



UNICAMP

ESTE EXEMPLAR CORRESPONDE A REDAÇÃO FINAL
DA TESE DEFENDIDA POR CAIO GLAUCO
SANCHEZ E APROVADA PELA
COMISSÃO JULGADORA EM 24/6/84



ORIENTADOR

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

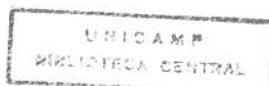
Estudo da volatilização e da gaseificação de biomassa em leito fluidizado

Autor: **Caio Glauco Sánchez** ²⁰¹⁵ ₂₂ ₂₀₁₄

Orientador: **Electo Silva Lora** ²⁰¹⁴

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

Campinas, 5 de agosto de 1994.



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

TESE DE DOUTORADO

Estudo da volatilização e da gaseificação de biomassa
em leito fluidizado

Autor: Caio Glauco Sánchez

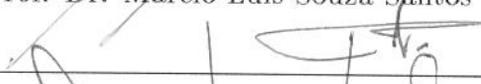
Orientator: Electo Silva Lora



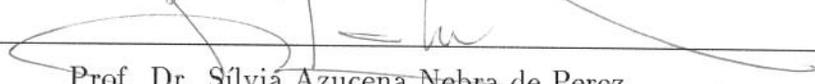
Prof. Dr. Electo Silva Lora, Presidente



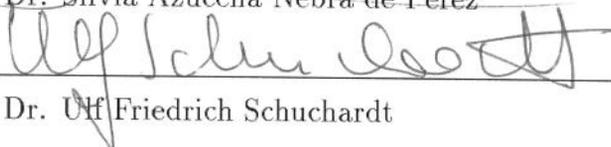
Prof. Dr. Marcio Luis Souza Santos



Prof. Dr. Francisco José dos Santos



Prof. Dr. Sílvia Azucena Nebra de Perez



Prof. Dr. Ulf Friedrich Schuchardt

Campinas, 24 de JUNHO de 1994.

Resumo

Este trabalho compõe-se de duas partes fundamentais: o estudo experimental do processo de volatilização de biomassa em leito fluidizado e o estudo experimental da gaseificação de biomassa em leito fluidizado. Foram investigados quatro tipos de biomassa: casca de arroz, bagaço de cana, serragem e borra de café. No capítulo 3 apresenta-se um resumo das propriedades destas biomassas, determinadas tal como foram utilizadas: análise imediata, poder calorífico e composição granulométrica. No capítulo 4 apresenta-se o estudo de volatilização, realizada em um reator de 90 *mm* de diâmetro. Estes estudos permitiram verificar que a temperatura do leito é o parâmetro de maior influência sobre a composição final do gás. Apresenta-se resultados aproximados dos parâmetros cinéticos de emissão de *CO*, detetando-se a existência de dois mecanismos diferentes de pirólise na faixa de temperatura pesquisada. O capítulo 5 é dedicado ao estudo da gaseificação, realizada em um reator de 200 *mm* de diâmetro. Foi determinada a influência do fator de ar nos parâmetros: temperatura do leito, poder calorífico do gás e eficiência do gaseificador. Foi também efetuado o balanço energético do gaseificador, com a determinação dos valores das perdas mais importantes, em diferentes condições de operação. Como resultado apresenta-se os parâmetros de operação na condição de maior eficiência para cada biomassa ensaiada. Foram determinados alguns parâmetros de projeto e apresenta-se uma metodologia para dimensionamento preliminar de gaseificadores de leito fluidizado para biomassa. Entre as dificuldades apresentadas destaca-se a deficiência do sistema de alimentação e a baixa eficiência do gaseificador quando operando com biomassas polidispersas de alto conteúdo de finos, como o bagaço de cana. O trabalho é complementado com uma investigação bibliográfica dos temas tratados.

Abstract

This work is composed by two main parts: the experimental studies of the biomass devolatilization and fluidized bed gasification processes. It were tested four different kinds of biomass: rice husk, sugarcane bagasse, sawdust and spent coffee grounds. Chapter 3 presents a review of the biomass properties, determined as used: proximate analysis, heat value and granulometric composition. Chapter 4 presents the volatilization study carried out in a 90 *mm* diameter reactor. As results was verified that the bed temperature is the parameter with greater influence on the final gas composition. The approximate results of the *CO* emission kinetic parameters determination are presented, being detected the existence of two different pyrolysis mechanisms in the researched temperature range. Chapter 5 is devoted to the gasification research, carried out in a 200 *mm* diameter gasifier. It was determined the air factor influence on the following gasifier parameters: bed temperature, gas heating value and efficiency. It was carried out also the gasifier energy balance, with the determination of the main heat losses, for different operation conditions. As results are presented operation parameters for maximum efficiency conditions for each of the tested biomass. Among observed difficulties are outstanding failures in the feeding system and the gasifier low efficiency, while operating with polydispersed high fines fraction containing biomass, such as bagasse. A literature reserch in related areas complete the work.

Agradecimentos

Após nove anos em busca de financiamento para este projeto, três anos de trabalho experimental intensivo, inúmeras cervejas para afogar as mágoas das panes e quebras ou comemorar os pequenos triunfos, chego ao fim desta tese de doutorado que ainda está longe de ser o fim do desenvolvimento deste equipamento. Ao longo de todos estes anos muitas pessoas colaboraram e participaram comigo estas aventuras e a todos quero aqui registrar meus agradecimentos:

- Aos orientadores: Raymond Burnyeat Peel e Electo Eduardo Silva Lora;
- Aos colaboradores incansáveis: Luiz Zanaga, Elisabete Maria Saraiva Sánchez, Vicente Luiz Scalon, Waldir Antonio Bizzo, Francisco José Vicente de Moraes, Marcelo Côrtes Fernandes, Thomas Penteado de Freitas Borges, Rubens Stuginski Jr. e Eduardo Rafael Barreda Del Campo;
- Aos técnicos: Luiz Gama, Antonio Mauricio Di Pieri, Claudio Gomes. Gonçalves Aparecido Plinis, Antonio Sartorelli dos Santos, Setembrino Vaz e Silva Neto, Maria Raquel de Aguiar e Wilton Furquim;
- Aos financiadores deste trabalho: Fundação de Amparo à Pesquisa do Estado de São Paulo e Fundo de Apoio ao Ensino e à Pesquisa da Unicamp;
- Aos colaboradores externos: Rhodia S/A, Usina Ester S/A, MACSOL S/A e Quiminox Ind. e Com. Ltda;
- Aos membros da banca examinadora: Márcio Luis Souza Santos, Francisco José dos Santos, Sílvia Azucena Nebra de Perez, Ulf Friedrich Schuchardt, Cesar Costapinto Santana e José Tomaz Vieira Pereira.

Meu sincero *muito obrigado* a todos.

Objetivos

O objetivo deste trabalho foi estudar os parâmetros envolvidos na gaseificação de biomassa em leito fluidizado.

Foi feito um estudo em separado dos voláteis, pois estes são responsáveis por boa parte dos componentes finais do gás.

Na volatilização foram estudados os parâmetros que influenciam no tempo de volatilização e na emissão dos componentes CO , CH_4 e H_2 . Procurou-se encontrar os parâmetros cinéticos de emissão de CO em leito fluidizado para o bagaço de cana e para a casca de arroz, pois estes parâmetros são inexistentes na literatura.

Na gaseificação estudou-se a influência dos parâmetros temperatura do leito e fator de ar no desempenho do gaseificador, no poder calorífico e na composição do gás produzido. Procurou-se encontrar os pontos de operação que apresentassem melhor desempenho, pesquisando uma faixa ampla de operação do equipamento.

A escolha de se utilizar leito fluidizado como reator para a gaseificação está no fato de ser um dos poucos tipos que permitem trabalhar com biomassa polidispersa na sua granulometria e na sua forma.

Por fim, ao trabalharmos com vários tipos de resíduos de biomassa (casca de arroz, bagaço de cana, serragem e borra de café) foi possível efetuar uma análise comparativa dos resultados, análise esta inexistente na literatura.

Conteúdo

1	Introdução	1
1.1	História	5
1.2	Tipos de gaseificadores	7
1.2.1	Gaseificadores contracorrente	9
1.2.2	Gaseificadores concorrentes	11
1.2.3	Gaseificadores de fluxo cruzado	13
1.2.4	Gaseificadores de leito fluidizado	14
1.3	Comentários iniciais	18
2	Gaseificação em leito fluidizado	23
2.1	Informações bibliográficas	23
2.1.1	Resumo	23
2.1.2	Dimensões do reator e parâmetros de operação do gaseificador	24
2.1.3	Altura do leito e velocidade de fluidização	28
2.1.4	Eficiência e perdas dos gaseificadores	28
2.1.5	Sistema de alimentação de combustível	28
2.1.6	Partida do reator	29
2.2	Aspectos teóricos da gaseificação	30
2.2.1	Cinética da gaseificação	30
2.2.2	Balço energético do gaseificador	33
2.2.3	Eficiência do gaseificador	36
3	Caracterização da biomassa	37
3.1	Introdução	37
3.2	Métodos	37

