	SO ₂	des.	SO ₂ *	des.
	X	Y	Z	(% Vol.)	(% Vol.)	(% Vol.)	(% Vol.)	(ppm)	(ppm)	(ppm)	(ppm)
S1	0	125	20	9,60	0,19	10,08	0,20	204,25	8,55	57,23	8,20
S2	0	0	70	12,72	0,16	6,11	0,33	171,81	4,57	31,16	3,32
S3	0	-125	120	15,36	0,10	2,91	0,12	265,47	11,63	120,15	12,90
S4	0	125	170	15,06	0,17	3,15	0,28	269,47	23,07	147,08	22,13
S5	0	0	220	14,37	0,11	3,17	0,16	525,64	40,64	369,55	41,64
S6	0	-125	270	14,81	0,13	2,31	0,13	374,52	25,76	225,15	25,09
S7	0	-125	320	14,59	0,11	2,68	0,12	654,14	19,51	200,05	20,63
S8	0	0	370	14,23	0,10	3,46	0,12	328,64	51,45	508,56	56,19
S9_1	0	125	650	14,21	0,14	3,34	0,23	228,05	10,25	187,93	9,92
S9_2	0	-125	650	13,86	0,12	4,34	0,22	276,17	7,86	88,17	8,20
S9_3	0	0	650	12,77	0,14	6,60	0,25	195,03	20,09	132,35	16,47
S10	0	125	950	14,48	0,15	3,24	0,30	217,17	9,73	58,74	7,64
S11	180	-125	1250	12,88	0,11	6,03	0,22	249,53	5,51	79,32	4,31
S12	0	-125	1550	13,30	0,15	5,22	0,14	230,02	4,58	109,13	3,87
S13	-180	-125	1850	14,59	0,12	2,67	0,24	305,57	5,32	90,98	5,07
S14	0	-125	2450	14,68	0,11	2,55	0,22	683,96	14,56	159,20	13,11
Exaustão				15,19	0,12	1,34	0,22	312,16	6,49	166,70	6,64

Tabela C. 8.- Dados das concentrações médias e desvios com calcário nos diversos pontos de aquisição dos gases obtidos pelo sistema de aquisição de dados no teste $U/U_{mf} = 6$

Sonda	POSIÇÃO (mm)			HORIBA			TECNOMOTOR				
				CO ₂	O ₂	SO ₂	CO ₂	CO	O ₂	NO _x	THC
	X	Y	Z	(% Vol.)	(% Vol.)	(ppm)	(% Vol.)	(% Vol.)	(ppm)	(ppm)	(ppm)
S1	0	125	20	9,25	9,95	200	7,4	0,01	13,37	235	1
S2	0	0	70	12,75	6,27	166	13	0,02	9,03	81	1
S3	0	-125	120	15,45	2,99	277	18,3	0,21	3,39	81	109
S4	0	125	170	15,12	3,39	310	17,3	0,15	3,27	82	91
S5	0	0	220	14,33	3,35	556	12,2	0,31	7,68	106	158
S6	0	-125	270	14,9	2,37	357	16,1	0,41	3,14	81	148
S7	0	-125	320	14,64	2,71	354	15,4	0,38	3,97	81	233
S8	0	0	370	14,26	3,51	592	15,4	0,51	3,78	81	238
S9_1	0	125	650	14,32	3,20	340	15,8	0,80	2,93	267	277
S9_2	0	-125	650	13,94	4,35	234	14,5	0,46	4,90	176	46
S9_3	0	0	650	12,88	6,47	255	12,8	0,35	7,16	123	1
S10	0	125	950	14,60	3,05	210	15,1	0,57	4,52	249	57
S11	180	-125	1250	12,96	5,97	221	11,6	0,42	8,42	385	38
S12	0	-125	1550	13,44	5,05	249	12,5	0,38	7,43	368	22
S13	-180	-125	1850	14,65	2,70	237	15,3	0,49	4,01	333	26
S14	0	-125	2450	14,78	2,44	325	15,3	0,41	3,88	334	7
Exaustão				15,30	1,24	538	16,4	0,46	2,66	395	1

11 APÊNDICE D: TERMO CICLONE

É um dispositivo desenvolvido no LETeF para realizar a separação inercial do material particulado e o resfriamento do produto de combustão de forma simultânea. É composto por quatro pequenos ciclones aletados internamente de forma a acentuar a eficiência de separação e a transferência de calor para a água de resfriamento.

Na Figura D.1 se apresenta um esquema do termo-ciclone e nas. Nas Tabelas D.1. a D.4 se apresentam por ordem de ensaio respectivamente as distribuições granumétricas das amostras de particulados obtidos no elutriado retido no termo-ciclone dos 4 testes válidos deste projeto. Para amostras do elutriado foi utilizado um tempo de peneiramento de 1 hora e com o uso de peneiras entre uma faixa de 0 – 0,297 mm.

