

UNIVERSIDADE FEDERAL DE ITAJUBÁ
INSTITUTO DE ENGENHARIA MECÂNICA
PROGRAMA DE PÓS-GRADUAÇÃO EM ENGENHARIA MECÂNICA

DISSERTAÇÃO DE MESTRADO

**Avaliação Computacional de um Sistema de
Gaseificação em leito Fluidizado utilizando o
software CSFB**

Autor: Braulio Almeida de Melo

Orientador: Prof. Dr. Electo Eduardo Silva Lora

Co-orientador : Dr. Rubenildo Vieira de Andrade

Itajubá, Julho de 2008

UNIVERSIDADE FEDERAL DE ITAJUBÁ
INSTITUTO DE ENGENHARIA MECÂNICA
PROGRAMA DE PÓS-GRADUAÇÃO EM ENGENHARIA MECÂNICA

DISSERTAÇÃO DE MESTRADO

**Avaliação Computacional de um Sistema de
Gaseificação em leito Fluidizado utilizando o
software CSFB**

Autor: **Braulio Almeida de Melo**

Orientador: **Prof. Dr. Electo Eduardo Silva Lora**

Co-orientador: **Dr. Rubenildo Vieira de Andrade**

Curso: **Mestrado em Engenharia Mecânica**

Área de Concentração: **Conversão de Energia**

Dissertação submetida ao Programa de Pós-Graduação em Engenharia Mecânica como parte dos requisitos para obtenção do Título de Mestre em Engenharia Mecânica.

Itajubá, Julho de 2008

M.G. – Brasil

UNIVERSIDADE FEDERAL DE ITAJUBÁ
INSTITUTO DE ENGENHARIA MECÂNICA
PROGRAMA DE PÓS-GRADUAÇÃO EM ENGENHARIA MECÂNICA

DISSERTAÇÃO DE MESTRADO

**Avaliação Computacional de um Sistema de
Gaseificação em leito Fluidizado utilizando o
software CSFB**

Autor: **Braulio Almeida de Melo**

Orientador: **Prof. Dr. Electo Eduardo Silva Lora**

Co-orientador : **Dr. Rubenildo Vieira de Andrade**

Composição da Banca Examinadora:

Prof. Dr. Electo Eduardo Silva Lora - IEM/UNIFEI

Prof. Dr. Rubenildo Vieira de Andrade – IEM/UNIFEI

Prof. Dr. Osvaldo Venturini – IEM/UNIFEI

Prof. Dr. Vladimir Melian Cobas – IEM/UNIFEI

Prof. Dr. Flávio Neves Teixeira – DCTEF/UFSJ

Dedicatória

À Deus pela força em todos os momentos difíceis.

À toda minha família, em especial aos meus queridos pais, Geraldo Tafuri e Mariângela Almeida, pela força, paciência, carinho e ensinamentos.

À meu irmão, Bruno Melo, pela amizade e apoio.

À minha noiva Karen Michelline e toda sua família.

À todas amigadas que conquistei na cidade de Itajubá.

Agradecimentos

Ao Prof. Dr. Electo Eduardo Silva Lora, pela orientação e amizade no decorrer desses anos.

A todos os companheiros do NEST/IEM/UNIFEI.

Ao Dr. Rubenildo Vieira de Andrade, pela colaboração no trabalho, amizade e pelos ensinamentos.

Aos Msc. (as) Cristina Sales e Aldemar Martinez pela amizade e companheirismo.

A todos os professores e técnicos da Universidade Federal de Itajubá.

Aos meus companheiros de república.

A FAPEMIG pelo apoio financeiro no decorrer dos anos.

Resumo

MELO, B. A. (2008), *Avaliação Computacional de Sistema de Gaseificação em leito Fluidizado utilizando o software CSFB*, Itajubá, 130p. Dissertação (Mestrado em Conversão de Energia) - Instituto de Engenharia Mecânica, Universidade Federal de Itajubá.

No capítulo 1 desse trabalho são abordados conceitos básicos relacionados a tecnologias de aproveitamento energético. No entanto, uma maior importância é dada para o processo de gaseificação, suas técnicas e modelos de gaseificação. No capítulo 2, destacam-se os processos de gaseificação em leitos fluidizados, abordando aspectos gerais de fluidização. Nos capítulos 3 e 4, respectivamente, são realizados um estudo detalhado da planta de gaseificação de leito fluidizado borbulhante do NEST/IEM/UNIFEI e do software CSFB - Comprehensive Simulator for Fluidized Bed, versão 3. No capítulo 5, destacam-se a metodologia e os resultados das simulações-experimentos, tal como estudo comparativo destes resultados. Por fim, conclui-se o trabalho com uma breve conclusão dos resultados obtidos, seguido do anexo A, que envolve o equacionamento do software e o do anexo B, composto de discussões/justificativas relacionadas ao trabalho.

Palavras-chave

Processo de gaseificação, Gaseificação em leito fluidizado, software CSFB, estudo comparativo simulações-experimentos.

Abstract

MELO, B. A. (2008), *Computational Evaluation of Fluidized Bed Gasification System using CSFB* Itajubá, 130 p. MSc. Dissertation - Instituto de Engenharia Mecânica, Universidade Federal de Itajubá.

In Chapter 1 of this work it is introduced basic concepts related the technologies of utilization energy. However, a larger importance is give for the process gasification, your techniques and models of gasification. In Chapter 2, we detach with a larger emphasis the process gasification in fluidized bed. In Chapter 3, we detach a study detailed of plant gasification in fluidized bed, located in Núcleo de Excelência em Sistemas térmicos – NEST/IEM/UNIFEI. In Chapter 4, detach aspects general software CSFB - Comprehensive Simulator for Fluidized Bed version 3. In chapter 5, detach the methodology and the results simulation-experiments, just as study comparative of these results. Finally we concluded the work with an abbreviation conclusion of the results followed of the annex, that involves equations of the software CSFB and arguments related to the work.

Keywords

Process gasification, Gaseification in Fluidized Bed, software CSFB, study comparative simulation-experiments.

Objetivos

- Revisão bibliográfica relacionada à tecnologia de gaseificação.
- Descrição do equipamento - Gaseificador de Leito Fluidizado Borbulhante.
- Descrição do software CSFB - Comprehensive Simulator for fluidized Bed - versão 3.
- Testes no Gaseificador de Leito Fluidizado Borbulhante operando com casca de arroz.
- Comparação dos testes experimentais com os da modelagem utilizando software CSFB.

Sumário

DEDICATÓRIA	IV
AGRADECIMENTOS	V
RESUMO	VI
ABSTRACT	VII
OBJETIVOS	VIII
SUMÁRIO	9
LISTA DE FIGURAS	13
LISTA DE TABELAS	16
SIMBOLOGIA	18
CAPÍTULO 1	20
REVISÃO BIBLIOGRÁFICA	20
1.1. Biomassa	20
1.2. Definição de Gaseificação	22
1.3. Reações Químicas do Processo de Gaseificação	23
1.4. Tipos de Gaseificadores	25
1.4.1. Gaseificadores de Leito Fixo	25
1.4.1.1. Gaseificador Contracorrente (“Updraft”)	25
1.4.1.2. Gaseificador Concorrente (“Downdraft”)	26
1.4.1.3. Gaseificador de Fluxo Cruzado (“Cross-Flow”)	27
1.4.2. Gaseificadores de Leito Fluidizado	28
1.4.2.1. Gaseificador de Leito Fluidizado Borbulhante	28
1.4.2.2. Gaseificador de Leito Fluidizado Circulante	29
1.5. Qualidade e Limpeza do Gás de Biomassa	30

	10
1.6. Influência dos Parâmetros Operacionais no Gás produzido -----	32
1.6.1. Fator de ar -----	33
1.6.2. Temperatura do Leito -----	33
1.6.3. Teor de alcatrão no gás obtido -----	35
1.6.4. Composição do gás obtido -----	35
1.6.5. Agente Oxidante -----	36
1.7 Plantas de Gaseificadores de Leito Fluidizado -----	37
1.8 Modelos de Leito Fluidizados -----	38
1.8.1. Modelos de Gaseificação em Leito Fluidizado -----	38
CAPÍTULO 2 _____	42
FLUIDIZAÇÃO _____	42
2.1. Introdução -----	42
2.2. Etapas de Fluidização -----	43
2.2.1. Velocidade Terminal -----	47
2.2.2. Altura do Leito Expandido -----	48
2.3. Principais características das partículas envolvidas na fluidização -----	49
2.4. Fração de vazios no leito -----	51
2.5. Classificação das partículas -----	52
CAPÍTULO 3 _____	55
PLANTA DE GASEIFICAÇÃO DO NEST/IEM/UNIFEI _____	55
3.1. Equipamento -----	55
3.2. Descrição do reator -----	58
3.2.1. Plenum -----	58
3.2.2. Placa distribuidora de ar -----	58
3.2.3. Leito -----	59
3.2.4. Freeboard -----	61
3.3. Sistema de Alimentação do Equipamento -----	63
3.4. Influência do fator de ar no projeto do reator -----	65
3.5. Sistemas Auxiliares -----	66
CAPÍTULO 4 _____	68
SOFTWARE CSFB - COMPREHENSIVE SIMULATOR FOR FLUIDIZED BED EQUIPMENT _____	68
4.1. Introdução -----	68

	11
4.2. Hipóteses e limitações relativas ao CSFB-----	69
4.3. Diagrama de blocos do SOFTWARE CSFB -----	72
4.4. Dados de entrada (inputs)-----	74
4.5. Principais Dados de saída (outputs)-----	74
4.6. Sensibilidade do software csfb-----	76
4.7. Validação do software CSFB -----	76
CAPÍTULO 5 _____	79
METODOLOGIA E RESULTADOS DAS SIMULAÇÕES E DOS TESTES	
EXPERIMENTAIS _____	79
5.1. Introdução-----	79
5.2. Metodologia das simulações no CSFB -----	79
5.2.1. Dados do equipamento - Geometria básica-----	80
5.2.2. Dados do equipamento – Isolamento térmico-----	83
5.2.3. Características dos fluxos– Alimentação de sólidos -----	86
5.2.4. Características dos fluxos – Análise imediata e outras características do material carbonáceo -----	87
5.2.5. Características dos fluxos – Composição granulométrica das partículas sólidas -	89
5.2.6. Características dos fluxos – Agente de gaseificação -----	90
5.2.7. Características operacionais adicionais-----	91
5.2.8. Parâmetros de convergência -----	91
5.4. Resultados das simulações -----	95
5.5. Planejamento e execução dos testes experimentais-----	105
5.6. Resultados dos testes experimentais -----	109
5.7. Comparação dos resultados -----	118
5.8. Causas das divergências dos resultados -----	121
CAPÍTULO 6 _____	122
Conclusões -----	122
Sugestão para trabalhos futuros -----	125
<i>Anexo A</i> -----	126
<i>Anexo B – OPINIÃO DO PROFESSOR MARCIO DE SOUZA-SANTOS</i> -----	129
<i>Problemas com os dados inseridos no programa:</i> -----	129
<i>Problemas com dados de operação:</i> -----	129
<i>Problemas com a operação:</i> -----	130
<i>Dificuldades em simular o processo:</i> -----	131

REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS

Lista de Figuras

Figura 1 - Gaseificador de leito fixo do tipo contracorrente (QUAAK et. Al.1999)-----	26
Figura 2 – Gaseificador de leito fixo do tipo concorrente (QUAAK et. al.1999) -----	27
Figura 3 - Gaseificador de leito fixo do tipo fluxo cruzado (Olofsson, 2005) -----	28
Figura 4 - Gaseificador de leito fluidizado borbulhante (Olofsson, 2005)-----	29
Figura 5 - Gaseificador de leito fluidizado circulante (Olofsson, 2005) -----	30
Figura 6 - Concentração de alcatrão e particulados no gás produzido em diferentes gaseificadores (Guigon e Large, 1990) -----	31
Figura 7 - Métodos Primários (DEVI et.al.,2003). -----	31
Figura 8 - Métodos Secundários (DEVI et. al.,2003). -----	32
Figura 9 - Variação da Temperatura do leito em relação ao fator de ar (adaptado Paasen, 2004)-----	33
Figura 10 - Influência do fator de ar na composição percentual em volume do gás obtido (Aguiar, 2003) -----	36
Figura 11 - Variação da perda de carga no leito em função da velocidade superficial (adaptado Rhodes (1998)) -----	43
Figura 12 - Volume hidrodinâmico de uma partícula (Rhodes (1998)) -----	49
Figura 13 - Representação dos diâmetros (d_i e d_e) na partícula (Gómez 2002).-----	50
Figura 14 - Classificação de pós de Geldart (Geldart, 1986) -----	53
Figura 15 - Esquema da metodologia utilizada no projeto do gaseificador de leito fluidizado borbulhante (Van den Enden e Lora (2004))-----	57
Figura 16 - Placa distribuidora -----	59
Figura 17 - Influência da altura dinâmica do leito no teor de alcatrão do gás (Van den Enden e Lora, 2004)-----	60

Figura 18 - Influência da altura dinâmica do leito no PCI do gás (Van den Enden e Lora 2004), -----	61
Figura 19 - Densidade da partícula versus altura do reator (Rhodes, 1998)-----	62
Figura 20 - Influência da localização do ponto de alimentação na qualidade do gás (Van den Enden e Lora, 2004) -----	64
Figura 21 - Influência do fator de ar no desempenho do reator (Van den Enden e Lora 2004),	65
Figura 22 - Influência do fator de ar no poder calorífico do gás (Van den Enden e Lora 2004), -----	66
Figura 23 – Esquema de um reator de leito fluidizado a ser simulado pelo programa CSFB (Rabi, 2002)-----	70
Figura 24 – Esquema do modelo de gaseificação em leito fluidizado borbulhante no CSFB (Rabi, 2002)-----	71
Figura 25 - Modelo de núcleo sem reagir (a) e modelo de núcleo exposto (b) (Souza-Santos, 1987)-----	72
Figura 26 - Diagrama de bloco do software CSFB (Rabi, 2002)-----	73
Figura 27 - Algumas cotas relacionadas aos parâmetros de projeto do gaseificador de leito fluidizado do NEST/IEM/UNIFEI (Souza-Santos, 2000)-----	80
Figura 28 - Detalhe do distribuidor com tubos perfurados ou flutes para injeção de ar no leito (Souza-Santos, 2000)-----	81
Figura 29 - Concentração dos principais componentes do gás gerado obtido através das simulações do CSFB para uma altura de leito dinâmico de 2000 mm.-----	96
Figura 30 - Concentração dos principais componentes do gás gerado obtido através das simulações do CSFB para uma altura de leito dinâmico de 1100 mm.-----	96
Figura 31 - Poder calorífico do gás gerado obtido através das simulações do CSFB com uma altura de leito dinâmico de 2000 mm.-----	97
Figura 32 - Poder calorífico do gás gerado obtido através das simulações do CSFB com uma altura de leito dinâmico de 1100 mm.-----	98
Figura 33 - Influência do fator de ar no desempenho do gaseificador obtido através das simulações do CSFB para uma altura de leito dinâmico de 2000 mm.-----	99
Figura 34 - Influência do fator de ar no desempenho do gaseificador obtido através das simulações do CSFB para uma altura de leito dinâmico de 1100 mm.-----	99
Figura 35 - Influência do fator de ar na temperatura em dois pontos do leito e “freeboard” obtido através das simulações do CSFB com uma altura de leito dinâmico de 2000 mm.---	100

Figura 36 - Influência do fator de ar na temperatura em dois pontos do leito e “freeboard” obtido através das simulações do CSFB para uma altura de leito dinâmico de 1100 mm. ---	101
Figura 37 - Influência do fator de ar na taxa de conversão de carbono obtido através das simulações do CSFB para uma altura de leito dinâmico de 2000 mm.-----	102
Figura 38 - Influência do fator de ar na taxa de conversão de carbono obtido através das simulações do CSFB para uma altura de leito dinâmico de 1100 mm.-----	102
Figura 39 - Influência do fator de ar no teor de alcatrão do gás obtido através das simulações do CSFB para as duas alturas de leito dinâmico (1100 mm e 2000 mm). -----	103
Figura 40 – Influência do fator de ar na vazão de gás gerado através das simulações do CSFB para as duas alturas de leito dinâmico (1100 mm e 2000 mm). -----	104
Figura 41 - Influência do fator de ar na velocidade superficial dos gases e na velocidade mínima de fluidização para altura dinâmica de leito de 2000 mm-----	104
Figura 42 - Influência do fator de ar na velocidade superficial dos gases e na velocidade mínima de fluidização para altura dinâmica de leito de 1100 mm-----	105
Figura 43 - Sistema de medição de vazão de ar -----	107
Figura 44 - Localização dos transdutores de temperatura ao longo do reator-----	108
Figura 45 - Analisador de gás -----	109
Figura 46 - Concentrações de CH_4 , CO e H_2 no gás gerado versus o fator de ar (experimental)111	
Figura 47 - Poder calorífico do gás versus o fator de ar (experimental) -----	112
Figura 48 - Esquema utilizado para realização do balanço de massa no equipamento.-----	113
Figura 49 - Gráfico comparativo da concentração de CO no gás obtido entre os resultados do experimento e da simulação com o software CSFB-----	118
Figura 50 - Gráfico comparativo da concentração de CH_4 no gás obtido-----	119
Figura 51 - Gráfico comparativo da concentração de H_2 no gás obtido-----	119
Figura 52 - Gráfico comparativo do poder calorífico do gás obtido-----	120

Lista de Tabelas

Tabela 1.1 - Principais parâmetros relacionados a operação e a qualidade do gás obtido-----	34
Tabela 1.2 - Influência do de agente oxidante e da pressão de operação na qualidade do gás obtido (NOGUEIRA E LORA,2003) -----	36
Tabela 1.3 - Algumas plantas de GLFB e suas características (National Energy Technology Laboratory, 2002) -----	37
Tabela 1.4 - Algumas plantas de GLFC e suas características (National Energy Technology Laboratory, 2002) -----	37
Tabela 2.1 – Constantes obtidas experimentalmente -----	46
Tabela 2.2 - Principais características das partículas segundo Geldart (Rhodes, 1998) -----	54
Tabela 3.1 - Principais características de projeto do original gaseificador (Van den Enden e Lora, 2004)-----	56
Tabela 3.2 - Algumas dimensões da região do leito (Aguiar, 2003)-----	59
Tabela 4.1 - Principais dados de projeto e condições operacionais do gaseificador RENUGAS do IGT (de Souza – Santos, 2007)-----	77
Tabela 4.2 - Comparação entre as simulações e os experimentos referentes a composição do gás de saída no topo de Freeboard do gaseificador RENUGAS do IGT (mol.%) (de Souza – Santos, 2007) -----	78
Tabela 5.1 - Dados geométricos do reator de leito fluidizado do NEST/IEM/UNIFEI-----	81
Tabela 5.2 - Dados geométricos do reator de leito fluidizado do NEST/IEM/UNIFEI-----	82
Tabela 5.3 - Espessura de diferentes secções do isolamento no reator de leito fluidizado do NEST/IEM/UNIFEI -----	84
Tabela 5.4 - Condutividade térmica dos materiais que compõem o isolamento do reator de leito fluidizado do NEST/IEM/UNIFEI -----	85

Tabela 5.5 - Emissividade média da superfície externa do leito e freeboard do reator de leito fluidizado do NEST/IEM/UNIFEI -----	86
Tabela 5.6 – Poder calorífico superior da casca de arroz (base seca) utilizada no processo ---	87
Tabela 5.7 - Vazão de mássica de casca de arroz para diferentes valores do fator de ar (F.A)	87
Tabela 5.8 - Análise imediata da casca de arroz (base úmida) -----	88
Tabela 5.9 - Análise elementar da casca de arroz (base seca) -----	88
Tabela 5.10 - Propriedades morfológicas das partículas sólidas (biomassa e inerte) do processo de gaseificação -----	89
Tabela 5.11 – Composição granulométrica das partículas -----	89
Tabela 5.12 - Vazão de volumétrica e mássica de ar introduzido no interior do reator para diferentes valores de fator de ar-----	90
Tabela 5.13 - Características do ar introduzido no distribuidor -----	91
Tabela 5.14 - Parâmetros de convergência utilizadas nas simulações para uma altura dinâmica do leito de 2000 mm. -----	94
Tabela 5.15 - Parâmetros de convergência utilizada nas simulações para uma altura dinâmica do leito de 1100 mm. -----	94
Tabela 5.16 - Planejamento dos testes experimentais -----	106
Tabela 5.17 - Condições operacionais e percentuais em volume dos componentes do gás obtido -----	110
Tabela 5.18 - Dados experimentais utilizados para o balanço de massa e energia do processo	112
Tabela 5.19 - Densidades dos principais componentes do gás gerado nas condições normais	116

Simbologia

IGCC	Sistemas de gaseificação integrada a ciclos combinados
F.A	Fator de ar
PCI	Poder calorífico inferior
PCS	Poder calorífico superior
$V_{a/c}$	Razão ar/combustível real
ar_{est}	Ar estequiométrico
GLFB	Gaseificador de Leito Fluidizado Borbulhante
GLFC	Gaseificador de Leito Fluidizado Circulante
JANAF	Joint Army-Navy-Air Force
MFIX	Multiphase Flow with Interphase eXchange
ASPEN	Advanced System for Process ENginnering
CSFB	Comprehensive Simulator for fluidized Bed Equipament
v_{sg}	Velocidade superficial do gás de fluidização (m/s)
v_{mf}	Velocidade mínima de fluidização (m/s)
v_{tr}	Velocidade de transporte das partículas (m/s)
Re_p	Número de Reynolds da partícula
GLP	Gás liquefeito de petróleo
TDH	TRANSPORT DISENGAGEMENT HEIGHT
IPT	Instituto de Pesquisa Tecnológico do Estado de São Paulo

IGT	Institute of Gas Technology
ΔP_{fluxo}	Queda de pressão do gás através do leito (N/m^2)
HL_{mf}	Altura do leito nas condições de mínima fluidização (m)
ε_{mf}	Porosidade do material do leito nas condições de mínima fluidização
ρ_s	Densidade do material sólido do leito (kg/m^3)
ρ_g	Densidade do gás (kg/m^3)
g	Aceleração da gravidade (m/s^2)
HL_f	Altura do leito fixo de partículas (m)
ε_f	Porosidade do material inerte do leito na condição de leito fixo (estacionário)
μ_g	Viscosidade dinâmica do gás (Pa.s)
d_{pe}	Diâmetro da esfera com o mesmo diâmetro que a partícula (m)
ϕ	Esfericidade das partículas
H	altura do leito expandido (m)
H_f	altura do leito estático (m)
ε_f	porosidade do leito na condição de mínima fluidização
ε	porosidade do leito expandido
d_i	Diâmetro do menor círculo inscrito ao sólido (mm)
d_e	Diâmetro do maior círculo circunscrito ao sólido (mm)
z_{TDH}	Altura TDH (m)
z_D	Altura dinâmica do leito (m)
A_{leito}	Área do leito do reator

Capítulo 1

REVISÃO BIBLIOGRÁFICA

1.1. BIOMASSA

Segundo NOGUEIRA e LORA (2003), o termo biomassa engloba a matéria vegetal gerada através da fotossíntese e seus derivados, tais como: resíduos florestais, agrícolas, animais e orgânicos (resíduos industriais, domésticos e municipais), que podem ser utilizados na produção de energia.

A utilização da biomassa apresenta algumas vantagens em relação aos combustíveis fósseis, por exemplo, a redução das emissões de gases de efeito estufa através do aproveitamento direto por meio da combustão da matéria orgânica em fornos ou caldeiras.

Atualmente no Brasil, o recurso de maior potencial para geração de energia elétrica é o bagaço de cana de açúcar. A grande difusão e alta produtividade alcançada pela lavoura canavieira têm disponibilizado uma enorme quantidade de matéria orgânica, encontrada na forma de bagaço e proveniente de usinas e destilarias de cana de açúcar localizadas principalmente no Estado de São Paulo, maior produtor nacional de cana de açúcar.

As principais tecnologias de aproveitamento energético da biomassa são: combustão direta, gaseificação, pirólise, digestão anaeróbica, fermentação e transesterificação.

Na Combustão direta ocorre a transformação da energia química dos combustíveis em calor. Os principais equipamentos que utilizam a combustão direta são: fogões, fornos e caldeiras. A tecnologia de combustão direta é um processo muito prático, porém necessita-se uma técnica mais eficiente para o aproveitamento da biomassa nesses processos.

A Gaseificação, tecnologia estudada nesse trabalho, trata basicamente de um processo de conversão de combustíveis sólidos em gasosos, através de reações termoquímicas. O gás resultante é uma mistura de monóxido de carbono (CO), hidrogênio (H₂), metano (CH₄), dióxido de carbono (CO₂) e nitrogênio (N₂), cujas proporções percentuais variam de acordo com as condições operacionais do processo.

A utilização do gás de biomassa apresenta diversos usos alternativos, tais como: motores de combustão interna e externa, turbinas a gás e a produção de gás de síntese.

A pirólise, também denominada carbonização, ocorre a conversão de um combustível em outro de melhor qualidade e conteúdo energético. Para exemplificar esse processo, podemos citar a conversão de uma determinada quantidade de lenha em carvão (principal combustível gerado).

A vantagem da tecnologia de pirólise está na utilização de resíduos vegetais. Nesse caso ocorre a compactação de subprodutos agroindustriais, transformando esses resíduos em briquetes. Os briquetes possuem maiores teores de carbono e poder calorífico, sendo utilizados com grande eficiência na geração de calor e potência.

Na digestão anaeróbia, assim como a pirólise, ocorre na ausência de ar. Trata-se de um processo, que ocorre naturalmente com quase todos os compostos orgânicos. Esse processo consiste na decomposição do material pela ação de bactérias.

Nesse processo ocorre o aproveitamento energético de resíduos orgânicos, por exemplo, esterco e resíduos industriais. O produto final do processo é o biogás, um composto de metano (CH₄) e dióxido de carbono (CO₂), com conteúdo energético em torno de 5.500 kcal/m³.

Outra importante técnica de aproveitamento da biomassa é o processo de fermentação, o qual é um processo biológico anaeróbio, em que os açúcares dos vegetais (batata, milho, beterraba, cana de açúcar dentre outros) são convertidos em álcool, por meio da ação de microrganismos.

A transesterificação é um processo químico que consiste da reação de óleos vegetais, tendo como produto final a glicerina e o biodiesel.

1.2. DEFINIÇÃO DE GASEIFICAÇÃO

No processo de gaseificação é possível converter um sólido orgânico em um combustível gasoso. Os principais componentes resultantes desse processo são monóxido de carbono (CO), hidrogênio (H₂), metano (CH₄), dióxido de carbono (CO₂) e nitrogênio (N₂), que variam de acordo com as condições operacionais do processo.

Segundo NOGUEIRA e LORA (2003), a gaseificação ocorre em equipamentos denominados gaseificadores, que são classificados de maneiras distintas de acordo com os seguintes parâmetros:

- Poder calorífico do gás: o gás gerado nesses equipamentos pode ser de baixo poder calorífico (até 5 MJ/Nm³), médio poder calorífico (de 5 a 10MJ/Nm³) e alto poder calorífico (de 10 a 40MJ/Nm³).
- Tipo de agente de gaseificação: a utilização do agente oxidante tem influência primordial na qualidade do gás gerado. Esses agentes oxidantes podem ser ar, vapor e oxigênio.
- Pressão de trabalho: são divididos em atmosféricos e pressurizados (até 3Mpa).
- Direção do movimento relativo da biomassa e do agente oxidante: são divididos em leito fixo (contracorrente, concorrente e fluxo cruzados) e leito fluidizados (borbulhante e circulante).

O gás produzido nos gaseificadores é conhecido como gás pobre, devido a quantidades de ar inferiores à estequiométrica (mínimo teórico para a combustão), que conseqüentemente forma um gás com baixo poder calorífico.

As reações ocorridas no processo de gaseificação são bastante complexas. Em termos teóricos podemos dividi-las em zonas, conforme veremos a seguir.

Na zona de secagem ocorre a remoção da umidade da biomassa, pois em alguns casos, como a lenha recém-cortada e o bagaço de cana, apresentam elevada umidade, cerca de 50%, torna-se necessário remover a umidade para uma faixa de 5 a 25% de umidade, de modo a não comprometer a composição e o poder calorífico do gás obtido.

A pirólise é uma determinada zona do reator onde ocorre a degradação térmica da biomassa (volatilização), na ausência total ou quase total de oxigênio. É nessa zona que ocorre a formação de alcatrões, voláteis e sólidos.

Segundo Bridgwater (1995), a degradação térmica da biomassa em ausência total ou quase total de agente oxidante ocorre a temperaturas relativamente baixas (500 - 1000°C), ocorrendo a transformação em outros combustíveis, frações sólidas, líquidas e gasosas, constituindo numa mistura complexa de compostos orgânicos.

A combustão no interior no reator tem como principal característica a produção de dióxido de carbono (CO₂) e vapor a partir do carbono da biomassa em reação com oxigênio do ar. Nesse processo ocorre uma reação exotérmica, liberando uma grande quantidade de calor com uma temperatura variando entre 700 a 2000°C.

Na fase de redução, ao contrário da fase de combustão, há ocorrência de uma reação endotérmica a uma temperatura compreendida entre 800 a 1100°C.

Estas etapas descritas anteriormente, variam em diferentes regiões do reator (reatores de leito fixo) ou em um volume como um todo (reatores de leito fluidizado), conforme será visto em detalhes adiante.

1.3. REAÇÕES QUÍMICAS DO PROCESSO DE GASEIFICAÇÃO

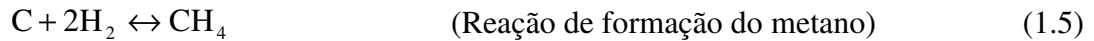
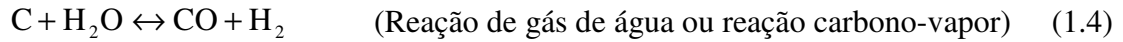
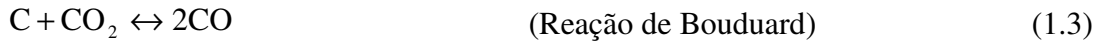
As reações químicas mais importantes das etapas descritas anteriormente, serão abordadas a seguir (Equações 1.1 a 1.10):

1.GASEIFICAÇÃO: As reações provenientes dessa etapa são divididas em dois tipos: reações heterogêneas e homogêneas

- Reações homogêneas:



- Reações heterogêneas:



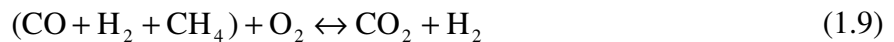
2.OXIDAÇÃO DO CARBONO



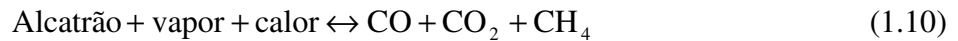
3.PIRÓLISE



4.OXIDAÇÃO PARCIAL DOS PRODUTOS DA PIRÓLISE



5.CRAQUEAMENTO DO ALCATRÃO



Segundo NOGUEIRA e LORA (2003), essas equações estão longe de retratar a complexidade do processo. No entanto, através delas pode-se realizar importantes análises do processo:

- De acordo com as equações (1.1), (1.2) e (1.4), quando introduzimos 30% de vapor de água ao ar (agente oxidante), aumentamos o teor de hidrogênio (H₂) e monóxido de carbono (CO) no gás obtido.
- Conforme equação (1.5), o aumento da pressão favorece a formação do metano (CH₄) devido a diminuição do número de moles dos reagentes para o produto.

1.4. TIPOS DE GASEIFICADORES

Segundo Ciferno (2002), os reatores utilizados nos processos de gaseificação são classificados conforme a pressão de trabalho em baixa pressão ou pressurizados, e segundo o tipo de leito (fixo e fluidizado).

1.4.1. Gaseificadores de Leito Fixo

Na gaseificação em leito fixo a matéria a ser gaseificada se move por ação da gravidade, isto é, apresenta um movimento descendente no interior do reator. Os gaseificadores de leito fixo são divididos em contracorrente, concorrente e fluxo cruzado.

Esta tecnologia apresenta vantagens para a conversão de biomassa em pequena escala, além de apresentar elevada eficiência energética. Esses gaseificadores são sistemas simples podendo trabalhar com combustíveis de alta densidade e baixa granulometria (10-100 mm), tais como cavacos de madeira e carvão.

1.4.1.1. Gaseificador Contracorrente (“Updraft”)

Esses gaseificadores são de tecnologia antiga e relativamente simples. A alimentação do combustível (biomassa) é realizada por um silo localizado na parte superior do reator. Após a passagem no silo, a biomassa flui para parte inferior do reator, onde ocorre a injeção de ar, e em seguida a extração do gás pela parte superior do gaseificador. A temperatura de saída do gás está em torno de 250°C a 400°C, variando com a temperatura na zona de combustão, com a altura da zona de pirólise e com a umidade da biomassa (Olade, 1987).

Os gaseificadores do tipo “updraft” (Figura 1) possuem elevada eficiência térmica, porém necessita de um eficiente sistema limpeza, devido à produção de um gás de baixa qualidade. Um gás de baixa qualidade apresenta elevados teores de alcatrão e particulados, havendo restrições com relação ao uso em motores de combustão interna e outros equipamentos. Portanto, a grande utilidade do gás extraído nesses equipamentos está relacionada ao fornecimento de energia térmica (aquecimento doméstico e utilizações em indústrias).

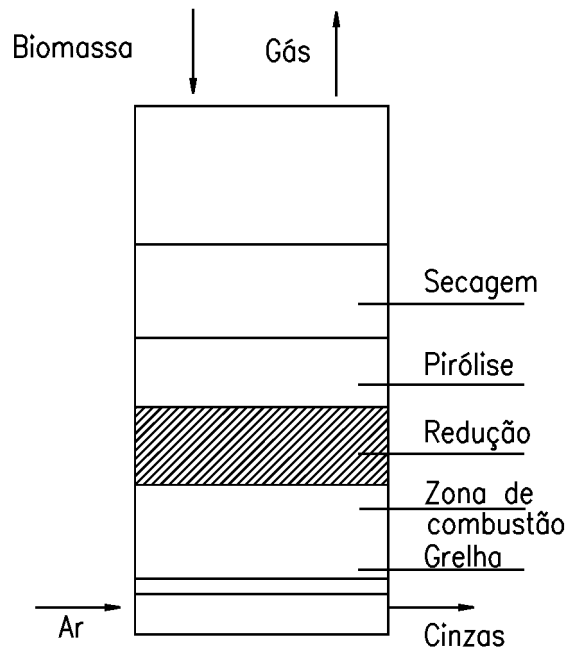


Figura 1 - Gaseificador de leito fixo do tipo contracorrente (QUAAK et. Al.1999)

1.4.1.2. Gaseificador concorrente (“Downdraft”)

A alimentação da biomassa nestes gaseificadores ocorre na parte superior do equipamento, assim com nos gaseificadores do tipo contracorrente. As diferenças destes modelos em relação ao “updraft” estão na injeção de ar e na extração do gás de biomassa. Nos gaseificadores do tipo concorrente (Figura 2) o ar é introduzido pela lateral ou pelo topo dos reatores, já a extração é realizada na parte inferior do reator, com temperatura próxima dos 700°C (Olade,1987).