3.3	Resultados	39
4	Volatilização: parte experimental	45
4.1	Introdução	45
4.2	Cinética da volatilização	46
4.3	Aparato experimental, instrumentação e metodologia	53
4.3.1	Concentrações totais dos gases	53
4.3.2	Liberação de monóxido de carbono na volatilização	55
4.3.3	Tempo total de volatilização	56
4.4	Resultados	57
4.4.1	Concentrações totais de gases na volatilização.	57
4.4.2	Liberação de monóxido de carbono na volatilização da biomassa	63
4.4.3	Tempo de volatilização	65
4.4.4	Levantamento dos parâmetros cinéticos da emissão de <i>CO</i>	69
5	Gaseificação: parte experimental	73
5.1	Equipamento	73
5.1.1	Reator de leito fluidizado	73
5.1.2	Sistema de amostragem do gás	79
5.2	Metodologia dos ensaios	79
5.2.1	Para o aquecimento do reator, foram tentados vários procedimentos de partida do gaseificador:	79
5.2.2	Alimentação da biomassa e realização dos ensaios.	81
5.3	Metodologia de análise dos resultados	83
5.4	Resultados experimentais e comentários	85
5.4.1	Resultados da gaseificação da casca de arroz	87
5.4.2	Resultados da gaseificação de serragem	95
5.4.3	Resultados da gaseificação de bagaço de cana	101
5.4.4	Resultados da gaseificação de borra de café	106
5.4.5	Comparação dos resultados entre as biomassas	113
5.5	Alguns parâmetros de dimensionamento de gaseificadores de leito fluidizado	123
5.6	Metodologia para projeto preliminar de gaseificador de leito fluidizado	125

6 Conclusões gerais	128
6.1 Volatilização	128
6.2 Gaseificação	129
6.3 Sugestões para pesquisas futuras	132
Bibliografia	134
Anexos	146

Lista de Figuras

1.1	Consumo de fontes primárias de energia no Brasil.	2
1.2	Processos de conversão energética da biomassa.	3
1.3	Esquema da influência do agente gaseificante no gás produzido.	9
1.4	Gaseificador contracorrente.	10
1.5	Gaseificador concorrente.	12
1.6	Gaseificador de fluxo cruzado.	13
1.7	Gaseificador de leito fluidizado.	14
1.8	Fases de fluidização em função da velocidade do gás.	15
1.9	Teor de alcatrão no gás produzido em gaseificador de leito fluidizado.	17
1.10	Comparação das dimensões principais entre gaseificador pressurizado e atmosférico de leito fluidizado	21
2.1	Esquema de instalação de gaseificador do leito fluidizado do <i>GRTPC da Université de Sherbrooke</i> , Canadá	24
2.2	Esquema de instalação do gaseificador de leito fluidizado do <i>Dept. of Chem. Eng. and Ind. Chemistry, Free University of Brussels</i> , Bélgica	25
2.3	Esquema de um sistema de alimentação de biomassa em leito fluidizado	29
2.4	Gráfico do aquecimento do leito na partida	30
2.5	Diagrama esquemático para o balanço energético.	33
3.1	Resultados da análise granulométrica da biomassa utilizada.	44
4.1	Curva de c versus $\int_0^t c.dt$	50
4.2	Curva de emissão de CO versus tempo.	51
4.3	Esquema do reator de leito fluidizado.	55

4.4	Concentração de CO , H_2 e CH_4 em função da temperatura do leito (bagaço de cana, $O_2 = 1,5\%$, $d_p^- = 2,68\text{ mm}$).	58
4.5	Concentração de CO , H_2 e CH_4 em função da granulometria (bagaço de cana, $O_2 = 1,0\%$, $t_l = 950^\circ\text{C}$).	59
4.6	Concentração de CO , H_2 e CH_4 em função da concentração de O_2 (bagaço de cana, $t_l = 950^\circ\text{C}$, $d_p^- = 1,13\text{ mm}$).	60
4.7	Produção de CO em função da concentração de oxigênio no gás de fluidização (bagaço de cana, $t_l = 950^\circ\text{C}$, $d_p^- = 2,68\text{ mm}$).	61
4.8	Concentração de CO , H_2 e CH_4 em função da temperatura do leito (casca de arroz, $O_2 = 2,0\%$, $d_p^- = 1,34\text{ mm}$).	62
4.9	Comparação do teor de CO nos voláteis entre atmosfera inerte e 12 % de oxigênio	64
4.10	Gráfico de Arrhenius para a emissão de CO , bagaço de cana, $d_p^- = 2,68\text{ mm}$.	69
4.11	Gráfico de Arrhenius para a emissão de CO , casca de arroz, $d_p^- < 1,68\text{ mm}$.	70
5.1	Foto do gaseificador de leito fluidizado.	74
5.2	Diagrama esquemático do gaseificador de leito fluidizado.	75
5.3	Diagrama dimensional do gaseificador de leito fluidizado.	76
5.4	Diagrama com indicação dos pontos de medição de temperatura no reator.	77
5.5	Tipos de alimentadores utilizados.	78
5.6	Sistema de amostragem do gás.	80
5.7	Arranjo das colunas de separação no cromatógrafo.	82
5.8	Gráfico da concentração de gases combustíveis no gás produzido em função do Fator de ar - casca de arroz.	88
5.9	Eficiência a frio e a quente em função do Fator de ar - casca de arroz.	89
5.10	Gráfico das perdas energéticas em função do Fator de ar, gás saindo na temperatura do <i>free-board</i> - casca de arroz.	90
5.11	Gráfico das perdas energéticas em função do Fator de ar, gás saindo na temperatura do ciclone - casca de arroz.	91
5.12	Concentração de CO em função do Fator de ar, com diversas alturas de leito estático	92
5.13	Foto do aglomerado formado pelas cinzas fundidas e a alumina do leito.	93
5.14	Gráfico da concentração dos gases combustíveis no gás produzido em função do Fator de ar - serragem.	96
5.15	Eficiência a frio e a quente em função da temperatura do leito - serragem.	97

5.16	Gráfico das perdas energéticas em função da temperatura do leito, gás saindo na temperatura do <i>free-board</i> - serragem.	98
5.17	Gráfico das perdas energéticas em função do Fator de ar, gás saindo na temperatura do ciclone - serragem.	99
5.18	Gráfico da concentração dos gases combustíveis no gás produzido em função do Fator de ar - bagaço de cana.	102
5.19	Eficiência a frio e a quente em função do Fator de ar - bagaço de cana.	103
5.20	Gráfico das perdas energéticas em função do Fator de ar, gás saindo na temperatura do <i>free-board</i> - bagaço de cana.	104
5.21	Gráfico das perdas energéticas em função do Fator de ar, gás saindo na temperatura do ciclone - bagaço de cana.	105
5.22	Gráfico da concentração dos gases combustíveis no gás produzido em função da temperatura do leito - borra de café.	107
5.23	Eficiência a frio e a quente em função do Fator de ar - borra de café.	108
5.24	Gráfico das perdas energéticas em função do Fator de ar, gás saindo na temperatura do <i>free-board</i> - borra de café.	109
5.25	Gráfico das perdas energéticas em função do Fator de ar, gás saindo na temperatura do ciclone - borra de café.	110
5.26	Vazão de cinzas no gás em função da temperatura do leito - borra de café.	111
5.27	Temperatura do leito em função do Fator de ar, para as biomassas ensaiadas.	114
5.28	Eficiência a frio em função do fator de ar.	116
5.29	Poder calorífico inferior do gás em função do fator de ar.	117
5.30	Concentração de <i>CO</i> em função do fator de ar.	118
5.31	Concentração de carbono nas cinzas elutriadas em função do fator de ar.	119
5.32	Vazão de cinzas elutriadas em função do fator de ar.	120

Lista de Tabelas

1.1	Características do gás de diferentes tipos de gaseificadores para biomassa . . .	19
1.2	Vantagens e desvantagens dos gaseificadores de leito fixo para biomassa . . .	19
1.3	Vantagens e desvantagens dos gaseificadores de leito fluidizado para biomassa	20
1.4	Dados operacionais e do combustível de gaseificadores	20
1.5	Poder calorífico do gás, em gaseificadores diversos, apresentados na literatura.	22
2.1	Dados encontrados na literatura sobre gaseificadores de biomassa em leito fluidizado.	26
2.1	Dados encontrados na literatura sobre gaseificadores de biomassa em leito fluidizado, continuação.	27
3.1	Composição elementar média para cálculos.	40
3.2	Análise imediata, base sêca.	40
3.3	Análise elementar.	41
3.4	Poder calorífico (MJ/Kg), base sêca.	41
3.5	Análise imediata, medida como alimentada ao reator	42
3.6	Características das cinzas do bagaço de cana e da casca de arroz.	43
4.1	Parâmetros cinéticos de diversas biomassas.	52
4.2	Granulometria da alumina utilizada como inerte no leito.	54
4.3	Rendimento mássico de CO em relação a massa de combustível (em %). . . .	63
4.4	Razão entre o tempo de volatilização sem e com a presença do leito fluidizado.	66
4.5	Tempo de volatilização, em segundos, em função da massa alimentada ao leito fluidizado. Eucalyptus Alba, $Tl=800^{\circ}C$	67
4.6	Valores de coeficiente k para a emissão de CO	71
4.7	Valores de coeficientes k para o CO , de Simmons e Sanchez	72

5.1	Vazão de ar em função da temperatura para uma velocidade de fluidização de $0,75 \text{ m/s}$ no leito de 200 mm de diâmetro.	81
5.2	Parâmetros de projeto para gaseificação de biomassa em leito fluidizado.	125
6.1	Resumo dos parâmetros da gaseificação de biomassa para as condições de máxima eficiência e máximo poder calorífico inferior do gás.	130