Figura D. 1.- Representação esquemática interna do termo-ciclone do LETeF

Tabela D. 1.- Distribuição granulométrica do elutriado retido no termo-ciclone, do teste SM1

Peneiras	Abertura das peneiras sucessivas, d_i	$\bar{d}_i$	Massa	Massa retida entre peneiras, X_i	$\bar{d}_i \cdot X_i$	$\frac{X_i}{\bar{d}_i}$
	(mm - mm)	(mm)	(g)	(adim)	(mm)	(mm ⁻¹)
1	0,297 – 0,210	0,2535	6,600	0,018	0,0046	0,072
2	0,210 – 0,177	0,1935	12,300	0,034	0,0066	0,177
3	0,177 – 0,149	0,1630	25,300	0,070	0,0114	0,431
4	0,149 – 0,125	0,1370	30,500	0,085	0,0116	0,619
5	0,125 – 0,105	0,1150	25,700	0,071	0,0081	0,621
6	0,105 – 0,074	0,0895	48,800	0,136	0,0122	1,515
7	0,074 – 0,037	0,0555	100,900	0,280	0,0155	5,051
8	0,037 – 0,000	0,0185	109,800	0,305	0,0056	16,491
Massa Total =			359,900	$\sum \bar{d}_i \cdot X_i =$	0,0757	
				$\sum \frac{X_i}{\bar{d}_i} =$		24,977
			$d_{m,mássico} =$	$\sum \bar{d}_i \cdot X_i =$	0,0757	mm
			$d_{m,superficial} =$	$1 / \sum \frac{X_i}{\bar{d}_i} =$	0,0400	mm

Tabela D. 2.- Distribuição granulométrica do elutriado retido no termo-ciclone, do teste SM2

Peneiras	Abertura das peneiras sucessivas, d_i	$\bar{d}_i$	Massa	Massa retida entre peneiras, X_i	$\bar{d}_i \cdot X_i$	$\frac{X_i}{\bar{d}_i}$
	(mm - mm)	(mm)	(g)	(adim)	(mm)	(mm ⁻¹)
1	0,297 – 0,210	0,2535	2,500	0,006	0,0015	0,025
2	0,210 – 0,177	0,1935	5,400	0,013	0,0025	0,07
3	0,177 – 0,149	0,1630	13,000	0,032	0,0052	0,199
4	0,149 – 0,125	0,1370	18,600	0,046	0,0063	0,339
5	0,125 – 0,105	0,1150	19,600	0,049	0,0056	0,426
6	0,105 – 0,074	0,0895	44,500	0,111	0,0099	1,242
7	0,074 – 0,037	0,0555	129,400	0,323	0,0179	5,823
8	0,037 – 0,000	0,0185	167,400	0,418	0,0077	22,599
Massa Total =			400,400	$\sum \bar{d}_i \cdot X_i =$	0,0568	
				$\sum \frac{X_i}{\bar{d}_i} =$		30,723
			$d_{m,mássico} =$	$\sum \bar{d}_i \cdot X_i =$	0,0568	mm
			$d_{m,superficial} =$	$1 / \sum \frac{X_i}{\bar{d}_i} =$	0,0325	mm

Tabela D. 3.- Distribuição granulométrica do elutriado retido no termo-ciclone, do teste SM3

Peneiras	Abertura das peneiras sucessivas, d_i	$\bar{d}_i$	Massa	Massa retida entre peneiras, X_i	$\bar{d}_i \cdot X_i$	$\frac{X_i}{\bar{d}_i}$
	(mm - mm)	(mm)	(g)	(adim)	(mm)	(mm ⁻¹)
1	0,297 – 0,210	0,2535	11,100	0,032	0,0015	0,128
2	0,210 – 0,177	0,1935	18,100	0,053	0,0025	0,273
3	0,177 – 0,149	0,1630	26,300	0,077	0,0052	0,471
4	0,149 – 0,125	0,1370	30,400	0,089	0,0063	0,648
5	0,125 – 0,105	0,1150	28,800	0,084	0,0056	0,732
6	0,105 – 0,074	0,0895	43,900	0,128	0,0099	1,433
7	0,074 – 0,037	0,0555	80,500	0,235	0,0179	4,237
8	0,037 – 0,000	0,0185	103,200	0,301	0,0077	16,297
Massa Total =			342,300	$\sum \bar{d}_i \cdot X_i =$	0,0828	
				$\sum \frac{X_i}{\bar{d}_i} =$		24,219
			$d_{m,mássico} =$	$\sum \bar{d}_i \cdot X_i =$	0,0828	mm
			$d_{m,superficial} =$	$\frac{1}{\sum \frac{X_i}{\bar{d}_i}} =$	0,0413	mm

Tabela D. 4.- Distribuição granulométrica do elutriado retido no termo-ciclone, do teste SM4

Peneiras	Abertura das peneiras sucessivas, d_i	$\bar{d}_i$	Massa	Massa retida entre peneiras, X_i	$\bar{d}_i \cdot X_i$	$\frac{X_i}{\bar{d}_i}$
	(mm - mm)	(mm)	(g)	(adim)	(mm)	(mm ⁻¹)
1	0,297 – 0,210	0,2535	8,800	0,017	0,00431	0,068
2	0,210 – 0,177	0,1935	21,600	0,042	0,00813	0,218
3	0,177 – 0,149	0,1630	35,900	0,070	0,01141	0,431
4	0,149 – 0,125	0,1370	48,100	0,094	0,01289	0,687
5	0,125 – 0,105	0,1150	41,600	0,081	0,00932	0,707
6	0,105 – 0,074	0,0895	65,700	0,128	0,01146	1,436
7	0,074 – 0,037	0,0555	136,000	0,266	0,01476	4,793
8	0,037 – 0,000	0,0185	153,600	0,300	0,00555	16,238
Massa Total =			511,300	$\sum \bar{d}_i \cdot X_i =$	0,07781	
				$\sum \frac{X_i}{\bar{d}_i} =$		24,578
			$d_{m,mássico} =$	$\sum \bar{d}_i \cdot X_i =$	0,0778	mm
			$d_{m,superficial} =$	$\frac{1}{\sum \frac{X_i}{\bar{d}_i}} =$	0,0406	mm

A seguir as tabelas D.5 a D.9 com as distribuições granulométrica do overflow (sangria).