Outra importante diferença nestes gaseificadores diz respeito às zonas de reação no interior do reator, observa-se a troca de posição das zonas de combustão e de redução se comparado com os gaseificadores do tipo contracorrente (“updraft”).

Este reator apresenta uma distribuição uniforme da temperatura, baixo custo operacional e alta eficiência no craqueamento de alcatrão. A alta eficiência no craqueamento do alcatrão é consequência da redução da garganta na zona de combustão, produzindo um gás de melhor qualidade, que pode ser utilizado em motores de combustão interna.

As desvantagens desses equipamentos estão na capacidade limitada, cerca de 580kW, devido a redução do diâmetro da garganta e produção de um gás com o alto teor de cinzas e fuligem. Outra desvantagem dessa tecnologia é a sensibilidade a umidade, que prejudica a eficiência térmica e o poder calorífico do gás gerado.

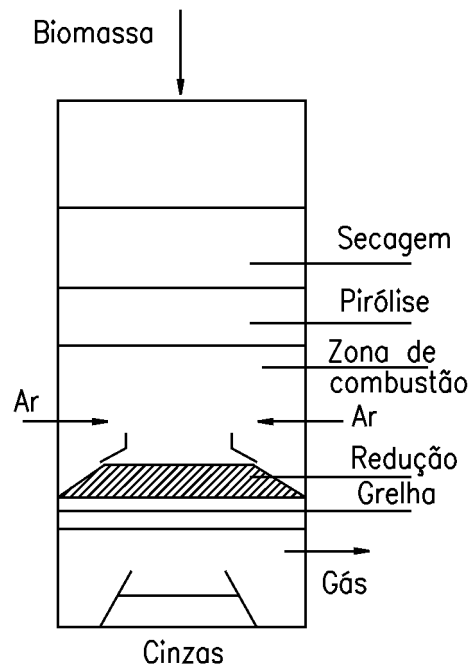


Figura 2 – Gaseificador de leito fixo do tipo concorrente (QUAAK et. al.1999)

1.4.1.3. Gaseificador de Fluxo Cruzado (“Cross-Flow”)

Nestes gaseificadores a alimentação da biomassa ocorre na parte superior do gaseificador, isto é, processo similar aos gaseificadores do tipo contracorrente e concorrente. A injeção de ar é realizada no lado oposto ao da extração do gás de biomassa, o gás produzido é extraído a uma temperatura próxima dos 900°C.

Com relação a qualidade dos gás, sabe-se que o gaseificador de fluxo cruzado (Figura 3) produz um gás de baixo poder calorífico e com grande quantidade de voláteis se comparado com os demais gaseificadores.

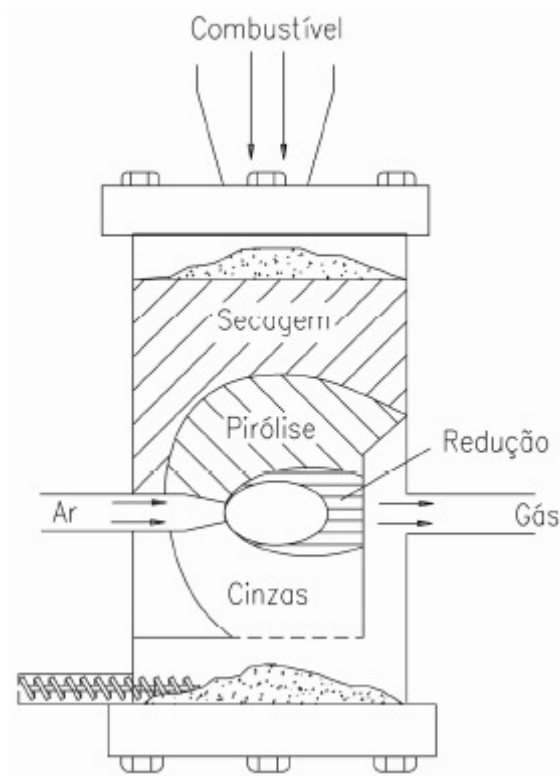


Figura 3 - Gaseificador de leito fixo do tipo fluxo cruzado (Olofsson, 2005)

1.4.2. Gaseificadores de Leito Fluidizado

Há muitos anos os gaseificadores de leito fluidizado são utilizados na conversão termoquímica da turfa. Atualmente, esses equipamentos utilizam como combustíveis bagaço de cana, casca de arroz, serragem etc. Estes equipamentos têm como característica principal a utilização de um material inerte com granulometria média de $250\mu\text{m}$. A principal função do inerte no leito é possibilitar um melhor contato entre sólido-gás, aumentar as taxas de reação e conseqüentemente, aumentar a eficiência do processo.

Diferentemente dos gaseificadores de leito fixo, os gaseificadores de leito fluidizado são adequados à conversão de uma maior quantidade de biomassa (até 20 ton/h). Estes equipamentos apresentam ampla aplicação em sistemas de gaseificação integrada a ciclos combinados (IGCC).

1.4.2.1. Gaseificador de Leito Fluidizado Borbulhante

Estes equipamentos possuem baixa conversão de carbono e menor eficiência do processo se comparado com os gaseificadores de leito circulante.

A alimentação da biomassa nestes gaseificadores é realizada sobre a placa de distribuição, que é a responsável pela introdução de ar no interior do equipamento. A temperatura de operação desses reatores está entre 700°C a 900°C, o controle de temperatura é realizada mediante a variação da relação ar/combustível do processo.

A figura 4 mostra um esquema de um gaseificador de leito fluidizado borbulhante, nesses reatores o gás produzido é extraído no topo, onde se encontra um ciclone para separar a areia e as cinzas contidas no gás.

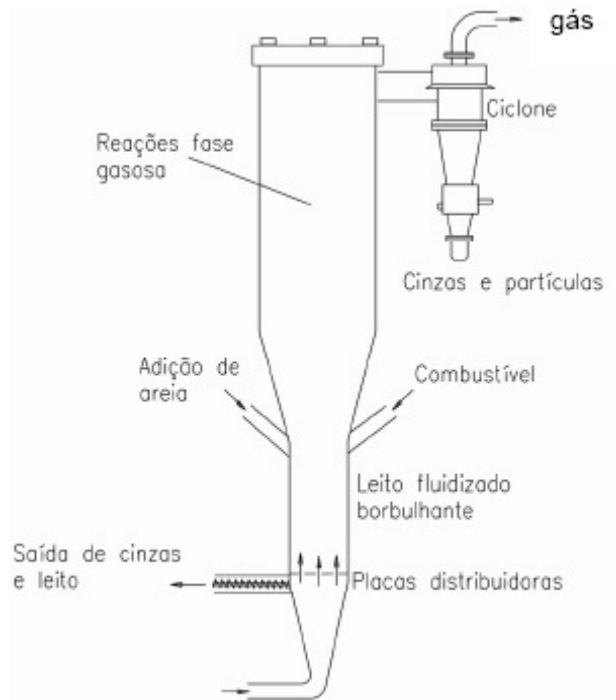


Figura 4 - Gaseificador de leito fluidizado borbulhante (Olofsson, 2005)

1.4.2.2. Gaseificador de Leito Fluidizado Circulante

Nos gaseificadores de leito fluidizado circulante ocorre uma recirculação de partículas sólidas, conforme mostrado na figura 5. Neste tipo de reator ocorre uma maior conversão de carbono, devido ao maior tempo de residência das partículas combustíveis no reator. Outra característica importante nesses reatores diz respeito a maior eficiência e a maior capacidade específica.

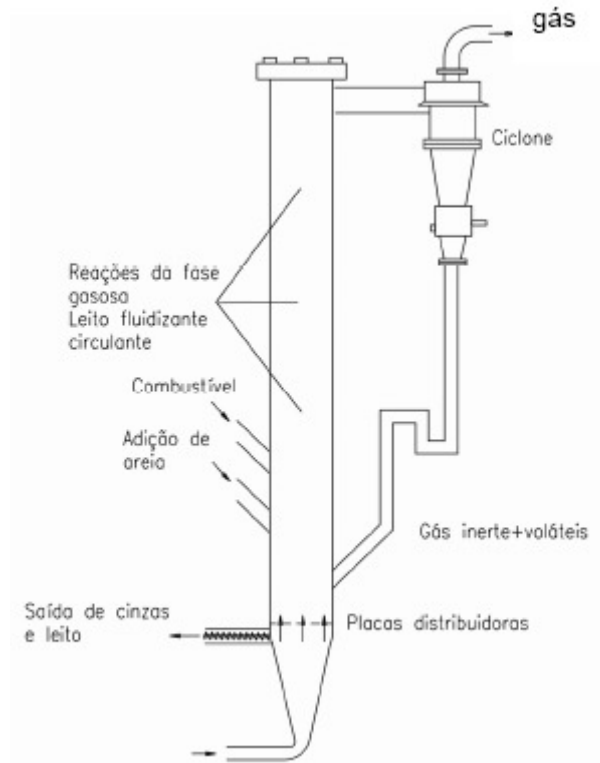


Figura 5 - Gaseificador de leito fluidizado circulante (Olofsson, 2005)

1.5. QUALIDADE E LIMPEZA DO GÁS DE BIOMASSA

O gás produzido no processo de gaseificação contém monóxido de carbono (CO), hidrogênio (H₂) e metano (CH₄), sendo esses componentes fundamentais na determinação do poder calorífico do gás obtido. Além destes componentes citados acima, o gás gerado no processo contém diversos outros gases inertes, tais como: dióxido de carbono (CO₂), nitrogênio (N₂), vapor d'água, etc.

As impurezas contidas no gás gerado são verdadeiros “vilões” no processo de gaseificação. Esses contaminantes quando não removidos, causam graves problemas nos equipamentos que utilizam o gás como combustível.

Um dos maiores contaminantes presentes no gás de biomassa é o alcatrão, esse composto é constituído de uma complexa mistura de hidrocarbonetos condensáveis, principalmente aromáticos.

Segundo Guigon e Large (1990), o teor de alcatrão e particulados no gás obtido através do processo de gaseificação, pode variar de acordo com tipo de reator utilizado na produção do gás (Figura 6).

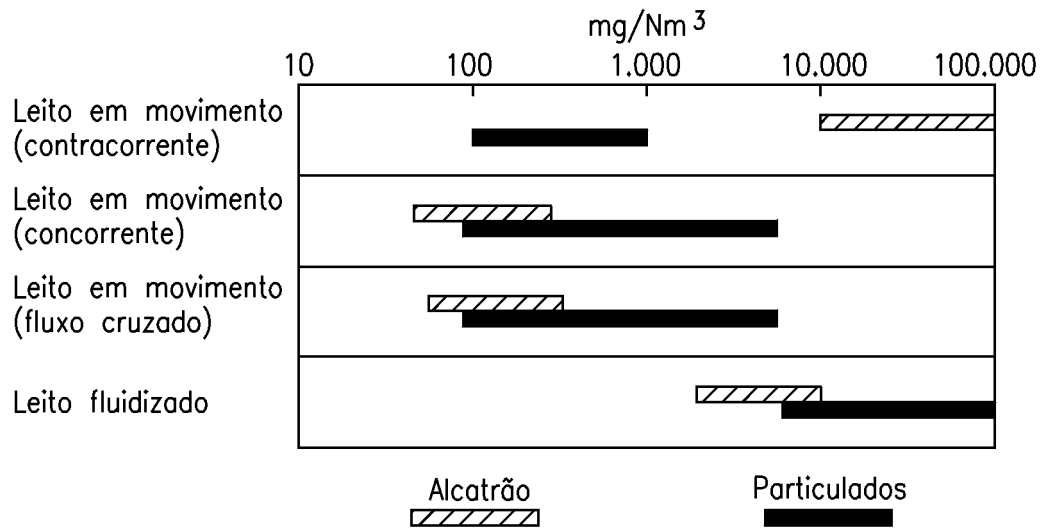


Figura 6 - Concentração de alcatrão e particulados no gás produzido em diferentes gaseificadores (Guigon e Large, 1990)

Segundo Devi et al. (2003), os métodos de remoção do alcatrão podem ser classificados em: primários e secundários. Nos métodos primários ocorre um tratamento interno ao gaseificador, com intuito de prevenir ou converter o alcatrão. A figura 7 mostra um esquema de gaseificação com utilização de métodos primários de redução de alcatrão.

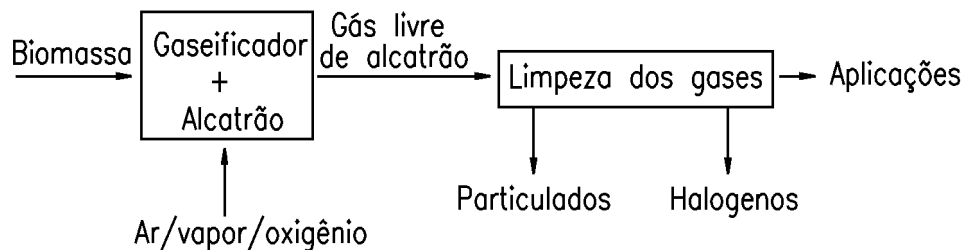


Figura 7 - Métodos Primários (DEVI et.al.,2003).

Os secundários são métodos de tratamento onde o alcatrão é removido após o gaseificador. Esses métodos podem ser químicos ou físicos, podendo ser divididos em: craqueamento (térmico ou catalítico) e métodos mecânicos, conforme mostra a figura 8.

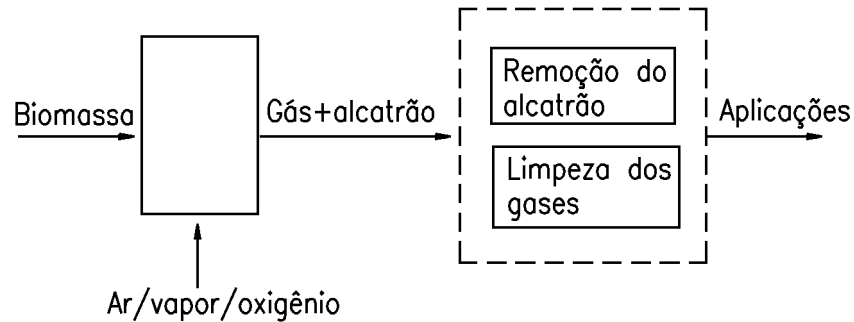


Figura 8 - Métodos Secundários (DEVI et. al.,2003).

O craqueamento catalítico é um método de remoção de alcatrão muito eficiente devido à utilização de catalisadores, tais como: dolomita, silicato de ferro e compostos de níquel.

O método de craqueamento térmico sofre redução na eficiência térmica do processo e apresenta a necessidade de uma energia adicional. Essa energia adicional se trata basicamente da injeção de um pequeno volume de ar, para manter a combustão e alcançar a temperatura de craqueamento do alcatrão.

Os métodos mecânicos são sistemas compostos de ciclone, filtros de mangas, filtros cerâmicos, lavadores de gases e separadores. Esses métodos apresentam grande eficiência na remoção do alcatrão, no entanto, podem ser considerados inviáveis em casos que utilizam água como fluido de limpeza. A água utilizada nesse processo se torna um efluente de difícil tratamento e descarte, sendo mais adequada a utilização de outros métodos.

1.6. INFLUÊNCIA DOS PARÂMETROS OPERACIONAIS NO GÁS PRODUZIDO

Segundo Narváez (1996), há uma grande influência dos parâmetros operacionais na qualidade do gás gerado. Os principais parâmetros operacionais estudados são: agente de gaseificação, fator de ar, temperatura do leito, teor de alcatrão, percentual de cada componente do gás obtido e seu poder calorífico (PCI e PCS).

1.6.1. Fator de ar

O fator de ar é definido como a relação entre a razão ar/combustível real ($V_{a/c}$) e o ar estequiométrico (ar_{est}), conforme visto na equação 1.11.

$$FA = \frac{V_{a/c}}{ar_{est}} \quad (1.11)$$

Esse parâmetro é muito importante na operação de um reator, na bibliografia encontramos valores de fator de ar entre 0,2 e 0,4 (Gómez, 1996).

Paasen (2004) comprovou a influência do fator de ar na temperatura do leito e do freeboard em operações com gaseificadores de leito fluidizado borbulhante atmosférico utilizando o ar como agente oxidante e lenha como biomassa (figura 9).

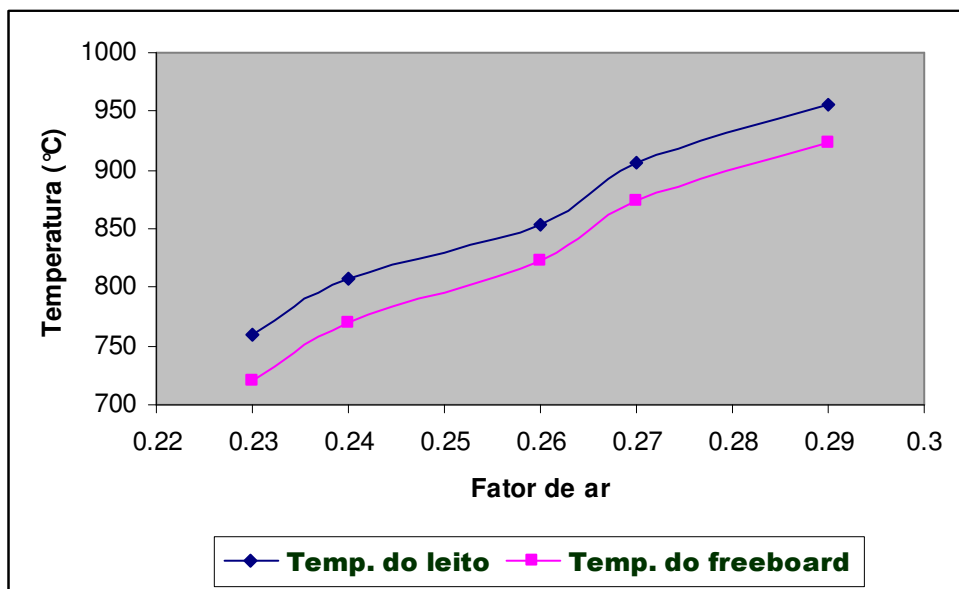


Figura 9 - Variação da Temperatura do leito em relação ao fator de ar (adaptado Paasen, 2004)

1.6.2. Temperatura do leito

A temperatura do leito é um parâmetro de grande influência na operação dos gaseificadores, assim como na qualidade final do gás obtido. Tendo em vista a sua importância, muitos pesquisadores têm se dedicado ao estudo desse parâmetro. A Tabela 1.1

mostra a influência da temperatura em operações realizadas com casca de arroz em gaseificadores de leito fluidizado borbulhante atmosférico.

Tabela 1.1 - Principais parâmetros relacionados a operação e a qualidade do gás obtido

Característica	Fonte			
	Andrade (2003)	Jiang (2003)	Sanches (1994)	Ferrero (1989)
Eficiência [%]		n.d.	43	63-67
Temperatura de operação do leito [°C]	780	550-770	759	721-871
Alimentação [kg/h]	n.d.	25	n.d.	75-105
Velocidade superficial [m/s]	n.d.	0,495	0,75	n.d.
Fator de ar	0,21	0,122	0,55	n.d.
Agente fluidizante	ar	ar	ar	n.d.
Composição do gás gerado % (Vol.)				
N ₂	n.d.	n.d.	n.d.	61,19
O ₂	n.d.	1,67	n.d.	n.d.
CO	14	14	11,7	12,31
CO ₂	n.d.	14	n.d.	13,62
H ₂	2,4	2,2	4,3	5,46
CH ₄	5	4,74	2,8	5,99
C ₂ H ₄	n.d.	n.d.	n.d.	1,13
PCI [MJ/Nm ³]	3,8	4	4	4,1-6,2

n.d. não determinado ou reportado

1.6.3. Teor de alcatrão no gás obtido

O alcatrão proveniente do gás de biomassa é uma complexa mistura de hidrocarbonetos condensáveis que contém principalmente, compostos poliaromáticos. Segundo Nordgreen (2006), o alcatrão é definido como todo contaminante orgânico com peso molecular superior ao do benzeno.

A importância desse parâmetro operacional está relacionada diretamente a qualidade do gás gerado, pois na verdade, os altos teores de alcatrão danificam os equipamentos e reduz sua vida útil.

Estudos realizados comprovam a influência da temperatura de operação no teor de alcatrão contido no gás. Segundo Paasen (2004), testes experimentais utilizando madeira como biomassa constataram uma queda significativa no teor de alcatrão em operações com temperaturas próximas de 820°C. Contudo, é importante ressaltar que não é aconselhável operar com temperaturas acima dos 850°C, pois elevadas temperaturas de operação ocasionam paradas do sistema devido a fusão das cinzas com material inerte do leito.

1.6.4. Composição do gás obtido

Os principais componentes contidos no gás de biomassa são monóxido de carbono (CO), hidrogênio (H₂), metano (CH₄), os inertes dióxido de carbono (CO₂) e nitrogênio (N₂), com presença de C₂H₄, C₂H₆ e C₃H₆. O percentual em volume desses componentes contidos no gás gerado é influenciado pelas condições operacionais do processo.

Segundo Lv et al. (2004), há influência da temperatura, do fator de ar e do tamanho médio da partícula de biomassa na composição em volume do gás obtido. Na figura 10, observa-se a influência do fator de ar na composição percentual em volume do gás produzido em operação com casca de arroz com o gaseificador de leito fluidizado borbulhante do NEST/IEM/UNIFEI.

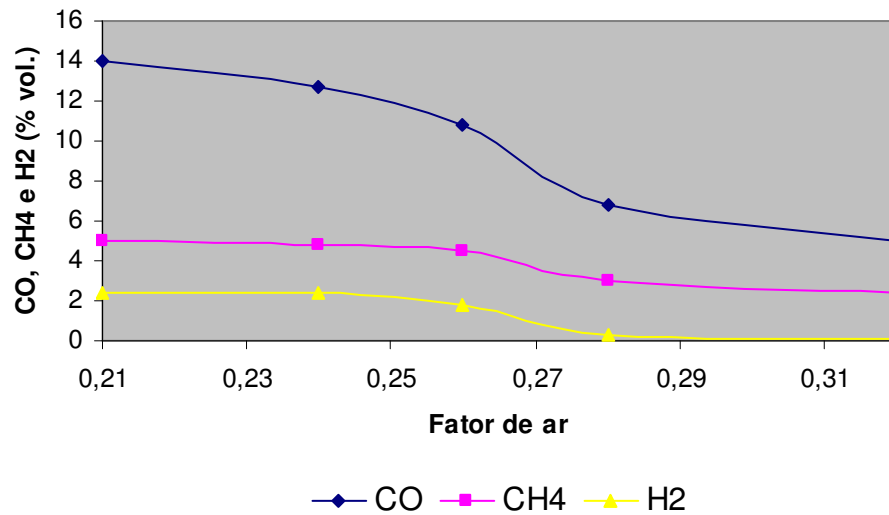


Figura 10 - Influência do fator de ar na composição percentual em volume do gás obtido (Aguiar, 2003)

1.6.5. Agente oxidante

O agente oxidante utilizado nos gaseificadores de leito fluidizado tem grande influência na qualidade final do gás obtido. Esse agente fluidizante, como também é chamado, influencia no poder calorífico, na composição percentual, no teor de alcatrão, assim como na operação desses equipamentos.

Os principais agentes oxidantes utilizados nos gaseificadores são ar, o vapor ou o oxigênio puro. Na tabela 1.3, mostramos a influência do agente oxidante e da pressão do reator na qualidade final do gás produzido, em especial o poder calorífico do gás (PCI).

Tabela 1.2 - Influência do de agente oxidante e da pressão de operação na qualidade do gás obtido (NOGUEIRA E LORA,2003)

Agente de gaseificação	Ar	Vapor de água	Oxigênio
Pressão de operação	Atmosférico	Atmosférico	Pressurizado
Poder calorífico (MJ/Nm ³)	4-6	10-18	8-14

1.7 PLANTAS DE GASEIFICADORES DE LEITO FLUIDIZADO

Neste item observam-se algumas características construtivas e operacionais de algumas plantas de gaseificadores de Leito Fluidizado borbulhante (GLFB) e Circulante (GLFC) existentes em todo mundo (Tabelas 1.4 e 1.5).

Tabela 1.3 - Algumas plantas de GLFB e suas características (National Energy Technology Laboratory, 2002)

Equipamento/ pressão operação	Agente oxidante	Temperatura (°C)	Combustível (Consumo)	Poder Calorífico (MJ/Nm ³)	Fabricante
GLFB atmosférico	Ar	650	Madeira (100 t/dia)	5,6	EPI –Energy products of Idaho
GLFB pressurizado (15 bar)	O ₂ , vapor	700-900	Madeira/ (50 t/dia)	5,52	Stein
GLFB pressurizado (20-23 bar)	Ar, vapor	850-950	Madeira (45t/dia)	4 a 6	Tampella

Tabela 1.4 - Algumas plantas de GLFC e suas características (National Energy Technology Laboratory, 2002)

Equipamento/ pressão operação	Agente oxidante	Temperatura (°C)	Combustível (Consumo)	Poder Calorífico (MJ/Nm ³)	Fabricante
GLFC atmosférico	Ar	700-950	Madeira (9t/dia)	4-7	TPS - Termiska Processer
GLFC atmosférico	Ar	850-900	Resíduos florestais (45-100t/dia)	4,5-5,5	Aerimpianti
GLFC atmosférico	Ar	800	Casca de Madeira (84-108t/dia)	5,8	Lurgi

1.8 MODELOS DE LEITO FLUIDIZADOS

A modelagem de um processo não é uma tarefa fácil, já que se espera que o modelo seja o mais fiel possível a realidade e represente um determinado fenômeno sem grandes desvios. Todavia, para que seja possível a idealização de um modelo há a necessidade de se fazer algumas considerações, pois do contrário, a solução do problema seria extremamente complexa.

Sendo assim, os modelos podem assumir hipóteses como o regime permanente; restrições na dimensão do problema, por exemplo, ser unidimensional; fluido incompressível; regime laminar; entre outros.

A evolução tecnológica tem ajudado no desenvolvimento de modelos mais complexos e mais abrangentes. O tempo de processamento, que é um dos grandes limitantes dos modelos, tem sido reduzido com o aparecimento de computadores cada vez mais velozes.

Nos últimos anos, como conseqüência dessa evolução, começaram a ser disponibilizados diferentes pacotes comerciais que utilizam o método de volumes finitos como, por exemplo, o CFX, o FLUENT e o ASPEN, os quais permitem a modelagem de diferentes fenômenos envolvendo mecânica dos fluidos, transferência de calor e combustão.

Os métodos que envolvem processo de conversão termoquímica (combustão e gaseificação) são complexos necessitando algumas vezes da introdução de constantes cinéticas ou ainda rotinas específicas, como no caso de modelos de volatilização.

Especificamente para o caso da gaseificação existe um pacote comercial denominado de CSFB - Comprehensive Simulator for Fluidized Bed Equipment que se propõe a modelar reatores de leito fluidizado, tais como caldeiras e gaseificadores.

Neste trabalho pretende-se avaliar a capacidade desse software em modelar gaseificadores de leito fluidizado borbulhante através da comparação de resultados experimentais e dos resultados gerados pelo software.

1.8.1. Modelos de gaseificação em Leito Fluidizado

Muitos pesquisadores têm se dedicado ao estudo e desenvolvimento de modelos de gaseificadores, seja eles de leito fixo ou leito fluidizado, os quais são complexos devido aos fenômenos envolvidos no funcionamento desses equipamentos. Sabe-se que o comportamento do processo de gaseificação depende de muitos fatores, por exemplo: tipo de material

envolvido no processo, temperatura e pressão de operação, tempo de residência do sólido e do gás no reator e taxa de alimentação ar/biomassa.

Segundo Ergudenler (1997), para se realizar a modelagem de um reator químico é fundamental entender e representar a natureza física e hidrodinâmica do sistema, para depois inserir parâmetros cinéticos e químicos.

Buekens (1984) apresentou em seu trabalho uma ampla revisão bibliográfica e classifica os modelos em várias classes, como descrito a seguir:

Modelo de equilíbrio: O reator é considerado uma “caixa” com informações de entrada de ar e combustível. A composição do gás é calculada com uma temperatura de reação constante, utilizando-se reações de equilíbrio homogêneas ou heterogêneas. Quando todas as substâncias envolvidas no equilíbrio se encontram no mesmo estado físico diz-se que há um equilíbrio homogêneo. Analogamente, o equilíbrio onde estão envolvidas mais de uma fase é chamado de equilíbrio heterogêneo.

Modelo cinético: O reator é dividido em regiões, onde cada região se encontra em equilíbrio químico, e a temperatura é determinada pelo balanço de energia dessas regiões, separadamente.

Modelo estacionário ou em regime permanente: Este modelo tem como base as equações governantes por espécie química, energia na fase sólida e energia na fase gasosa com termos transientes desprezíveis. Alguns modelos consideram a mesma temperatura do gás e do sólido.

Modelo semi-transiente: Os termos transientes nas equações governantes são calculados supondo um estado pseudo - estacionário, tendo como base a hipótese de regime permanente.

Modelo transiente: As equações governantes são utilizadas sem simplificações.

Cousins (1978) elaborou um modelo simplificado, no qual foi assumido que a reação fundamental na zona de redução é a reação de Boudouard havendo algumas hipóteses simplificadoras, tais como:

- O combustível é formado apenas de C, H, O e N;

- O enxofre e as suas reações são desprezíveis;
- Todo nitrogênio entrando na zona de redução, sai na forma de N_2 ;
- A reação de formação de amônia (NH_3) é desprezada;
- Todo o carbono e hidrogênio são convertidos em CO_2 e H_2O na zona de oxidação.

Adicionalmente outros tipos de modelos são encontrados na literatura, por exemplo:

- Modelo Termodinâmico (Double, 1989; Bacon ,1985)
- Modelo de fase única (Prudy, 1981; Carman e Amudson, 1979)
- Modelo de duas ou três fases (Van den Aaren, 1986)
- Modelo transiente (Weimer e Clough, 1981)

A maioria dos modelos de duas fases em leitos fluidizados podem ser divididos em duas regiões: fase de baixa densidade e fase de alta densidade.

Nos modelos de três fases há um comportamento combinado gás-sólido. Estes modelos têm sido aplicados em estudos da combustão do carvão em leito fluidizado operando em regime permanente (Chen, 1977).

Kaupp (1984) identificou seis características dos combustíveis que afetam diretamente a qualidade do gás produzido, são eles:

- Forma física e estrutura da partícula combustível;
- Umidade;
- Teor de voláteis;
- Conteúdo de cinza;
- Composição da cinza;
- Poder calorífico.

Com relação ao modelo de equilíbrio, podemos citar o programa STANJAN (Reynolds, 1986), que é escrito em FORTRAN e foi desenvolvido por Reynolds na Universidade de Stanford e empregado na Joint Army-Navy-Air Force (JANAF) (Stull e Prophet, 1971). Este programa pode calcular o equilíbrio entre múltiplas fases, além de fornecer um eficiente algoritmo para minimizar a energia livre de Gibbs nas misturas.

O Chemkin é um pacote adicional de subrotinas do FORTRAN, que facilita a modelagem de reações químicas (Kee, 1980). A aplicação dessas subrotinas é de grande

interesse em aplicações onde se utiliza cálculos termodinâmicos e problemas envolvendo cinética química.

Outro modelo de finalidade hidrodinâmica, que descreve reações químicas e transferência de calor em escoamentos densos ou diluídos, é conhecido como MFIX – “MULTIPHASE FLOW WITH INTERPHASE EXCHANGE” (Syamlal, 1994). Este modelo calcula detalhadamente dados relacionados à pressão, temperatura, composição e a distribuição de velocidade nos reatores.

Alguns trabalhos de modelagem têm sido realizados utilizando o ASPEN (“ADVANCED SYSTEM FOR PROCESS ENGINEERING”), esta ferramenta de modelagem foi desenvolvida pelo Instituto de Tecnologia da Universidade de Massachusetts.

O ASPEN, de acordo com o DOE - United States Department of Energy, simula processos de conversão de carvão vegetal servindo como ferramenta de modelagem química, geração de potência e outros processos (Sotudeh-Gharebaagh, 1997). O “ASPEN PLUS” é amplamente utilizado em projetos na indústria química, devido a sua capacidade de simular variados processos.

O CSFB – “COMPREHENSIVE SIMULATOR FOR FLUIDIZED BED EQUIPMENT” (Souza Santos, 2001) é um modelo gás-sólido, em regime permanente e unidimensional. Esse pacote comercial faz uso da fluidodinâmica, da transferência de calor e da cinética química.

Maiores detalhes relacionados ao princípio de funcionamento, restrições, hipóteses do modelo e comparação com resultados experimentais obtidos na planta do NEST/IEM/UNIFEI serão abordados no decorrer deste trabalho.

Capítulo 2

FLUIDIZAÇÃO

2.1. INTRODUÇÃO

Como visto anteriormente, os reatores de leito fluidizado são divididos em leito fluidizado borbulhante e circulante.

Os primeiros trabalham com menores velocidades de fluidização, maiores tamanhos de partícula e baixo tempo de residência no interior do reator. Com relação a seu desempenho, podemos afirmar que esses gaseificadores apresentam certo limite no que se refere a liberação de potência por unidade de área.

Os gaseificadores de leito fluidizado circulante operam com velocidades mais altas e maiores taxas de recirculação de particulados, que de certo modo ocasiona em um maior tempo de residência das partículas no interior do reator, conseqüentemente um aumento de sua eficiência.

Segundo Geldart (1973), a fluidização do leito depende do agente oxidante, da velocidade de fluidização e do tamanho e forma das partículas. Nos próximos itens desse capítulo, realizam-se uma abordagem relacionada às etapas de fluidização e as principais características fluidodinâmicas aplicadas a reatores de leito fluidizado.