Lista de Variáveis

A_g	= área da secção transversal do gaseificador, m^2
A_i	= área na secção do reator numa secção i , m^2
a	= coeficiente estequiométrico
B	= fechamento do balanço de massa, igual a 100% quando ideal
b	= constante dimensional, s/m^n
C_{CO}	= concentração de CO nos gases, %
C_{CH_4}	= concentração de CH_4 nos gases, %
C_{H_2}	= concentração de H_2 nos gases, %
C_{carb}	= concentração de carbono nas cinzas, nos gases, %
C^t	= teor de carbono na biomassa, % em massa
cp_{a2}	= calor específico do ar a t_{a2} , $MJ/Nm^3\text{°C}$
cp_{a1}	= calor específico do ar a t_{a1} , $MJ/Nm^3\text{°C}$
c_{cin}	= calor específico das cinzas, nos gases, $MJ/Nm^3\text{°C}$
c	= concentração do gás, mol/Nm^3
D_g	= diâmetro interno do reator ou do gaseificador, m
d_i	= diâmetro equivalente da partícula, m
E	= energia de ativação aparente, kJ/mol
E_{f_f}	= eficiência a frio do gaseificador, %
E_{f_q}	= eficiência a quente do gaseificador, %
E_d	= demanda de calor útil, MJ/Nm^3
E_t	= energia total do gás produzido pelo gaseificador, MJ/h
FA	= fator de ar, Nm^3/kg
f	= fluxo total de gases, Nm^3
f_v	= razão entre a velocidade de fluidização e a velocidade de mínima fluidização
f_{sec}	= fator de segurança
F_g	= vazão total de gás produzido, Nm^3/h
F_{a_t}	= vazão de ar na temperatura do reator, m^3/h
H^t	= teor de hidrogênio na biomassa, % em massa

h_{a2}	= entalpia do ar na saída do compressor, MJ/kg_{comb}
h_{a1}	= entalpia do ar na entrada do compressor, MJ/kg_{comb}
$h_{gás}$	= entalpia do gás a t_s , MJ/kg_{comb}
h_{CO}	= entalpia do gás CO a t_s , MJ/kg_{comb}
h_{CO_2}	= entalpia do gás CO_2 a t_s , MJ/kg_{comb}
h_{if}	= altura do leito fixo (estático), m
h_i	= altura do leito expandido, m
k	= constante de velocidade de reação, $1/s$
m_a	= vazão mássica total de ar, kg/h
m_g	= massa de gás, g
m	= massa de biomassa, g
m_o	= massa inicial de biomassa, g
m_c	= vazão mássica de combustível, kg/s
m_{cin}	= vazão mássica de cinzas, kg/s
M_{co}	= massa molecular do $CO = 28,0$, g/mol
n	= expoente
O^t	= teor de oxigênio na biomassa, % em massa
PCI	= poder calorífico inferior do combustível, MJ/kg_{comb}
PCS	= poder calorífico superior do combustível, MJ/kg_{comb}
$PCI_{gás}$	= poder calorífico inferior do gás combustível, MJ/Nm^3
$PCS_{gás}$	= poder calorífico superior do gás combustível, MJ/Nm^3
PCI_{carb}	= poder calorífico inferior do carbono fixo = $32,804 MJ/kg$
$PC_{gás}$	= poder calorífico do gás, MJ/Nm^3
P_s	= potência de saída, kW
Q_d	= energia disponível, MJ/kg_{comb}
Q_{util}	= energia útil, MJ/kg_{comb}
Q_g	= perda de energia pela entalpia do gás, MJ/kg_{comb}
Q_{carb}	= perda de energia pelo carbono não queimado nas cinzas, MJ/kg_{comb}
Q_{cs}	= perda de energia pela entalpia das cinzas, MJ/kg_{comb}
Q_{cin}	= perda de energia com o arraste das cinzas, MJ/kg_{comb}
Q_{ma}	= perda de calor ao meio ambiente, MJ/kg_{comb}
Q_{ar}	= energia do ar do compressor, MJ/kg_{comb}
q_{util}	= energia útil, %

q_g	= perda por calor sensível no gás saindo do <i>free-board</i> , %
q_{gsci}	= perda por calor sensível no gás saindo do ciclone, %
q_{carb}	= perda por carbono não queimado nas cinzas, %
q_{cs}	= perda por calor sensível nas cinzas, gás na temperatura do <i>free-board</i> , %
q_{csci}	= perda por calor sensível nas cinzas, gás na temperatura do ciclone, %
q_{ma}	= perda ao meio ambiente, gás na temperatura do <i>free-board</i> , %
q_{maci}	= perda ao meio ambiente, gás na temperatura do ciclone, %
P_{vs}	= potência volumétrica de saída, kW/m^3
P_{ves}	= potência volumétrica específica de saída, $kJ/kg.m^3$
R	= constante universal dos gases, $kJ/mol.K$
S^t	= teor de enxofre na biomassa, % em massa
T	= temperatura da amostra, K
tl	= temperatura média do leito, $^{\circ}C$
t_{a2}	= temperatura do ar na saída do compressor, $^{\circ}C$
t_{a1}	= temperatura do ar na entrada do compressor, $^{\circ}C$
t_{cin}	= temperatura das cinzas, no ciclone, $^{\circ}C$
t_s	= temperatura do gás antes do ciclone, $^{\circ}C$
t_e	= temperatura de entrada do combustível no reator, $^{\circ}C$
t_{si}	= temperatura externa do reator numa secção i , $^{\circ}C$
t_v	= tempo de volatilização, s
t	= tempo, s
t_f	= tempo de volatilização total de sólidos em leito fixo, s
t_{fl}	= tempo de volatilização total de sólidos em leito fluidizado, s
u_i	= coeficiente de transferência de calor numa secção i , MJ/m^2
U_f	= velocidade de fluidização do leito ou velocidade superficial, m/s
U_{mf}	= velocidade de mínima fluidização, m/s
V_g	= vazão do gás de fluidização, Nm^3/s
V_{ar}	= vazão de ar, Nm^3/s
VA	= volume de ar estequiométrico, Nm^3/Kg_{comb}
$V_{gás}$	= vazão do gás na saída do reator, Nm^3/s
V_l	= volume do leito expandido, m^3
V_{eg}	= vazão específica de gás (referente à vazão de combustível), m^3/kg
V_{vc}	= vazão de combustível por volume de leito, $ton/m^3.h$
z	= coeficiente pré exponencial, $1/s$
η_g	= eficiência média do gaseificador, %

Capítulo 1

Introdução

A partir da crise do petróleo de 1973, passou-se a prestar maior importância à biomassa como fonte energética e no mundo todo vários programas começaram a ser desenvolvidos visando o incremento da eficiência de sistemas para a combustão, gaseificação e pirólise da biomassa. Segundo dados levantados pelo pesquisador britânico Hall [1] atualmente a biomassa representa cerca de 14% da energia consumida no mundo, constituindo para os países em desenvolvimento uma fonte energética considerável, equivalente a cerca de 35% do consumo energético total, em média, nesses países. Segundo o mesmo autor os programas considerados melhor sucedidos são:

- o Próalcool, no Brasil
- aproveitamento de biogás, na China
- coque vegetal, no Brasil
- florestas energéticas, nos EUA
- aproveitamento de madeira para fins energéticos, na Suécia
- aproveitamento de resíduos agrícolas, na Grã Bretanha
- plantações de eucaliptos, na Etiópia
- aproveitamento do bagaço de cana, nas Ilhas Maurício.

Segundo o Boletim do Balanço Energético Nacional [2], no Brasil atualmente a biomassa representa cerca de 23,8% do consumo de energia do país, o que equivale a 27 milhões de

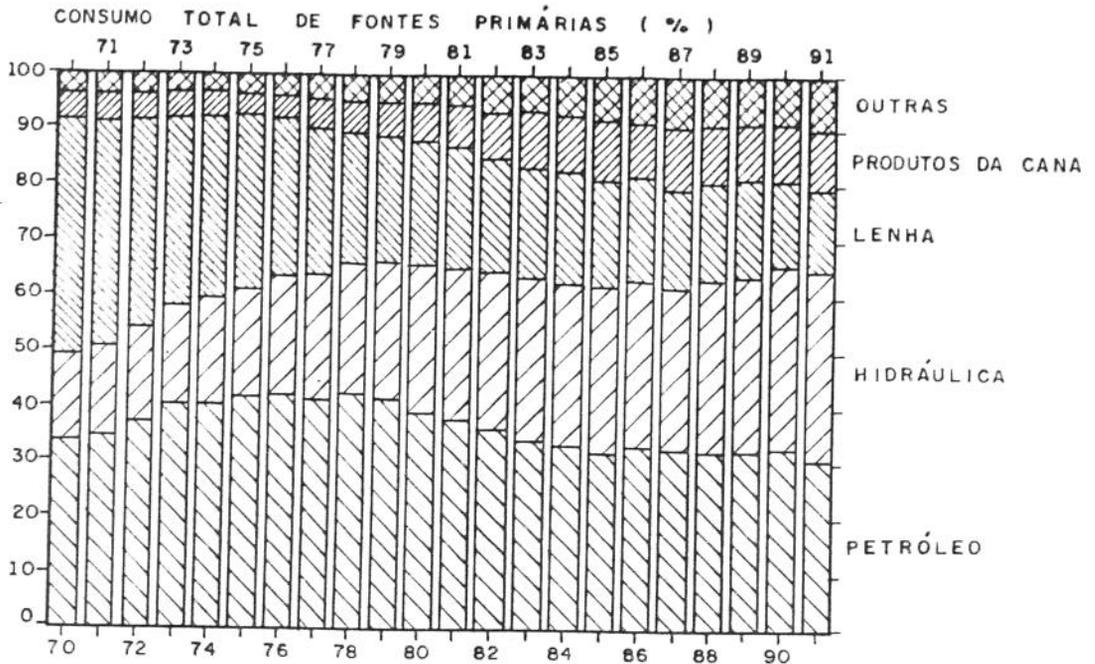


Figura 1.1: Consumo de fontes primárias de energia no Brasil.

toneladas equivalentes de petróleo (TEP) por ano. Desta fração, a lenha, que já representou 26,0% do consumo total da energia do país em 1977, representa hoje 13,8%, enquanto que os produtos da cana-de-açúcar, que representavam apenas 5,5% em 1977, hoje representam 10,0% do consumo total de energia. A figura 1.1 ilustra bem esta tendência de decréscimo acentuado na participação da lenha em contrapartida ao aumento acentuado dos produtos da cana-de-açúcar. Pode-se também notar uma tendência de queda ao longo do tempo na participação da biomassa. Estas tendências refletem uma modificação muito acentuada na estrutura geral do consumo de energia relacionada com a modernização do parque industrial brasileiro.