Tabela D. 5.- Distribuição granulométrica da sangria retido no termo-ciclone, do teste SM1

Peneiras	Abertura das peneiras sucessivas, d_i	$\bar{d}_i$	Massa	Massa retida entre peneiras, X_i	$\bar{d}_i \cdot X_i$	$\frac{X_i}{\bar{d}_i}$
	(mm - mm)	(mm)	(g)	(% massa)	(mm)	(mm ⁻¹)
1	2,000 – 1,680	1,84	9,8	0,008	0,0147	0,004
2	1,680 – 1,410	1,545	17,69	0,015	0,0232	0,009
3	1,410 – 1,000	1,205	66,75	0,055	0,0662	0,046
4	1,000 – 0,710	0,855	165,8	0,137	0,1171	0,16
5	0,710 – 0,420	0,565	466,95	0,385	0,2175	0,682
6	0,420 – 0,125	0,273	395,5	0,326	0,089	1,198
7	0,125 – 0,000	0,063	89,3	0,074	0,0047	1,179
Massa Total =			1211,79	$\sum \bar{d}_i \cdot X_i =$	0,5324	
				$\sum \frac{X_i}{\bar{d}_i} =$		3,278
$d_{m,mássico} =$				$\sum \bar{d}_i \cdot X_i =$	0,532	mm
$d_{m,superficial} =$				$1 / \sum \frac{X_i}{\bar{d}_i} =$	0,305	mm

Tabela D. 6.- Distribuição granulométrica da sangria retido no termo-ciclone, do teste SM2

Peneiras	Abertura das peneiras sucessivas, d_i	$\bar{d}_i$	Massa	Massa retida entre peneiras, X_i	$\bar{d}_i \cdot X_i$	$\frac{X_i}{\bar{d}_i}$
	(mm - mm)	(mm)	(g)	(adim)	(mm)	(mm ⁻¹)
1	2,000 – 1,680	1,84	2,300	0,002	0,0037	0,001
2	1,680 – 1,410	1,545	3,630	0,003	0,0046	0,002
3	1,410 – 1,000	1,205	29,660	0,027	0,0353	0,023
4	1,000 – 0,710	0,855	157,580	0,145	0,1240	0,170
5	0,710 – 0,420	0,565	503,700	0,465	0,2627	0,823
6	0,420 – 0,125	0,273	293,080	0,271	0,0740	0,993
7	0,125 – 0,000	0,063	93,110	0,086	0,0054	1,375
Massa Total =			1083,060	$\sum \bar{d}_i \cdot X_i =$	0,5070	
				$\sum \frac{X_i}{\bar{d}_i} =$		3,387
$d_{m,mássico} =$				$\sum \bar{d}_i \cdot X_i =$	0,532	mm
$d_{m,superficial} =$				$1 / \sum \frac{X_i}{\bar{d}_i} =$	0,295	mm

Tabela D. 7.- Distribuição granulométrica do elutriado retido no termo-ciclone, do teste SM3

Peneiras	Abertura das peneiras sucessivas, d_i (mm - mm)	$\bar{d}_i$ (mm)	Massa (g)	Massa retida entre peneiras, X_i (adim)	$\bar{d}_i \cdot X_i$ (mm)	$\frac{X_i}{\bar{d}_i}$ (mm ⁻¹)
1	2,000 – 1,680	1,84	0,800	0,001	0,0037	0,000
2	1,680 – 1,410	1,545	2,200	0,002	0,0046	0,001
3	1,410 – 1,000	1,205	16,800	0,014	0,0353	0,012
4	1,000 – 0,710	0,855	76,480	0,065	0,1240	0,076
5	0,710 – 0,420	0,565	338,150	0,287	0,2627	0,508
6	0,420 – 0,125	0,273	635,220	0,539	0,0740	1,979
7	0,125 – 0,000	0,063	108,150	0,092	0,0054	1,469
Massa Total = 1177,800				$\sum \bar{d}_i \cdot X_i =$	0,3923	
				$\sum \frac{X_i}{\bar{d}_i} =$		4,045
$d_{m,mássico} =$				$\sum \bar{d}_i \cdot X_i =$	0,3923	mm
$d_{m,superficial} =$				$1 / \sum \frac{X_i}{\bar{d}_i} =$	0,2472	mm

Tabela D. 8.- Distribuição granulométrica do elutriado retido no termo-ciclone, do teste SM4

Abertura das peneiras sucessivas, d_i (mm - mm)	$\bar{d}_i$ (mm)	Massa (g)	Massa retida entre peneiras, X_i (adim)	$\bar{d}_i \cdot X_i$ (mm)	$\frac{X_i}{\bar{d}_i}$ (mm ⁻¹)
2,000 – 1,680	1,84	2,220	0,002	0,0037	0,001
1,680 – 1,410	1,545	7,000	0,006	0,0046	0,004
1,410 – 1,000	1,205	51,980	0,045	0,0353	0,037
1,000 – 0,710	0,855	188,330	0,162	0,1240	0,189
0,710 – 0,420	0,565	460,860	0,395	0,2627	0,700
0,420 – 0,125	0,273	412,910	0,354	0,0740	1,300
0,125 – 0,000	0,063	42,120	0,036	0,0054	0,578
Massa Total = 1165,420				$\sum \bar{d}_i \cdot X_i =$	0,5278
				$\sum \frac{X_i}{\bar{d}_i} =$	2,809
$d_{m,mássico} =$				$\sum \bar{d}_i \cdot X_i =$	0,528
$d_{m,superficial} =$				$1 / \sum \frac{X_i}{\bar{d}_i} =$	0,356