2.2. ETAPAS DE FLUIDIZAÇÃO

Segundo Souza-Santos (1996), a velocidade superficial de mínima fluidização (V_{mf}) constitui-se um importante parâmetro, pois permite verificar se as condições de fluidização no leito de partículas sólidas foram sendo alcançadas ou não.

Durante o aumento da velocidade superficial do gás no interior do reator, encontramos diferentes comportamentos ao longo da fluidização. Estas etapas serão abordadas ao longo desse item, tendo como base o gráfico da figura 11.

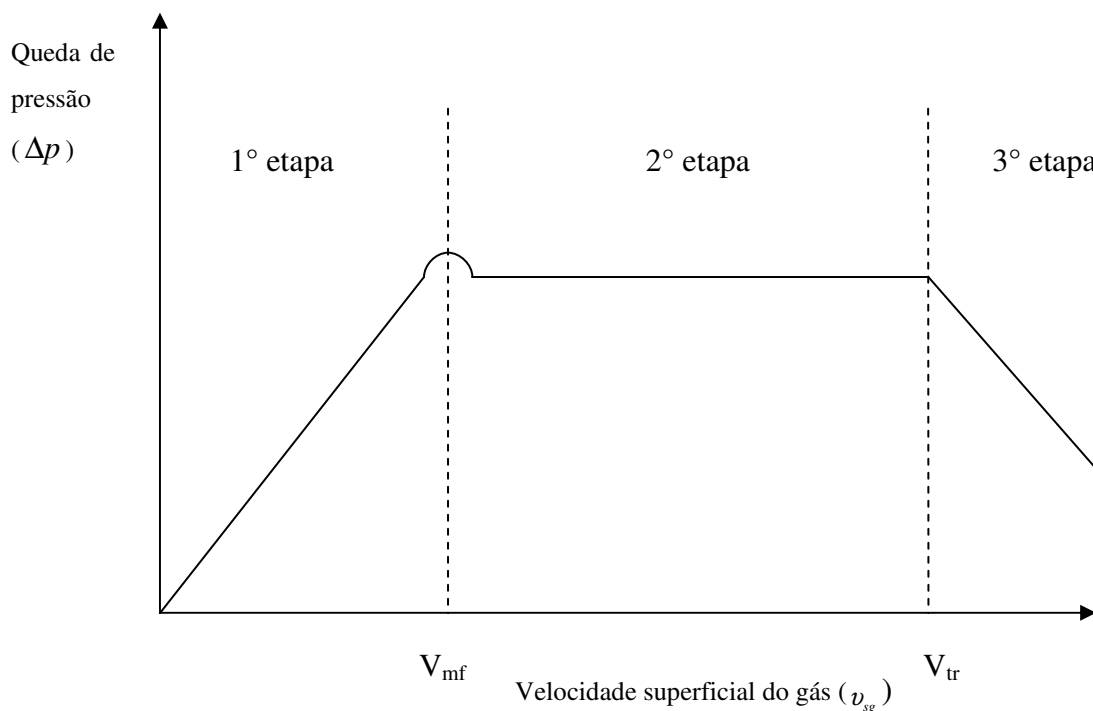


Figura 11 - Variação da perda de carga no leito em função da velocidade superficial (adaptado Rhodes (1998))

Primeira Etapa: Esta etapa consiste de um leito fixo (estático), ou seja, as partículas contidas no interior do reator sofrem um aumento progressivo da força de arraste, conseqüentemente, ocorre um aumento de perda de pressão ao longo do leito. Este fenômeno acontece devido ao aumento da velocidade superficial das partículas. Na verdade, com o aumento da velocidade superficial, as partículas tendem a apresentar uma menor resistência ao escoamento, ocorrendo uma expansão quase uniforme do leito. Um dos fenômenos ocorridos no início da fluidização está relacionado ao peso efetivo das partículas contidas no interior do reator, sabe-

se que ao iniciar o processo de fluidização, as forças de arraste do gás em movimento estão em equilíbrio com o peso efetivo das partículas. Uma forma matemática para descrever esse processo será mostrada conforme a equação 2.1 (Kunii e Levenspiel (1977)).

$$\Delta P_{fluxo} = HL_{mf} (1 - \varepsilon_{mf}) (\rho_s - \rho_g) g \quad (2.1)$$

Onde:

ΔP_{fluxo} : Queda de pressão do gás através do leito (N/m^2)

HL_{mf} : Altura do leito nas condições de mínima fluidização (m)

ε_{mf} : Porosidade do material do leito nas condições de mínima fluidização

ρ_s : Densidade do material sólido do leito (kg/m^3)

ρ_g : Densidade do gás (kg/m^3)

g : Aceleração da gravidade (m/s^2)

No caso de mínima fluidização, a equação 2.1 pode ser simplificada, conforme mostrada a equação 2.2.

$$\frac{\Delta P_{fluxo}}{HL_{mf}} = (1 - \varepsilon_{mf}) (\rho_s - \rho_g) g \quad (2.2)$$

Para uma queda de pressão num leito fixo de partículas não esféricas e tamanhos iguais, podemos definir a formulação conforme a equação de Ergun (equação 2.3).

$$\frac{\Delta P_{fluxo}}{HL_f} \cong 150 \frac{(1 - \varepsilon_f)^2 (\mu_g v_{sg})}{\varepsilon_f^3 (\phi d_{pe})^2} + 1,75 \frac{(1 - \varepsilon_f) (\rho_g v_{sg})^2}{\varepsilon_f^3 (\phi d_{pe})} \quad (2.3)$$

Onde:

HL_f : Altura do leito fixo de partículas (m)

ε_f : Porosidade do material inerte do leito na condição de leito fixo (estacionário)

- μ_g : Viscosidade dinâmica do gás (Pa.s)
 v_{sg} : Velocidade superficial do gás de fluidização (m/s)
 d_{pe} : Diâmetro da esfera com o mesmo diâmetro que a partícula (m)
 ϕ : Esfericidades das partículas

Muitos materiais além de não esféricos, possuem diferentes tamanhos de partículas, sendo necessária a determinação da granulometria, para em seguida determinar seu diâmetro médio equivalente de partícula (D_p). Para este caso, é necessário substituir o d_{pe} pelo D_p na equação 2.3.

A combinação das equações 2.1 e 2.3, obtém-se a equação de Ergun (equação 2.4).

$$\frac{1,75}{(\varepsilon_f^3 \phi)} \left[\frac{D_p v_{mf} \rho_g}{\mu_g} \right]^2 + \frac{150(1 - \varepsilon_{mf}) D_p v_{mf} \rho_g}{(\varepsilon_{mf}^3 \phi^2) \mu_g} = \frac{D_p^3 \rho_g (\rho_s - \rho_g) g}{\mu_g^2} \quad (2.4)$$

Onde:

$$\text{Re}_{pmf} \equiv \left[\frac{D_p v_{mf} \rho_g}{\mu_g} \right]: \text{Número de Reynolds da partícula na condição de mínima fluidização}$$

$$\frac{D_p^3 \rho_g (\rho_s - \rho_g) g}{\mu_g^2}: \text{Número de Arquimedes para o sistema bifásico (gás-sólido)}$$

Nas condições de mínima fluidização, com intuito de simplificar ainda mais a equação 2.4 (equação de Ergun). Foram sugerido por Wen e Yu as seguintes relações (equações 2.5 e 2.6), para casos onde os valores de ε_{mf} e ϕ sejam desconhecidos, ou somente um deles seja conhecido.

$$\frac{1}{(\varepsilon_{mf}^3 \phi)} \cong 14 \quad (2.5)$$

$$\frac{(1 - \varepsilon_{mf})}{(\varepsilon_{mf}^3 \phi^2)} \cong 11 \quad (2.6)$$

Substituindo as relações propostas por Wen e Yu (1966) na equação 2.4, obtém-se as seguintes equações simplificadas.

$$v_{mf} = \frac{D_p^2 (\rho_s - \rho_g) g}{1650 \mu_g} : \quad \text{Velocidade superficial mínima de fluidização para (2.7)}$$

pequenas partículas, com $Re_{pmf} < 20$.

$$v_{mf} = \left(\frac{D_p (\rho_s - \rho_g) g}{24,5 \rho_g} \right)^{0,5} \quad \text{Velocidade superficial mínima de fluidização para (2.8)}$$

grandes partículas, com $Re_{pmf} > 100$.

Para uma ampla variedade de partículas, válida para toda faixa de números de Reynolds, temos:

$$\frac{D_p \rho_g v_{mf}}{\mu_g} = \left(c_1^2 + c_2 \frac{D_p^3 \rho_g (\rho_s - \rho_g) g}{\mu_g^2} \right)^{0,5} - c_1 \quad (2.9)$$

Onde: Segundo Gómez (1996), c_1 e c_2 são constantes obtidas experimentalmente, que englobam os valores esfericidade e porosidade do material (tabela 2.1).

Tabela 2.1 – Constantes obtidas experimentalmente

c_1	c_2	Referência Bibliográfica
32,09	0,0415	Santana e D' Ávila (1986)
33,70	0,0408	Wen e Yu (1966)
25,25*	0,0651*	Souza- Santos (1996)

*Especificamente para carvão mineral

Segunda Etapa: Após uma expansão quase uniforme do leito é atingida a velocidade mínima de fluidização (V_{mf}). Nesta etapa apresentamos certo equilíbrio entre a força exercida sobre o gás e o peso das partículas no interior do leito. No gráfico da figura 11, mostra o comportamento constante da perda de carga, embora haja um aumento da velocidade superficial, este estágio é tratado segundo a literatura como fluidização incipiente. Um importante fenômeno surgido nesta etapa é a ocorrência de uma disposição bifásica ao longo do reator, essa disposição bifásica consiste de uma fase de emulsão (fase densa) e uma fase de bolhas (fase diluída).

Terceira Etapa: Com o aumento da velocidade superficial, atingimos a velocidade de transporte das partículas (V_{tr}), após ultrapassar essa velocidade passamos de regime borbulhante para turbulento. Essa etapa consiste em um aumento brusco da quantidade de partículas transportadas, razão pela qual, chamamos de regime de transporte pneumático.

2.2.1. Velocidade Terminal

Em leito fluidizado bifásico (gás-sólido), sabe-se que as partículas sólidas se movimentam sem conservar uma posição definida. Segundo Gómez (1996), este estado fluidodinâmico é caracterizado por ter uma velocidade superficial superior à velocidade superficial de mínima fluidização e inferior à velocidade terminal de uma partícula ou do conjunto das mesmas, caracterizadas pelo diâmetro médio equivalente (d_p).

Segundo Kunii e Levenspiel (1977), define a velocidade terminal como a máxima velocidade do gás que limita o leito fluidizado, ou seja, a velocidade da partícula que produz a sua elutriação do reator.

Para se determinar na prática a velocidade terminal das partículas de um material sólido qualquer, é utilizado o método da medida de velocidade da corrente do fluido necessária para se equilibrar a partícula sólida ou o conjunto das mesmas, mantendo-as suspensas nesta corrente gasosa (Gómez, 1996).

A velocidade terminal de uma partícula ou do conjunto delas pode ser determinada teoricamente, através do uso de diferentes equações que relacionam as propriedades físicas do material sólido e do gás que o percorre. Souza-Santos (1996) utiliza o seguinte cálculo iterativo para se estimar a velocidade terminal de partículas esféricas.

1. Determinar o número de Reynolds da partícula (Re_p)

$$Re_p = \frac{d_p \rho_g v_t}{\mu_g} \quad (2.10)$$

2. Determinamos a fórmula de velocidade terminal a ser utilizada tomando como base o número de Reynolds da partícula (Re_p)

$$v_t = \left(\frac{4(\rho_p - \rho_g)^2 g^2}{225 \rho_g \mu_g} \right)^{1/3} d_p \quad \text{Para } 0,4 < \text{Re}_p < 500 \quad (2.11)$$

$$v_t = \frac{g(\rho_p - \rho_g)^2 d_p^2}{18 \mu_g} \quad \text{Para } \text{Re}_p < 0,4 \quad (2.12)$$

$$v_t = \left(\frac{3,1(\rho_p - \rho_g) g d_p}{\rho_g} \right)^{0,5} \quad \text{Para } \text{Re}_p > 500 \quad (2.13)$$

2.2.2. Altura do Leito Expandido

A altura de leito expandido pode ser estimada através da equação 2.14. Segundo Gómez (1996), esta expressão pode ser utilizada devido a falta de dados do sistema sólido-gás nas condições de mínima fluidização.

$$H = \left[\frac{1 - \varepsilon_f}{1 - \varepsilon} \right] H_f \quad (2.14)$$

Onde:

- H : altura do leito expandido mm
- H_f : altura do leito estático mm
- ε_f : porosidade do leito na condição de mínima fluidização
- ε : porosidade do leito expandido

Segundo McCabe (1991), o valor da porosidade do leito na condição de mínima fluidização (ε_f), para partículas esféricas, está compreendido entre 0,4 e 0,45, aumentando,

ligeiramente, ao diminuir o diâmetro da partícula. Detalhes referentes ao cálculo desse parâmetro são abordados no capítulo 5 desse trabalho.

2.3. PRINCIPAIS CARACTERÍSTICAS DAS PARTÍCULAS ENVOLVIDAS NA FLUIDIZAÇÃO

As características físicas das partículas envolvidas na fluidização são importantes parâmetros avaliados no processo. A importância dessas características está intimamente ligada à fluidodinâmica dos reatores. Como principais características físicas das partículas, têm-se:

- Densidade das partículas (kg/m^3): A densidade é definida como a razão entre a massa de uma partícula e o seu volume hidrodinâmico (equação 2.15). Este volume hidrodinâmico da partícula inclui o volume de todos os poros abertos e fechados (figura 12).

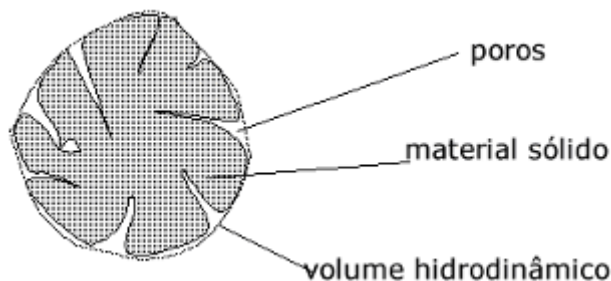


Figura 12 - Volume hidrodinâmico de uma partícula (Rhodes (1998))

$$\text{Densidade de partícula} = \frac{\text{massa da partícula}}{\text{volume hidrodinâmico da partícula}} \quad (2.15)$$

- Densidade verdadeira da partícula: razão entre massa da partícula e o volume ocupado por ela (equação 2.16).

$$\text{Densidade verdadeira da partícula} = \frac{\text{massa da partícula}}{\text{volume ocupado por cada partícula}} \quad (2.16)$$

- Esfericidade das partículas (ϕ): Segundo Peçanha e Massarani, (1980) (citado por Gómez (2002)), uma definição que obtém resultados satisfatórios estabelece a seguinte definição de esfericidade (ϕ):

$$\phi = \frac{d_i}{d_e} \quad (2.17)$$

Onde:

d_i : Diâmetro do menor círculo inscrito ao sólido (mm)

d_e : Diâmetro do maior círculo circunscrito ao sólido (mm)

Na Figura 13 mostra-se uma foto do material inerte obtida em um microscópio de varredura (Gómez, 2002).



Figura 13 - Representação dos diâmetros (d_i e d_e) na partícula (Gómez 2002).

- Granulometria das partículas: Devido as formas irregulares das partículas, há necessidade de terminar a granulometria dessas partículas. A distribuição do tamanho das partículas é determinada através da porcentagem de massa retida na peneira levando em conta os diâmetros dos orifícios de cada peneira.

- Diâmetro médio (d_m): O diâmetro médio de uma partícula é uma importante definição, tendo em vista a dificuldade da caracterização dimensional do material. O diâmetro médio (d_m) é determinado da seguinte forma (Kunii e Levenspiel 1977):

$$d_m = \left(\sum \frac{x_i}{d_i} \right)^{-1} \quad (2.18)$$

Onde:

- d_i : Diâmetro médio das partículas retidas entre uma peneira e a sua subsequente (mm)
 x_i : Fração mássica das partículas com diâmetro médio igual a d_i

2.4. FRAÇÃO DE VAZIOS NO LEITO

A fração de vazios representa os espaços vazios existentes entre as partículas sólidas que formam o leito. Sabe-se que esse parâmetro depende do tipo, tamanho e da disposição dessas partículas no leito. A fração de vazios no leito (ε) pode ser determinada da seguinte forma:

$$\varepsilon = \frac{V_L - V_s}{V_L} \quad (2.19)$$

Onde:

- V_L : Volume do leito (m^3)
 V_s : Volume dos sólidos (m^3)

O volume do leito (V_L) é representado por:

$$V_L = AH_L \quad (2.20)$$

Onde:

- H_L : Altura do leito (m)
 A: Seção transversal do leito (m²)

Tendo a massa das partículas (m_p), a densidade do leito (ρ_L) é calculada da seguinte forma:

$$\rho_L = \frac{m_p}{V_L} \quad (2.21)$$

Com a densidade dos sólidos (ρ_p) e massa das partículas (m_p), obtém-se o volume dos sólidos (V_s), este volume corresponde ao espaço que as partículas ocupariam caso não existisse espaço vazio entre elas. Desse modo determina-se a fração de vazios em termos de densidade do leito e partículas:

$$\varepsilon = 1 - \frac{\rho_L}{\rho_p} \quad (2.22)$$

2.5. CLASSIFICAÇÃO DAS PARTÍCULAS

Tendo em vista as diversas quantidades de partículas, sabe-se que nem todas elas podem ser fluidizadas de forma eficiente. Muitas variáveis, tais como densidade e tamanho médio das partículas tendem a apresentar diferentes padrões no processo de fluidização.

Geldart (1973) caracterizou as partículas pelas suas diferenças de densidade ($\rho_p - \rho_{gás}$) e tamanho médio, classificando-as em quatro grupos de acordo com as suas propriedades e condições ambientes.

A classificação de pós realizada por Geldart é amplamente usada em todos os campos da tecnologia de pó e podem ser descritas da seguinte forma: (Rhodes, 1998)

- Grupo A – Este grupo corresponde aos particulados que fluidizados por ar nas condições ambientes, originam a região de fluidização não-borbulhante, que se inicia a velocidade mínima de fluidização (V_{mf}), seguida por fluidização borbulhante com o aumento da velocidade de fluidização.
- Grupo B – Grupo de particulados que dão somente fluidização borbulhante nas condições de mínima fluidização.
- Grupo C – Grupo correspondente aos particulados muito finos, aderentes e extremamente difíceis de fluidizar.
- Grupo D – Grupo composto de partículas grandes que possuem a habilidade para produzir leitos de jorro profundos

A classificação de Geldart relacionada aos grupos dos particulados está representada de acordo com a figura 14.

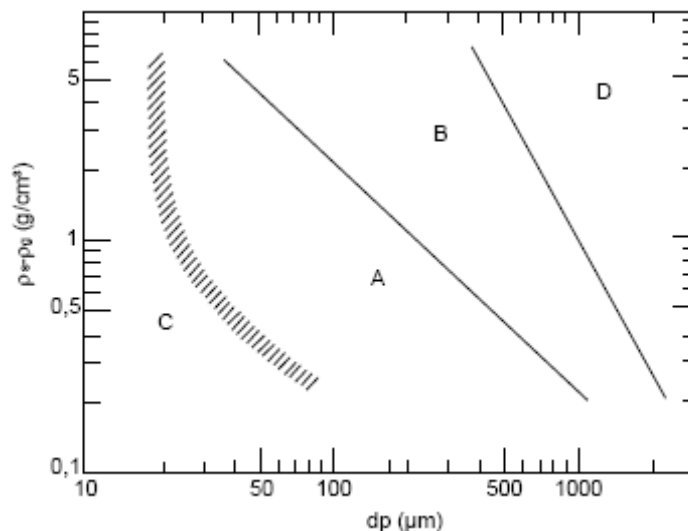


Figura 14 - Classificação de pós de Geldart (Geldart, 1986)

Segundo Rhodes (1998), as propriedades de fluidização de um material particulado em ar podem ser preditas podendo estabelecer em qual grupo se encontra. No entanto, é importante lembrar que para temperaturas e pressões acima da ambiente, um particulado pode aparecer em um grupo diferente do que ocupa em condições ambientes, isto ocorre devido ao

efeito das propriedades do gás no agrupamento. Na tabela 2.2 apresenta-se um resumo das principais características relacionadas às propriedades típicas das diferentes classes de pó.

Tabela 2.2 - Principais características das partículas segundo Geldart (Rhodes, 1998)

GRUPO	GRUPO C	GRUPO A	GRUPO B	GRUPO D
Característica mais relevante	Fluidização Difícil	Ideal para fluidização	Inicia o borbulhamento a V_{mf}	Sólidos grossos
Sólidos típicos	Farinha de trigo e cimento	Cracking catalítico	Areia de construção	Cascalho e grãos de café
Propriedades				
Expansão do leito	Baixa devido a canalização	Alta	Moderada	Baixa
Taxa de aeração	Inicialmente rápida em seguida exponencial	Lenta e linear	Rápida	Rápida
Propriedades das bolhas	Sem bolhas - só canalização	As bolhas quebram e coalescem – tamanho de bolha máximo	Sem limites de tamanho	Sem limites de tamanho
Mistura de sólidos	Muito baixo	Alto	Moderado	Baixo
Gás Backmixing	Muito baixo	Alto	Moderado	Baixo
Jorro	Não	Não	Somente na superfície	Sim, mesmo leitos profundos

Capítulo 3

PLANTA DE GASEIFICAÇÃO DO NEST/IEM/UNIFEI

3.1. EQUIPAMENTO

A planta de gaseificação utilizada para os testes experimentais é composta de um gaseificador de leito fluidizado borbulhante localizado nas instalações do Núcleo de Excelência em Geração Termoelétrica e Distribuída NEST/IEM/UNIFEI.

A fabricação desse reator foi realizada pela TERMOQUIP ENERGIA ALTERNATIVA, com apoio financeiro da CEMIG, em parceria com a Universidade Federal de Itajubá - UNIFEI. O projeto da planta foi realizado por Van den Enden e Lora (2004), utilizando o software CSFB – Comprehensive Simulator for Fluidized Bed Equipment, desenvolvido pelo professor Marcio Souza-Santos da Faculdade de Engenharia Mecânica de Campinas.

Na tabela 3.1 são mostradas as principais características de projeto do gaseificador gerado pelo software CSFB.

Tabela 3.1 - Principais características de projeto do original gaseificador (Van den Enden e Lora, 2004)

Parâmetros	Unidades	Valor
Combustível		Bagaço de cana
Vazão de combustível	kg/s	0,03
Umidade do combustível	%	15
Posição do ponto de alimentação (altura)	m	0,3
Diâmetro da seção interna do leito	m	0,57
Altura dinâmica do leito	m	2
Diâmetro interno do Freeboard	m	0,75
Altura do Freeboard	m	3
Vazão de ar (agente oxidante)	m ³ /s	0,032
Temperatura do leito	°C	1000
Vazão de saída de gás	Nm ³ /s	0,052
Temperatura de saída de gás	°C	800
Poder calorífico inferior do gás	MJ/Nm ³	4,7
Potência térmica	kW	245
Eficiência a frio	%	57
Eficiência a quente	%	75

Como observado na tabela 3.1 e no decorrer do trabalho, o programa necessita da altura dinâmica do leito como dado de entrada; parâmetro este, de difícil determinação. O autor do software CSFB reconhece isto, mas insiste que não tem um modelo que permita uma aproximação confiável da altura dinâmica partindo da altura estática do leito. Para modelagem de um equipamento existente, ele propõe ajustar o modelo ao valor real observado. No caso do projeto é necessário assumir o valor da altura dinâmica.

Os resultados gerados no software CSFB foram obtidos conforme a metodologia proposta pelos autores do projeto. Esta metodologia foi dividida em duas etapas:

- Primeira etapa: Consiste na determinação das principais vazões de ar e biomassa, dimensões do reator, dimensões da placa distribuidora e estimativa de outros parâmetros operacionais e de projeto.

- Segunda etapa: Esta etapa foi realizada com o auxílio do software CSFB, na qual foi possível obter melhores parâmetros operacionais e de projeto do reator. Os principais parâmetros de desempenho avaliados pelo software CSFB foram:
 - Avaliação da influência do fator de ar nas condições operacionais e na qualidade do gás gerado.
 - Determinação do melhor ponto de introdução da biomassa no reator.
 - Influência da altura dinâmica do leito no desempenho do equipamento e qualidade do gás gerado.

Na figura 15 é mostrado um esquema relacionado a metodologia utilizada no projeto do gaseificador de leito fluidizado borbulhante utilizando o programa CSFB.

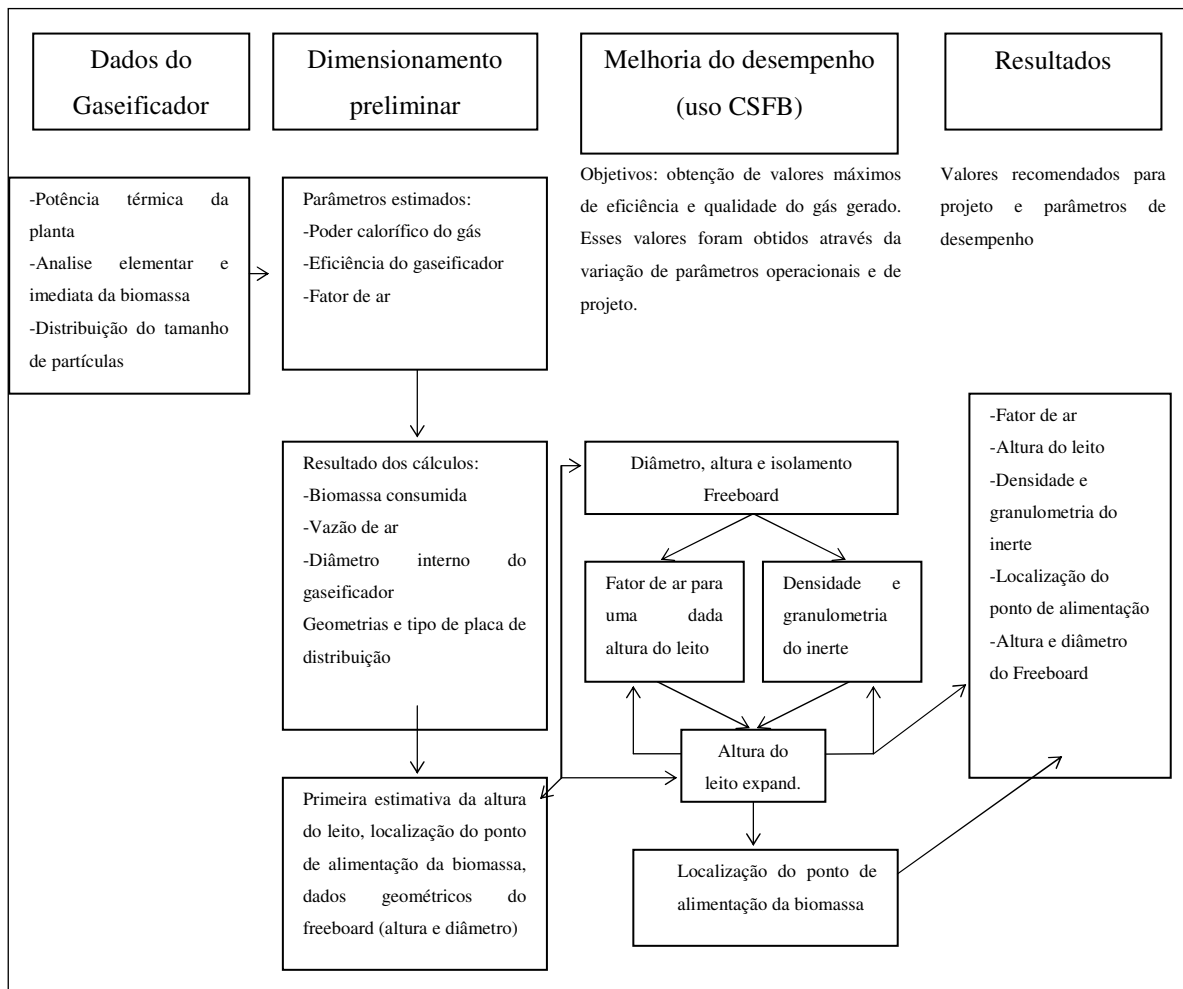


Figura 15 - Esquema da metodologia utilizada no projeto do gaseificador de leito fluidizado borbulhante (Van den Enden e Lora (2004))

3.2. DESCRIÇÃO DO REATOR

O reator de leito fluidizado borbulhante do NEST/IEM/UNIFEI trabalha a pressão atmosférica e utiliza ar como agente de gaseificação. No interior desse reator encontra-se material inerte (óxido de alumina), que tem função primordial nas trocas térmicas e nas reações existentes no interior do reator.

Sob o ponto de vista operacional o reator é dividido em partes, conforme será visto nos itens abaixo.

3.2.1. Plenum

O plenum está situado na base do reator, e apresenta duas entradas laterais flangeadas. Uma das entradas é responsável pelo pré-aquecimento do leito, através de um queimador a GLP. A outra entrada é responsável pela passagem do agente oxidante (ar) no reator de leito fluidizado, o ar é aspirado a temperatura ambiente e comprimido num compressor radial, destinado ao processo de gaseificação. Com intuito de melhorar a eficiência do sistema, o ar passa por um processo de aquecimento no interior do ciclone, onde recebe calor dos gases produzidos na gaseificação e em seguida é injetado na parte inferior do plenum.

3.2.2. Placa distribuidora de ar

O distribuidor de ar é um dispositivo projetado para assegurar que o agente oxidante sempre seja distribuído uniformemente pela seção transversal do leito. É uma parte crítica 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 16 observa-se a placa distribuidora do gaseificador de leito fluidizado do NEST/IEM/UNIFEI, composta de 37 flutes (injetoras), sendo que cada injetor possui 4 furos radiais de 3 mm de diâmetro.



Figura 16 - Placa distribuidora

3.2.3. Leito

O leito é a região onde ocorre o processo de gaseificação, nessa região tem-se aproximadamente 168 kg de inerte, correspondendo a uma altura estática de 500mm, abaixo da especificação de projeto devido as condições operacionais do equipamento.

A parede do leito é constituída de concreto, tijolo refratário e fibra de cerâmica, responsável por diminuir a transferência de calor para o ambiente. Na tabela 3.2 são especificadas algumas dimensões do leito do gaseificador de leito fluidizado borbulhante.

Tabela 3.2 - Algumas dimensões da região do leito (Aguiar, 2003)

Especificação	Dimensão (mm)
Diâmetro Interno	474
Altura Estática	500-1000
Altura Dinâmica	2000
Espessura de Isolamento	129

Segundo Van den Enden e Lora (2004), tendo como base os resultados das simulações com o software CSFB, foi observada a influência da altura dinâmica do leito na qualidade do gás gerado. Nas figuras 17 e 18, observam-se a influência da altura dinâmica do leito no poder calorífico e no teor de alcatrão contido no gás.

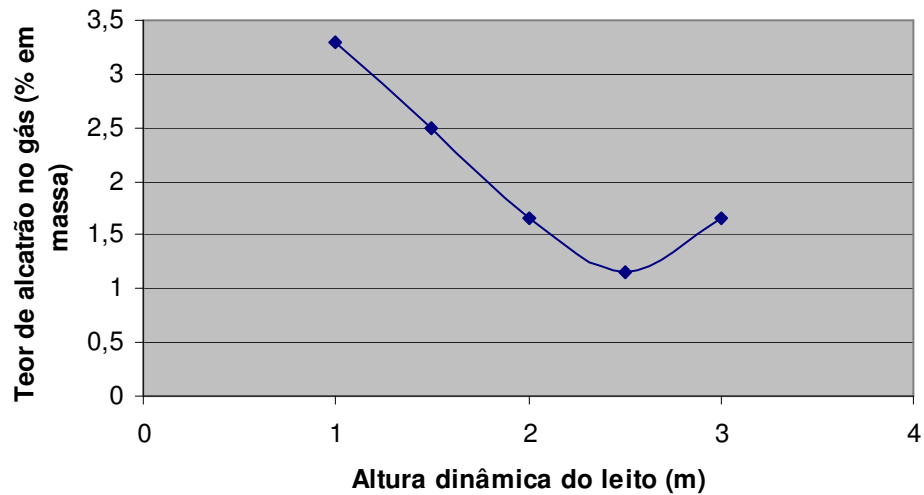


Figura 17 - Influência da altura dinâmica do leito no teor de alcatrão do gás (Van den Enden e Lora, 2004)

De acordo com este resultado (figura 17), o gaseificador deve operar com uma altura dinâmica do leito de 2,5 m (altura estática de aproximadamente 1,8 m), onde se observa menor teor de alcatrão do gás gerado.

Quando se opera abaixo da altura dinâmica de 2,5m, ocorre baixo tempo de residência das partículas no interior do reator, conseqüentemente, altos teores de alcatrão. Porém, se ultrapassarmos muito a altura dinâmica de 2,5m, observa-se o fenômeno de Slug-Flow, indesejável do processo de gaseificação. O fenômeno de Slug-Flow consiste no aumento das bolhas no interior do reator causando oxidação dos combustíveis formados no processo de emulsão.

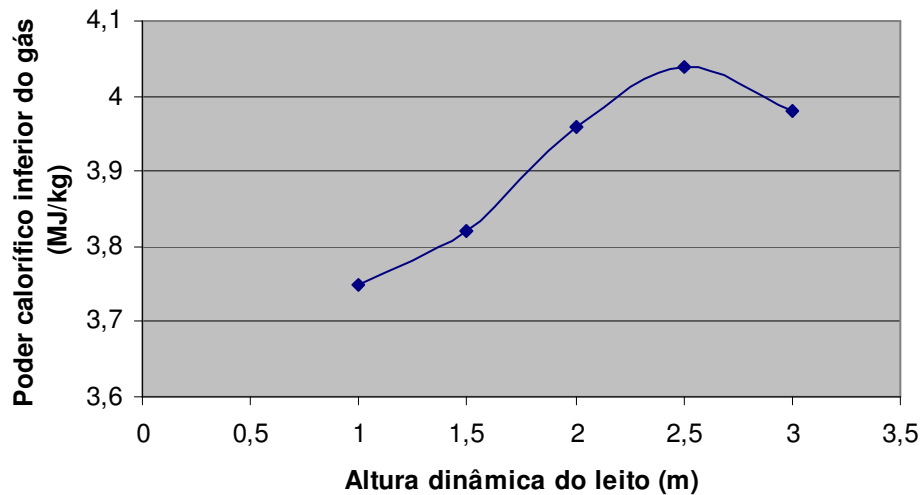


Figura 18 - Influência da altura dinâmica do leito no PCI do gás (Van den Enden e Lora 2004),

Na figura 18, observa-se com aumento da altura dinâmica do leito, um aumento no tempo de residência das partículas no interior do reator, conseqüentemente, uma melhoria no poder calorífico do gás, até um ponto ótimo de altura dinâmica do leito (2,5m). A partir desse ponto ótimo de altura dinâmica, ocorre uma queda no poder calorífico do gás devido ao fenômeno Slug-Flow.