Como mostra a figura 1.2, a conversão energética da biomassa pode ser realizada através de diferentes processos: combustão (ou queima direta), gaseificação, pirólise, liquefação, fermentação e digestão anaeróbica [2].

A gaseificação é definida como a conversão da biomassa, ou de qualquer combustível sólido, em um gás energético, através da oxidação parcial a temperaturas elevadas. Esta

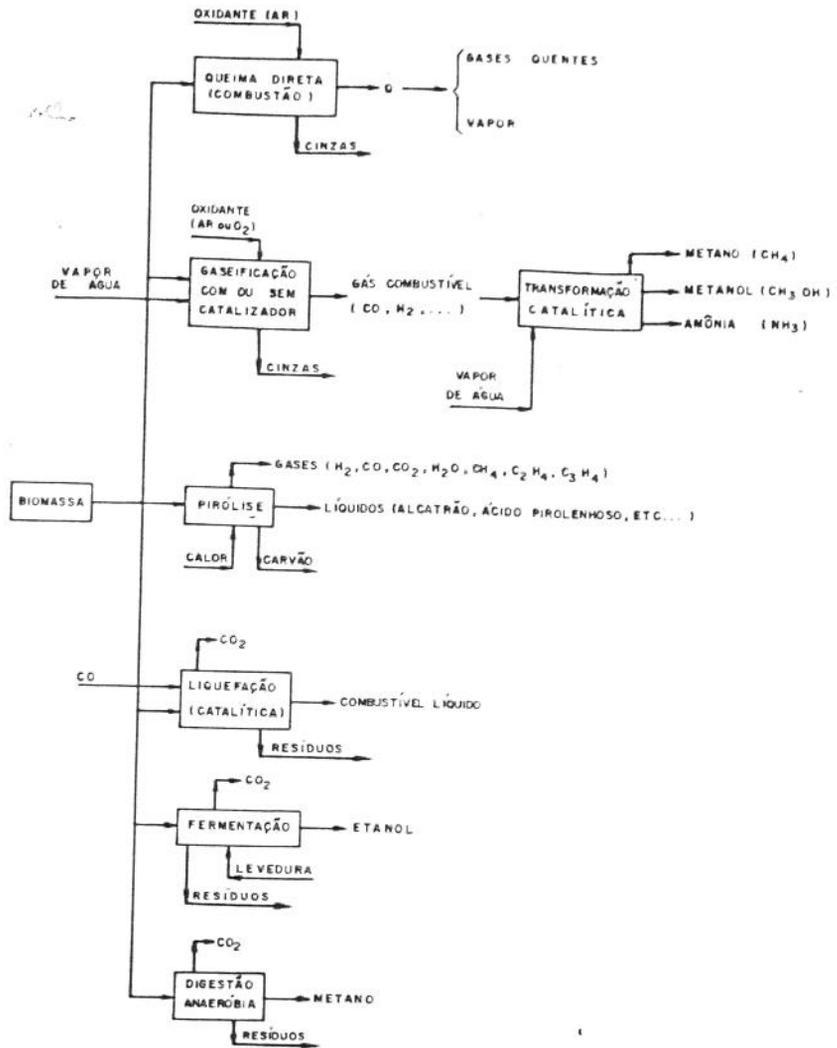


Figura 1.2: Processos de conversão energética da biomassa.

conversão pode ser realizada em vários tipos de reatores, tais como reatores de leito fixo e de leito fluidizado.

O gás produzido tem muitas aplicações práticas, desde a combustão em motores ou em turbinas para a geração de potência, energia elétrica, bombas de irrigação, para a geração

direta de calor, ou para matéria prima na síntese química da amônia e do metano. Quando produzindo eletricidade, calor ou gás (também chamado de *gas producer*), deve competir com a combustão direta de biomassa, combustíveis fósseis e outros combustíveis alternativos [3].

A geração de potência a partir de combustíveis sólidos via gaseificação tem sido desenvolvida para pequenas plantas com gaseificadores de leito fixo acoplados a motores do ciclo Otto e projetos de larga escala pressurizados para carvão. Para biomassa ainda estão em desenvolvimento sistemas de leito fluidizado tanto atmosféricos como pressurizados. Atualmente existem pesquisas, em Chicago, de um processo de 3 MW de leito fluidizado pressurizado [4]. Na Itália pesquisa-se um sistema de gaseificação em leito fluidizado sem limpeza do gás, acoplado a uma caldeira com turbina de condensação e na Suécia de um sistema de gaseificação de madeira em leito fluidizado pressurizado de 2 MW.

As razões práticas para se decidir pela gaseificação de biomassa são numerosas e dependem muito das condições locais. A gaseificação de biomassa pode reduzir a dependência de regiões e países às flutuações nos preços dos combustíveis importados. Além disso existem muitas circunstâncias em que a gaseificação apresenta vantagens significativas sobre a queima direta da biomassa ou de combustíveis fósseis. Por exemplo, a geração de eletricidade em pequena escala pode ser realizada, sem a necessidade de um ciclo a vapor, simplesmente pela queima do gás em um motor de combustão interna.

Futuro promissor poderão ter as plantas de cogeração a partir de gaseificação de biomassa, combinando ciclos de turbina a gás e gerador de vapor. Uma planta de 0,5 MW movida por resíduos de madeira gaseificada em leito fluidizado foi apresentada em Bruxelas [5, 6] recentemente. A Studswik da Suécia tem pesquisado plantas de cogeração na faixa de 5 a 50 MW [7]. O Departamento de Energia dos E.U.A. tem pesquisado sistemas pressurizados [4]. Nas conclusões do *workshop* sobre gaseificação de biomassa para produção de eletricidade em Interlaken, 1992 [8] ressalta-se a necessidade de limpeza do gás para sua utilização em motores de combustão interna e turbinas a gás na geração de eletricidade. Tanto os reatores atmosféricos, como os pressurizados estão sendo desenvolvidos em vários centros de pesquisa do mundo [8].

A combustão do gás em fornos e fornalhas de geradores de vapor originalmente para combustíveis líquidos e gasosos derivados de petróleo pode ser realizada sem a necessidade de alterações dramáticas no equipamento [9].

Porém a gaseificação possui algumas desvantagens técnicas que devem ser levadas em consideração: a tecnologia é mais complicada que a queima direta e deve-se ter especial atenção com os aspectos de segurança, uma vez que o gás produzido é tóxico. Portanto a

instalação dos gaseificadores deve ser feita de forma a evitar vazamentos e em locais bem ventilados. Deve-se considerar ainda a redução da eficiência do sistema de gaseificação, que ocorre devido à perda de calor e ao consumo de energia nos ventiladores [10].

Instalações de pequena escala tem uma má reputação por apresentarem falhas freqüentes. A maioria dos problemas ocorrem no manuseio do combustível e na limpeza dos gases. A razão disto é devido ao fato que as instalações para gaseificação não são tratadas como sistemas integrados.

Do ponto de vista operacional, enquanto em instalações para queima direta a principal preocupação é a fornalha, em instalações de gaseificação trabalha-se com operações mais complexas, mesmo para instalações de pequeno porte [11]. Uma instalação de gaseificação é constituída por:

- pré-processamento: estoque, transporte e redução da biomassa ao tamanho adequado;
- gaseificador, dotado de secção de alimentação apropriada para não haver vazamento de gás;
- tratamento do gás, com resfriamento e limpeza;
- sistema de controle, e
- tratamento dos resíduos, com disposição adequada.

1.1 História

A tecnologia da conversão de material orgânico ou carbonífero em gás combustível teve origem somente nas últimas décadas do século XVIII [12]. A forma mais antiga conhecida para se produzir gás a partir de materiais orgânicos foi a chamada destilação seca (*dry distillation*), ou seja, o aquecimento do combustível em uma retorta com atmosfera isenta de oxigênio. Utilizando-se deste princípio, a primeira companhia de gás de carvão iniciou operações em Londres em 1812 para iluminação pública [13]. Outro método de gaseificação, desenvolvido nessa época, foi o chamado gaseificador a contracorrente, projetado por Bishoff em 1839. Este desenho foi modificado por Siemens em 1857 e utilizado por toda Europa pelos 100 anos seguintes. O grande problema destes gaseificadores era a produção de alcatrão e a remoção das cinzas. Para contornar estes problemas, vários desenhos alternativos foram propostos, envolvendo a existência de duas zonas de reação, ou a reinjeção dos produtos da

pirólise no reator visando a promover o craqueamento do alcatrão. Na virada para o século atual muitos esforços foram direcionados ao desenvolvimento de gaseificadores. Com o aprimoramento da técnica de gaseificação a indústria de manufatura de gás cresceu rapidamente nos países em industrialização, sendo uma grande responsável pela utilização industrial em larga escala de carvão [14].