12 APÊNDICE E: MEDIÇÃO DO FLUXO DE AR DO SISTEMA DE ALIMENTAÇÃO DO REATOR

Os sistemas de medição de fluxo de fluido do tipo de pressão diferencial são amplamente usados no sector industrial. Em particular as placas de orifício gozam de uma vantagem comparativa importante, existe na literatura uma boa quantidade de informação relacionada com o comportamento destes elementos, incluídas diferentes normas de referencia para o desenho, construção, instalação e uso dos elementos de pressão diferencial.

Ainda quando este tipo de instrumentos há sido empregado desde principio do século XX em diversas indústrias hoje em dia cerca de 25 % do total de instrumentos para medição do fluxo de fluido instalado a nível internacional são de pressão do tipo diferencial. Em particular a indústria do transporte do gás natural faz uso de uma maior quantidade de placa de orifício para realizar a medição do gás que é transportado de um lugar a outro.

Medição do Fluxo da linha de ar para a Planta Piloto do LETeF da EESC-USP

Dados geais:

Diâmetro do orifício da placa d_{po} : 45,75 mm

Diâmetro (interno) do tubo d_D : 97,0 mm

Pressão Barométrica (P_{bar}): 692 mmHg

Pressão barométrica corrigida (P_{bc}) em mmHg:

$P_{bc} = P_{bar} + (700 - P_b) * (0,00323 * T_b + 0,0005) / (20) + (0,11049 * T_b + 0,0028)$; onde T_b de bulbo úmido em °C

Pressão Atmosférica padrão (P_a) = 101325 N/m²

Pressão Manométrica (P_m) antes da placa de orifício (mmCA)

Temperatura do Ambiente(T): em °C

Temperatura do duto antes da placa de orifício T_o : em °C

Temperatura do Leito (T_b): em °C em frio

Constante universal do gás R:287,041 J/kg°K

Coeficiente de compressibilidade Adiabática para o ar: $K_c = \frac{C_p}{C_v} = 1,4$

P_{Pa} , pressão atmosférica média local (649 mmHg)

W_{ar} , massa molecular do ar (28,96 kg / kmol.)

R_{ar} , constante do ar para um gás ideal (287 N.m / kg.K) .

Vazão Mássica (kg/h)

$$\dot{m} = 0,012513 * Y * k * d_{po}^2 * \sqrt{\rho_o * DP_c} .$$

Onde:

$$k [a \text{ dm.}]; Y [a \text{ dm.}]; d_{po} [mm]; \rho_o [kg / m^3]; DP_c [mmCA]$$

Constante $k [a \text{ dm.}]$

$$k = k_o * [1 + (0,002 + 0,026 * \beta^4) * k_o * \frac{1000}{\sqrt{Re_{po}}}]$$

Constante $k_o [a \text{ dm}]$, segundo a norma ASME.

Razão dos diâmetros:

$$\beta = \frac{d_{po}}{d_D} = 0,472$$

$$k_0 = 0,6004 + 0,35 * \beta^4 - 0,0052 * \beta_{0,5}^{1,5} + 0,62 \beta_{0,7}^{5/3}$$

$$\beta_{0,5} = \text{if}[(0,5 - \beta) > 0; (0,5 - \beta), 0]$$

$$\beta_{0,7} = \text{if}[(\beta - 0,7) > 0; (\beta - 0,7), 0]$$

Número de Reynold (adm.)

$$Re_{po} = \text{if}\left[\left(\frac{4000 * \dot{m}}{\pi * d_{po} * \mu * 3600}\right) > 100; \left(\frac{4000 * \dot{m}}{\pi * d_{po} * \mu * 3600}\right), 100\right]$$

Viscosidade cinemática do ar antes da placa de orifício $\left(\frac{kg}{m.s}\right)$

$$\mu = (3,958 * 10^{-8}) * T_o + 1,7242 * 10^{-5}$$

Densidade do ar antes da placa de orifício (kg / m³)

$$\rho_o = \frac{\left(\frac{P_{bar}}{760} * P_a + P_m * 9,81\right)}{[(T_o + 273,15) * 287]} \quad \text{Onde: } \rho = \frac{P}{RT}, \text{ equação de gases idéias.}$$

Diferença de pressão na placa corrigida (mmCA)

$$DP_c = (-0,4343 * T_o + 1008) * (DP / 998,2)$$

Coeficiente de expansão na placa de orifício para um fluido compressível (adm.)

$$Y = 1 - (0,41 + 0,35 * B^4) * \left[\frac{DP_C}{[(P_m + (\frac{P_{bar}}{760} * 10000))] } \right] * \frac{1}{K_C}$$

Para calcular o $\dot{m}$ (kg / h), temos as seguintes variáveis de entrada:

T_o (°C); DP (mmCA); P_m (mmCA); P_{bar} (mmHg); d_{PO} (mm); d_D (mm)

Onde:

$$U = \frac{\dot{m}_S}{\rho_b A_b}, \text{ velocidade superficial na base do leito (m/s)}$$

Sendo:

$$\dot{m}_S = \frac{\dot{m}}{3600}, \text{ fluxo de massa de ar na base do leito (m/s)}$$

$$\rho_b = \frac{\frac{P_{bar}}{760} * P_a}{[(T_b + 273,15) * 287]}, \text{ densidade na base do leito (kg/m}^3\text{)}$$

T_b, temperatura na base do leito (°C)

A_b = 0,25 área na base do leito (m²)

- Modelo de planilha usada para calcular a velocidade de fluidização no leito fluidizado.