3.2.4. Freeboard

A região de Freeboard está localizada acima da região do leito, até uma determinada altura onde as partículas conseguem atingir antes de iniciar o movimento descendente em direção ao leito fluidizado.

Segundo Rhodes (1998), a região do Freeboard (vão livre) pode ser dividida em 3 zonas, como mostra a figura 19.

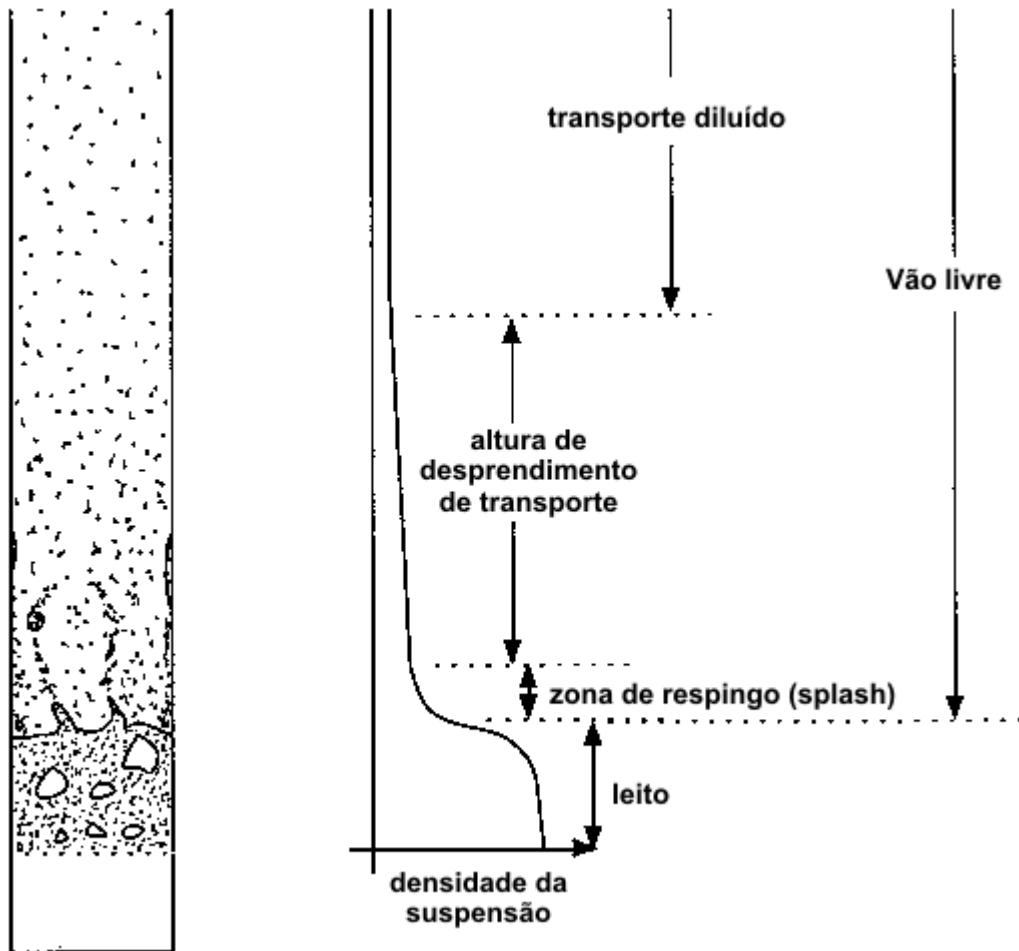


Figura 19 - Densidade da partícula versus altura do reator (Rhodes, 1998)

A zona de respingo (splash) consiste na região acima da superfície do leito, essa região apresenta a característica de retorno das partículas grossas para o leito.

Na zona de desprendimento, há ocorrência da diminuição da concentração das partículas finas em suspensão, com o aumento da altura.

Na terceira e última zona, denominada região de transporte diluído, que está localizado acima da zona de desprendimento, observa-se nessa região um fluxo de partículas e uma concentração de suspensão constante com a altura.

No ponto de vista de projeto de reatores, o termo TDH (“TRANSPORT DISENGAGEMENT HEIGHT”) trata-se de um parâmetro de grande importância, pois o sistema de saída de gases deve ser colocado acima do TDH.

Segundo Rhodes (1998), o TDH é definido como a altura entre a superfície do leito até o topo da zona de desprendimento (figura 19). Sabe-se que acima do TDH, o fluxo de arraste e a concentração de partículas são constantes.

Na literatura, muitos pesquisadores se dedicaram ao estudo de correlações empíricas para o TDH, entre esses pesquisadores pode-se citar Horio (1980), que desenvolveu a equação (3.1), descrita abaixo.

$$TDH = 4,47d_{Bvs}^{0,5} \quad (3.1)$$

Onde: d_{Bvs} corresponde ao diâmetro volumétrico equivalente de uma bolha na superfície

Segundo Gómez (2002), as correlações existentes na literatura e utilizadas na maioria dos modelos matemáticos para definição do TDH são variadas. Porém, algumas consideram o TDH em função somente da velocidade superficial média do gás, ignorando a natureza do fenômeno e desprezando as características das partículas a diferentes alturas do Freeboard.

Segundo Souza-Santos (1987), obtém-se a seguinte expressão para altura de TDH:

$$z_{TDH} = z_D + 0,369(v_{sg})^{1,2}(16,87 - 1,2Ln v_{sg}) \quad (3.2)$$

Onde:

z_{TDH} : é a altura TDH (m)

z_D : é a altura dinâmica do leito (m)

v_{sg} : é a velocidade superficial média do gás (m/s)

3.3. SISTEMA DE ALIMENTAÇÃO DO EQUIPAMENTO

No processo de gaseificação em leito fluidizado o desempenho operacional do sistema de alimentação é um fator primordial nas operações do reator. A importância de um sistema de alimentação eficaz está ligada a diversos fatores operacionais, tais como: o controle de temperatura e a qualidade final do gás gerado.

Simulações realizadas no software CSFB demonstram a influência da altura do ponto de alimentação da biomassa na qualidade do gás gerado. Na figura 20, observa-se baixo teor

de alcatrão em um ponto de alimentação situado próximo a 0,4m (altura medida a partir da placa distribuidora). No projeto final do gaseificador do NEST essa medida é de 0,435 m.

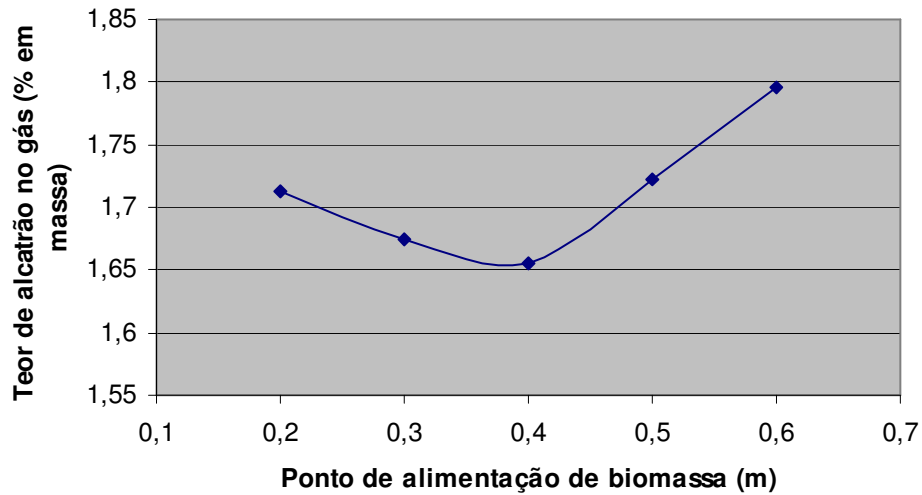


Figura 20 - Influência da localização do ponto de alimentação na qualidade do gás (Van den Enden e Lora, 2004)

O ponto de introdução da biomassa no reator não deve ser muito elevado, pois ao aumentar a altura do ponto de alimentação, conseqüentemente, ocorrerá uma redução do tempo de residência das partículas ocasionando uma perda na conversão de carbono, além de aumentar o teor de alcatrão do gás gerado. Por outro lado, um ponto de alimentação próximo à placa de distribuição resultará em um processo de combustão iminente, desfavorecendo o processo de gaseificação e comprometendo o gás obtido.

Os principais componentes responsáveis pela alimentação da biomassa no interior do reator fluidizado borbulhante do NEST/IEM/UNIFEI são:

- Silo: Componente responsável pelo armazenamento do combustível (biomassa) durante a operação do gaseificador.
- Dosador: Componente responsável pela dosagem da quantidade de biomassa necessária para o processo de gaseificação. O dosador está localizado entre o silo e a rosca sem-fim, e possui um conversor de frequência responsável pelo controle de sua velocidade. Um dos problemas desse componente está relacionado a grande

sensibilidade quando submetido a elevadas temperaturas, devido à utilização de um material sintético (borracha) na parte superior das paletas da válvula rotativa. Este material sintético deve possuir certa flexibilidade para ajudar na passagem da biomassa para a rosca sem fim do gaseificador.

- Rosca sem fim: Componente responsável por introduzir o material proveniente do dosador para o interior do reator.

3.4. INFLUÊNCIA DO FATOR DE AR NO PROJETO DO REATOR

O desempenho do gaseificador pode ser avaliado através da sua eficiência (a frio e a quente). Na figura 21, com a variação do fator de ar, observa-se melhor desempenho do equipamento quando operando com fator de ar em torno de 0,3. No entanto, na figura 22, é observada uma queda do poder calorífico do gás gerado em valores acima de 0,28.

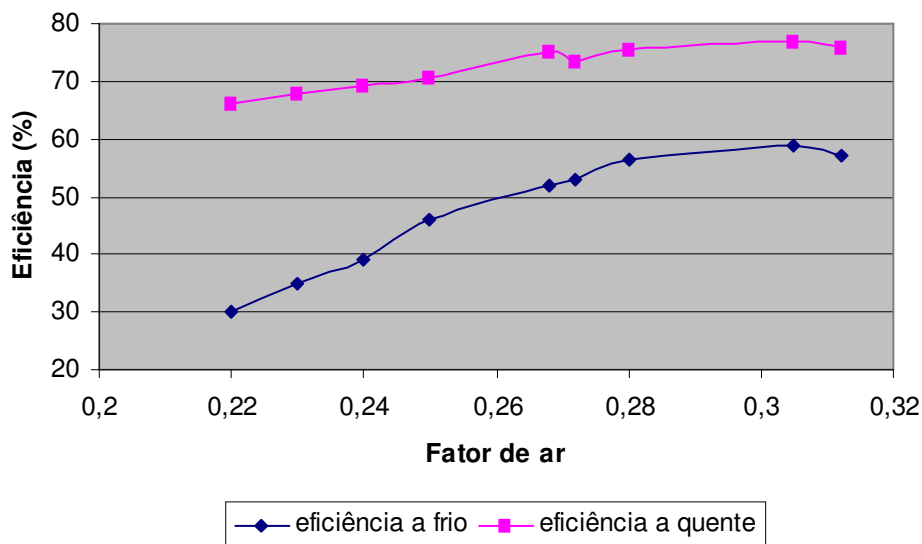


Figura 21 - Influência do fator de ar no desempenho do reator (Van den Enden e Lora 2004),

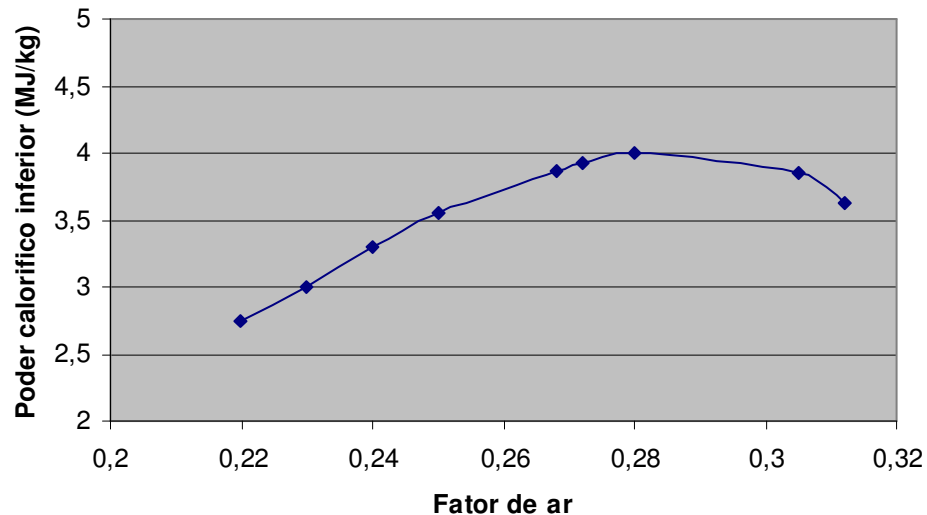


Figura 22 - Influência do fator de ar no poder calorífico do gás (Van den Enden e Lora 2004),

3.5. SISTEMAS AUXILIARES

Pré-aquecimento do leito: O sistema de pré-aquecimento realiza a queimada de GLP, que aquece o material inerte contido no leito até uma temperatura de 400°C. Após atingir esta temperatura é realizada a introdução de biomassa no interior do reator, iniciando a combustão, seguida do processo de gaseificação.

pós-queimador: A principal função do “flare” é incinerar os gases não utilizados na geração de calor e/ou eletricidade. Esses gases são queimados na parte inferior interna do pós-queimador, através da combustão auxiliar de GLP. Os gases são incinerados por um queimador do tipo atmosférico, após a incineração são expelidos na atmosfera, através de uma chaminé.

Sistema de tratamento dos gases: Devido aos altos teores de alcatrão e particulados contidos no gás proveniente de um gaseificador de leito fluidizado borbulhante, necessita-se de um eficaz sistema de limpeza de gás. No laboratório de gaseificação do NEST/IEM/UNIFEI é utilizado um sistema com ciclone, onde as partículas maiores são separadas pela ação da força centrífuga. Após a passagem do gás pelo ciclone, ele segue para um lavador de gases com

água (tipo nebulização), onde os resíduos são coletados em um separador, obtendo assim um gás de melhor qualidade e útil na geração de eletricidade em determinados equipamentos.

Capítulo 4

SOFTWARE CSFB - COMPREHENSIVE SIMULATOR FOR FLUIDIZED BED EQUIPMENT

4.1. INTRODUÇÃO

O software CSFB – “COMPREHENSIVE SIMULATOR FOR FLUIDIZED EQUIPMENT” é um simulador escrito em linguagem FORTRAN e corresponde à implementação numérica de um modelo matemático. O software CSFB começou a ser desenvolvido em 1980, através de uma pesquisa experimental sobre gaseificação de biomassa em leito fluidizado, realizada no Instituto de Pesquisa Tecnológico do Estado de São Paulo – IPT em parceria com a Universidade Sheffield, no Reino Unido. Ao longo dos anos, o modelo vem sendo modificando, recebendo melhorias junto ao Institute of Gas Technology – IGT - EUA (de Souza-Santos, 1992, 1993).

Este programa está disponível comercialmente e possui a capacidade de modelar diversos sistemas térmicos, tais como: fornalhas, caldeiras, gaseificadores e o processo de pirólise.

O programa CSFB foi desenvolvido pelo professor Marcio de Souza-Santos e calcula o desempenho de gaseificadores em regime permanente usando balanços diferenciais de energia e massa ponto a ponto, a cinética das reações químicas, a dinâmica da fluidização e

um banco de dados auxiliares, responsável pelo cálculo das propriedades físico-químicas (Nogueira e Lora , 2003).

O software tem como dados de entrada os parâmetros geométricos de projeto do equipamento, características dos combustíveis utilizados, características referentes ao material inerte existente no reator, efeitos internos e externos (temperatura, pressão, fluxos de entrada dentre outros) e critérios numéricos de convergência relacionada à conversão de carbono.

Após o processamento o software fornece resultados como: composição e poder calorífico do gás gerado, eficiência do equipamento dentre outros parâmetros de saída, abordados no decorrer deste trabalho.

4.2. HIPÓTESES E LIMITAÇÕES RELATIVAS AO CSFB

Segundo Rabi (2002), o modelo CSFB é composto de aproximadamente 100 relações matemáticas, correspondente a equações diferenciais não-lineares acopladas. Nessas equações são englobados os balanços de massa e de energia, a cinética das reações químicas, correlações auxiliares e equações constitutivas.

O modelo CSFB assume que as grandezas físicas variam apenas na coordenada axial z , medida a partir da base do leito (figura 23). Variações radiais não são admitidas e considera-se que existe simetria axial no leito. Conforme visto na figura 23, o índice D e F se refere a secção do leito e freeboard, respectivamente. As duas fases do leito, emulsão e bolhas, são indicadas por E e B, respectivamente.

A emulsão é composta por sólidos (índice S) e gases (índice G), onde o subscrito GE é usado para o gás na emulsão, o GB para o gás nas bolhas e SE para o conjunto de sólidos na emulsão. Cada conjunto de sólidos está associado a um determinado índice m , sendo $m=1$ para o sólido carbonífero, $m=2$ para calcário e $m=3$ para material inerte. As propriedades referentes às partículas recebem o índice P.

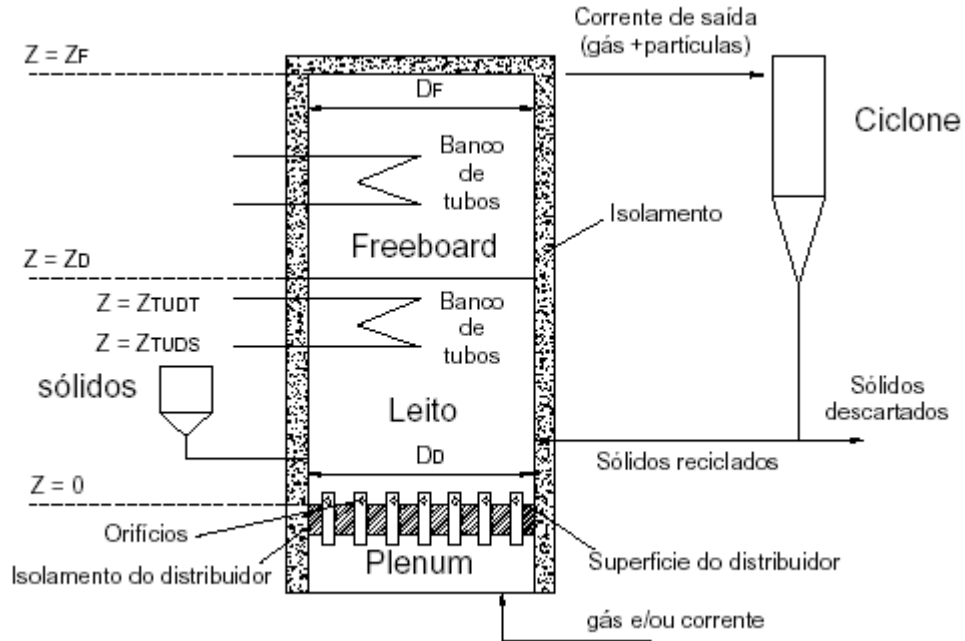


Figura 23 – Esquema de um reator de leito fluidizado a ser simulado pelo programa CSFB (Rabi, 2002)

Outras hipóteses básicas relacionadas ao software CSFB são abordadas a seguir:

1. O material carbonáceo, o inerte e o calcário são alimentados de forma contínua, não apresentando restrições em relação à alimentação do inerte, podendo ser realizada em batelada.
2. As grandezas físicas variam apenas com a coordenada z (figura 24), ou seja, para uma dada grandeza física há variações ao longo de z , modeladas a partir de equações diferenciais ordinárias.

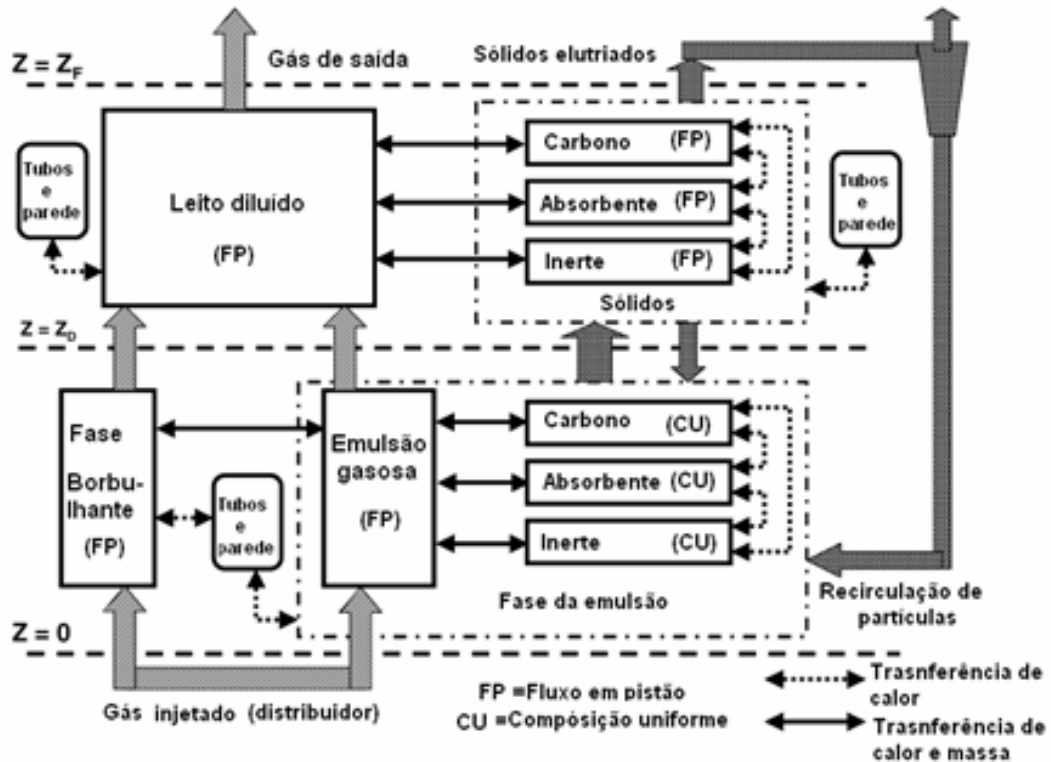


Figura 24 – Esquema do modelo de gaseificação em leito fluidizado borbulhante no CSFB (Rabi, 2002)

3. Variações radiais não são admitidas e supõe-se que haja simetria axial no leito.
4. Na base do leito ($z=0$) assume-se um modelo bifásico Souza-Santos (1987). As duas fases são:
 - Fase de partícula ou emulsão (densa) é a fase na qual a vazão volumétrica do gás equivale à vazão na condição de mínima fluidização.
 - Fase de bolhas (diluída) é a fase na qual passa todo o excesso de gás acima daquele correspondente à mínima fluidização.
 - A fase de emulsão (densa) é composta por quatro possíveis espécies diferentes de materiais: gás intersticial, sólido carbonáceo, inerte e calcário, sendo que estes dois últimos podem ser considerados opcionais, porém um deles, pelo menos, está presente.
5. Para níveis acima da base ($z>0$) as simplificações acima são abandonadas, e a vazão mássica através de cada fase é governada por equações diferenciais de massa e balanço de energia.
6. A fase de bolha é livre de partículas sólidas.

7. O regime de “Plug-flow” é considerado para o gás nas bolhas e para o gás intersticial na fase de emulsão. A vazão de gás no “freeboard” é também tratada como sendo regime “Plug-flow”.

8. A temperatura e composição ao longo do reator variam devido a processos físicos e químicos ocorridos no seu interior.

9. As reações heterogêneas (gás-sólido) entre o gás e o sólido carbonáceo são descritas por dois possíveis modelos básicos (“unreacted-core” ou “exposed-core”) (Figura 25).

10. No modelo de núcleo não reativo (“unreacted-core”), o centro ativo das partículas é mantido coberto com uma camada de cinza, formada pelo material sólido reagido. No modelo de centro exposto (“exposed-core”), a capa de cinza se decompõe em partículas de pequeno tamanho à mesma velocidade que é formada.

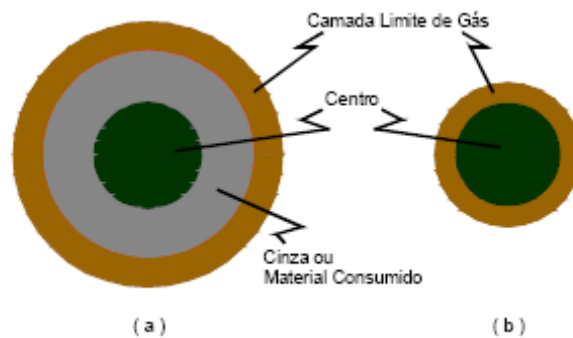


Figura 25 - Modelo de núcleo sem reagir (a) e modelo de núcleo exposto (b) (Souza-Santos, 1987)

O software CSFB adota como padrão o núcleo exposto (“exposed-core”) para os processos de combustão e gaseificação de partículas em leito fluidizado. Para os processos de desvolatilização, secagem, calcinação e outras reações, o programa assume um modelo de núcleo não reativo (“unreacted-core”).

4.3. DIAGRAMA DE BLOCOS DO SOFTWARE CSFB

Na figura 26 é mostrada a estratégia envolvida no processo de simulações do software CSFB, alguns pontos relacionados ao simulador serão enfatizados abaixo:

- Os dados são preenchidos e processados utilizando o sistema internacional de unidades (SI).
- Em determinados processos alguns dados não são necessários, por exemplo, dados relacionados ao calcário (limestone) na gaseificação, nesses casos utilizam-se o valor nulo (zero) para o dado de entrada.
- Com intuito de obter resultados mais próximos da realidade, diminuindo ao máximo o grau de desvio, é fundamental atentar para o correto preenchimento dos dados de entrada do software.
- Todos os dados necessários são lidos no início da execução do programa através de uma sub-rotina específica. Os arquivos podem ser gerados no Word, Wordpad ou Bloco de notas.

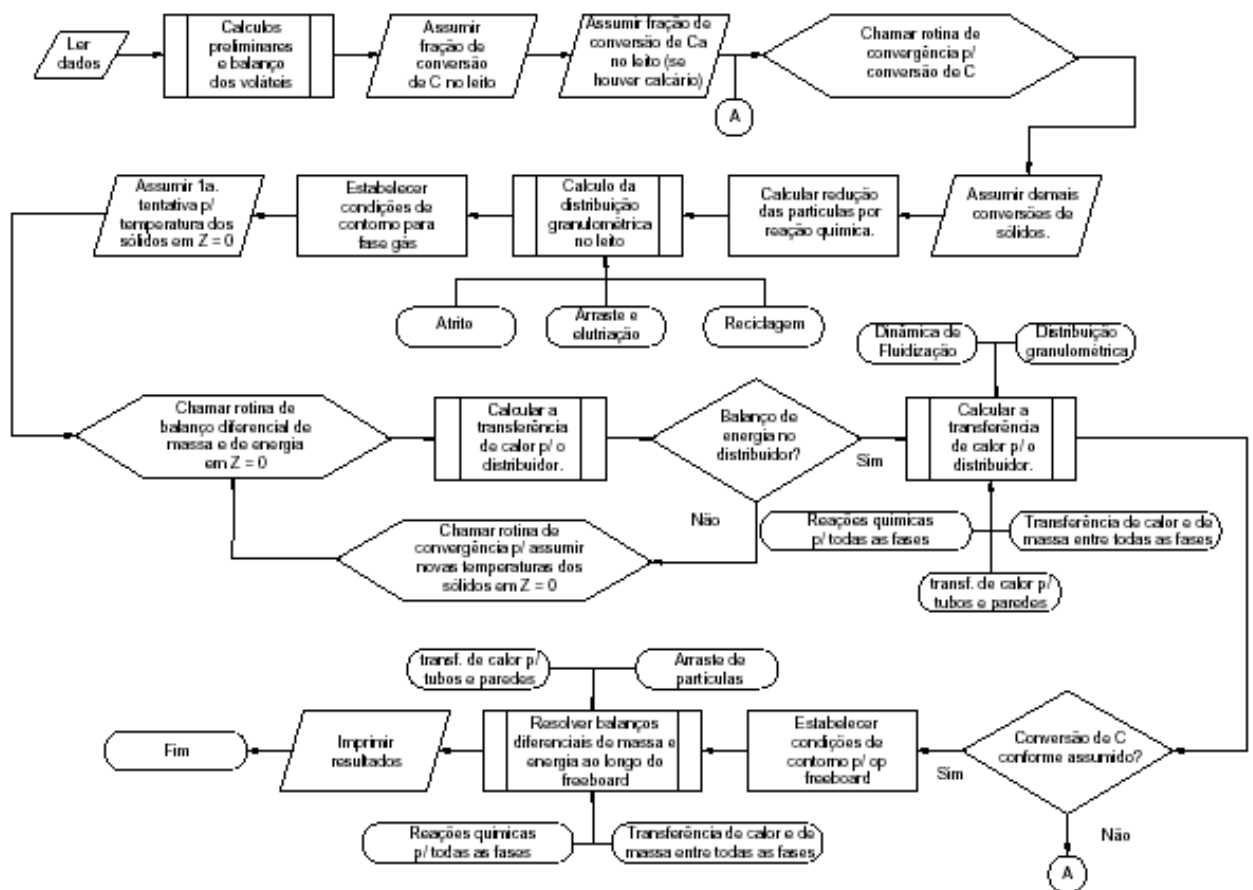


Figura 26 - Diagrama de bloco do software CSFB (Rabi, 2002)

4.4. DADOS DE ENTRADA (INPUTS)

Os principais dados de entrada (inputs) são:

- **Parâmetros de Controle:** São parâmetros relacionados ao modo de operação, número máximo de interações realizado pelo software, critérios de convergência envolvendo conversão de carbono (máxima e mínima) e critérios de desvios e tolerância nos cálculos realizados pelo software.
- **Parâmetros Geométricos do Equipamento** – São parâmetros relacionados aos diâmetros do leito e do “freeboard”, especificações de altura, características das placas de distribuição (espessura, condutividade, diâmetro dos orifícios), pontos de alimentação de combustível no reator.
- **Dados do equipamento – Isolamento térmico:** Dados correspondentes às características do isolamento térmico (espessura, condutividade térmica média e emissividade média nas superfícies) no distribuidor e nas paredes da secção do reator (leito e “freeboard”).
- **Características dos componentes sólidos:** Com relação aos parâmetros de entrada relacionados aos componentes sólidos, o CSFB necessita dos seguintes dados: espécie de sólidos alimentados, tipo de material alimentado (carvão, lignina, madeira ou biomassa), fluxos mássicos, densidades (real e aparente), esfericidade, umidade, granulometria e análise imediata e elementar.
- **Características dos componentes gasosos:** Esses parâmetros correspondem às características do gás introduzido através do distribuidor, responsável pela fluidização do reator. Os principais dados de entrada são: fluxos mássicos, composição dos gases e suas condições de temperatura e pressão de entrada.
- **Características operacionais adicionais:** Estes parâmetros permitem indicar o modelo das reações heterogêneas (núcleo exposto e núcleo não reativo), a temperatura média do ar ao redor do equipamento, a pressão média no leito e no interior dos tubos e a velocidade média do ar.

4.5. PRINCIPAIS DADOS DE SAÍDA (OUTPUTS)

Após o processamento do programa são gerados os seguintes resultados:

- Parâmetros de desempenho do equipamento: Esses parâmetros incluem todos os aspectos da operação na unidade de operação, tais como: vazão de gases e sólidos que deixam o equipamento, conversão de carbono, taxa de misturas, tempo de residência das partículas, TDH (“Transport Disengagement Height”), teor de alcatrão contido nos gases gerados, etc.
- Propriedades como composição e vazão são fornecidas para cada ponto do reator (leito e “freeboard”).
- Composição, distribuição do tamanho da partícula e vazão de líquidos e sólidos em cada ponto do equipamento.
- Verificação do balanço de massa.
- Perfis de temperatura para cada componente do gás.
- Taxas e parâmetros relacionados à transferência de calor.
- Mensagens de erro para o usuário do software ao inserir dados fora da realidade operacional.
- Informação ponto a ponto relacionado à dinâmica da fluidização, tais como: diâmetro e elevação da velocidade nas fases de bolhas no leito, frações de vazios, distribuição das diversas espécies sólidas ao longo do leito e “freeboard”, velocidade superficial, taxa de circulação de partículas no leito e fluxos de sólidos ao longo do “freeboard”.
- Perfis de composição de cada espécie química (18 componentes) ao longo do reator para cada fase (emulsão, bolhas e gás no freeboard).
- Principais perdas de carga para diversos pontos ou seções do equipamento.
- Parâmetros que descrevem operações com os ciclones (se houver), onde ocorre a reciclagem dos sólidos coletados.
- No caso de simulações em caldeiras, são abordados os seguintes parâmetros: calor total transferido para os tubos imersos na seção do leito e do “freeboard”, temperatura da parede externa em qualquer ponto da seção do leito e do “freeboard”, vazão do vapor produzido junto com todas as condições termodinâmicas e eficiência da caldeira.
- No caso de simulações em um gaseificador, são abordados os seguintes parâmetros: entalpia de combustão (poder calorífico) a frio e a quente do gás produzido, taxa de energia (poder calorífico x vazão mássica), eficiência a frio e a quente.

Além de todos esses parâmetros, o programa realiza uma análise através de gráficos e tabelas, as relações mais importantes serão listadas em anexo A, no final deste trabalho.