Por volta do início da primeira guerra mundial gaseificava-se principalmente linhito e turfa, devido a sua abundância e à possibilidade de serem fornecidos dentro das especificações requeridas. Em regiões onde estes combustíveis não eram disponíveis, as instalações foram modificadas para a gaseificação de biomassa. O tipo mais comum de reator utilizado até então era o gaseificador de leito fixo, chamado por alguns autores de leito movente devido ao fato de que em operação continuada, à medida em que o combustível é alimentado, e as cinzas retiradas, o leito move-se do topo para o fundo do reator [15]. Mas com o surgimento de linhas de distribuição de gás natural e a substituição em larga escala por combustíveis derivados do petróleo, por volta dos anos trinta estas plantas foram quase todas desativadas.

Pouco antes da segunda guerra mundial, foram desenvolvidos os reatores de leito fluidizado (tipo Winkler) e os reatores de leito arrastado (tipo Koppers-Totzek). Com o início da segunda guerra mundial houve escassez de combustíveis líquidos na Europa e intensificou-se a procura por combustíveis domesticamente viáveis, que resultou no ressurgimento de muitas atividades de desenvolvimento e implantação de gaseificadores. Foram desenvolvidas técnicas de conversão de motores de ignição por centelha e compressão para operarem com gás combustível e pequenos gaseificadores, chamados de gasogênios, foram utilizados em larga escala em automóveis, tratores, embarcações, etc. Estes motores operavam com confiança, embora com uma sensível perda de potência (25%) em relação à operação com gasolina e um aumento da manutenção de filtros, refrigeração, etc. [12]. Em todo o mundo, aproximadamente 1 milhão de veículos utilizavam-se de gasogênios ao final da segunda guerra. Só no Brasil, estes veículos chegavam a cerca de 20.000 unidades [16]. Estes equipamentos usavam pedaços de madeira, coque, turfa e antracito como combustível.

Ao final da segunda guerra mundial começaram a ser difundidos os gaseificadores operando com pressões acima da atmosférica. Estes eram baseados nos projetos de Lurgi (1936) e Koppers-Totzek (1948). Porém o fim da guerra renovou o fornecimento de combustíveis fósseis e uma rápida reconversão de veículos para diesel e gasolina [12].

Com o advento da era do petróleo barato a gaseificação foi abandonada nos países industrializados, sendo usadas apenas em situações excepcionais na África do Sul, algumas regiões da antiga União Soviética e em alguns países em desenvolvimento. A tecnologia de gasei-

ficação teve pouca evolução além do estágio de desenvolvimento atingido no final da segunda guerra mundial. O carvão vegetal e a madeira continuaram a ser praticamente os únicos biocombustíveis utilizados comercialmente [14], além da casca de arroz na China [17]. Atualmente estudos indicam um grande potencial na utilização de resíduos vegetais como lenha, resíduos agrícolas (sabugo de milho, cascas de cereais, etc.) e principalmente rejeitos das indústrias de açúcar e álcool (bagaço de cana, palha da cana) e celulose (cascas de árvores) em gaseificadores.

O aumento de preço dos combustíveis fósseis, aliado à possibilidade de escassez futura e à questão ambiental, promove um barateamento relativo das fontes alternativas. Assim, a utilização em larga escala de combustíveis derivados de biomassa têm a sua viabilidade econômica antecipada em alguns anos, principalmente nos países em desenvolvimento do chamado terceiro mundo.

A utilização de combustíveis gasosos e líquidos é fundamental para a moderna era da tecnologia. Muitos processos empregados hoje em dia seriam impossíveis sem a utilização destes combustíveis refinados ou, no mínimo, seriam menos eficientes, menos convenientes e mais poluentes. Dentre as vantagens de combustíveis gasosos sobre os sólidos podemos destacar: podem ser distribuídos facilmente; sua combustão pode ser amplamente controlada a fim de se obter alta eficiência; pode queimar automaticamente; queima com baixa emissão de poluentes; não necessita grandes espaços de armazenagem; ideal para cozer e aquecer em residências; pode ser utilizado em motores ou turbinas para a geração de potência mecânica [12].

Nos países em desenvolvimento, dentre os quais está o Brasil, fatores como: preço, reservas, tecnologia, impactos ambientais e sociais, dentre outros, passam a ter importância fundamental no setor energético, em contraste com políticas anteriores, nas quais as decisões do setor eram fundamentadas em previsões da evolução histórica da demanda, taxas de crescimento demográfico, P.I.B. e altamente ligadas ao processo de industrialização [18]. Na maioria dos casos, estes processos de industrialização eram desenvolvidos com base em tecnologias importadas ligadas ao petróleo. É neste quadro que a tecnologia de gaseificação de biomassa é capaz não só de tornar viável, como também tornar mais interessante a utilização de combustíveis renováveis (no caso biomassa), contribuindo para uma condição de melhor proveito do imenso potencial renovável existente em países como o Brasil.

1.2 Tipos de gaseificadores

Os gaseificadores podem ser classificados de acordo com os seguintes fatores:

- Poder calorífico do gás produzido:
 - gás de baixo poder calorífico: até 5 MJ/Nm^3
 - gás de médio poder calorífico: de 5 a 10 MJ/Nm^3
 - gás de alto poder calorífico: 10 a 40 MJ/Nm^3
- Tipo de agente gaseificador:
 - ar
 - vapor de água
 - oxigênio
 - hidrogênio (hidrogaseificação)
- Direção do movimento relativo da biomassa e do agente de gaseificação:
 - contrafluxo (contracorrente)
 - fluxo direto (concorrente)
 - fluxo cruzado
 - leito fluidizado
- Pressão de trabalho:
 - baixa pressão (atmosférica)
 - pressurizados (até 2000 kPa)
- Tipo e forma de biomassa:
 - resíduos agrícolas
 - resíduos industriais
 - resíduos sólidos urbanos (lixo)
 - biomassa em natura
 - biomassa peletizada
 - biomassa pulverizada

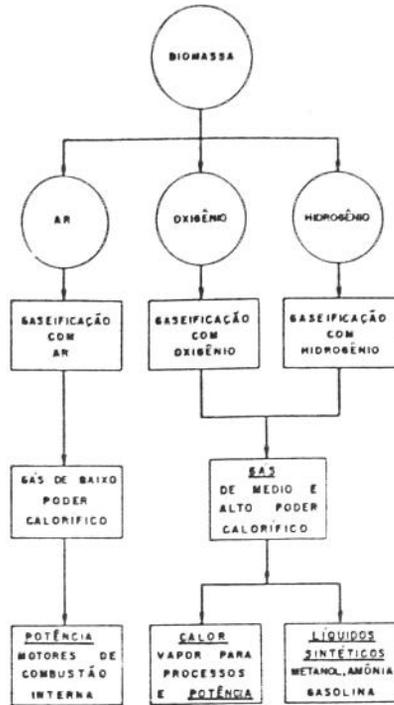


Figura 1.3: Esquema da influência do agente gaseificante no gás produzido.

Na figura 1.3 mostra-se esquematicamente a relação entre o agente gaseificador, os produtos dos respectivos processos e a sua possível aplicação. Como pode-se observar, a obtenção do gás de poder calorífico médio ou alto só é possível utilizando-se de vapor de água, oxigênio ou hidrogênio como agentes de gaseificação [12].

Um gaseificador ideal deverá ser capaz de produzir um gás combustível limpo e de alta qualidade a partir de uma larga variedade de combustíveis, de trabalhar eficientemente sem atenção constante, de responder rapidamente às alterações de carga, além de ser barato e durável. Na prática estes requisitos são mutuamente conflitantes, determinando que para cada projeto individual se faça um estudo relacionado ao combustível utilizado e ao uso final particular.

1.2.1 Gaseificadores contracorrente

O gaseificador mais simples é o de contracorrente, figura 1.4, onde a entrada de ar fica na parte de baixo do gaseificador, com o fluxo ascendente de gases, contrário ao fluxo de

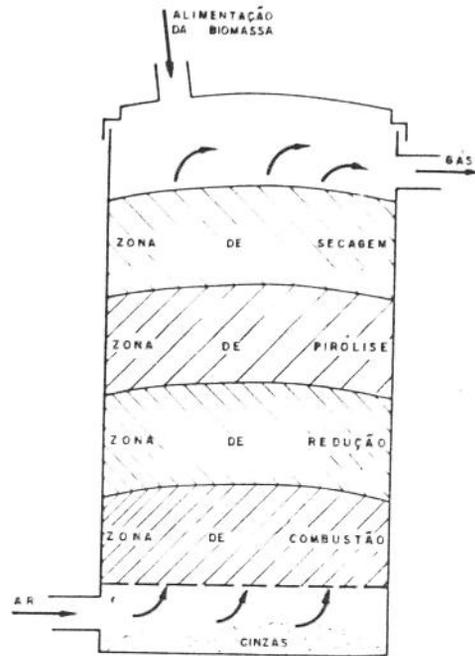


Figura 1.4: Gaseificador contracorrente.

combustível que é introduzido pela parte superior e descende pela ação da força gravitacional conforme é consumido.