Placa do orifício			Pressão local			Dados								
Diâmetro do tubo 27,0 mm			Pb (atm) 0,06 mmHg			Diâmetro do leito 500 mm Temperatura de operação 35,0 °C Área de seção transversal do leito 0,25 m²								
Diâmetro do orifício 47,75 mm			Tb (°C) 22,5											
			PSC 692,7 mmHg											
Sele 0,492 Coef. Kc 0,623 adim.			R (Ar) 287,041 J/(kg·K)											
0,5-Sele 0,005			Kc 1,4											
Sele-7 0,000 Pa 101325 Pa														
posição	OP na Placa (mmca)	Perfis da Placa (mmca)	Temp. casca (°C)	Temp. Ambiente (°C)	Densidade de Ar (kg/m³)	Viscos. de Ar (Pa.s)	Y1	OP a 20 °C (mmca)	Número de Reynolds	Coef. de Descarga (adim.)	Descarga de Ar (kg/h)	Vazão (m³/h)	Velocidades molécul. fno (m/s)	Quente (m/s)
	25,0	325,0	35,0	25,0	1,1895	1,850E-05	0,009	25,0	129,22	0,602	71	63,46	0,06	0,51

Na Figura E.1 se apresenta em forma detalhada um esquema do sistema de alimentação do fluxo do ar na planta Piloto do LETeF. Nela se mostra os pontos de medidas de pressão a montante e entre a placa de orifício.

Figura E. 1.- Esquema do sistema de medição do fluxo de ar na Planta Piloto do LETeF: (1) Compressor tipo lóbulo, (2) Válvula tipo gaveta, (3) Placa de orifício, (4) Medidor de pressão a montante tipo U para medir a pressão manométrica do ar antes da placa orifício, (5) Medidor de pressão tipo U para medir a diferença de pressão na placa de orifício, (6) Termômetro para medir a temperatura do ar no ducto, (7) Plenum, (8) Termopar para medir a temperatura na base do leito e (9) Região na base do leito.

13 APÊNDICE F: DETERMINAÇÃO DO COEFICIENTE DA TAXA DE REAÇÃO DO CARVÃO COM ALTO TEOR DE CINZAS

Dependendo do teor e das propriedades das cinzas do combustível sólido foi possível idealizar dois modelos de combustão de resíduos carbonosos de sólidos: o de núcleo não reagido e o de núcleo exposto. No modelo de núcleo exposto quase não se observa a formação da camada de cinzas sobre a partícula, esses carvões tem baixo teor de cinzas. Entretanto, no modelo de núcleo não reagido, a combustão do material carbonoso da partícula é acompanhada por um aumento da espessura e da camada de cinzas. (Durão, Ferrão, Gulyurtlu, & Heitor, 1990), ver Figuras F.1 e F.2

Figura F. 1.- Ilustração do modelo de núcleo não reagido - Ahinking- Core- na queima de uma partícula de carvão antracítico português. Corte transversal.

No caso destes carvões deve-se considerar a resistência adicional à reação química imposta pela camada de cinzas envolvente que é formada no processo de combustão. Este modelo se enquadra no tipo de carvão empregado neste trabalho.

Considerando a equação (4.6)

$$\Re_C = 2\Re_{O_2} = (8\pi r^2) K_C C_{O_2, \infty}$$

Então a equação (4.7) terá a seguinte mudança:

Então para certo número de partículas pode-se considerar;

$$R_c = UA \left[C_{CO_2}^s - C_{CO}^s \right] = 8\pi l^2 K_c \left[N^o \text{ Partículas} \right] C_{O_2, \infty} \quad (F.1)$$

Onde l é o raio do núcleo não reagido, ver Figura 4.2.

Figura F. 2.- Ilustração do modelo de núcleo não reagido

Para calcular o raio do núcleo não reagido, vamos adotar um balanço de massa da partícula média:

$$\begin{aligned} \%C_{Leito} &= \frac{\text{Volume do Núcleo} * \rho_c Y_c}{\text{Volume do Núcleo} * \rho_c Y_c + \text{Volume da Partícula} * \rho_c Y_{Cinza}} \\ \Rightarrow \% C_{Leito} = Y_{C-Leito} &= \frac{\frac{4}{3}\pi l^3 \rho_c Y_c}{\frac{4}{3}\pi l^3 \rho_c Y_c + \frac{4}{3}\pi r^3 \rho_c Y_{Cinza}} = \frac{l^3 Y_c}{l^3 Y_c + r^3 Y_{Cinza}} \end{aligned} \quad (F.2)$$

$$\Rightarrow Y_{C-Leito} (l^3 Y_c + r^3 Y_{Cinza}) = l^3 Y_c$$

$$\Rightarrow l^3 Y_c - l^3 Y_c Y_{C-Leito} = Y_{C-Leito} r^3 Y_{Cinza}$$

$$\Rightarrow l^3 = \frac{Y_{C-Leito}}{(1-Y_{C-Leito})} * \frac{Y_C}{Y_{Cinza}} r^3$$

$$\Rightarrow l = \sqrt[3]{\frac{Y_{C-Leito}}{(1-Y_{C-Leito})} * \frac{Y_C}{Y_{Cinza}} * r}$$