4.6. SENSIBILIDADE DO SOFTWARE CSFB

Segundo Souza-Santos (2007), o programa CSFB é particularmente sensível aos seguintes parâmetros:

1. Análise elementar e imediata da biomassa utilizada como combustível no processo.
2. Poder calorífico da biomassa utilizada no processo.
3. Distribuição granulométrica da biomassa e do inerte utilizado no processo.
4. Vazões mássicas, pressões e as composições do agente oxidante introduzido no leito.
5. Geometria do equipamento (dimensões relacionadas à altura e diâmetro do reator)

4.7. VALIDAÇÃO DO SOFTWARE CSFB

Segundo Souza-Santos (2007), a nova versão do software CSFB tem apresentado pequenos desvios quando comparado com resultados experimentais. O mesmo apresenta diversas validações do software em unidades pilotos, entre elas a unidade RENUGAS do Institute of Gás Technology (IGT), localizada em Chicago. O RENUGAS é um gaseificador de biomassa pressurizado que utiliza oxigênio e vapor da água como agentes oxidantes da gaseificação.

Na tabela 4.1 são mostradas as principais características geométricas do equipamento, bem como alguns dados utilizados na sua validação do software, maiores detalhes da planta são encontradas no trabalho de Evans et. al (1986).

Tabela 4.1 - Principais dados de projeto e condições operacionais do gaseificador RENUGAS do IGT (de Souza – Santos, 2007)

Dados geométricos do equipamento	Teste T12-1	Teste T12-3a
Diâmetro equivalente do leito (m)	0,292	0,292
Altura do leito ^a (m)	1,585	1,585
Diâmetro equivalente do Freeboard (m)	0,451	0,451
Altura do Freeboard (m)	6,147	6,147
Posição do ponto de alimentação (m)	0,381	0,381
Características dos fluxos introduzidos	Teste T12-1	Teste T12-3a
Vazão de biomassa (kg/s)	8,113E-2	8,922E-2
Vazão de O ₂ através do distribuidor (kg/s)	2,058E-2	2,320E-2
Vazão de vapor através do distribuidor (kg/s)	4,922 E-2	6,156E-2
Temperatura de injeção do O ₂ (K)	644	644
Temperatura de injeção do vapor (K)	672	672
Injeção intermediária de N ₂ (kg/s)	4,3772E-2	3,658E-2
Posição da injeção de N ₂ ^a (kg/s)	0,381	0,381
Pressão média no leito (kPa)	2170	804,6

^a posição acima do distribuidor

Na tabela 4.2 mostra-se a comparação entre os resultados gerados no software CSFB e os dados experimentais referentes à composição do gás de saída no topo do Freeboard.

De acordo com a tabela 4.2, observam-se pequenos desvios entre os dados experimentais e os resultados simulados com o software CSFB. Segundo o autor do software, o mesmo nível de precisão tem sido obtido para outras operações, demonstrando assim, que o CSFB é uma ferramenta útil no melhoramento das condições operacionais de unidades industriais, assim como ferramenta auxiliar de projeto de novos equipamentos. Embora, estudos realizados na Universidade da Califórnia indiquem divergências na versão 3.5 do software CSFB. Segundo o Departamento de Engenharia Biológica e de Agricultura da Universidade Califórnia as simulações com o CSFB apresentaram baixas concentrações nos

percentuais dos componentes do gás, principalmente, no percentual de monóxido de carbono quando comparado com testes experimentais realizadas em sua unidade piloto.

Tabela 4.2 - Comparação entre as simulações e os experimentos referentes a composição do gás de saída no topo de Freeboard do gaseificador RENUGAS do IGT (mol.%) (de Souza – Santos, 2007)

Componentes	Teste T12-1		Teste T12-3a	
	Real	Simulação	Real	Simulação
H ₂	12,05	12,8236	12,69	10,9190
CO	8,00	8,9422	7,22	7,4793
CO ₂	17,06	16,8148	17,42	16,0494
CH ₄	7,37	7,7883	7,60	6,7511
H ₂ O	35,82	33,9739	40,30	43,3730
H ₂ S	n.d.	0,0048	n.d.	0,0050
NH ₃	n.d.	0,0416	n.d.	0,1612
NO	n.d.	0,0000	n.d.	0,0051
NO ₂	n.d.	0,0000	n.d.	0,0000
N ₂	19,18	19,4990	14,34	15,2545
N ₂ O	n.d.	0,0000	n.d.	0,0000
O ₂	n.d.	0,0000	n.d.	0,0000
SO ₂	n.d.	0,0024	n.d.	0,0000
HCN	n.d.	0,0002	n.d.	0,0007
C ₂ H ₄	0,03	0,0625	0,00	0,0000
C ₂ H ₆	0,22	0,0085	0,02	0,0000
C ₃ H ₆	n.d.	0,0000	n.d.	0,0000
C ₃ H ₈	0,00	0,0000	0,00	0,0000
C ₆ H ₆	0,27	0,0383	0,41	0,0000

n.d. não determinado ou reportado

Capítulo 5

METODOLOGIA E RESULTADOS DAS SIMULAÇÕES E DOS TESTES EXPERIMENTAIS

5.1. INTRODUÇÃO

Conforme visto no capítulo 1, o processo de gaseificação ocorre em uma faixa de fator de ar compreendida entre 0,2 e 0,3 (Van den Enden e Lora, 2004). Tendo como base essa faixa de valores, foi realizado os experimentos e as simulações com o software CSFB. As simulações foram realizadas tomando como base as características do reator de leito fluidizado borbulhante do NEST/IEM/UNIFEI operando com casca de arroz como combustível.

No decorrer das simulações, alguns procedimentos foram essenciais para a elaboração deste trabalho, no decorrer deste capítulo abordaremos maiores detalhes referentes a estes procedimentos.

5.2. METODOLOGIA DAS SIMULAÇÕES NO CSFB

Os principais parâmetros relacionados aos dados de entrada do gaseificador de leito fluidizado borbulhante são: parâmetros numéricos de convergência, dados referentes à geometria e isolamento do equipamento, características das partículas sólidos (biomassa e

inerte) e agente fluidizante utilizado no processo, assim como características operacionais adicionais.

5.2.1. Dados do equipamento - Geometria básica

As características geométricas do reator têm influência direta no processo de gaseificação. Essas características são mostradas nas figuras 27 e 28.

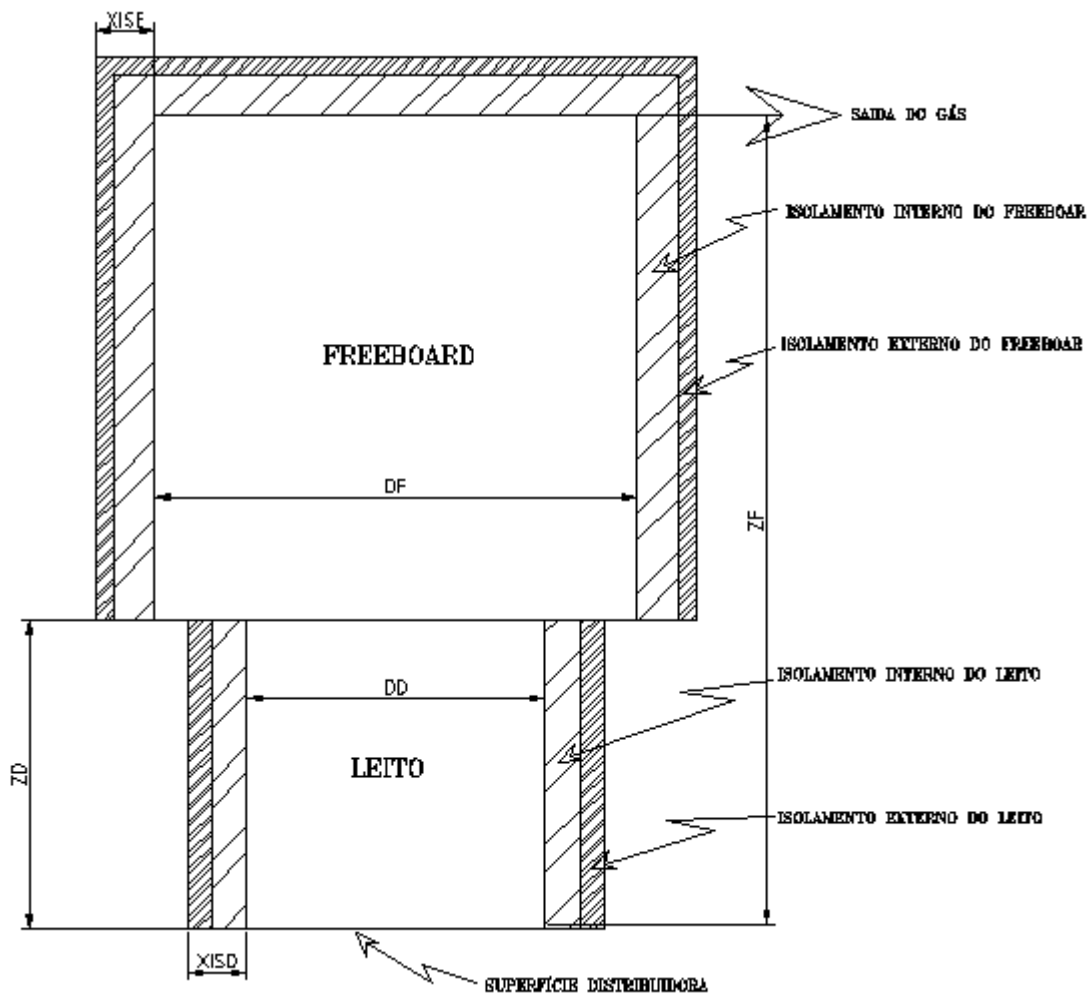


Figura 27 - Algumas cotas relacionadas aos parâmetros de projeto do gaseificador de leito fluidizado do NEST/IEM/UNIFEI (Souza-Santos, 2000)

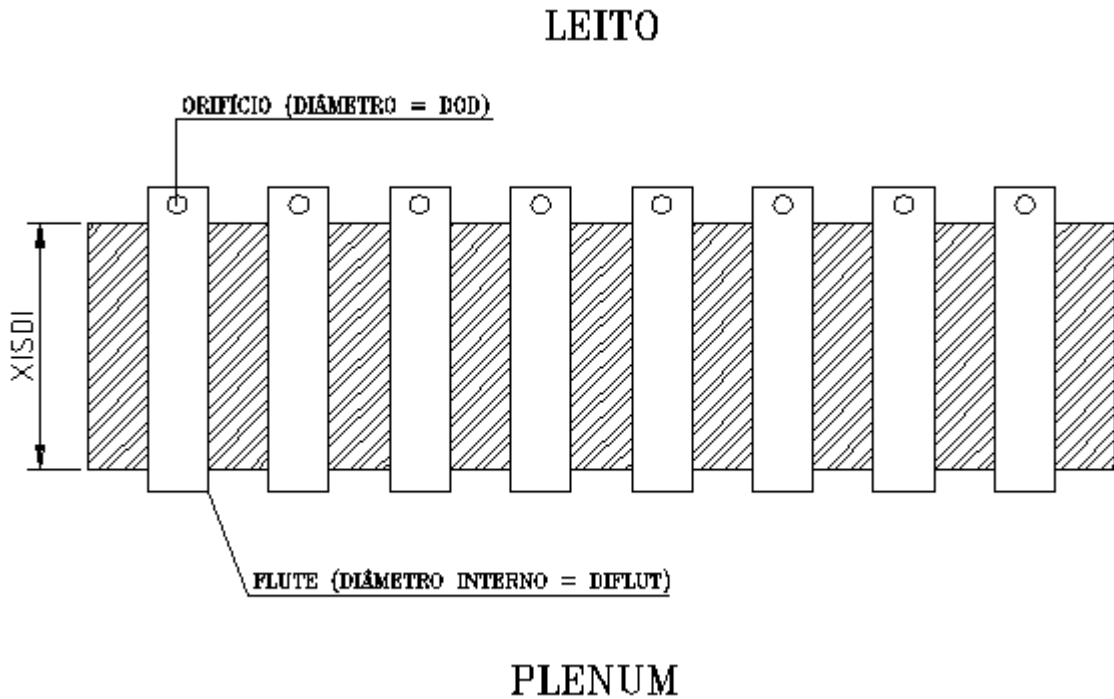


Figura 28 - Detalhe do distribuidor com tubos perfurados ou flutes para injeção de ar no leito
(Souza-Santos, 2000)

Tendo como base as figuras 27 e 28, nas tabelas 5.1 e 5.2 são abordados os principais dados de entrada, os códigos utilizados e suas respectivas dimensões.

Tabela 5.1 - Dados geométricos do reator de leito fluidizado do NEST/IEM/UNIFEI

Parâmetros de projeto	Código do parâmetro	Dimensão (m)
Leito - Diâmetro interno equivalente	DD	0,474
“Freeboard” - Diâmetro interno equivalente	DF	0,702
Leito – Altura dinâmica	ZD	2*
Posição do topo do “freeboard”	ZF	5
Diâmetro dos orifícios no distribuidor	DOD	0,003
Diâmetro interno dos flutes no distribuidor	DIFLUT	0,019
Diâmetro externo dos flutes no distribuidor	DOFLUT	0,025
Posição do ponto de alimentação de biomassa	ZFEED (1)	0,435

* Especificação de projeto

Tabela 5.2 - Dados geométricos do reator de leito fluidizado do NEST/IEM/UNIFEI

Parâmetros de projeto	Código do parâmetro	Número
Número de orifícios no sistema de distribuição	NOD	148
Número de flutes no sistema de distribuição	NFLUT	37

Cálculo da altura dinâmica do leito: O cálculo da altura dinâmica do leito foi determinado com base nas equações 2.14 e 2.22, abordados no capítulo 2.

$$H = \left[\frac{1 - \varepsilon_f}{1 - \varepsilon} \right] H_f \quad (5.1)$$

Onde:

H : Altura do leito expandido mm

H_f : Altura do leito estático mm

ε_f : Porosidade do leito na condição de mínima fluidização

ε : Porosidade do leito expandido

$$\varepsilon = 1 - \frac{\rho_L}{\rho_p} \quad (5.2)$$

Tendo a massa das partículas (m_p), a densidade do leito (ρ_L) é calculada da seguinte forma:

$$\rho_L = \frac{m_p}{V_L} \quad (5.3)$$

Onde:

$$V_L = AH_L \quad (5.4)$$

H_L : Altura do leito (m)

A: Seção transversal do leito (m²)

Segundo Santana e D'Ávila (citado por Gómez, 1996), a porosidade do leito estacionário ou fixo é de 0,4, valor geralmente aceito para cálculos de projeto. Já para a

porosidade do leito expandido (ε), adotou-se um valor de 0,52 (Gómez, 1996). Com isso, obtém-se a altura de leito expandido igual a 1,25 vezes a altura de leito estática. Sabe-se que a altura de leito é de 500 mm, o que implica em uma altura de leito expandido é 625 mm. Esse valor é baixo se comparado com os valores descritos pelo projeto do reator de leito fluidizado borbulhante, que determina uma altura dinâmica do leito de 2000 mm (Van den Enden e Lora, 2004), o que leva a um regime de gaseificação de baixa eficiência.

Em leitos de pequena altura as bolhas chegam à superfície ainda com uma quantidade considerável de oxigênio na composição do gás que fica no seu interior. Quando a bolha rompe na parte superior do leito acontece a combustão dos produtos da gaseificação, começando pelo H_2 .

Por outro lado a altura de injeção da biomassa foi definida em 0,435 m, devido a mesma ser injetada muito perto da superfície do leito expandido, provavelmente, parte dela acabe “flutuando” na superfície do leito.

Para altura do leito de 500 mm encontrou-se um limite operacional do gaseificador, pois valores acima incorriam em problemas operacionais durante o processo de partida (desligamento freqüente do queimador) e necessidade de um compressor de alta pressão para a fluidização do leito.

Natarajan (1998) cita, em seu estudo sobre gaseificação em leito fluidizado, publicações sobre ensaios nesse tipo de reator, que reportam para altura do leito estático valores menores que 1m, indicando ainda, para relação altura estática pelo diâmetro do leito, valor até 2,4.

5.2.2. Dados do equipamento – Isolamento térmico

Os dados de entrada relacionados ao isolamento térmico da parede do reator de leito fluidizado são mostrados nas tabelas 5.3, 5.4 e 5.5, esses dados englobam a espessura de isolamento, a condutividade térmica média e a emissividade média da superfície externa.

Os parâmetros de entrada referentes à espessura de isolamento nas secções do reator e no distribuidor foram:

Espessura da secção do leito (XISD): Variável correspondente a medida do isolamento na parede do equipamento, conforme mostrado na figura 27. No caso do gaseificador de leito fluidizado do NEST/IEM/UNIFEI, esta parede refratária é composta de três materiais: tijolo

refratário, concreto refratário e aço. Os dados correspondentes a este parâmetro são mostrados na tabela 5.3. A área do programa mais afetada por esta variável é a transferência de calor para o ambiente, entretanto, esta quantidade de calor transferida para o ambiente é normalmente pequena, se comparada com a potência térmica do gaseificador.

Espessura da secção do Freeboard (XISF): Variável de projeto similar ao “XISD”, porém este parâmetro corresponde à secção do “freeboard”, conforme mostrado na figura 27. No “freeboard” esta parede refratária é composta de dois materiais (concreto refratário e aço), os dados correspondentes a este parâmetro são mostrados na tabela 5.3.

Espessura do Distribuidor (XISDI): Corresponde ao isolamento na base do distribuidor, conforme mostrado na figura 28. Normalmente, para este isolamento, utiliza-se uma base metálica, responsável pela proteção da placa de distribuição.

Tabela 5.3 - Espessura de diferentes secções do isolamento no reator de leito fluidizado do NEST/IEM/UNIFEI

Parâmetros de projeto	Código do parâmetro	Espessura
Espessura da secção do leito	XISD	0,261
Espessura da secção do Freeboard	XISF	0,147
Espessura do Distribuidor	XISDI	0,01

Os parâmetros de entrada referentes à condutividade térmica nas secções do reator e no distribuidor foram:

Condutividade térmica média para secção do leito (AKISD): Esta variável corresponde à condutividade térmica do material isolante que compõe a parede do reator na secção do leito. Conforme dito anteriormente, no gaseificador de leito fluidizado borbulhante do NEST/IEM/UNIFEI utilizam-se três materiais isolantes, segundo o manual do programa CSFB, para realizar o cálculo da “AKISD” utiliza-se a equação 5.5.

$$AKISD = \frac{XISD}{\sum_i \frac{x_i}{k_i}} \quad (5.5)$$

Onde:

x_i : é a espessura de cada material que compõe a secção do leito

k_i : condutividade térmica de cada material que compõe a secção do leito

Condutividade térmica média para secção do “freeboard” (AKISF): Esta variável corresponde a condutividade térmica do material isolante que compõem a parede do reator na secção do “freeboard”. Sabe-se que na secção do “freeboard” do gaseificador de leito fluidizado do NEST/IEM/UNIFEI, são constituídos de dois materiais isolantes, que com a utilização da equação 5.1 obtém-se o valor de “AKISF”.

Condutividade térmica média para o distribuidor (AKISDI): Esta variável corresponde à condutividade do material isolante utilizado na base da placa distribuidora, conforme visto no parâmetro XISDI na figura 28.

Tabela 5.4 - Condutividade térmica dos materiais que compõem o isolamento do reator de leito fluidizado do NEST/IEM/UNIFEI

Parâmetros de projeto	Código do parâmetro	Condutividade. Térmica (W/mK)
Condutividade térmica média para secção do leito	AKISD	0,9652
Condutividade térmica média para secção do Freeboard	AKISF	0,776
Condutividade térmica média para o distribuidor	AKISDI	0,2

Os parâmetros de entrada referente à emissividade nas superfícies externas do reator foram:

Emissividade média da superfície externa para secção do leito (EPSD): Este parâmetro corresponde à emissividade térmica média de radiação na superfície externa da secção do leito. O manual do software recomenda o valor de 0,92, o qual valor foi utilizado em todas as simulações.

Emissividade média da superfície externa para secção do “freeboard” (EPSF): Este parâmetro corresponde a emissividade térmica média de radiação na superfície externa da secção do “freeboard”. O manual do software recomenda o valor de 0,92, o qual valor foi utilizado em todas as simulações.

Tabela 5.5 - Emissividade média da superfície externa do leito e freeboard do reator de leito fluidizado do NEST/IEM/UNIFEI

Parâmetros de projeto	Código do parâmetro	Emissividade
Emissividade média da superfície externa da secção do leito	EPSD	0,92
Emissividade média da superfície externa da secção do freeboard	EPSF	0,92

5.2.3. Características dos fluxos– Alimentação de sólidos

Os parâmetros de entrada referente as características dos fluxos utilizados no software CSFB foram:

Tipo de carbonáceo alimentado (MTKIND): Este parâmetro indica o tipo de carbonáceo sólido ou líquido introduzido no equipamento. O programa CSFB possui uma ampla faixa de materiais carbonáceos, onde para cada tipo de material atribui-se um número. No caso da casca de arroz não há um banco de dados específicos, utilizando, portanto o código MTKIND = 8, que corresponde a biomassa em geral.

Poder calorífico superior do carbonáceo (MJ/kg) (HHVDB): Este parâmetro corresponde ao poder calorífico em base seca do combustível (carbonáceo). Com o poder calorífico em base seca da amostra (tabela 5.6), o programa calcula o valor em base úmida através da seguinte expressão:

$$HHV_{WET} = \left[1 - \frac{AMTPES(1)}{100} \right] HHV_{DRY} \quad (5.6)$$

Onde:

AMTPES (1): percentual em massa da umidade da biomassa

HHV_{WET} : Poder calorífico superior (base úmida) da biomassa

HHV_{DRY} : Poder calorífico superior (base seca) da biomassa

Tabela 5.6 – Poder calorífico superior da casca de arroz (base seca) utilizada no processo

Parâmetro	Código do parâmetro	PCS (MJ/kg)
Poder calorífico superior da casca de arroz	HHVDB	14,22*

*Determinada no laboratório através da bomba calorimétrica

Massa de material inerte no reator (kg) (AMASS (3)): Parâmetro referente a massa de inerte que compõe o leito no reator. Sabendo que o inerte pode ser alimentado de forma contínua ou em batelada, no caso da planta de gaseificação do NEST/IEM/UNFEI, utiliza-se a operação de inerte em batelada usando aproximadamente 168 kg de alumina no reator, correspondente a uma altura de leito estático de 500mm.

Vazão mássica de biomassa (kg/s) (FM TES (1)): Este parâmetro corresponde à vazão mássica de biomassa no interior do reator, esta vazão de combustível é obtida através da calibração da válvula rotativa de alimentação do gaseificador. Na tabela 5.7 mostramos a vazão mássica de biomassa utilizada nas simulações para os diferentes fatores de ar.

Tabela 5.7 - Vazão de mássica de casca de arroz para diferentes valores do fator de ar (F.A)

F.A	0,219	0,226	0,236	0,239	0,249	0,257	0,269
\dot{m} (kg/s)	0,043011	0,041825	0,040291	0,038819	0,037272	0,035980	0,034608

*Determinada através da calibração da rosca alimentadora do gaseificador

Temperatura de alimentação da biomassa (K) (TPES (1)): Na maioria dos casos, esse parâmetro não sofre grandes influências nos resultados das simulações. Nas simulações realizadas com casca de arroz, adotamos a temperatura de 298K, temperatura recomendada pelo manual do software.

5.2.4. Características dos fluxos – Análise imediata e outras características do material carbonáceo

Estes parâmetros correspondem à análise imediata (base seca e úmida) da biomassa utilizada no processo de gaseificação. Nas tabelas 5.8 e 5.9, são mostrados parâmetros em base seca e úmida da casca de arroz, combustível utilizado no processo de gaseificação e nas simulações com o software CSFB.

Com exceção da umidade da casca de arroz, determinada no laboratório do NEST/IEM/UNIFEI, os outros parâmetros de análise imediata e elementar foram tomados da literatura. Souza-Santos (2007) recomenda a determinação destes parâmetros mediante a avaliação das amostras do combustível utilizado. O nosso critério é que as possíveis diferenças na composição não levariam a mudanças consideráveis nos resultados.

Tabela 5.8 - Análise imediata da casca de arroz (base úmida)

Análise imediata (biomassa)	Massa percentual (base úmida)	
Umidade	AMTPES(1)	10,53*
Voláteis	VOLAT	57,91**
Carbono fixo	CARFIX	15,15**
Cinzas	ASHES	16,41**
TOTAL		100

*Determinada no laboratório do NEST/IEM/UNIFEI

** Nogueira e Lora (2003)

Tabela 5.9 - Análise elementar da casca de arroz (base seca)

Análise elementar (biomassa)	Massa percentual (base seca)	
Carbono(C)	PWPDB(1,1)	40,984
Hidrogênio(H)	PWPDB(1,2)	3,324
Nitrogênio(N)	PWPDB(1,3)	0,424
Oxigênio(O)	PWPDB(1,4)	35,884
Enxofre(S)	PWPDB(1,5)	0,044
Cinzas	PWPDB(1,6)	18,34
TOTAL		100

Nogueira e Lora (2003)

Na tabela 5.10 apresentam-se algumas propriedades das partículas sólidas (biomassa e inerte) utilizadas como dados de entrada do software CSFB e nos testes experimentais com o gaseificador de leito fluidizado borbulhante do NEST/IEM/UNIFEI.

Tabela 5.10 - Propriedades morfológicas das partículas sólidas (biomassa e inerte) do processo de gaseificação

Características dos sólidos	Biomassa (casca de arroz)		Inerte (alumina)	
	Densidade aparente (Kg/m ³)	ROPES (1)	940*	ROPES (3)
Densidade verdadeira (Kg/m ³)	RORES (1)	1440*	RORES (3)	3960**
Esfericidade das partículas	FISP (1)	0,3*	FISP (3)	0,7*
Formas das partículas	ISHAPE (1)	Cilindro/ agulha	ISHAPE (3)	Esfera

*Califórnia Energy Commission **Dados do fabricante da alumina

5.2.5. Características dos fluxos – Composição granulométrica das partículas sólidas

A determinação da granulometria das partículas foi realizada com peneiras de diversos diâmetros. Na tabela 5.11, mostramos os resultados da composição granulométrica da biomassa e dos parâmetros que devem ser fornecidos como dados de entrada do software CSFB.

Tabela 5.11 – Composição granulométrica das partículas

Biomassa (Casca de arroz)		Inerte (óxido de alumínio)	
Diâm. da peneira (mm)	Massa ret. (%)	Diâm. da Peneira (mm)	Massa ret. (%)
2	41	0,6	32,29
1,18	49,70	0,425	57,635
0,6	8,26	0,3	2,9
0,425	0,496	0,25	0,153
0,3	0,26	0,15	0,016
0,250	0,29	0,075	0,03
		0,053	0,03

*Determinada no laboratório de solos da UNIFEI

5.2.6. Características dos fluxos – Agente de gaseificação

Sabe-se que as características dos fluxos introduzidos no interior do reator (biomassa e ar) constituem um importante parâmetro operacional no processo de gaseificação, pois tem grande influência na fluidização, nas reações e outros fenômenos gás-sólidos ocorridos no interior do reator. Nas tabelas 5.12 e 5.13 são abordados os principais parâmetros do ar fornecido como agente de gaseificação no reator.

Vazão mássica de ar no distribuidor (FMGID): Corresponde a vazão de ar introduzido no interior do reator através dos injetores do distribuidor. Esta vazão de ar foi medida experimentalmente por uma placa de orifício instalada na tubulação de ar, localizada na entrada do plenum. Na tabela 5.12 mostramos as vazões mássicas de ar utilizadas no decorrer das simulações com o software CSFB.

Tabela 5.12 - Vazão de volumétrica e mássica de ar introduzido no interior do reator para diferentes valores de fator de ar

F.A	0,219	0,226	0,236	0,239	0,249	0,257	0,269
\dot{v} (m ³ /h)	135	135	136	133	133	132,44	133
\dot{m} (kg/s)	0,03975	0,03975	0,040044	0,039161	0,039161	0,038996	0,039161

*Considerando a densidade do ar 1,06Kg/m³

Temperatura do ar no distribuidor (TEGID): Consiste da temperatura do ar (agente oxidante) introduzido através do distribuidor situado na parte inferior do reator. No caso das simulações com o software CSFB a temperatura de entrada foi de 333K (65°C). Já que o ar de gaseificação é pré-aquecido.

Pressão do ar através do distribuidor (PEGID): Parâmetro correspondente à pressão do ar introduzido na base do reator. No caso das simulações com o software CSFB a pressão utilizada de 113,33 kPa.

Composição do ar introduzido no distribuidor (PYGID): Refere-se à composição do agente oxidante introduzido no interior do reator. No caso das simulações com o software CSFB foi utilizado a composição do ar padrão, mostrada na tabela 5.13.

Tabela 5.13 - Características do ar introduzido no distribuidor

Componentes	Sigla	Porcentagem
Ar	PYGID(1)	0,93
H_2	PYGID(2)	0,00005
N_2	PYGID(8)	78,0949
O_2	PYGID(10)	20,94
CO_2	PYGID(13)	0,035
	$\sum_{j=1}^{22} PYCAG(j)$	100

5.2.7. Características operacionais adicionais

Os principais parâmetros operacionais utilizadas nas simulações com o software CSFB foram:

Temperatura média do ar (TAMB): Consiste na temperatura média do ar ao redor do equipamento; este parâmetro é utilizado como base de cálculos para transferência de calor do equipamento. O manual do software CSFB recomenda um valor padrão de temperatura média de 298K, que foi o valor utilizado em todas as simulações.

Velocidade média do ar (VV): Este parâmetro corresponde à velocidade média do ar ao redor do equipamento, e conforme o TAMB, é utilizado como base de cálculos para transferência de calor do equipamento. O manual do software CSFB recomenda um valor padrão de velocidade média de 2 m/s, que foi o valor utilizado em todas as simulações.

5.2.8. Parâmetros de convergência

Os principais parâmetros referentes à convergência utilizados na execução do software foram:

- Mínimo valor suposto para conversão de carbono fixo (CCMIN): A entrada do material carbonáceo é composta de carbono fixo, voláteis, umidade e cinzas. Sabe-se que o carbono está presente nos voláteis em frações de carbono fixo e devido aos processos físicos e químicos, parte desse carbono passa de sua forma de origem para fase gasosa. Na fase gasosa, o carbono está presente nas moléculas de vários componentes, tais como: CO, CO₂, CH₄ entre outros. O CCMIM está relacionado ao valor mínimo de carbono convertido para fase gasosa no interior do leito. No manual do software CSFB recomenda um o valor de 0,2, porém esse valor pode chegar a 0,4 quando se tem dificuldade de convergência durante as simulações. No decorrer das simulações tomamos como referência para esse parâmetro, valores compreendidos entre 0,2 – 0,4, conforme será visto nas tabelas 5.14 e 5.15.
- Máximo valor suposto para conversão de carbono fixo (CCMAX): O CCMAX está relacionado ao máximo valor de carbono convertido para fase gasosa no interior do leito. Normalmente, o manual do software CSFB recomenda o valor de 0,9 nas simulações, que foi o valor utilizado em todas as simulações.
- Critério de convergência de carbono fixo no leito (CCDEV): Este valor corresponde ao máximo desvio exigido para o cálculo de conversão do carbono fixo. O manual do software estabelece um valor padrão de 0,01, este valor não pode ser excessivamente grande, pois aumenta o tempo computacional gasto para a simulação, o autor do software recomenda um valor de no máximo 0,02. No decorrer das simulações tomamos como referência para esse parâmetro, valores compreendidos entre 0,01 – 0,02, conforme será visto nas tabelas 5.14 e 5.15.
- Critério de convergência para a integração numérica de massa e energia (TOLMB): O sistema de balanço diferencial de massa e energia no leito e freeboard podem ser integrados utilizando algum nível de tolerância. Com o decréscimo da tolerância, diminuem-se os erros acumulados durante a integração, por outro lado aumenta o tempo computacional para solução dos sistemas. O manual do CSFB estipula valores compreendidos entre 0 e 0,001, mas assume um valor padrão de 10^{-6} , porém no caso de dificuldade de convergência pode-se aumentar o TOLMB para 10^{-5} que ainda obtém-se bons resultados. No decorrer das simulações tomamos como referência para esse parâmetro, valores compreendidos entre 10^{-5} – 10^{-6} , conforme será visto nas tabelas 5.14 e 5.15.

Após o preenchimento de todos os dados de entrada, não foi possível obter a convergência quando se utilizava uma altura de leito dinâmico de 625 mm, correspondente a uma altura de leito estática de 500 mm. Foram realizadas diversas tentativas, onde foram variados os parâmetros relativos à convergência tomando como base os valores recomendados pelo manual do software. Em todas as tentativas o programa sempre apresentava como dado de saída a seguinte mensagem de advertência:

```
MESSAGE NUMBER: 303
```

```
STOP: THE SUPERFICIAL VELOCITY "UV" IS SMALLER THAN  
THE NECESSARY TO MAINTAIN MINIMUM FLUIDIZATION "UMF".  
IT IS POSSIBLE THAT THIS SITUATION OCCURS JUST FOR THE  
PRESENT ITERATION. TRY TO CHANGE THE GUESSES FOR THE  
FIXED-CARBON CONVERSION.  
PLEASE, CONSULT THE MANUAL FOR DETAILED INSTRUCTIONS.
```

Esta mensagem de “erro” foi observado em todas as simulações com a altura dinâmica de leito de 625 mm, mesmo após a consulta do manual do software do CSFB versão 3, mudanças de diversos parâmetros e insistentes tentativas o modelo não convergiu para a altura de leito referida. Por não obter êxito nas simulações com uma altura de leito dinâmico de 625 mm, elevamos gradativamente a altura de leito dinâmico obtendo convergência para altura de 1100 mm (menor altura de leito dinâmico que programa não apresentou problemas de convergência) e para altura de 2000 mm (altura de projeto do reator recomendada por Van den Enden e Lora, 2004). Na execução das “corridas” para as duas alturas de leito dinâmico (1100mm e 2000mm), a principal mensagem de erro fornecida pelo software foi o erro 1301, representado abaixo:

```
MESSAGE NUMBER 1301:
```

```
STOP: THE INTEGRATION OF DIFFERENTIAL EQUATIONS HAS  
FAILED BECAUSE THE PROBLEM MAY BE VERY STIFF.  
IT IS SUGGESTED TO TRY THE FOLLOWING:
```

- 1- VERIFY THE TOLERANCE (TOLMB) SET FOR THE SOLUTION OF DIFFERENTIAL EQUATIONS. IT MAY BE TOO LOW.
RECOMMENDED VALUE IS 1.0D-06
 - 2- CHANGE INITIAL GUESSES "CCMIN" AND "CCMAX".
 - 3- DECREASE THE TEMPERATURE OF THE BED.
- ```
PLEASE, CONSULT THE MANUAL FOR FURTHER INSTRUCTIONS.
```

Na tabela 5.14 e 5.15, respectivamente, são mostrados os parâmetros de convergência utilizados na execução do software durante as simulações com uma altura de leito dinâmico de 2000 mm e para a altura dinâmica de 1100 mm.