Os gaseificadores contracorrente tendem a ter uma eficiência térmica alta, pelo fato dos gases quentes provenientes da zona de combustão pré-aquecerem a carga de combustível ao passar por ela. Tendo a simplicidade como principal característica, possui no entanto a desvantagem de produzir um gás extremamente impuro. Nenhum dos alcatrões e outros produtos de pirólise são craqueados na zona de combustão, já que são levados pelo fluxo de gases para cima do gaseificador e causar incrustações nas tubulações. Alguns gaseificadores, particularmente de grande porte, possuem uma câmara na parte superior, acima do topo do combustível, a fim de reduzir a velocidade do gás e permitir a condensação de voláteis dentro do gaseificador.

O projeto da grelha é um elemento importante na maioria dos gaseificadores contracorrente, pois esta suporta diretamente a zona de combustão. A grelha deve ser capaz de deixar as cinzas caírem sem uma perda excessiva de combustível, sendo comuns gaseificadores

que utilizam grelhas rotativas e desenvolvidas para operar sob altas temperaturas (acima de 1300°C), a fim de fundir as cinzas permitindo que os mesmos passem pela grelha [14].

Materiais refratários são utilizados para recobrir a zona de combustão, ou às vezes toda a câmara de gaseificação, tanto protegendo as partes metálicas como diminuindo perdas por troca de calor. A temperatura de saída dos gases é por volta de 400°C.

Gaseificadores contracorrente podem ser construídos para utilização de uma larga variedade de combustíveis, como por exemplo resíduos municipais. Mas deve-se ressaltar o fato que o gás produzido normalmente contém grandes quantidades de alcatrões e voláteis o que impede sua utilização direta em motores de combustão interna e o restringe para usos onde é simplesmente queimado (aquecimento direto).

1.2.2 Gaseificadores concorrentes

De longe, os gaseificadores mais difundidos são os do tipo concorrente. Durante a II guerra mundial a maioria dos gaseificadores utilizados em veículos eram deste tipo assim como a maioria dos gaseificadores desenvolvidos para geração de potência mecânica [14].

No gaseificador concorrente, figura 1.5, as zonas de combustão e de redução estão posicionadas de forma oposta aos gaseificadores contracorrente. Com a alimentação de combustível pelo topo, a alimentação de ar é feita em fluxo descendente (mesmo sentido do fluxo de combustível) passando pelas zonas de combustão e redução.

A característica essencial deste gaseificador é que ele é projetado de modo que os alcatrões e voláteis provenientes da zona de pirólise são direcionados a passar pela zona de combustão onde, com condições de operação controladas, serão craqueados. Quando isto acontece, esses alcatrões serão convertidos em fase leve e coque e a mistura de gases na saída é relativamente livre de alcatrões. Sendo assim, o arranjo da zona de combustão é um elemento crítico nos gaseificadores concorrente. Se forem permitidas regiões de baixa temperatura nesta zona, as substâncias voláteis contaminantes poderão passar por ela sem que craqueiem, perdendo o propósito do projeto.

Em muitos casos, o diâmetro interno é reduzido na zona de combustão, criando uma garganta, geralmente feita de material cerâmico substituível. É na garganta que se posicionam os injetores de ar, arranjados a fim de distribuir o ar de forma mais uniforme possível. Em todos os arranjos o objetivo é garantir que seja atingida uma temperatura adequada em toda a secção, a fim de craquear todos os alcatrões que passam por ela. A temperatura é máxima nas entradas de ar e diminui rapidamente com a distância, isto significa que existe um limite prático para as distâncias entre as entradas e conseqüentemente para o diâmetro da garganta.

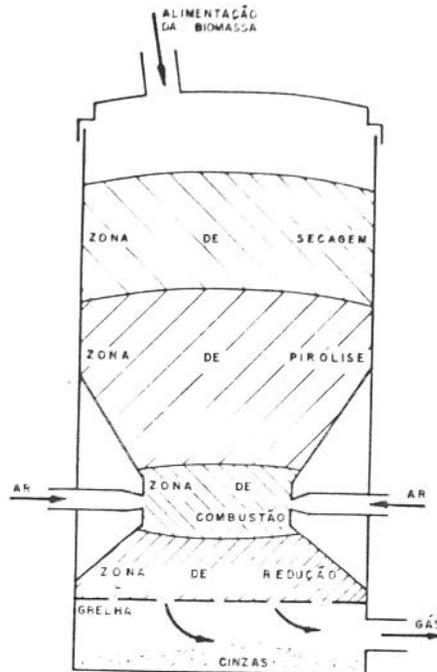


Figura 1.5: Gaseificador concorrente.

Este fato pode ser encarado como um ponto crítico de projeto, pois limita a capacidade do gaseificador.

Por outro lado, como o gás é liberado diretamente da zona de redução tende a ter quantidades significativas de cinzas e fuligem, em contraste com o que acontece nos gaseificadores contracorrente onde estas partículas são filtradas quando o gás passa pelo combustível. A temperatura de saída dos gases também tende a ser maior, por volta de 700°C , pois não trocam calor diretamente com as zonas de pirólise e secagem[14].

A produção de gás combustível livre de alcatrões e voláteis em um gaseificador concorrente requer cuidados especiais de desenvolvimento pois, além do projeto da garganta e do controle do fluxo de ar, estes são particularmente vulneráveis a problemas causados por combustíveis com alto teor de cinzas e variações no teor de umidade [19].

Uma variante deste gaseificador é o gaseificador de topo aberto [20, 21, 22] para biomassa polidispersa com entrada de ar pela parte superior a fim de se evitar altas temperaturas e conseqüente fusão das cinzas.

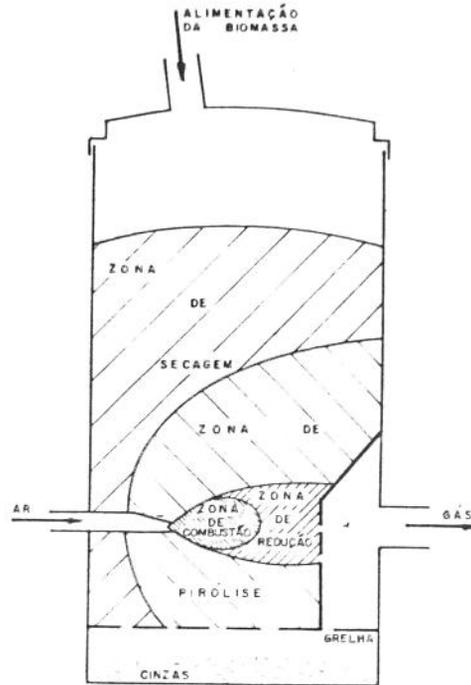


Figura 1.6: Gaseificador de fluxo cruzado.

1.2.3 Gaseificadores de fluxo cruzado

Nos gaseificadores de fluxo cruzado o gás é retirado lateralmente da câmara de gaseificação na mesma altura do leito em que é injetado o ar. O injetor é normalmente arranjado de forma a injetar ar no centro da zona de combustão, figura 1.6. Se caracteriza por produzir um gás combustível com características intermediárias entre os gaseificadores contracorrente e concorrente.

A taxa de fornecimento de ar é consideravelmente maior que em outros tipos de gaseificadores, por este motivo cria-se uma zona de combustão de temperatura extremamente alta, com liberação de gases muito rápida. Ambas as zonas, de combustão e redução, são concentradas em um pequeno volume no centro do gaseificador, isto significa que materiais refratários para delimitar a região são dispensáveis [14].

As principais vantagens dos gaseificadores de fluxo cruzado são a rápida resposta à variações de carga, sua simplicidade de construção e seu peso reduzido. Por outro lado são muito sensíveis às variações na composição e umidade do combustível, sendo que para fins

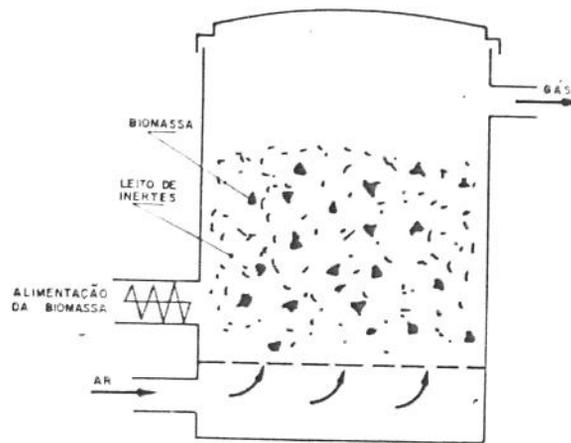


Figura 1.7: Gaseificador de leito fluidizado.

práticos quase sempre é requerido carvão vegetal limpo e seco.

1.2.4 Gaseificadores de leito fluidizado

Um gaseificador que possa converter resíduos de biomassa em um gás livre de alcatão com alta conversão de carvão e alta eficiência térmica é o objetivo procurado por muitos pesquisadores. Várias experiências levadas a cabo em todo o mundo mostram equipamentos promissores [23, 24], no entanto ainda há muito que se pesquisar até a comercialização de um equipamento simples e eficiente.

Nos gaseificadores de leito fluidizado, figura 1.7, as partículas do combustível são mantidas suspensas em um leito de partículas inertes (areia, cinzas ou alumina) fluidizadas pelo fluxo de ar, criando melhores condições de transferência de calor e homogeneidade da temperatura na câmara de reação. Nestas condições a maioria dos voláteis estarão em contato com as partículas do leito aquecido, contribuindo para uma gaseificação possivelmente completa e limpa.