Número de partículas

Supondo que a maioria das partículas seja composta por cinzas, podemos dizer que o número de partículas é estabelecido por

$$n_p = \frac{M_L}{\frac{4}{3}\pi r^3 \rho_{Cinza}} = \frac{M_L}{\frac{4}{3}\pi r^3 \rho_C Y_{Cinza}}$$

Substituindo nos termos iniciais, temos

$$R_C = UA [C_{CO_2}^S - C_{CO}^S] = 8\pi l^2 K_C \frac{M_L}{\frac{4}{3}\pi r^3 \rho_C Y_{Cinza}} C_{O_2, \infty}$$

$$K_C = \frac{\frac{4}{3}\pi r^3 \rho_C Y_{Cinza}}{8\pi l^2 M_L} UA \frac{[(C_{CO_2}^S + C_{CO}^S)]}{C_{O_2, \infty}}$$

$$K_C = \frac{r^3 \rho_C Y_{Cinza}}{6l^2 M_L} UA \frac{[(C_{CO_2}^S + C_{CO}^S)]}{C_{O_2, \infty}} \quad (F.3)$$

Adotando as características do CE-4500

$$Y_C = 0,4$$

$$Y_{Cinza} = 0,32$$

$$Y_{C-X} = 0,005 \text{ a } 0,03$$

14 APÊNDICE H: CÁLCULO DA TAXA DE CONVERSÃO DO DIÓXIDO DE ENXOFRE (X_{SO_2})

14.1.- Cálculo do Dióxido de enxofre produzido

Número de moles de Ar

$$PV = n_{Ar}RT$$

$$P_4 = 697,6 \text{ mmHg}$$

$$P_6 = 698,8 \text{ mmHg}$$

$$V = AV$$

$$V_4 = 0,0825 \text{ m}^3 / s$$

$$V_6 = 0,1175 \text{ m}^3 / s$$

$$R = 62,4 \text{ mmHg} \cdot \text{m}^3 / \text{Kmol} \cdot \text{K}$$

$$T_4 = 1108,15 \text{ K}$$

$$T_6 = 1123,15 \text{ K}$$

$$n_{Ar} = \frac{PV}{RT}$$

$$n_{Ar_4} = 8,32 \cdot 10^{-4} \text{ Kmol/s}$$

$$n_{Ar_6} = 11,72 \cdot 10^{-4} \text{ Kmol/s}$$

Número de moles de enxofre

$$M_{enxofre} = M_{carvão} \cdot Y_{S_b.u.}$$

Para achar $Y_{S_b.u.}$, antes temos que encontrar Y_{S_CC}

Cálculo de Y_{S_CC}

Sabemos

$$1g = m_T (1 - 0,32)$$

$$m_{T_CC} = \frac{1}{(1 - 0,32)} = 1,47g$$

$$\Leftrightarrow m_{S_CC} = 1g * 0,0235 = 0,0235g$$

$$\Leftrightarrow \% S_{CC} = Y_{S_CC} = \frac{0,0235g}{1,47g} = 0,0160$$

Calculo de $Y_{S_b.u}$

Sabemos

$$m_{T_b.u} = \frac{1}{(1 - 0,0246)} = 1,0246g$$

$$\Leftrightarrow m_{S_b.u} = 1g * 0,016 = 0,016g$$

$$\Leftrightarrow \% S_{b.u} = Y_{S_b.u} = \frac{0,016g}{1,0246g} = 0,0156$$

Então:

$$Y_{S_b.u.} = 0,0156$$

Como

$$^* M_{Carvão_4} = 0,00488 \text{ kg/s}$$

$$^* M_{Carvão_6} = 0,00545 \text{ kg/s}$$

Então:

$$^* M_{enxofre_4} = 7,6128 \cdot 10^{-5} \text{ Kg/s}$$

$$^* M_{enxofre_6} = 8,502 \cdot 10^{-5} \text{ Kg/s}$$

Sabemos

$$n_S = \frac{^* M_{enxofre}}{32kg / kmol}$$

Então:

$$n_{S_4} = n_{SO2_4} = 2,379.10^{-6} \text{ Kmol/s}$$

$$n_{S_6} = n_{SO2_6} = 2,6569.10^{-6} \text{ Kmol/s}$$

(máxima emissão possível)

Considera-se que a combustão não sofra variação na quantidade de moles dos gases em fluxo. A máxima concentração de dióxido de enxofre possível no reator é:

$$C_{SO2} \text{ máx.} = \frac{n_{SO2}}{n_{ar}}$$

$$C_{SO2_4} = \frac{n_{SO2}}{n_{ar}} = \frac{2,379.10^{-6} \text{ kmol}}{8,32.10^{-4} \text{ kmol}} = 2,8594.10^{-3} \frac{\text{partículas}}{\text{partículas}}$$

$$C_{SO2_6} = \frac{n_{SO2}}{n_{ar}} = \frac{2,6549.10^{-6} \text{ kmol}}{11,72.10^{-4} \text{ kmol}} = 2,2670.10^{-3} \frac{\text{partículas}}{\text{partículas}}$$