Tabela 5.14 - Parâmetros de convergência utilizadas nas simulações para uma altura dinâmica do leito de 2000 mm.

| Parâmetros de convergência | Fator de ar |           |           |           |                    |                    |                    |
|----------------------------|-------------|-----------|-----------|-----------|--------------------|--------------------|--------------------|
|                            | 0,219       | 0,226     | 0,236     | 0,239     | 0,249              | 0,257              | 0,269              |
| CCMIN                      | 0,2         | 0,2       | 0,20      | 0,20      | 0,3                | 0,3                | 0,3                |
| CCMAX                      | 0,9         | 0,9       | 0,9       | 0,9       | 0,9                | 0,9                | 0,9                |
| CCDEV                      | $10^{-2}$   | $10^{-2}$ | $10^{-2}$ | $10^{-2}$ | $2 \times 10^{-2}$ | $2 \times 10^{-2}$ | $2 \times 10^{-2}$ |
| TOLMB                      | $10^{-6}$   | $10^{-6}$ | $10^{-6}$ | $10^{-6}$ | $10^{-5}$          | $10^{-5}$          | $10^{-5}$          |

Tabela 5.15 - Parâmetros de convergência utilizada nas simulações para uma altura dinâmica do leito de 1100 mm.

| Parâmetros de convergência | Fator de ar        |                    |                    |                    |                    |                    |                    |
|----------------------------|--------------------|--------------------|--------------------|--------------------|--------------------|--------------------|--------------------|
|                            | 0,219              | 0,226              | 0,236              | 0,239              | 0,249              | 0,257              | 0,269              |
| CCMIN                      | 0,4                | 0,4                | 0,4                | 0,4                | 0,4                | 0,4                | 0,4                |
| CCMAX                      | 0,9                | 0,9                | 0,9                | 0,9                | 0,9                | 0,9                | 0,9                |
| CCDEV                      | $2 \times 10^{-2}$ | $2 \times 10^{-2}$ | $2 \times 10^{-2}$ | $2 \times 10^{-2}$ | $2 \times 10^{-2}$ | $2 \times 10^{-2}$ | $2 \times 10^{-2}$ |
| TOLMB                      | $10^{-5}$          | $10^{-5}$          | $10^{-5}$          | $10^{-5}$          | $10^{-5}$          | $10^{-5}$          | $10^{-5}$          |

Conforme observado nas tabelas 5.14 e 5.15, para determinados valores do fator de ar não foi possível obter a convergência, sendo necessário alterar o parâmetro relativo à mínima conversão de carbono fixo (CCMIN), critério de convergência de carbono fixo no leito (CCDEV) e critério de convergência para a integração numérica de massa e energia

(TOLMB). A máxima conversão de carbono fixo (CCMAX) manteve o valor fixo nas simulações.

Após alguns ajustes nos parâmetros de convergência (tabelas 5.14 e 5.15), o programa foi executado sem maiores problemas na máquina Pentium 3, com duração máxima de 20 minutos para cada variante calculada. O número de interações nas simulações variou entre 4 e 9, tendo como base esses parâmetros foram gerados diversos resultados, mas para título de comparação com os testes experimentais avaliamos somente a composição do gases na saída do “freeboard”, o poder calorífico dos gases produzidos (quente e frio) e o desempenho do gaseificador (eficiência a frio e a quente).

Segundo Souza-Santos (2007), a nova versão do programa CSFB (versão 12) é capaz de modelar leitos com baixa altura dinâmica e os processos decorrentes da mesma, tais como a combustão do hidrogênio no “freeboard”, elutriação etc. Isso deverá ser verificado extensivamente já que testes preliminares indicam que os problemas continuam.

## 5.4. RESULTADOS DAS SIMULAÇÕES

Neste item serão mostrados os resultados gerados pelo software CSFB versão 3. Conforme dito anteriormente, foram realizadas as simulações para dois valores da altura dinâmica do leito (2000 mm e 1100 mm), já que para leitos de menor altura não foi possível atingir a convergência, em outras palavras o programa não consegue correr até o final. Foram obtidos os seguintes resultados:

Composição do gás gerado: O programa CSFB calcula as concentrações dos componentes do gás obtido ao longo da extensão do reator. Nas figuras 29 e 30 são mostradas as influências do fator de ar nas concentrações dos principais componentes do gás (CO, CH<sub>4</sub>, H<sub>2</sub>, CO e N<sub>2</sub>), tomados como referência o gás de saída no topo do “freeboard” (base seca).

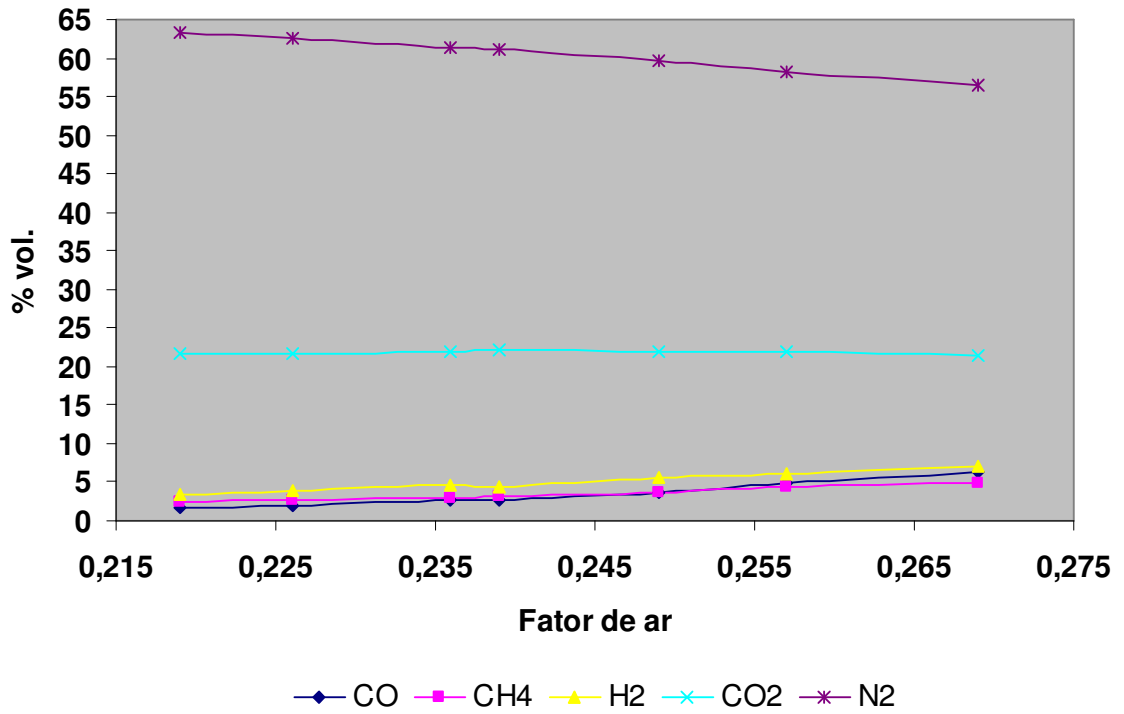


Figura 29 - Concentração dos principais componentes do gás gerado obtido através das simulações do CSFB para uma altura de leito dinâmico de 2000 mm.

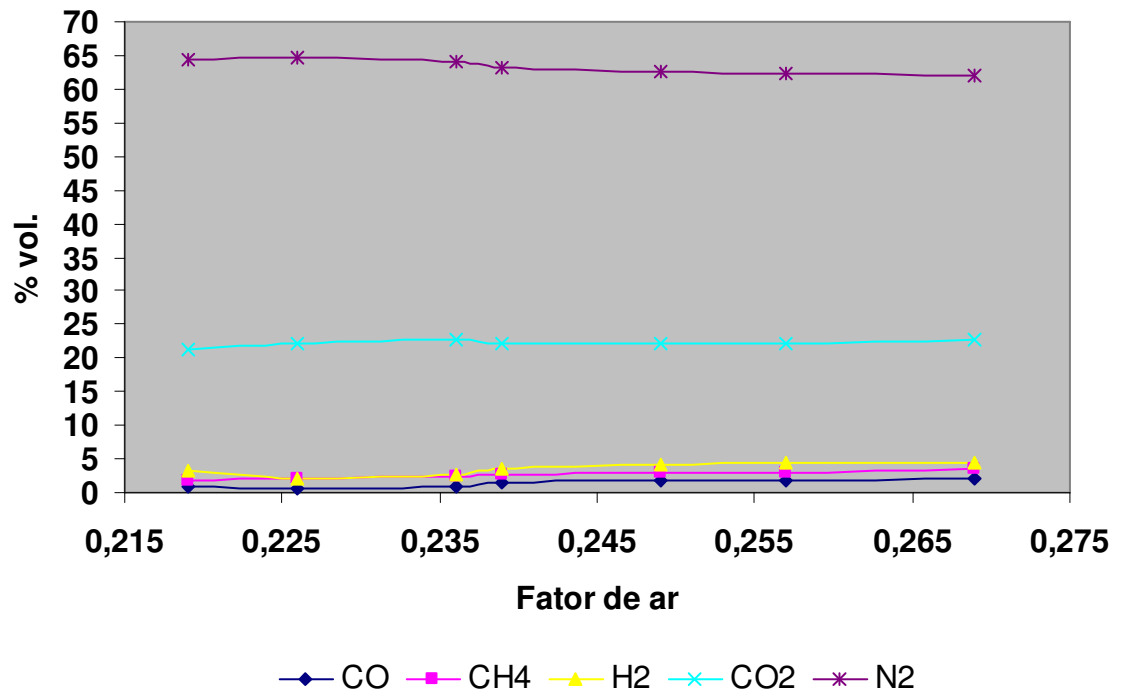


Figura 30 - Concentração dos principais componentes do gás gerado obtido através das simulações do CSFB para uma altura de leito dinâmico de 1100 mm.



Conforme observado nos gráficos das figuras 29 e 30, constata-se que para as duas alturas de leito dinâmico simuladas não houve uma grande diferença na composição percentual dos gases obtidos. Das diversas simulações executadas, o programa não mostrou grande sensibilidade no parâmetro referente à altura dinâmica do leito. Veremos mais adiante, no decorrer do trabalho, que a composição percentual do componente monóxido de carbono (CO) foi principal desvio encontrada na comparação dos resultados simulação-experimento.

Poder Calorífico do gás gerado: Nas figuras 31 e 32 são mostradas as entalpias de combustão (poder calorífico) frio e quente do gás nas condições de altura dinâmica de 2000 mm e 1100 mm. Sabendo que nas condições a “frio” referimos ao gás a 298K, pressão atmosférica, limpo e seco. Nas condições a “quente” temos gás produzido nas condições no “freeboard”, ou seja, a alta temperatura e com umidade.

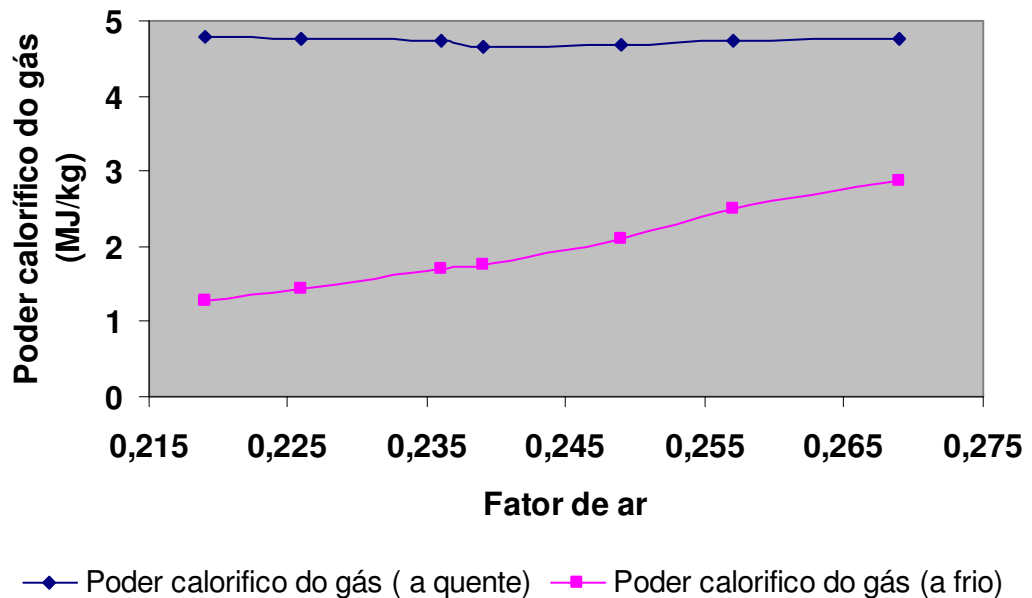


Figura 31 - Poder calorífico do gás gerado obtido através das simulações do CSFB com uma altura de leito dinâmico de 2000 mm.

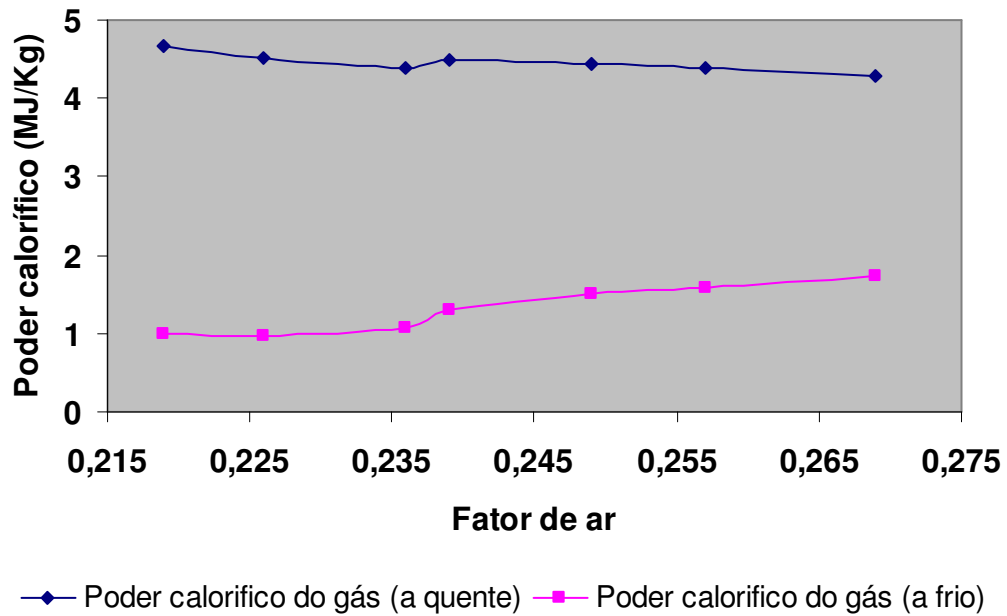


Figura 32 - Poder calorífico do gás gerado obtido através das simulações do CSFB com uma altura de leito dinâmico de 1100 mm.

Nos gráficos das figuras 31 e 32, podemos observar uma melhoria no poder calorífico do gás obtido para altura de leito dinâmica de 2000 mm. Resultados similares foram observados por Van den Enden e Lora (2004), estudando a influência da altura dinâmica no poder calorífico do gás.

Análise de desempenho do gaseificador: O desempenho do gaseificador é expresso através das eficiências a frio e a quente do gaseificador. Nas figuras 33 e 34 são mostradas as influências do fator de ar na análise de desempenho do gaseificador (eficiência a frio e quente) para a altura dinâmica de leito 2000 mm e 1100 mm.

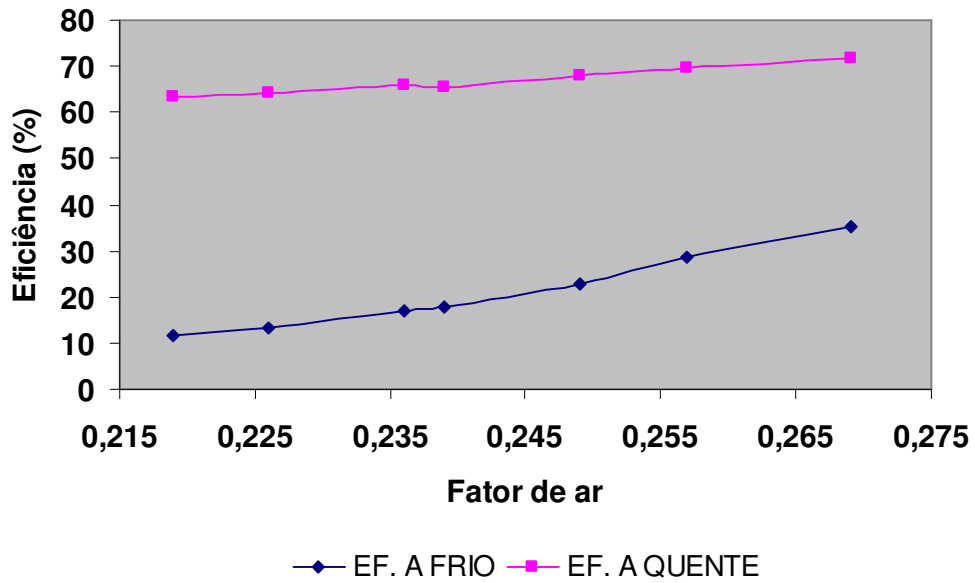


Figura 33 - Influência do fator de ar no desempenho do gaseificador obtido através das simulações do CSFB para uma altura de leito dinâmico de 2000 mm.

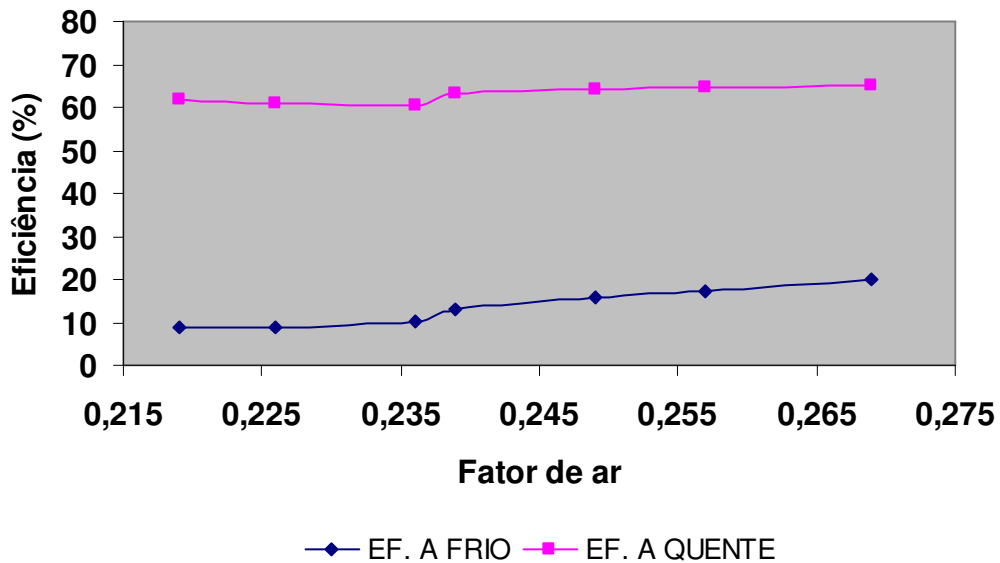


Figura 34 - Influência do fator de ar no desempenho do gaseificador obtido através das simulações do CSFB para uma altura de leito dinâmico de 1100 mm.

Nos gráficos das figuras 33 e 34, observa-se que para altura dinâmica de 2000mm, obtemos melhores valores de desempenho do equipamento. No decorrer do aumento do fator, próximo ao fator de ar de 0,269 e altura dinâmica de 2000mm (figura 33), foi constatado uma eficiência a quente em torno de 70%, próximo ao valor encontrado por Van den Enden e Lora (2004). Com relação à eficiência a frio não foi possível atingir o desempenho de 40%.

constatando uma diferença considerável se comparado com as especificações de projeto, que tinha como eficiência 57%.

Temperatura de operação: Sabe-se que a temperatura de operação tem grande influência na qualidade final do gás gerado. Através dos dados de saída do software CSFB é possível determinar a temperatura em diversos pontos do reator, nas figuras 35 e 36 são mostradas as temperaturas em um ponto médio do leito e no “freeboard” quando se realiza a variação do fator de ar durante a simulação para a altura dinâmica de leito 2000 mm e 1100 mm.

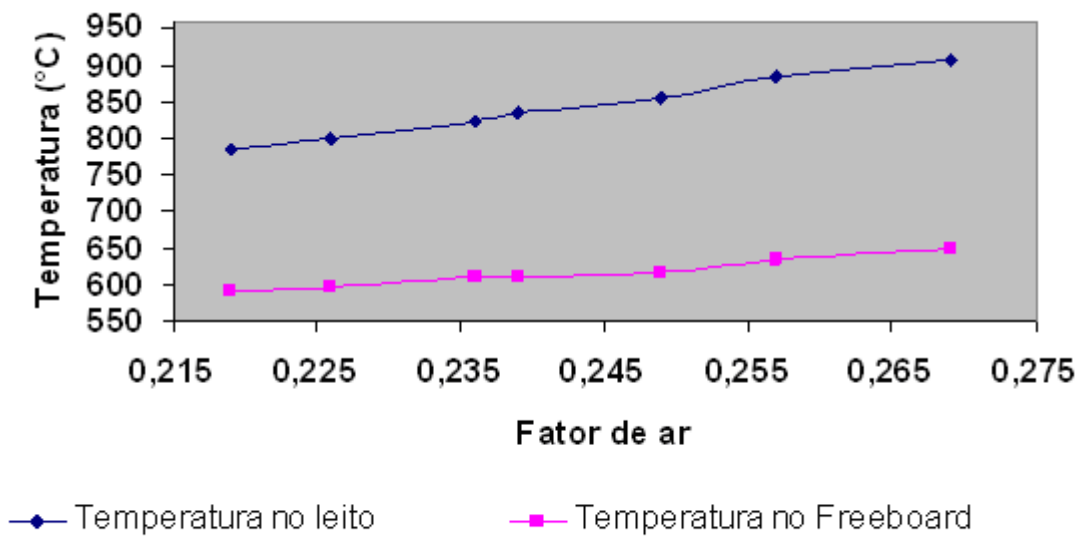


Figura 35 - Influência do fator de ar na temperatura em dois pontos do leito e “freeboard” obtido através das simulações do CSFB com uma altura de leito dinâmico de 2000 mm.

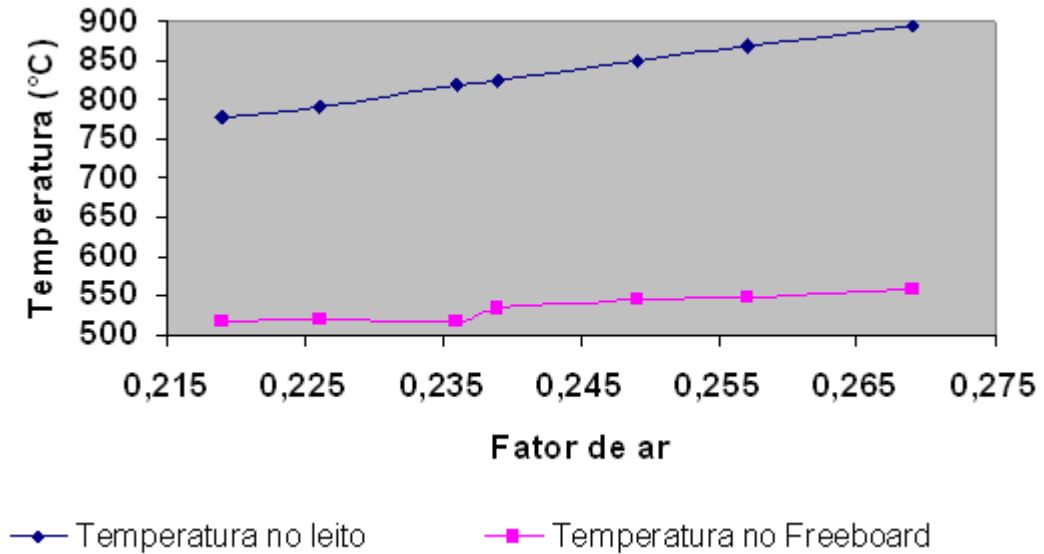


Figura 36 - Influência do fator de ar na temperatura em dois pontos do leito e “freeboard” obtido através das simulações do CSFB para uma altura de leito dinâmico de 1100 mm.

Conforme observado no capítulo 1 desse trabalho, estudos similares tem sido abordados por Paasen (2004), onde comprovava a influência do fator de ar na temperatura de operação dos reatores. Com relação aos gráficos das figuras 35 e 36, podemos observar maiores temperaturas para o leito dinâmico de 2000mm, conseqüentemente, obtendo um gás com melhor qualidade, isto é, com menor teor de contaminantes (alcatrão).

Taxa de conversão de carbono: Tendo em vista a importância da determinação da fração de conversão de carbono no processo de gaseificação, podemos observar através da figuras 37 e 38 a influência do fator de ar na taxa de conversão de carbono na execução das simulações para a altura de leito dinâmico de 2000 mm e 1100 mm.

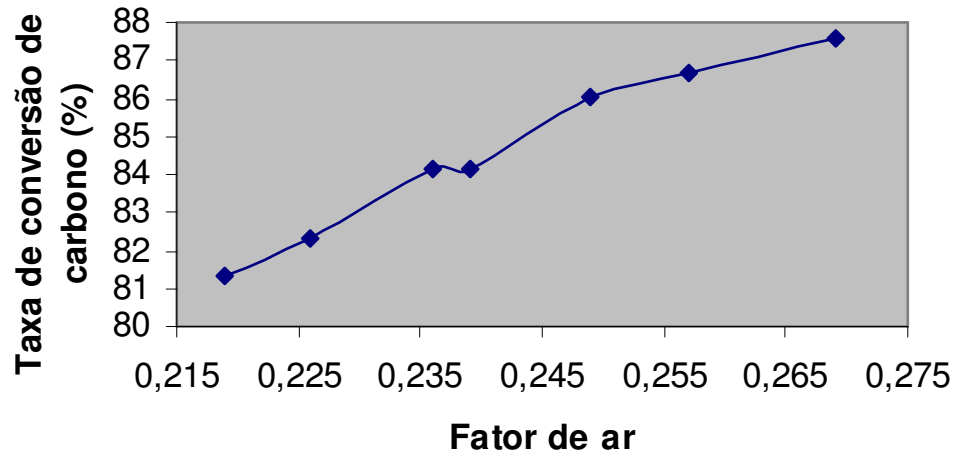


Figura 37 - Influência do fator de ar na taxa de conversão de carbono obtido através das simulações do CSFB para uma altura de leito dinâmico de 2000 mm.

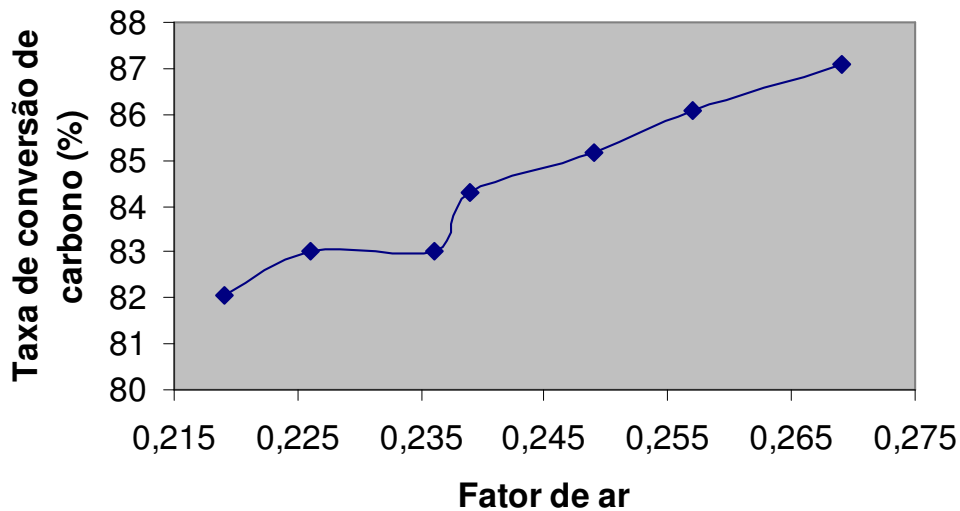


Figura 38 - Influência do fator de ar na taxa de conversão de carbono obtido através das simulações do CSFB para uma altura de leito dinâmico de 1100 mm.

Teor de alcatrão do gás gerado: A qualidade do gás produzido no processo de gaseificação tem grande importância em sua aplicação. Um dos principais indicativos de qualidade é o teor de contaminantes, principalmente, o alcatrão contido no gás. Sabe-se que, o alcatrão é um composto indesejável por danificar e reduzir a vida útil dos equipamentos que utilizam o gás como combustível. Tendo em vista a importância do teor de alcatrão no gás gerado, na figura 39 é observada através das simulações com o software CSFB a influência do

fator de ar no teor de alcatrão do gás gerado para a altura dinâmica do leito de 2000 mm e 1100 mm.

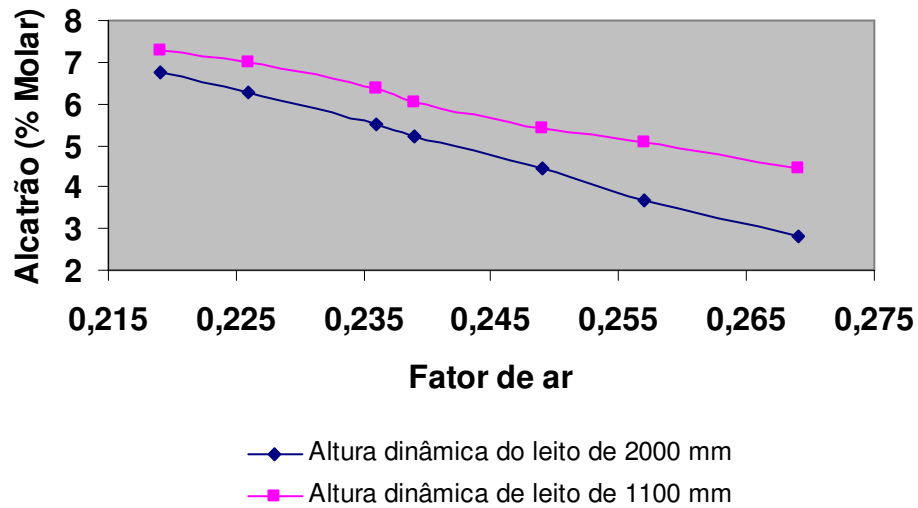


Figura 39 - Influência do fator de ar no teor de alcatrão do gás obtido através das simulações do CSFB para as duas alturas de leito dinâmico (1100 mm e 2000 mm).

De acordo com a figura 39, podemos observar a influência do fator de ar e da altura dinâmica do leito na qualidade do gás produzido (teor de alcatrão). Observa-se uma melhora na qualidade do gás, ou seja, uma queda no teor de alcatrão do gás gerado no decorrer do aumento do fator de ar. Também pode ser observada uma melhoria na qualidade do gás ao elevarmos a altura dinâmica do leito.

Vazão de gás produzido ( $m^3/h$ ): A vazão de gás produzido é um importante indicativo operacional do processo, tendo em vista sua importância foi possível determinar a influência do fator de ar na vazão de gás produzido. Na figuras 40 é observada a influência do fator de ar na vazão de gás produzida no topo do “freeboard” para uma altura de leito dinâmica de 2000 mm e 1100 mm.

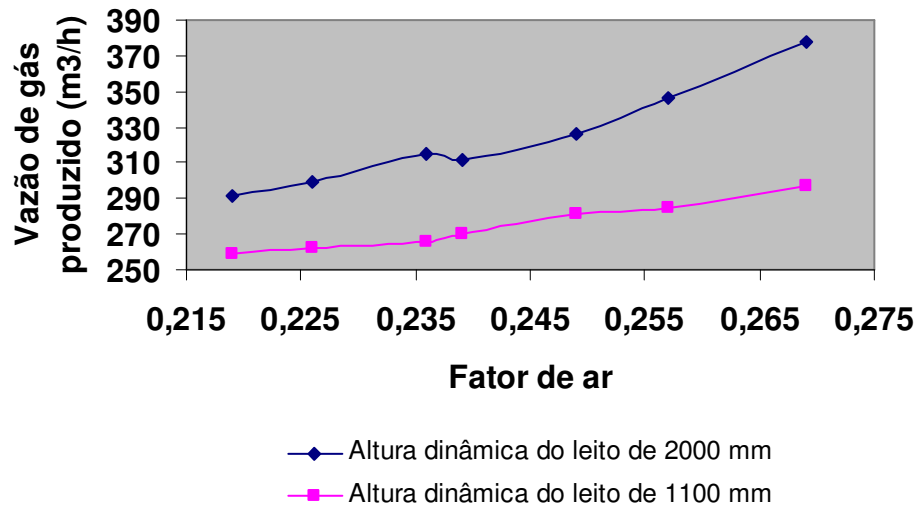


Figura 40 – Influência do fator de ar na vazão de gás gerado através das simulações do CSFB para as duas alturas de leito dinâmico (1100 mm e 2000 mm).

Perfil de velocidades: O software CSFB permite determinar a velocidade superficial dos gases e a velocidade mínima de fluidização. Nas figuras 41 e 42 apresenta-se a influência do fator de ar nos perfis de velocidade. Esses perfis de velocidades obtidos através das simulações com o software CSFB, tendo como referência a velocidade na altura média do leito (velocidade mínima de fluidização e velocidade superficial) para uma altura de leito dinâmico de 2000 mm e 1100 mm.