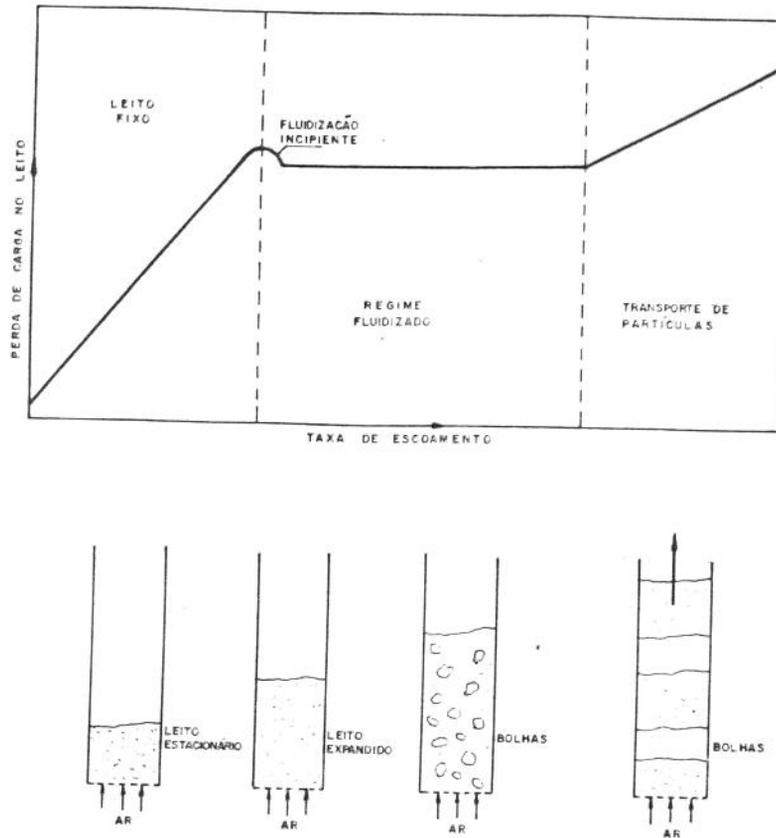


Figura 1.8: Fases de fluidização em função da velocidade do gás.

Um reator de leito fluidizado pode ser descrito como um leito de partículas que ao se aumentar o fluxo de gás através dele faz com que este passe por fases sucessivas: leito fixo, leito fluidizado incipiente, leito fluidizado borbulhante e finalmente transporte pneumático das partículas. O leito de partículas sólidas oferece resistência ao escoamento vertical do fluido que passa através dele. Se a velocidade de escoamento aumenta, incrementa-se também a

força de arrasto exercida sobre as partículas, que tendem a se rearranjarem, de modo a oferecer menor resistência ao escoamento, havendo, neste processo, a expansão do leito. Com novos aumentos na velocidade do fluido, a expansão continua e alcança um estágio onde as forças de arrasto são suficientes para suportar o peso das partículas do leito. Neste estado, chamado de fluidização incipiente, o sistema fluido/partículas se comporta como um fluido. A velocidade superficial do fluido nesse ponto é denominada velocidade mínima de fluidização U_{mf} . Até o início da fluidização, o leito é expandido mais ou menos uniformemente e logo após a fluidização incipiente formam-se bolhas de gás de fluidização responsáveis pela recirculação das partículas dentro do leito, gerando o regime de fluidização borbulhante. Se a velocidade superficial do fluido é elevada além do regime de surgimento de bolhas, o leito é levado a uma situação onde as partículas são arrastadas na corrente de gás e carregadas para fora do leito. Este fenômeno é chamado elutrição. Partículas menores são elutriadas a velocidades menores. Quando a velocidade é alta o suficiente para elutriar todas as partículas do leito, chegamos ao regime de transporte pneumático. A figura 1.8 ilustra as fases de fluidização em função da velocidade do gás.

A condição de fluidização provoca um íntimo contato entre partículas e gases e promove uma circulação (mistura) vigorosa das partículas. As conseqüências disto são a alta taxa de velocidade de reação gás-sólido e uma temperatura uniforme em todo o leito [24].

Dois fases podem ser identificadas numa secção transversal do leito: a emulsão e as bolhas. A emulsão contém as partículas sólidas com gás que percola através delas. O fluxo de gás na emulsão é limitado pela quantidade que permite a fluidização incipiente (velocidade mínima de fluidização). Qualquer quantidade maior de gás passa pelo leito na forma de bolhas. As bolhas são praticamente livres de partículas sólidas, mas com a passagem delas pelo leito, algumas partículas são arrastadas por elas, o que promove a grande mistura das partículas sólidas no leito [29].

O leito é aquecido inicialmente por um combustível auxiliar (GLP, carvão vegetal, etc.) e quando a temperatura for suficientemente alta o combustível é introduzido dando início ao processo de gaseificação.

Como a biomassa possui alta reatividade, um gaseificador de leito fluidizado pode operar a temperaturas relativamente mais baixas, mas neste caso, pelo fato dos alcatrões produzidos na pirólise não serem prontamente gaseificados, estarão presentes em maior quantidade no gás produzido. A presença do alcatrão pode ser interessante pois aumenta um pouco o poder calorífico do gás e proporciona uma chama mais luminosa com melhor transferência de calor por radiação, por outro lado pode ser indesejável com tendência de se incrustar nas

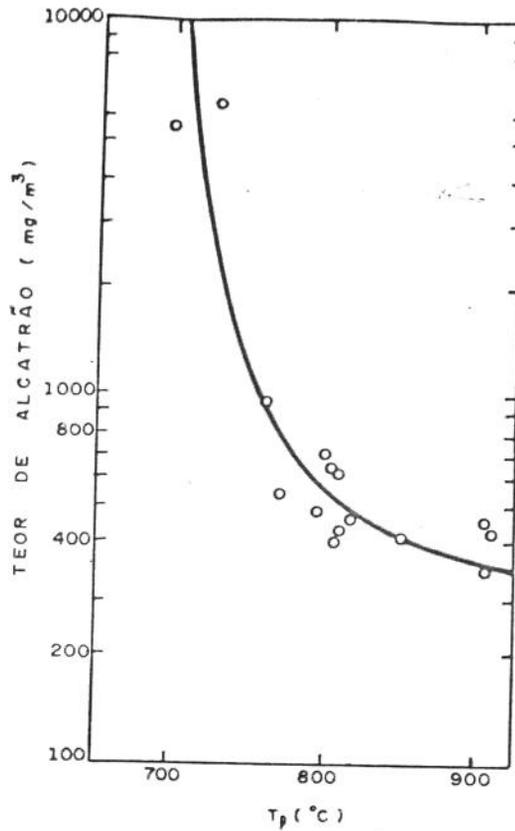


Figura 1.9: Teor de alcatrão no gás produzido em gaseificador de leito fluidizado.

tubulações. A fim de produzir um gás limpo, totalmente livre de alcatrões, é necessária uma temperatura do leito entre 1100°C e 1200°C [26], entretanto bons resultados já aparecem a 900°C . Alguns pesquisadores tem utilizado catalisadores [8] com resultados discutíveis.

Também por sua operação em temperaturas relativamente mais baixas que os gaseificadores de leito fixo [27, 24], reduz significativamente os teores de enxofre e de material particulado, além de diminuir a formação de óxidos de nitrogênio [28].

A principal vantagem dos gaseificadores de leito fluidizado é o fácil controle da temperatura pela variação na alimentação de ar e de combustível.

Existem, por outro lado, problemas relacionados aos gaseificadores de leito fluidizado. Em contraste com gaseificadores de leito fixo os gaseificadores de leito fluidizado não apresentam resposta automática às mudanças de consumo do gás produzido. Nos gaseificadores de leito fixo há uma grande quantidade de combustível na câmara de reação, que permite, ao se aumentar o consumo, aumentar o fluxo de ar para dentro da câmara e conseqüentemente a produção de gás. No reator de leito fluidizado é necessário aumentar o fluxo de ar e o fluxo

de combustível para dentro do leito a fim de se alterar a vazão de gás produzido, quando há alteração no consumo, havendo portanto necessidade de intervenção, com algum tipo de controlador, tornando o sistema de alimentação parte vital do equipamento. Além disto, o gás produzido tende a conter carbono não queimado, um pouco de alcatrão, assim como parte das cinzas contidas originalmente no combustível, que devem ser removidos por sistemas de limpeza. Van den Aarsen *et al.* [24] é o único autor a apresentar resultados de conteúdo de alcatrão em função da temperatura do leito, como pode ser visto na figura 1.9.

No entanto, a gaseificação em leito fluidizado se apresenta bastante promissora. Este fato se deve principalmente à possibilidade de utilização de combustíveis como bagaço-de-cana, casca-de-arroz, etc, vantajosos pelos baixos preços de comercialização e disponibilidade. Provenientes de processos que necessitam de insumos energéticos (calor, eletricidade e energia mecânica), estes biocombustíveis são de difícil gaseificação por métodos tradicionais, devido às suas características de umidade, granulometria, baixa densidade, dentre outras.

Além destes gaseificadores mais difundidos, uma variedade de tipos vem sendo desenvolvida ao longo dos anos. No século XIX apareceram gaseificadores de fluxo duplo, que gaseificavam dois combustíveis diferentes: o primeiro era um combustível com alto teor de alcatrões, que produzia um gás com impurezas que era utilizado na gaseificação de carvão vegetal limpo, na segunda unidade. Têm sido produzidos também gaseificadores com duas zonas de combustão no mesmo cilindro [31], e vários métodos foram desenvolvidos para se extrair os gases de pirólise e reinjetá-los na zona de combustão, propiciando o craqueamento dos alcatrões [25].