Substituindo-se a unidade de baixo para um milhão, ou seja, multiplicando ambas as partes por 10^6 , tem-se

$$C_{SO2_4} \text{ máx.} = 2,8594.10^{-3} \frac{\text{partículas}}{\text{partículas}} \frac{10^6}{10^6} = 2,8594.10^3 \frac{\text{partículas}}{10^6 \text{ partículas}}$$

$$C_{SO2_6} \text{ máx.} = 2,2670.10^{-3} \frac{\text{partículas}}{\text{partículas}} \frac{10^6}{10^6} = 2,2670.10^3 \frac{\text{partículas}}{10^6 \text{ partículas}}$$

Lembrando que $\frac{\text{partículas}}{10^6 \text{ partículas}}$ é denominado como PPM, ou partículas por milhão, a

concentração máxima possível de SO_2 no reator em PPM é:

$$C_{SO2_4} = 2,8594.10^3 \text{ ppm} = 2859,4 \text{ ppm}$$

$$C_{SO2_6} = 2,2670.10^3 \text{ ppm} = 2267 \text{ ppm}$$

14.2.- Taxa de conversão de dióxido de enxofre

A taxa de conversão do dióxido de enxofre, baseada apenas na formação do dióxido de enxofre, é dada por:

$$X_{SO_2} = \frac{(\text{Concentração de dióxido de enxofre emitido})}{(\text{Máxima concentração de dióxido de enxofre possível})}$$

Para o teste SM1 a concentração de enxofre analisada foi 1743 ppm, e para SM3 1183 ppm, então a taxa de conversão destes testes foram:

$$X_{SO_2}(SM1) = \frac{1743 \text{ ppm}}{2859,4 \text{ ppm}} = 0,6096 \text{ Uma conversão de } 60,96 \%$$

$$X_{SO_2}(SM3) = \frac{1183 \text{ ppm}}{2267 \text{ ppm}} = 0,5218 \text{ Uma conversão de } 52,18 \%$$

Ou seja, somente 60,96 % do enxofre inserido foram convertidos em SO₂ para o caso de SM1 e 52,18 % para o caso SM3.

14.3.- Cálculo da razão estequiométrica (R_{est})

Para realizar o cálculo da razão estequiométrica, emprega-se a seguinte relação:

$$R_{est} = \frac{UA0,21atm}{RT} * \frac{1}{F_F \left(\frac{Y_C}{W_C} - \frac{Y_O}{2W_O} + \frac{Y_H}{4W_H} + \frac{Y_N}{W_N} + \frac{Y_S}{W_S} \right)}$$

Calculou-se respectivamente para cada teste e foram obtidos os seguintes resultados:

$$R_{est_4} = 0,7345$$

$$R_{est_6} = 0,9493$$

Para o teste SM1 a mistura é pobre, entretanto para SM2 é semi-pobre. Para o teste de Costa para CP170 a mistura é rica, resultado em 1,2104 e para CP340 é também rica tendo como resultado 1,0223

15 APENDICE I: ENCONTRO DA MASSA DO LEITO E CALCÁRIO

15.1 O material que se encontra no leito ao final do teste:

$$\dot{V}_L = \dot{V}_{Cal} + \dot{V}_{Cin}$$

$$\dot{V}_L = \frac{F_A}{\rho_A} + \frac{F_{cinza}}{\rho_{cinza}}$$

$$\text{Fração mássica do Calcário} = Y_A = \frac{\frac{F_A}{\rho_A}}{\frac{F_A}{\rho_A} + \frac{F_{cinza}}{\rho_{cinza}}}$$

$$\text{Fração mássica da Cinza} = Y_{cinza} = \frac{\frac{F_{cinza}}{\rho_{cinza}}}{\frac{F_A}{\rho_A} + \frac{F_{cinza}}{\rho_{cinza}}}$$

Sabemos que:

$$M_L = M_{Cin} + M_A + M_{Carv}$$

Onde:

$$M_{Carv} \simeq 0$$

Então:

$$\overline{\rho}_L * \dot{V}_L = \rho_{Cinza} * \dot{V}_{Cinza} + \rho_A * \dot{V}_A$$

$$\overline{\rho}_L = \frac{\rho_{cinza} * \frac{F_{cinza}}{\rho_{cinza}}}{\frac{F_{cinza}}{\rho_{cinza}} + \frac{F_A}{\rho_A}} + \frac{\rho_A * \frac{F_A}{\rho_A}}{\frac{F_{cinza}}{\rho_{cinza}} + \frac{F_A}{\rho_A}}$$

$$\overline{\rho_L} = \frac{\frac{F_{cinza}}{\rho_{cinza}} + \frac{F_A}{\rho_A}}{\frac{F_{cinza}}{\rho_{cinza}} + \frac{F_A}{\rho_A}}$$