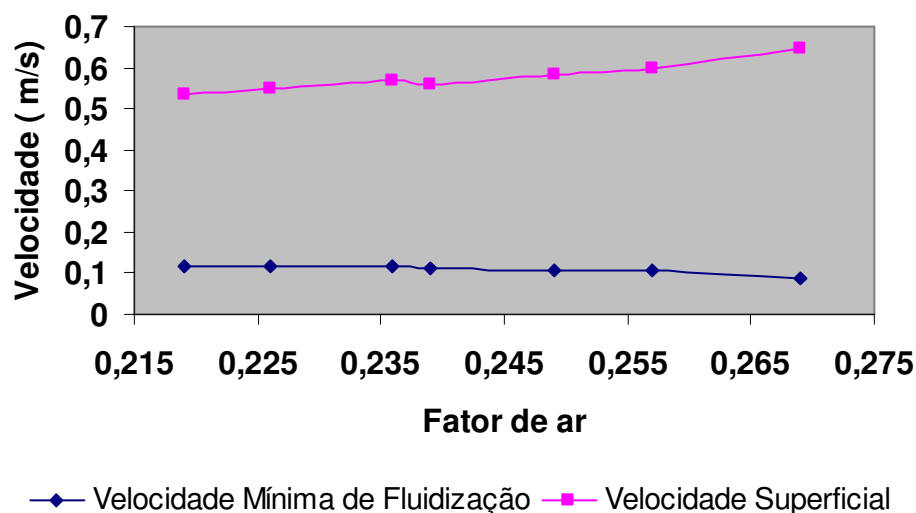
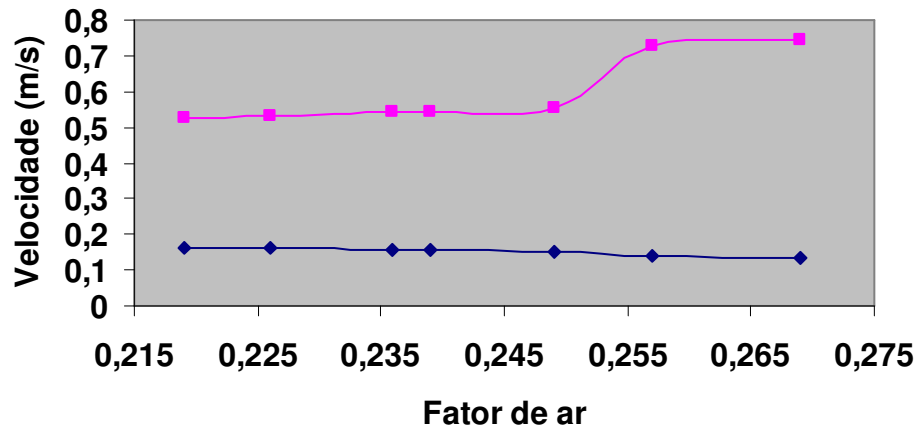


Figura 41 - Influência do fator de ar na velocidade superficial dos gases e na velocidade mínima de fluidização para altura dinâmica de leito de 2000 mm





—◆— Velocidade Mínima de Fluidização —■— Velocidade Superficial

Figura 42 - Influência do fator de ar na velocidade superficial dos gases e na velocidade mínima de fluidização para altura dinâmica de leito de 1100 mm

## 5.5. PLANEJAMENTO E EXECUÇÃO DOS TESTES EXPERIMENTAIS

Os testes experimentais foram realizados tomando como base a variação do fator de ar, no intuito de avaliar sua influência na concentração dos principais componentes do gás, no seu poder calorífico (PCI), bem como no desempenho do equipamento.

Primeiramente, foi realizada a calibragem da rosca de alimentação do gaseificador, com intuito de determinarmos a vazão de biomassa (casca de arroz) introduzida no interior do reator. Após a realização da calibragem do equipamento, planejamos os testes experimentais de acordo com a tabela 5.16, realizando a variação do fator de ar para a biomassa (casca de arroz) alimentada no reator. Os valores obtidos através das equações (5.7), (5.8) e (5.9) considerando a temperatura do reator a 750°C e a velocidade superficial do leito em torno de 0,7 m/s.

Tabela 5.16 - Planejamento dos testes experimentais

| Velocidade superficial Vs [m/s] | 0,5    | 0,6    | 0,7    | 0,8    | 0,9    | 1      |
|---------------------------------|--------|--------|--------|--------|--------|--------|
| FA                              |        |        |        |        |        |        |
| 0,2                             | 132,03 | 158,44 | 184,84 | 211,25 | 237,66 | 264,06 |
| 0,22                            | 120,03 | 144,03 | 168,04 | 192,05 | 216,05 | 240,06 |
| 0,24                            | 110,03 | 132,03 | 154,03 | 176,04 | 198,05 | 220,05 |
| 0,25                            | 105,63 | 126,75 | 147,87 | 169,00 | 190,12 | 211,25 |
| 0,26                            | 101,56 | 121,88 | 142,18 | 162,50 | 182,81 | 203,12 |
| 0,28                            | 94,31  | 113,17 | 132,03 | 150,89 | 169,75 | 188,62 |
| 0,3                             | 88,02  | 105,63 | 123,23 | 140,83 | 158,44 | 176,04 |
| 0,32                            | 82,52  | 99,02  | 115,53 | 132,03 | 148,54 | 165,04 |
| 0,34                            | 77,67  | 93,20  | 108,73 | 124,26 | 139,80 | 155,33 |
| 0,36                            | 73,35  | 88,02  | 102,70 | 117,36 | 132,03 | 146,70 |
| 0,38                            | 69,49  | 83,39  | 97,29  | 111,18 | 125,08 | 138,98 |
| 0,4                             | 66,01  | 79,22  | 92,42  | 105,62 | 118,83 | 132,03 |
| Vazão de ar [m³/h]              | 115,16 | 138,19 | 161,23 | 184,26 | 207,29 | 230,32 |

Vs : velocidade do fluido se o reator estivesse vazio

A massa de combustível introduzida no interior do reator pode ser calculada da seguinte forma (equação 5.7):

$$m_{\text{comb.}} = \frac{FA \cdot Ar_{\text{teórico}}}{A_{\text{leito}} \cdot V_{\text{sl}}} \cdot \left( \frac{T_{\text{leito}} + 273,15}{273,15} \right) \quad (5.7)$$

Onde:

F.A: Relação entre a razão ar/combustível real e o ar estequiométrico

$Ar_{\text{teórico}}$  : Ar teórico (equação 5.8)

$A_{\text{leito}}$  : Área do leito do reator (equação 5.9)

$$Ar_{\text{teórico}} = 0,0889 \cdot (C^t + 0,375 \cdot S^t) + 0,265 \cdot H^t - 0,0333 \cdot O^t \quad (5.8)$$

$$A_{\text{leito}} = \frac{(\pi \cdot d_{\text{leito}}^2)}{4} \quad (5.9)$$

A vazão de ar introduzida no interior do reator é determinada por uma placa de orifício instalada na tubulação de ar, localizada na entrada do plenum (figura 43). Já a vazão de biomassa foi determinada de acordo com a calibragem da rosca rotativa (dosador) do equipamento. Esta calibragem é realizada variando a rotação do motor, responsável pela introdução de biomassa no interior do equipamento.

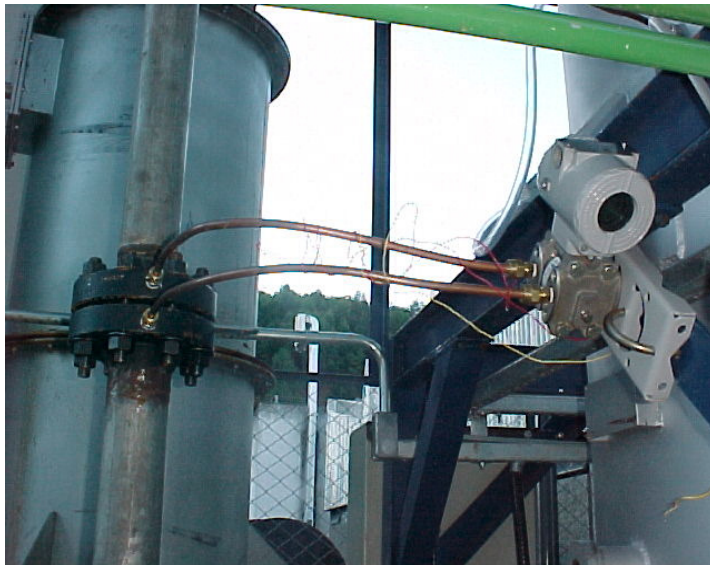


Figura 43 - Sistema de medição de vazão de ar

A temperatura do reator durante a operação é monitorada através de 16 termopares (figura 44), mas em termos operacionais utilizamos apenas 5 pontos, os principais pontos são os seguintes:

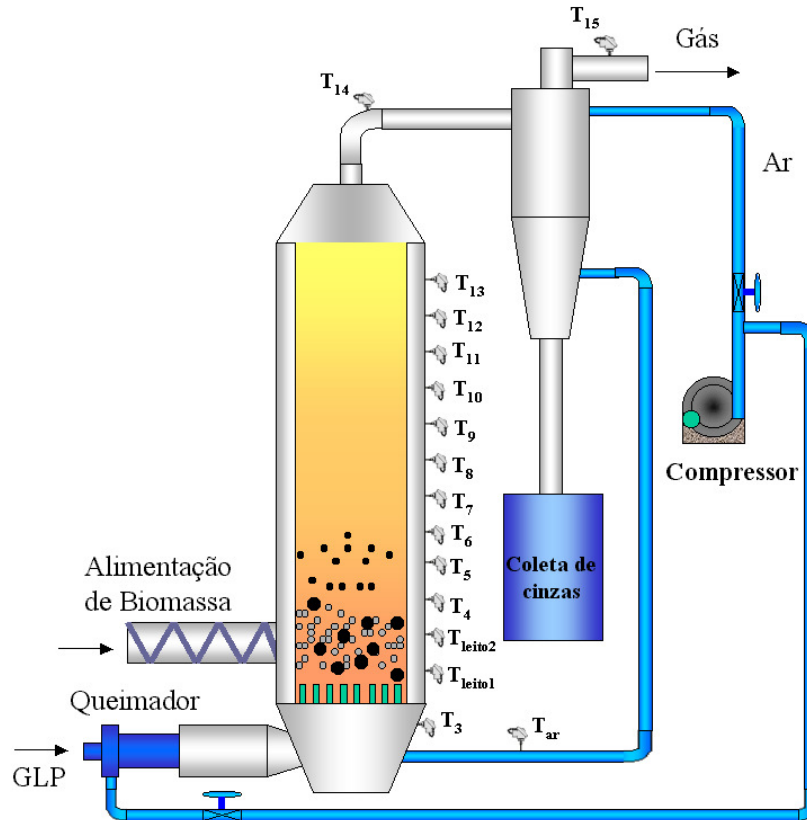


Figura 44 - Localização dos transdutores de temperatura ao longo do reator

$T_{ar}$  – Temperatura do ar na entrada do plenum.

$T_{leito1}$  – Temperatura na região inferior do leito.

$T_{leito2}$  – Temperatura na região superior do leito.

$T_3$  – Temperatura dos gases de combustão, no pré-aquecimento do leito.

$T_{14}$  – Temperatura dos gases na saída do reator.

O sistema de aquisição de dados é fabricado pela empresa LYNX Tecnologia Eletrônica Ltda. Este sistema efetua o monitoramento on-line da temperatura ao longo do reator.

O sistema de análise de gás (figura 45) é realizado por um analisador amostral de modelo MPS-6500 fabricado pela Rosemount Analytical Inc. Esse sistema fornece a leitura

do CO (monóxido de carbono), CH<sub>4</sub> (metano) e H<sub>2</sub> (hidrogênio), principais compostos do gás produzido.



Figura 45 - Analisador de gás

Na realização dos testes experimentais com casca de arroz foi realizada a variação do fator de ar, entre 0,219 e 0,269, no intuito de avaliar sua qualidade final no gás gerado (composição, poder calorífico do gás), bem como o desempenho do gaseificador (eficiência a frio e a quente).

## 5.6. RESULTADOS DOS TESTES EXPERIMENTAIS

Na realização dos experimentos, a temperatura do reator manteve em torno de 700°C. Na tabela 5.17 observam-se maiores detalhes referentes as vazões mássicas (biomassa e ar), fator de ar e percentual em volume dos principais componentes do gás gerado.

Tabela 5.17 - Condições operacionais e percentuais em volume dos componentes do gás obtido

| Vazão de ar (m <sup>3</sup> /h) | Carga de biomassa (kg/h) | Fator de ar (FA) | Componentes do gás | Vol % |
|---------------------------------|--------------------------|------------------|--------------------|-------|
| 133                             | 124,59                   | 0,269            | CO                 | 13,5  |
|                                 |                          |                  | CH <sub>4</sub>    | 2,7   |
|                                 |                          |                  | H <sub>2</sub>     | 0,69  |
| 132,44                          | 129,53                   | 0,257            | CO                 | 13,6  |
|                                 |                          |                  | CH <sub>4</sub>    | 3     |
|                                 |                          |                  | H <sub>2</sub>     | 0,98  |
| 133                             | 134,18                   | 0,249            | CO                 | 13,9  |
|                                 |                          |                  | CH <sub>4</sub>    | 3,1   |
|                                 |                          |                  | H <sub>2</sub>     | 1,29  |
| 133                             | 139,75                   | 0,239            | CO                 | 15    |
|                                 |                          |                  | CH <sub>4</sub>    | 3,6   |
|                                 |                          |                  | H <sub>2</sub>     | 1,58  |
| 136                             | 145,05                   | 0,236            | CO                 | 14,6  |
|                                 |                          |                  | CH <sub>4</sub>    | 3,5   |
|                                 |                          |                  | H <sub>2</sub>     | 1,84  |
| 135                             | 150,57                   | 0,226            | CO                 | 16,8  |
|                                 |                          |                  | CH <sub>4</sub>    | 4,2   |
|                                 |                          |                  | H <sub>2</sub>     | 2,32  |
| 135                             | 154,84                   | 0,219            | CO                 | 17,8  |
|                                 |                          |                  | CH <sub>4</sub>    | 4,5   |
|                                 |                          |                  | H <sub>2</sub>     | 1,71  |

Na Figura 46 podem ser observadas as variações das principais concentrações do gás gerado em porcentagem de volume versus o fator de ar.

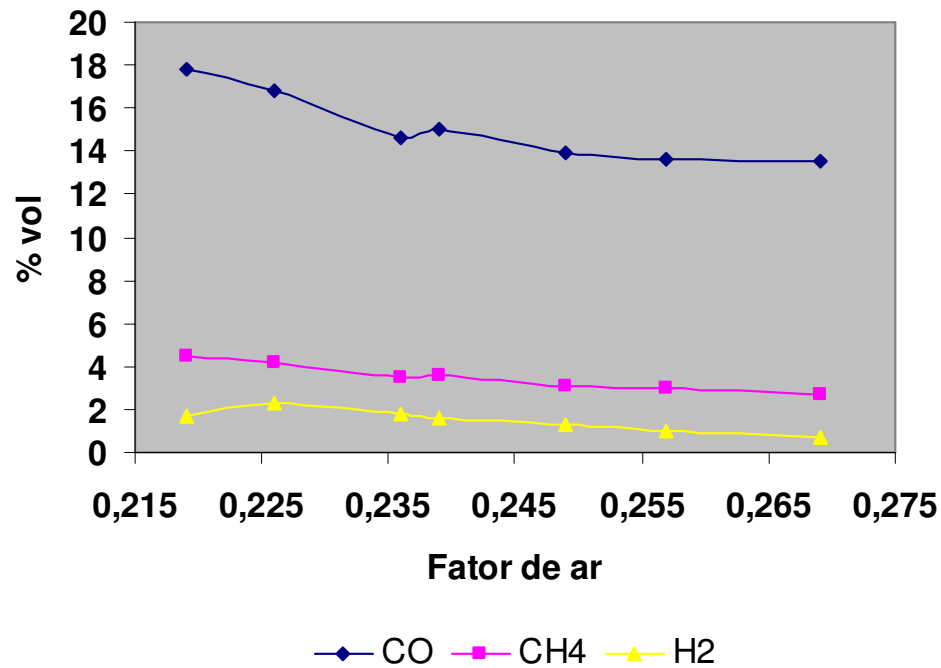


Figura 46 - Concentrações de  $CH_4$ ,  $CO$  e  $H_2$  no gás gerado versus o fator de ar (experimental)

O cálculo do poder calorífico é realizado a partir de sua composição volumétrica, conforme mostrado nas equações (5.10).

$$PCI_g = \sum_{i=1}^n PCI_{gi} \cdot C_i \quad (5.10)$$

$$PCI_{gas} = 12,6C_{CO} + 35,8C_{CH_4} + 10,7C_{H_2}; MJ / Nm^3$$

Onde:  $C_{CO}$ ,  $C_{CH_4}$ ,  $C_{H_2}$  correspondem às concentrações volumétricas dos componentes.

Conforme observado na figura 47, percebemos uma queda gradativa no poder calorífico do gás obtido ao aumentarmos o fator de ar durante a operação. Esta queda do poder calorífico está relacionada à diminuição da porcentagem em volume dos componentes do gás de biomassa. Com isto, podemos constatar melhores condições de operações para um fator de ar de 0,219.

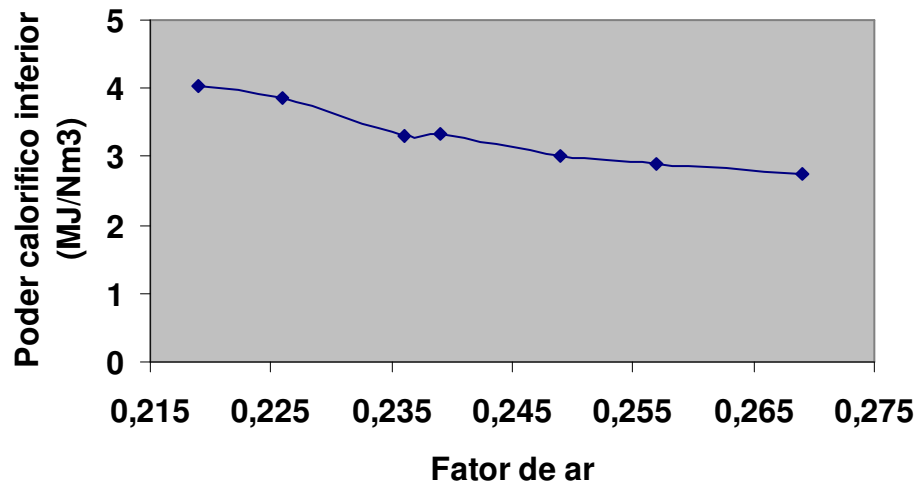


Figura 47 - Poder calorífico do gás versus o fator de ar (experimental)

Tendo em vista sua importância no desempenho desses equipamentos, a eficiência a frio e a quente é uma importante variável de projeto a ser analisada. Para determinação da eficiência desse processo, foi necessária a realização de um balanço de massa, tal como algumas hipóteses fundamentais para solução do balanço. Na tabela 5.18 são descritos os principais dados experimentais utilizados no balanço de massa do processo.

Tabela 5.18 - Dados experimentais utilizados para o balanço de massa e energia do processo

|                                    |        |        |        |        |        |        |        |
|------------------------------------|--------|--------|--------|--------|--------|--------|--------|
| F.A                                | 0,219  | 0,226  | 0,236  | 0,239  | 0,249  | 0,257  | 0,269  |
| $\dot{m}_{biom}$ (Kg/h)            | 154,84 | 150,57 | 145,05 | 139,75 | 134,18 | 129,53 | 124,59 |
| $\dot{m}_{ar}$ (m <sup>3</sup> /h) | 135    | 135    | 136    | 133    | 133    | 132,44 | 133    |

O balanço de massa e energia do gaseificador será realizado conforme o esquema mostrado na figura 48.



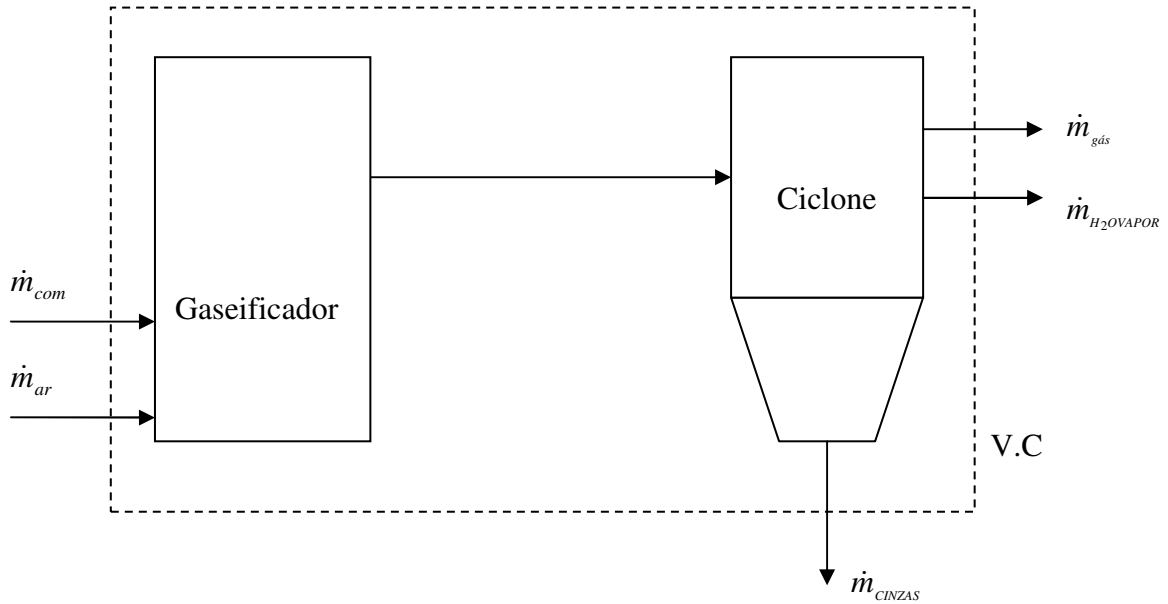


Figura 48 - Esquema utilizado para realização do balanço de massa no equipamento.

Utilizando a lei de conservação da massa (Equação 5.11) para o volume de controle (V.C) da figura 48, temos:

$$\sum m_E = \sum m_S \quad (5.11)$$

$$\dot{m}_{biom} + \dot{m}_{ar} = \dot{m}_{gás} + \dot{m}_{H_2O_{VAPOR}} + \dot{m}_{cinzas} \quad (5.12)$$

Com base na tabela 5.18 é possível realizar os cálculos para obter as eficiências (frio e quente) para o fator de ar de 0,219.

Cálculo da vazão de vapor de água ( $\dot{m}_{H_2O_{VAPOR}}$ ):

$$\dot{m}_{H_2O_{VAPOR}} = \dot{m}_{biom} \left( \frac{W}{100} \right) \quad (5.13)$$

$$\dot{m}_{H_2O_{VAPOR}} = 154,84 \frac{kg}{h} \left( \frac{10,53}{100} \right) = 16,30 kg / h$$

Cálculo da vazão de cinzas ( $\dot{m}_{cinzas}$ ):

$$\dot{m}_{cinzas} = \dot{m}_{biom} \left( \frac{Cinzas_{B,U}}{100} \right) \quad (5.14)$$

Onde:  $Cinzas_{B,U}$  corresponde a porcentagem de cinzas em Base úmida

$$\dot{m}_{cinzas} = 154,84 \frac{kg}{h} \left( \frac{16,4}{100} \right) = 25,39 kg/h$$

Calculando a vazão de ar nas condições normais (0°C e 1 atm), tem-se:

$$\dot{m}_{ar,NORMAL} = \dot{m}_{ar} \left( \frac{273,15K}{(273,15 + T_E)K} \right) \quad (5.15)$$

Onde:  $T_E$  (°C) corresponde a temperatura de entrada do ar no plenum

$$\dot{m}_{ar,NORMAL} = 135 \frac{m^3}{h} \left( \frac{273,15K}{(273,15 + 60)K} \right) = 110,68 \frac{Nm^3}{h}$$

Em termos de vazão mássica de ar, tem-se:

$$\dot{m}_{ar,NORMAL} = 110,68 \frac{Nm^3}{h} \times \rho_{ar,NORMAL} \quad (5.16)$$

Considerando a densidade do ar igual a  $1,303 \frac{kg}{Nm^3}$ , obtém-se:

$$\dot{m}_{ar,NORMAL} = 144,21 \frac{Kg}{h}$$

Substituindo as vazões mássicas na Equação (5.12), obtém-se a vazão mássica de gás gerado:

$$\dot{m}_{\text{gás}} = 257,36 \frac{\text{kg}}{\text{h}}$$

Sabendo que de acordo com a equação (5.17), podemos realizar o cálculo da densidade do gás gerado nas condições normais, da seguinte forma:

$$\rho_{\text{gás}_{\text{NORMAL}}} = \sum C_x \rho_{x_{\text{NORMAL}}} \quad (5.17)$$

Onde:

$C_x$  : corresponde a concentração volumétrica de cada componente do gás gerado

$\rho_{x_{\text{NORMAL}}}$  : referem-se a densidade de cada componente nas condições normais

$$\rho_{\text{gás}_{\text{NORMAL}}} = C_{\text{CO}} \rho_{\text{CO}} + C_{\text{CH}_4} \rho_{\text{CH}_4} + C_{\text{H}_2} \rho_{\text{H}_2} + C_{\text{CO}_2} \rho_{\text{CO}_2} + C_{\text{N}_2} \rho_{\text{N}_2} + \sum C_{\text{outros}} \rho_{\text{outros}} \quad (5.18)$$

Onde:  $\sum C_{\text{outros}} \rho_{\text{outros}}$  correspondem ao somatório de cada componente pela densidade dos compostos hidrocarbonetos ( $\text{C}_2\text{H}_4$ ,  $\text{C}_2\text{H}_6$ ,  $\text{C}_3\text{H}_8$  e  $\text{C}_3\text{H}_6$ ). Segundo a literatura esses hidrocarbonetos representam menos de 1% do gás gerado, conseqüentemente, não sofrem grande influência no poder calorífico e na eficiência do equipamento.

Com relação aos teores de  $\text{CO}_2$  e  $\text{N}_2$  por não serem medidos nos experimentos devido à falta de recursos, adotamos um percentual de 17,42 % de  $\text{CO}_2$  ( Mansaray, 1999)

Para os outros componentes, obtemos os percentuais em volume, segundo a tabela 5.17, utilizando um fator de ar de 0,219.

$$\text{CO} = 17,8 \% ; \text{CH}_4 = 4,5\% ; \text{H}_2 = 1,71\%$$

E finalmente, para o  $\text{N}_2$  obtemos o seguinte percentual por balanço:

$$\text{N}_2 = 58,57\%$$

As densidades para cada componente do gás nas condições normais estão mostradas na tabela 5.19.

Tabela 5.19 - Densidades dos principais componentes do gás gerado nas condições normais

| Compostos                            | CO <sub>2</sub> | CO       | H <sub>2</sub> | N <sub>2</sub> | CH <sub>4</sub> |
|--------------------------------------|-----------------|----------|----------------|----------------|-----------------|
| $\rho_{NORMAL}$ (Kg/m <sup>3</sup> ) | 1,98            | 1,260436 | 0,090768       | 1,2661436      | 0,717           |

Substituindo as concentrações dos componentes e os dados da tabela 5.19 na equação 5.18 , determinamos a densidade do gás gerado nas condições normais.

$$\rho_{gas_{NORMAL}} = 0,178 \cdot 1,26 + 0,045 \cdot 0,717 + 0,0171 \cdot 0,09 + 0,1742 \cdot 1,98 + 0,5857 \cdot 1,2614$$

$$\rho_{gas_{NORMAL}} = 1,34 \text{ kg/Nm}^3$$

Com isso chegamos à vazão mássica de gás nas condições normais:

$$\dot{m}_{gás} = \frac{257,36 \text{ kg} / \text{h}}{1,34 \text{ kg} / \text{Nm}^3} = 191,8 \frac{\text{Nm}^3}{\text{h}}$$

Com todas as vazões mássicas (biomassa, ar e gás), o poder calorífico (biomassa e gás) e a entalpia do ar nas condições normais, determinam-se o desempenho do equipamento (eficiência a frio e a quente) do equipamento (NOGUEIRA E LORA, 2003).

$$\eta_F = \frac{\dot{m}_{gás} \cdot PCI_{gás}}{\dot{m}_{biom} \cdot PCI_{biom} + \dot{m}_{ar} \cdot h_{ar}} \quad (5.19)$$

Onde:  $h_{ar}$  corresponde a entalpia do ar (gás ideal) a temperatura de entrada no reator

$$\eta_F = \frac{191,8 \frac{\text{Nm}^3}{\text{h}} \cdot 4,04 \times 10^3 \frac{\text{KJ}}{\text{Nm}^3}}{154,84 \frac{\text{kg}}{\text{h}} \cdot 16100 \frac{\text{KJ}}{\text{kg}} + 144,21 \frac{\text{kg}}{\text{h}} \cdot 333,36 \frac{\text{KJ}}{\text{kg}}} = 0,304 = 30,4\%$$

A eficiência a quente do gaseificador é obtida levando em considerando o calor latente do gás (Equação 5.20).

$$\eta_F = \frac{\dot{m}_{gás} \cdot PCI_{gás} + \dot{m}_{gás} \cdot h_{gás}}{\dot{m}_{biom} \cdot PCI_{biom} + \dot{m}_{ar} \cdot h_{ar}} \quad (5.20)$$

Onde:  $h_{ar}$  corresponde a entalpia do ar (gás ideal) a temperatura de entrada no reator.

$h_{gás}$  corresponde ao somatório dos produtos de cada concentração pela entalpia dos componentes (Equação 5.21).

$$h_{gás} = \sum C_x h_x \quad (5.21)$$

$$h_{gás} = C_{CO} h_{CO} + C_{CH_4} h_{CH_4} + C_{H_2} h_{H_2} + C_{CO_2} h_{CO_2} + C_{N_2} h_{N_2} + \sum C_{outros} h_{outros} \quad (5.22)$$

Substituindo as entalpias e as concentrações de cada componente do gás gerado na equação (5.22), obtemos:

$$h_{gás} = 616,80 \frac{KJ}{kg}$$

Levando em conta o calor latente do gás obtemos a eficiência a quente do gaseificador.

$$\eta_F = \frac{191,8 \frac{Nm^3}{h} \cdot 4.04 \times 10^3 \frac{KJ}{Nm^3} + 257,36 \frac{kg}{h} \cdot 616,80 \frac{KJ}{kg}}{154,84 \frac{kg}{h} \cdot 16100 \frac{KJ}{kg} + 144,21 \frac{kg}{h} \cdot 333,36 \frac{KJ}{kg}} = 0,366 = 36,65\%$$

## 5.7. COMPARAÇÃO DOS RESULTADOS

Os resultados das simulações com o software CSFB apresentam divergências em comparação com os testes experimentais. Entre as principais divergências, observam-se baixas concentrações de monóxido de carbono (CO), conforme observado na figura 49.

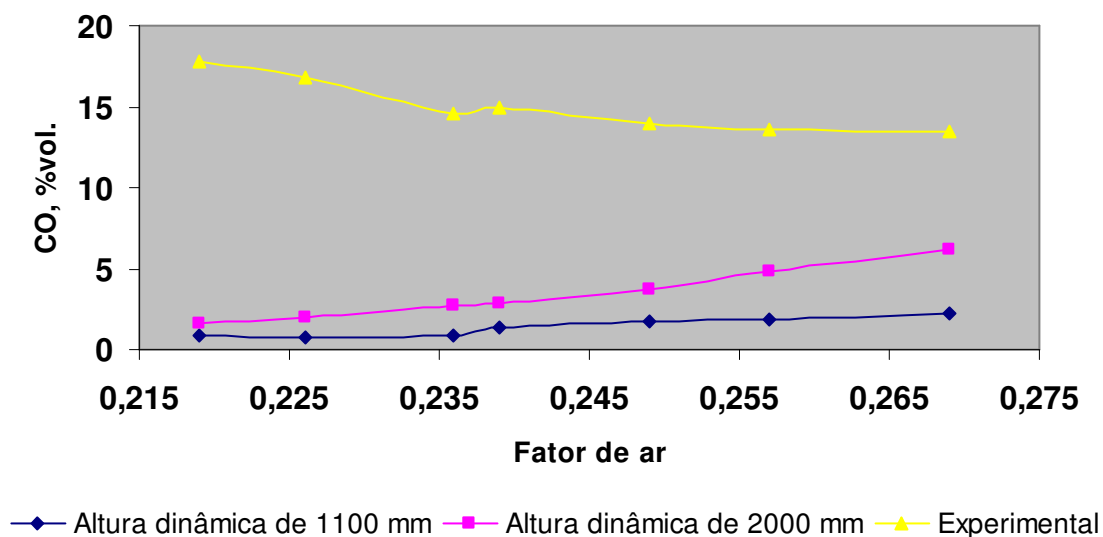


Figura 49 - Gráfico comparativo da concentração de CO no gás obtido entre os resultados do experimento e da simulação com o software CSFB

De acordo com os resultados gerados no CSFB, tanto para uma altura dinâmica de 2000 mm, como para a altura de 1100 mm, foram observadas concentrações muito baixa na composição percentual do componente monóxido de carbono (CO). Outra discrepância observada no comparativo simulador-experimento, diz respeito ao comportamento ascendente do componente CO, principalmente, para altura dinâmica de 2000mm. Na altura dinâmica de leito de 1100 mm é observado um comportamento constante da composição percentual de CO, porém para esses resultados ainda se encontram sérias divergências se comparado com os experimentos.

Na figura 50 correspondente ao teor de  $\text{CH}_4$ , podemos observar menores taxas de desvios entre o simulador CSFB e os experimentos, porém o simulador ainda apresenta um comportamento oposto aos dos dados experimentais.

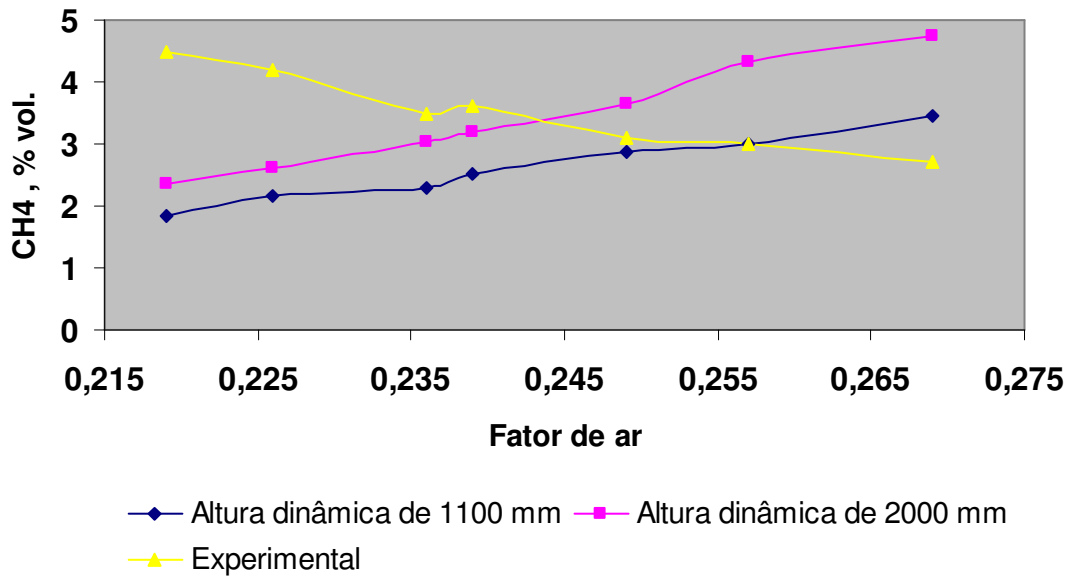


Figura 50 - Gráfico comparativo da concentração de CH<sub>4</sub> no gás obtido

A figura 51 mostra o comparativo entre o simulador-experimento para o componente hidrogênio (H<sub>2</sub>) do gás. Mais uma vez, o software CSFB apresentou divergência em seus resultados, apresentando um comportamento completamente oposto aos resultados experimentais. O maior desvio observado para valores superiores a 0,235 de fator de ar é consequência provavelmente da intensificação da combustão do H<sub>2</sub> no “freeboard” com o oxigênio levado pelas bolhas.

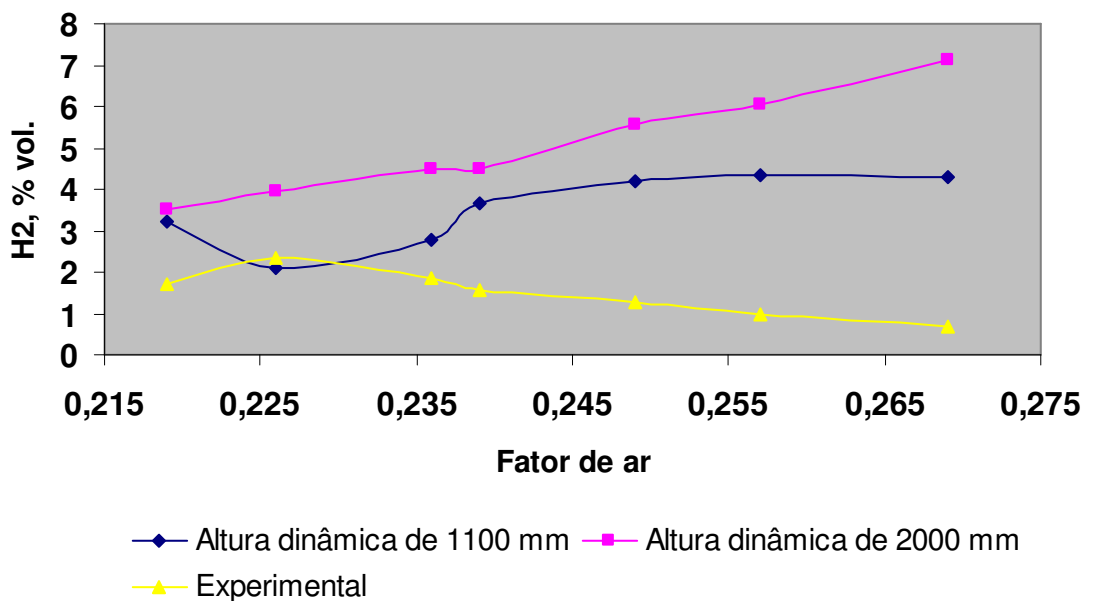


Figura 51 - Gráfico comparativo da concentração de H<sub>2</sub> no gás obtido

Para as concentrações dos outros componentes ( $\text{CO}_2$  e  $\text{N}_2$ ), não foi possível obter o gráfico comparativo devido à falta de dados experimentais relativos às concentrações desses componentes.

Devido a influência das concentrações dos componentes ( $\text{CO}$ ,  $\text{CH}_4$  e  $\text{H}_2$ ) no poder calorífico do gás obtido, foi observado uma tendência oposta entre os testes experimentais e o resultados simulados quando avaliamos a influência do fator de ar no poder calorífico do gás (figura 52).

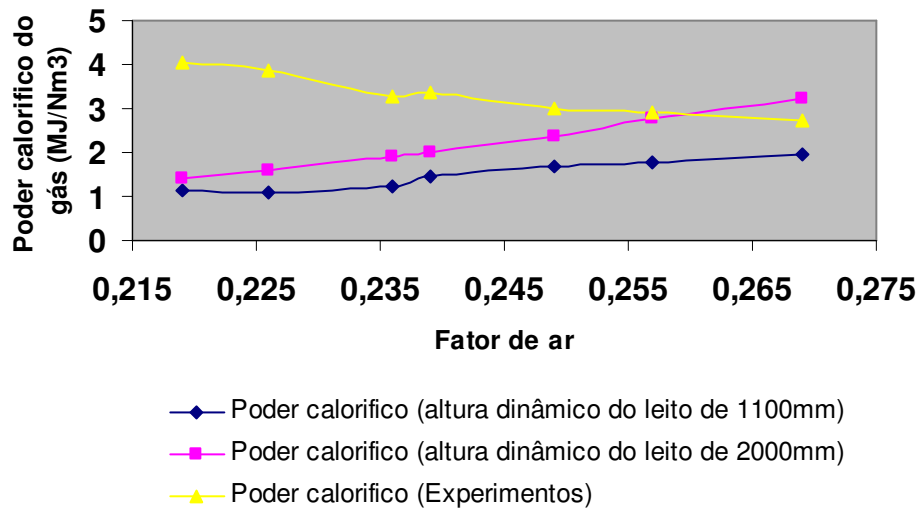


Figura 52 - Gráfico comparativo do poder calorífico do gás obtido

Os resultados da simulação e as divergências observadas entre o modelo e os experimentos foram discutidas com o professor Marcio Souza-Santos. No anexo B são apresentadas as suas considerações, várias das quais já discutidas ao longo do texto.



## 5.8. CAUSAS DAS DIVERGÊNCIAS DOS RESULTADOS

Na figura 53, observa-se possíveis causas das divergências entre as operações e as simulações com software CSFB versão 3.

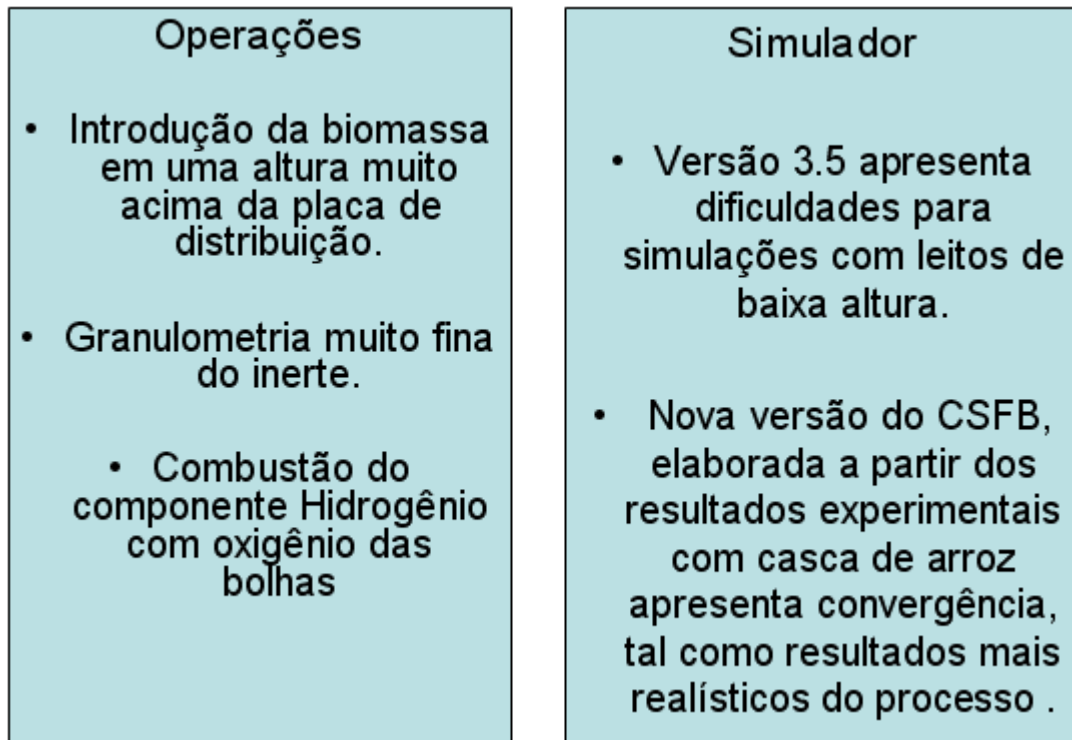


Figura 53 - Gráfico comparativo entre as causas das divergências entre os experimentos e a simulação com CSFB

Nos testes experimentais, a biomassa foi introduzida muito próxima ao leito expandido, ocasionando um regime de gaseificação de baixa eficiência devido à “flutuação” da biomassa na superfície do leito expandido.

A utilização de um material inerte (óxido de alumina) com granulometria muito fina, contribui para a formação de grandes bolhas no interior do reator (Slug Flow). Essas bolhas contribuem para combustão do componente hidrogênio com oxigênio contido nas bolhas.

A versão 3 do software CSFB, apresentou dificuldades de convergência para leitos de baixa altura. Segundo o autor do software, a nova versão do software (versão 20) não apresenta esse tipo de problema, sendo capaz de realizar simulações com casca de arroz com resultados mais realísticos do processo.

## Capítulo 6

### CONCLUSÕES

Com a realização deste trabalho podem-se concluir as vantagens da utilização da técnica de gaseificação em leito fluidizado, tendo em vista a disponibilidade de matéria orgânica (biomassa) nas regiões brasileiras. Outro fato observado na execução desse trabalho, diz respeito à importância dos modelos de gaseificação e as suas dificuldades de implementação, tendo em vista a complexidade do processo de gaseificação em leito fluidizado. Alguns modelos comerciais disponíveis no mercado foram apresentados, entre eles o Comprehensive Simulator for Fluidized Bed - CSFB, utilizado para a simulação de gaseificação do NEST/IEM/UNIFEI.

Através dos resultados dos testes e da modelagem com o software CSFB, conclui-se a influência dos parâmetros operacionais, principalmente, do fator de ar na qualidade final do gás obtido, tal como no desempenho do equipamento. Essa influência do fator de ar pode ser observada tanto nos testes experimentais realizados com casca de arroz, como nas simulações com o software CSFB, embora os resultados não tenham o mesmo comportamento.

Os resultados da simulação com o software CSFB - Comprehensive Simulator for Fluidized Bed versão 3 não tem coincidência satisfatória se comparado com os testes experimentais realizados com casca de arroz. Segundo o autor, as discrepâncias dos resultados pode ser fruto da sensibilidade do software CSFB aos parâmetros relacionados à análise imediata e elementar da biomassa alimentada, tal como as características físico-químicas das partículas envolvidas no processo (casca de arroz e inerte). No entanto, o software CSFB não

apresentou grande sensibilidade nos parâmetros destacados anteriormente pelo autor. Os parâmetros de maiores sensibilidades observados no decorrer das simulações foram os fluxos mássicos (biomassa e agente oxidante) e os parâmetros geométricos do equipamento.

Outra possível causa dessas discrepâncias, diz respeito à falta de um banco de dados específicos para a casca de arroz. Segundo o Departamento de Engenharia Biológica e de Agricultura da Universidade da Califórnia, que realizou um estudo comparativo entre os experimentos e os resultados gerados no CSFB versão 3.5, foi encontrado baixos teores nas concentrações dos componentes do gás, principalmente, na concentração de monóxido de carbono (CO). Conforme visto na elaboração deste trabalho, problemas similares também foram observados nas simulações-experimentos realizados com casca de arroz, comprovando que o CSFB precisa de revisão, provavelmente na rotina de desvolatilização ou ajustes de coeficientes cinéticos, conforme citado pela Universidade da Califórnia.

Souza-Santos (2007) afirma que a discrepância entre os dados experimentais da Universidade da Califórnia e os resultados da modelagem com o CSFB são resultados de não ter se enquadrado no modelo o aquecimento elétrico externo do reator. Uma vez, corrigido este erro, a concordância foi satisfatória.

Outros fatos relevantes foram observados no decorrer da execução deste trabalho, pois o programa parte da hipótese que a altura dinâmica do leito é mantida constante, o que não é o caso da maioria dos projetos de gaseificadores. Sendo assim, essa variável deveria ser calculada e não servir de dado de entrada do programa.

O programa não foi capaz de modelar o processo físico do gaseificador para as condições dos testes, já que para a altura do leito de 500 mm ele não conseguiu a convergência. A justificativa que indica problemas de operação incorreta do gaseificar, abordada pelo autor do software no anexo B do trabalho, não pode ser considerada válida, já que o modelo deveria ser capaz de modelar inclusive estes regimes ditos “errados”.

O programa é válido para uma análise preliminar do processo e avaliação da operação do reator, mas ainda deve ser (e esta sendo) aprimorado para que possa simular diferentes condições do processo de gaseificação, em particular leito de baixa altura.

A versão 20 do software CSFB já esta disponível comercialmente, segundo o autor do software com diversas melhorias, principalmente, na parte cinética das varias reações envolvidas, mostrada no anexo A do trabalho. Uma análise detalhada dos dados, resultados e

das simulações dos ensaios com casca de arroz foram abordadas pelo autor do software CSFB, estas discussões/justificativas estão abordadas no anexo B do trabalho.

## SUGESTÃO PARA TRABALHOS FUTUROS

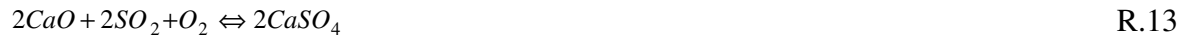
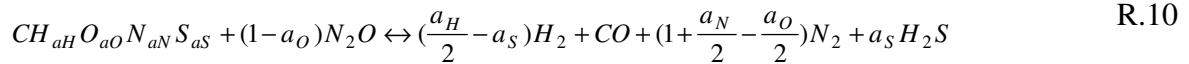
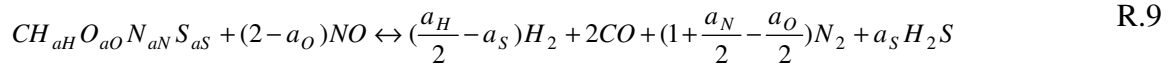
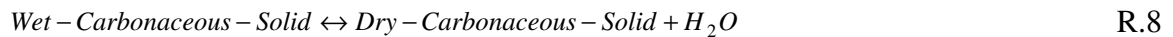
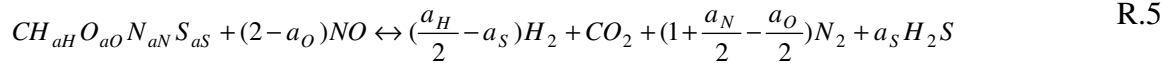
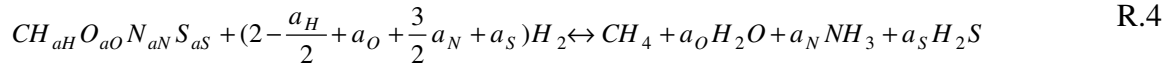
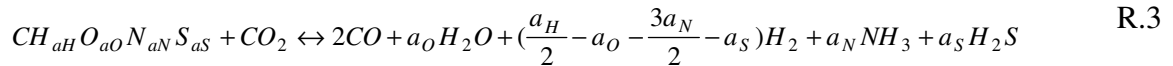
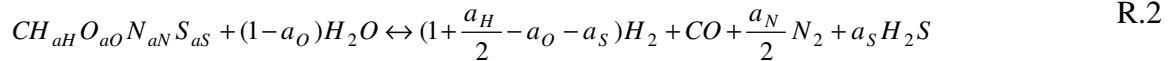
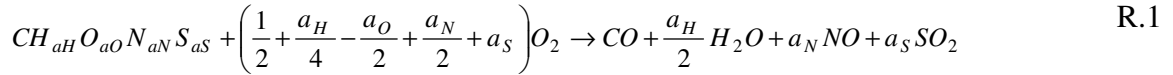
Para sugestões de futuros trabalho, pode-se realizar a mudança de projeto e operação do gaseificador de leito fluidizado. Essas mudanças são:

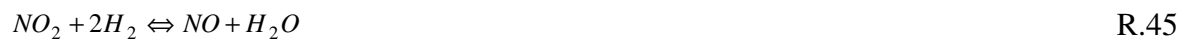
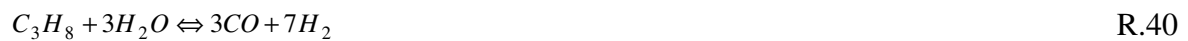
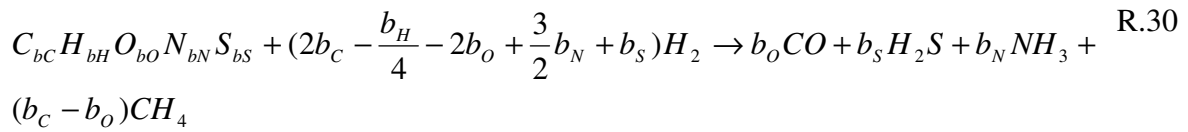
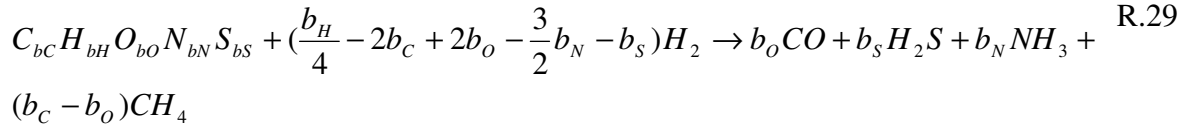
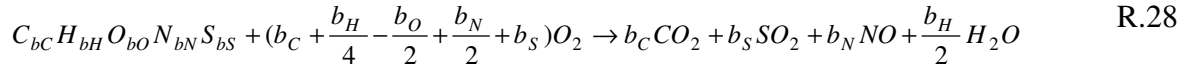
- Alteração do ponto de alimentação da biomassa: Durante os testes experimentais, provavelmente, a biomassa era introduzida em um ponto de alimentação muito próximo ao leito expandido. Em consequência disto, obtém-se um regime de baixa eficiência.
- Aumento da granulometria do inerte: Durante os experimentos foi utilizado um inerte com granulometria muito baixa ocasionando a formação de grandes bolhas no interior do reator e favorecendo o fenômeno chamado Slug flow, indesejável na operação desses reatores.

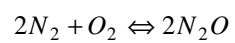
Além das propostas descritas anteriormente, é sugerido realizar novas simulações com a nova versão do software CSFB. Segundo o autor do software, a versão 20 do CSFB pode simular leitos de baixa altura, assim como modelar operações utilizando casca de arroz como combustível.

## ANEXO A

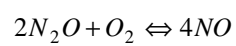
Principais reações químicas consideradas no software CSFB:



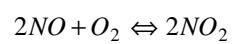




R.52



R.53



R.54



## ***ANEXO B – OPINIÃO DO PROFESSOR MARCIO DE SOUZA-SANTOS***

### ***PROBLEMAS COM OS DADOS INSERIDOS NO PROGRAMA:***

- Vários dados críticos inseridos no programa simulador (CSFB) contém grandes incertezas, pois foram retirados da literatura e não determinados em laboratório. Entre eles: composições imediatas e elementares do combustível, densidades da alumina, fator de forma da casca de arroz, etc. Tais dados influenciam muito o processo de fluidização e gaseificação, que estão obviamente fortemente acoplados.
- Outros dados muito importantes foram estimados. Entre eles a altura dinâmica do leito. Também, têm decisiva influência nos resultados.
- As temperaturas no leito foram lidas por apenas dois termopares. Isto pode levar a grandes incertezas.

### ***PROBLEMAS COM DADOS DE OPERAÇÃO:***

- Embora vários ensaios tenham sido realizados com significativas diferenças em fatores de ar (variando entre 0,239 e 0,219), as temperaturas no leito ficaram todas em 700°C. Isto é uma impossibilidade. Assim, fica muito comprometida a confiabilidade dos dados medidos e resultados reportados.
- Não foi determinada a altura real de leito. Já comentado.
- Não foi determinada a fração de conversão de carbono. Tal dado é básico para estimar a eficiência do processo bem como para comparar com resultados de simulação.
- Não foram determinadas concentrações de gases muito importantes, entre eles o CO<sub>2</sub>.

## ***PROBLEMAS COM A OPERAÇÃO:***

- A concentração de hidrogênio nos gases produtos de todos os ensaios é muito baixa. Isto contradiz todos os resultados de gaseificação em operações razoavelmente bem conduzidos. A média dessas concentrações sempre fica entre 9 e 13% para operações com ar à pressões várias (inclusive ambiente). Tal problema pode estar relacionado com um dos fatores abaixo:

a. Grandes bolhas ao longo do leito ou mesmo Slug-flow. Nesta última condição o diâmetro das bolhas chega a alcançar o diâmetro interno do leito. Mesmo bolhas grandes levam a baixa troca de massa entre essa fase e a emulsão. Como mostrei em vários artigos e no livro, as bolhas acabam funcionando como um reservatório de oxigênio e oxidando grande parte dos gases combustíveis durante suas trajetórias ao topo do leito. Além disso, ao chegarem ao topo do leito, rompem-se e, agora no Freeboard, acabam de oxidar parte dos gases trazidos pela emulsão. A simulação mostra que os diâmetros das bolhas ficaram muito grandes ao longo do leito e regime de slug-flow foi obtido próximo ao topo do leito. Isto confirma a minha avaliação e explicação das baixas concentrações de hidrogênio. Quero também lembrar que um processo de gaseificação qualquer que forneça abaixo de 8% em hidrogênio não é aceitável comercialmente. Os ensaios mostram concentrações de H<sub>2</sub> entre 0,69% e 3,6%. Embora a concentrações de CO tenham sido razoáveis, a qualidade do gás depende principalmente na concentração de hidrogênio. O monóxido de carbono se oxida em velocidade menor que o hidrogênio, e isto explicaria o fato de que tenha sobrevivido melhor à oxidação ao longo do leito e do Freeboard causado pela presença de grandes bolhas. A causa de grandes bolhas está no fato de que velocidades superficiais de gases ficaram muito acima da mínima de fluidização. Obviamente, sempre se obtém velocidade superficial acima da mínima, mas, em processos de gaseificação, deve-se procurar não ultrapassar muito. A penalidade é obter bolhas relativamente grandes com os efeitos já comentados. Assim, os ensaios mostram grandes problemas.

b. Possível infiltração de ar no trem de amostragem de gases. Isto também levaria a baixas concentrações de hidrogênio. Porém, esta hipótese é menos provável que a indicada acima.

c. Possíveis segregações entre a casca de arroz e a alumina. Tal processo ocorre em determinadas condições de fluidização e permite que as partículas de menor densidade ou

velocidade de fluidização “flutuem” na superfície do leito. Tal problema leva a vários problemas, entre eles que a pirólise do combustível flutuando não ocorra no interior do leito. Os gases da devolatilização são ricos em CO e contém pouco H<sub>2</sub>. Por outro lado, o simulador não indica que tenha havido segregação. Desse modo, a hipótese “a” continua ser a mais provável.

- A temperatura no leito também ficou abaixo do que usualmente se obtém em processo bem sucedidos. Os ensaios mostraram temperaturas em torno de 700°C, enquanto que o usual é operar acima 800°C. Embora pareça pequena, 100°C trazem grandes diferenças em qualidade de gás e conversão de carbono.

### ***DIFICULDADES EM SIMULAR O PROCESSO:***

- O CSFB (3.0) ou a nova versão CSFMB, não podem responder bem quando dados inseridos aos programas contém grandes incertezas.
- O programa não está preparado para simular com precisão operações com combustíveis fora dos listados no manual, tal como casca de arroz. Por outro lado, a nova versão permite que correções em cinéticas das várias (mais de 100) reações possam ser inseridas. Cabe lembrar que cinzas em combustíveis operam como catalisadores ou envenenadores para várias reações importantes do processo. O correto é obter na literatura ou em laboratório as cinéticas, ao menos de reações mais importantes. Outra alternativa, embora menos desejável, é calibrar o programa por tentativa e erro modificando alguns parâmetros de cinética até reproduzir um ensaio. A partir daí, o programa estaria pronto para ser utilizado para prever futuras operações e mesmo para otimizar o processo. Este é um trabalho demorado, mas que poderia ser feito com a nova versão do programa.

## REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS

- Aguiar, S. R. (2003).** Avaliação Experimental de um gaseificador de leito fluidizado borbulhante para biomassa. Dissertação de Mestrado em Engenharia Mecânica \_ UNIFEI.
- Bacon, D.W., Downie, J., Hsu, J.C. and Peters, J., (1985).** Modeling of fluidized bed wood gasifiers. In: Fundamentals of Thermochemical Biomass Conversion. R.P. Overend, T.A. Milne and K.L. Mudge (eds). Elsevier Applied Science Publishers, London, England and New York, N.Y., 717-732.
- Basu P. (1984).** Design of gas distributors for fluid bed boilers. In Fluidised bed boilers: design and application. Nova Scotia, Canada: Pergamon Press Ltd; p. 45–61.
- BRIDGWATER, A.V, (1995).** “The technical and economic feasibility of biomass gasification for power generation”, “Renewable fuels and chemicals by thermal processing of biomass”, Elsevier Science Ltda,
- Buekens, A.G. and Shoeters, J.G., (1982).** Modeling of biomass gasification. In Fundamentals of Thermochemical Biomass Conversion. R.P. Overend, T.A. Milne and K.L. Mudge (eds). Elsevier Applied Science Publishers, London, England and New York, N.Y., 619-689.

- Carman H. and Amudson, N., (1979).** Fluidized bed gasification reactor modeling. Model description and numerical results for a single bed. *Industrial Engineering Chemical Processing Design Development* 18: 80-102.
- Chen, T.P. and Saxena, S.C., (1977).** Parametric studies on the combustion of char in fluidized beds operated under steady state conditions. *Fuel* 33: 145-153.
- CIFERNO, J. P., MARANO, J. J. (2002).** Benchmarking Biomass Gasification Technologies for Fuels, Chemicals and Hydrogen Production, Departamento de Energia dos Estados Unidos e National Energy Technology Laboratory, 59 pgs,
- de Souza-Santos ML (1987).** Modelling and simulation of bed–bed boilers and gasifiers for carbonaceous solids. PhD thesis presented at the University of Sheffield, Department of Chemical Engineer and Fuel Technology, England, United Kingdom.
- de Souza-Santos ML (1993).** Comprehensive modeling and simulation of bed–bed reactors used in energy generation processes. In: Meeting on energy modeling: optimizing information and resources, Institute of Gas Technology, Chicago, June 7–8.
- de Souza-Santos ML (2000).** Manual do CSFB - comprehensive simulator for fluidised bed equipment version 3.
- de Souza-Santos M.L (2001).** Comprehensive simulator for fluidized-bed equipment, Version 3.5: 1-7. Technologix Corporation, Chicago, Il.
- de Souza-Santos ML (2007).** A new version of CSFB, comprehensive simulator for fluidised bed equipment. State University of Campinas (UNICAMP), Faculty of Mechanical Engineering, Department of Energy, Campinas, SP, Brazil. *Fuel* 86, pg 1684–1709
- de Souza-Santos M.L.(2007)** Comunicação pessoal durante o curso “ Modelagem de gaseificadores de biomassa de leito fluidizado utilizando o software CSFB” realizado na UNIFEI
- Desrosiers R., (1981).** Thermodynamics of gas-char reactions. In: *Biomass Gasification Principles and Technology*. T.B. Reed (ed). Noyes Data Corporation, Park Ridge, N.J., 119-153.

- Double, J. M. and Bridgewater, A.V., (1989).** Sensitivity of theoretical gasifier performance to system parameters. In: *Energy From Biomass*. W. Palz, J. Coombs and D.O. Hall (eds.). Elsevier Applied Science Publishers, London, U.K., 915-919.
- DEVI, L.; PTASINSKI, K. J.; JANSSEN, F. J. J.G (2003).** A review of the primary measures for tar elimination in biomass gasification processes. *Biomass & Bioenergy*, v. 24, p. 125-140.
- Ergudenler, A., Hamdullahpur, F., Ghaly, A.E., Al-Taweel, A.M., (1997).** Mathematical modeling of a fluidized bed straw gasifier. I. Model Development, *Energy Sources Journal* 19(10): 1065-1084.
- Evans RJ, Knight RA, Onischak M, Babu SP (1986).** Process and environmental assessment of the RENUAS process. In: *Symposium on energy from biomass and wastes*. Sponsored by Institute of Gas Technology, Washington (DC), April 6–10.
- FERRERO, G. L., MANIATIS, K., BUEKENS, A., BRIDGWATER, A. V., (1989)** Pyrolysis and Gasification. *Proceedings of an International Conference Held in Luxembourg*. 23-25.
- Geldart D. (1973).** Types of gás fluidization *Power Tecnology* V.7 p. 285-292
- Gómez, E. O. (1996),** “Projeto, Construção e Avaliação Preliminar de um Reator de Leito Fluidizado para Gaseificação de Bagaço de Cana-de-açúcar”, dissertação de mestrado Universidade Estadual de Campinas, Campinas – São Paulo.
- Gómez E. O. (2002),** Estudo da pirólise rápida de capim elefante em leito fluidizado borbulhante mediante caracterização dos finos de carvão UNICAMP 366 p.
- Guo, B., Li, D., Cheng, C., Lu, Z. and Shen, Y., (2000).** Emulation of biomass gasification with hybrid neural network model. *Bioresource Technology* 76: 77-83.
- JIANG, H., ZHU, X., GUO, Q. & ZHU, Q., (2003).** Gasification of Rice Husk in a Fluidized- Bed Gasifier Without Inert Additives, *Industrial and Emgineering Chemistry Research* , Vol. 42, pp. 5745-5750.

- LV, P. M., XIONG, Z. H., CHANG, J., WU, C. Z., CHEN, Y., ZHU, J. X., (2004)** "An Experimental Study on Biomass Air-Steam Gasification in a Fluidized Bed", *Bioresource Technology*, Vol. 95, pg. 95-101.
- MANSARAY, K. G., GHALY, A. E., TAWHEEL, A. M. A., HAMDULLAHPUR, F., (1999)** "Air Gasification of Rice Husk in a Dual Distribution type Fluidized bed Gasifier", *Biomass and Bioenergy*, Vol. 17, pg. 315-332.
- Nordgreen, T. et al, (2006).** *Fuel* 85 p.689-694.
- NOGUEIRA, L. A. H, LORA E.E.S (2003),** "Dendroenergia Fundamentos e Aplicações". Rio de Janeiro.
- Olade - Organizacion Latinoamericana de Energia – UNESCO (1987).** *Manuel de Gaseificacion: empleo de gaseificadores y gasógenos en las areas rurales de America Latina.* Quito, Ecuador.
- OLOFSSON, I; NORDIN, A.; SÖDERLINDU (2005).** *Initial Review and Evaluation of Process Technologies and Systems Suitable for Cost-Efficient Medium-Scale Gasification for Biomass to Liquid Fuels.*
- PAASEN, S. V. B. V., KIEL, J. H. A., (2004)** " Tar Formation in Fluidised-bed Gasification – Impact of gasifier operation conditions", 2nd World Conference and Technology Exhibition on Biomass for Energy, Industry and Climate Protection", Rome, Italy.
- PEÇANHA, R.P. e MASSARANI, G. (1980).** *Avaliação do Desenvolvimento de Hidrociclones.* RBT, volume 11, 289.
- Prudy, M., Felder, R.M. and Ferrell, J.K., (1981).** Coal gasification in a pilot scale fluidized bed reactor I. Gasification of a devolatilized bituminous coal. *Industrial Engineering Chemical Processing Design Development* 20: 675-682.
- Weimer, A.E. and Clough, D.E., (1981).** Modeling a low-pressure steam-oxygen fluidized bed coal gasifying reactor. *Chemical Engineering Science* 36: 549-567.

- Wen, C. Y. and Yu, Y. H. (1966)** - "A generalised method for predicting minimum fluidization velocity", *AIChE J.* 12: 610.
- Kaupp, A. and Goss, J.R., (1984).** Small scale gas producer-engine systems. Friedr Vieweg & Sohn, Wiesbaden, W. Germany.
- Kee, R.J., Miller, J.A. and Jefferson, T.H., (1980).** Sandia Tech. Rep. SAND80-8003 (Sandia Natational Laboratory) CHEMKIN: A General-Purpose, Problem Independent, Transportable, Fortran Chemical Kinetics Code Package, Reaction Design. San Diego, CA 92121.
- KUNII, P. e LEVENSPIEL, O. (1977).** Fluidization Engineering. Robert E. Krieger Publishing Company, Inc., Macabar, Florida, USA, 534 p.
- Kunii D, Levenspiel O. (1991).** Fluidization engineering, 2nd ed. London: Butterworth–Heinemann.
- Reynolds, W.C., (1983).** STANJAN Computer Code. Thermosciences Division, Department of Mechanical Engineering, Stanford University, Palo Alto, California 94305.
- Rhodes, M. J. (1998)** - Introduction to Particle Technology (Wiley, Chichester, England)
- SANCHEZ, C. G., LORA, E. S., (1994)** “ Biomass Fluidized Bed Gasification Research inthe State in the University of Campinas”, *Energy for Sustainable Development*, vol. 1 , n° 4, pg. 31-34.
- Stull, D.R., Prophet, H. (Project Directors), (1971).** JANAF Thermochemical Tables, Second Edition, National Standards Reference Data Series, National Bureau of Standards (Washington) 37: 1141.
- Syamlal, M., (1994).** MFIX Documentation, User's Manual, DOE/METC-95/1013 (DE95000031), US Department of Energy, Washington, D.C.
- Sotudeh-Gharebaagh, R., Legros, R., Chaouki, J. and Paris, J., (1997).** Simulation of circulating fluidized bed reactors using ASPEN PLUS. *Fuel* 77: 327-337.



**van den Aaren, F.G., Beenackers, A.A.C.M. and van Swaaij, W.P.M., (1986).** Modeling of a fluidized bed wood gasifier. In: Fluidization. V.K. Ostergaard and A. Sorensen (eds). Engineering Foundation, New York, N.Y., 521-530.

**van den Enden, P. J., Lora E. S. (2004).** Design approach for a biomass fluidized bed gasifier using the simulation software CSFB Biomass and Bioenergy 26 p.281 – 287.