Sabemos que:

$$M_A = \rho_A * \dot{V}_A$$

$$M_A = \rho_A \frac{M_L}{\rho_L} * Y_A$$

$$M_A = \frac{\rho_A * \frac{M_L}{F_F * Y_{Cinza} + F_A} * \frac{F_A / \rho_A}{\frac{F_{cinza}}{\rho_{cinza}} + \frac{F_A}{\rho_A}}}{\frac{F_{cinza}}{\rho_{cinza}} + \frac{F_A}{\rho_A}}$$

$$M_A \cong M_L * \frac{F_A}{F_F * Y_{Cinza} + F_A}$$

Então a massa aproximada do leito será

$$M_L \cong \overline{\rho_L} * V_L$$

15.2 Relação para encontrar a concentração

$$C \left(\frac{kmol}{m^3} \right) = C(\%vol) * 10^{-2} * \frac{P}{RT} = C(ppm) * 10^{-6} * \frac{P}{RT}$$

$$1000 \text{ ppm} = \frac{10^3}{10^6} \frac{\text{Partícula}}{\text{Volume}} = 0,001 = 0,1\%$$

$$C(\%vol) = C(ppm) * 10^{-4}$$

16. APENDICE J: CARGA DE MATERIAL COMBUSTIVEL NAS AMOSTRAS DE SANGRIA E ELUTRIADO

Para caracterização da carga material combustível presente nas amostras da sangria e elutriado é utilizado um forno tubular da marca MAITEC, localizado no laboratório de química do LETeF

O seguinte procedimento é adotado.

- 1.- Aquecer o cadinho da amostragem.
- 2.- Retirar do aquecimento e esperar o seu resfriamento em recipiente de retenção de umidade.
- 3.- Pesar o cadinho de amostragem.
- 4.- Inserir uma pequena amostra do material a ser analisado, aproximadamente 2,00 g.
- 5.- Pesar o cadinho e a amostra.
- 6.- Inserir cadinho com amostra em um tubo de aquecimento tubular.
- 7.- Aquecer o conjunto, por um período de 20 minutos até uma temperatura de 800 °C e manter por mais de 30 minutos com fluxo constante de oxigênio.
- 8.- Retirar o cadinho inserir no recipiente de retenção de umidade e esperar o seu resfriamento.
- 9.- Pesar o cadinho.

Nas Tabelas J1 a Tabela J4 são fornecidos os resultados das descargas de material combustível no leito e no elutriado de todos os experimentos e na Tabela J5 a duração de cada amostras. Utilizou-se a média de três amostragem para cada ensaio.

Tabela J. 1.- Carga de material combustível presente na sangria e elutriado do teste SM1

Teste	Origem	Ensaio	Cadinho (g)	Cadinho - amostra antes do aquecimento (g)	Cadinho - amostra após do aquecimento (g)	% peso comburente
SM 1	Sangria	1	10,9797	12,9802	12,9445	1,78
		2	10,9798	12,9803	12,9425	1,89
		3	15,0799	17,0807	17,0439	1,84
					Média =	1,84
	Elutriado	1	15,0800	15,3768	15,2856	30,73
		2	15,0797	15,3931	15,3017	29,16
		3	15,0798	15,4089	15,3123	29,75
					Média =	29,75

Tabela J. 2.- Carga de material combustível presente na sangria e elutriado do teste SM2

Teste	Origem	Ensaio	Cadinho (g)	Cadinho - amostra antes do aquecimento (g)	Cadinho - amostra após do aquecimento (g)	% peso comburente
SM 2	Sangria	1	15,0807	17,0800	17,0466	1,67
		2	15,0808	17,9633	17,0279	1,79
		3	15,0804	17,0533	17,0193	1,72
					Média =	1,73
	Elutriado	1	15,0806	15,5001	15,4085	21,84
		2	15,0806	15,714	15,5569	24,80
		3	15,0813	15,5404	15,4269	24,72
					Média =	23,79

Tabela J. 3.- Carga do material combustível presente na sangria e elutriado do teste SM3

Teste	Origem	Ensaio	Cadinho (g)	Cadinho - amostra antes do aquecimento (g)	Cadinho - amostra após do aquecimento (g)	% peso comburente
SM 3	San gri a	1	15,0800	17,0805	17,0617	0,94
		2	15,0795	17,0794	17,0604	0,95
		3	15,0796	17,0799	17,0611	0,94
					Média =	0,94
	Elu tria do	1	15,0804	15,3623	15,3038	20,75
		2	15,0804	15,4237	15,3552	19,95
		3	15,0800	15,4619	15,3872	19,56
					Média =	20,09

Tabela J. 4.- Carga de material combustível presente na sangria e elutriado do teste SM4

Teste	Origem	Ensaio	Cadinho (g)	Cadinho - amostra antes do aquecimento (g)	Cadinho - amostra após do aquecimento (g)	% peso comburente
SM 4	San gri a	1	15,0800	16,7537	16,7415	0,73
		2	15,08	16,9219	16,9046	0,94
		3	15,0809	17,0506	17,0334	0,87
					Média =	0,85
	Elu tria do	1	15,0809	15,5378	15,4715	14,51
		2	15,0807	15,536	15,4667	15,22
		3	15,0810	15,6155	15,5377	14,56
					Média =	14,76

Tabela J. 5.- Taxa de overflow ou sangria

TESTE	PESO DO SANGRADO (kg)	TEMPO DE ENSAIO	TAXA DE OVERFLOW (kg/h)
SM1	19,0 ± 0,5	3h 47 min	5,02 ± 0,13
SM2	12,0 ± 0,5	4h 23 min	2,74 ± 0,11
SM3	18,5 ± 0,5	2h 3 min	9,02 ± 0,24
SM4	16,0 ± 0,5	3h 5 min	5,19 ± 0,16