Com o objetivo de se produzir um gás combustível de médio ou alto poder calorífico (possível substituto do gás natural), alguns métodos, como adicionar hidrogênio durante o processo ou elevar a pressão do gaseificador podem ser utilizados. Por outro lado a complexidade de tais arranjos torna estes gaseificadores completamente inviáveis para instalações de pequeno porte, não constituindo uma tecnologia relevante para problemas energéticos de áreas rurais e pequenas aplicações nos países em desenvolvimento.

1.3 Comentários iniciais

A técnica de gaseificação é, em princípio, extremamente versátil, mas existem muitos problemas em transformar este potencial teórico em uma tecnologia viável e prática. Na maior parte dos casos, as dificuldades residem não no processo básico de gaseificação mas no projeto de um equipamento que deve produzir um gás de qualidade com confiabilidade e

Tabela 1.1: Características do gás de diferentes tipos de gaseificadores para biomassa [32].

Gaseificador	Composição do gás, % vol. b.s.					$PCS_{gás}$ MJ/Nm^3	Limpeza(*) do gás
	H_2	CO	CO_2	CH_4	N_2		
Leito fluidizado	9	14	20	7	50	5,4	acitável
Contracorrente	11	24	9	3	53	5,5	pobre
Concorrente	17	21	13	1	48	5,7	boa

(*) Particulados e alcatrão.

segurança, adaptado às condições particulares do combustível e da operação .

Alguns componentes podem ser descartados ou de extrema necessidade, dependendo da aplicação do gás combustível.

A decisão pelo tipo de gaseificador deve levar em conta o tipo de biomassa a ser gaseificada e o uso final do gás. Uma comparação das características do gás de diferentes tipos de gaseificadores mostra que o tipo de gaseificador influe sobre as características do gás produzido (composição, poder calorífico e qualidade), como podemos observar na tabela 1.1, obtida de um levantamento feito por Bridgewater [32].

Buckens e Schoeters [33] fizeram um levantamento na literatura, através do qual chegaram

Tabela 1.2: Vantagens e desvantagens dos gaseificadores de leito fixo para biomassa [33].

vantagens	unidades simples e baratas alta eficiência térmica alta eficiência de conversão de carbono baixo teor de partículas de cinzas no gás baixo teor de alcatrão no gás (concorrente)
desvantagens	dificuldade para controlar a região de reação requer combustível uniforme alto teor de alcatrão no gás (contracorrente) possibilidade de aglomeração das cinzas baixa potência volumétrica

Tabela 1.3: Vantagens e desvantagens dos gaseificadores de leito fluidizado para biomassa [33].

vantagens	flexibilidade na taxa de alimentação flexibilidade na composição do combustível alta potência volumétrica fácil controle de temperatura
desvantagens	temperatura de operação limitada alto conteúdo de cinzas no gás arraste de carbono fixo com as cinzas altos teores de alcatrão no gás (baixas temperaturas)

a dados comparativos sobre os diversos tipos de gaseificadores, como mostram as tabelas 1.2 e 1.3.

Na tabela 1.4 é apresentada uma comparação das características do combustível para os diversos tipos de gaseificadores descritos [34, 13].

Como se observa o leito fluidizado é o único gaseificador que permite a utilização de biomassa polidispersa. Algumas tentativas feitas com outros tipos de gaseificadores, como os gaseificadores de topo aberto [20, 21, 22] não deram resultados totalmente satisfatórios.

A decisão por gaseificação pressurizada [35] ou atmosférica envolve a aplicação. Recorre-se à gaseificação pressurizada principalmente para geração de potência em ciclos combinados.

Tabela 1.4: Dados operacionais e do combustível de gaseificadores [34, 13].

	contracorrente	concorrente	fluidizado
diam.part. combust.	10 a 100 mm	10 a 100 mm	1 a 10 mm
teor de cinzas	menor que 2%	menor que 6%	menor que 20%
teor umidade	menor que 40%	menor que 25%	menor que 50%
temp.fusão cinzas	1000 (°C)	1000 (°C)	1000 (°C)
pressão de operação	até 3000 kPa	até 3000 kPa	até 6000 kPa
temp. do gás na saída	400 (°C)	700 (°C)	800 a 1000 (°C)

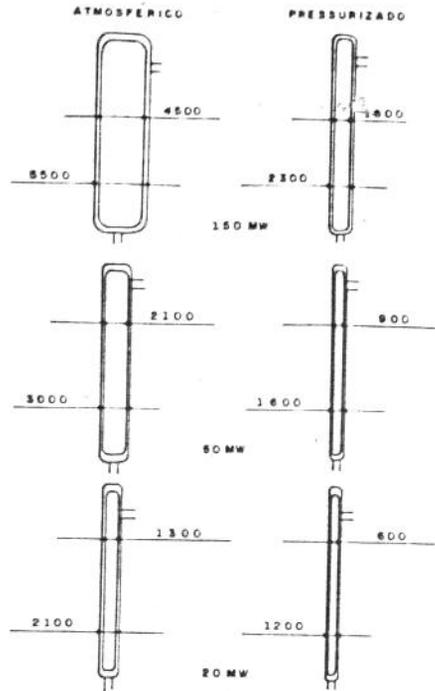


Figura 1.10: Comparação das dimensões principais entre gaseificador pressurizado e atmosférico de leito fluidizado [44].

A virtual vantagem na diminuição das dimensões do reator só aparece acima de 150 MW, enquanto que na faixa de 20 MW praticamente não há diminuição significativa [44], como podemos ver na figura 1.10. Os sistemas pressurizados apresentam problemas ainda não solucionados como a alimentação do combustível, a redução no teor de alcatrão no gás, os óxidos de nitrogênio produzidos e a filtragem do gás a quente.

Diversos pesquisadores estudaram a viabilidade do uso do gás pobre em várias utilizações [36, 37, 38, 39, 40, 41, 42, 43, 46]. Apresentamos portanto a tabela 1.5 com valores de Poder calorífico do gás apresentados nesses trabalhos de modo a podermos comparar com os resultados obtidos neste reator.

Para a utilização prática em países em desenvolvimento, gaseificadores precisam de aprimoramento além dos experimentos laboratoriais e das demonstrações de protótipos. A viabilidade comercial implica que um modelo particular de gaseificador seja tecnicamente aprovado, disponível no mercado e fornecido com dados de performance e garantia a um preço compe-

Tabela 1.5: Poder calorífico do gás, em gaseificadores diversos, apresentados na literatura.

biomassa	tipo gaseificador	tipo utilização	faixa de $PCI_{gás}$ MJ/Nm^3	ref
madeira	leito fluid.	motor comb. int.	3,7 a 4,8	[36]
carvão veg.	leito fixo	caldeira	5,9	[38]
madeira	leito fixo	motor comb. int.	4,0 a 5,0	[39]
casca de arroz	leito fixo	motor comb. int.	3,8	[41]
bagaço de cana	leito fluid.		4,2 a 5,8	[40]
madeira	leito fixo	motor comb. int.	3,8 a 4,3	[42]
madeira	leito fixo	fornos	3,3 a 5,4	[43]
casca de arroz	contínuo	motor comb. int.	3,4 a 3,9	[37]
bagaço de cana	leito fixo	motor comb. int.	3,6 a 5,0	[46]

titivo.

Em suma, a tecnologia de gaseificação possibilita o desenvolvimento de plantas energéticas de alta eficiência com a utilização de usinas de ciclo combinado e co-geração, a partir de combustíveis renováveis provenientes da biomassa.

Estima-se que a disponibilidade atual de bagaço de cana seja no Estado de São Paulo de $3,9 \cdot 10^6 \text{ ton/ano}$ e em todo o Brasil de $7,9 \cdot 10^6 \text{ ton/ano}$ [45], possibilitando a adoção de uma política de aproveitamento deste resíduo, política esta altamente coerente com as condições geográficas e sociais do nosso país.

Capítulo 2

Gaseificação em leito fluidizado

2.1 Informações bibliográficas

2.1.1 Resumo

Somente a partir de 1986 as pesquisas sobre gaseificação de biomassa em leito fluidizado parecem ter sido intensificadas. No período entre 1980 e 1985 foram encontrados apenas três publicações sobre o assunto, enquanto que referentes ao período entre 1986 e 1991 foram encontrados 13 trabalhos.

Na referência [44] comenta-se o fato de que os primeiros trabalhos sobre gaseificadores de biomassa em leito fluidizado são de 1974 e 1975.

Na tabela 2.1 apresentamos um resumo dos dados encontrados na literatura sobre gaseificadores de biomassa em leito fluidizado, onde se observa que a biomassa mais pesquisada é a madeira, existindo pouca informação sobre gaseificação de casca de arroz, serragem e bagaço de cana *in natura*.

A tecnologia *Biosyn* de leito fluidizado foi desenvolvida nos anos 80 para converter resíduos lignocelulósicos em gás sintético, visando a produção de metanol. Em 1990 o processo foi utilizado para converter resíduos sólidos em gás de baixo poder calorífico. Na figura 2.1 ([47]) mostra-se um esquema da planta piloto de 50 kg/h instalada na Universidade de *Sherbrook*, Canadá.

Uma unidade de gaseificação de madeira em leito fluidizado, com 0,8 m de diâmetro interno, foi construída pela Universidade de Bruxelas e seu esquema é mostrado na figura 2.2([44]).

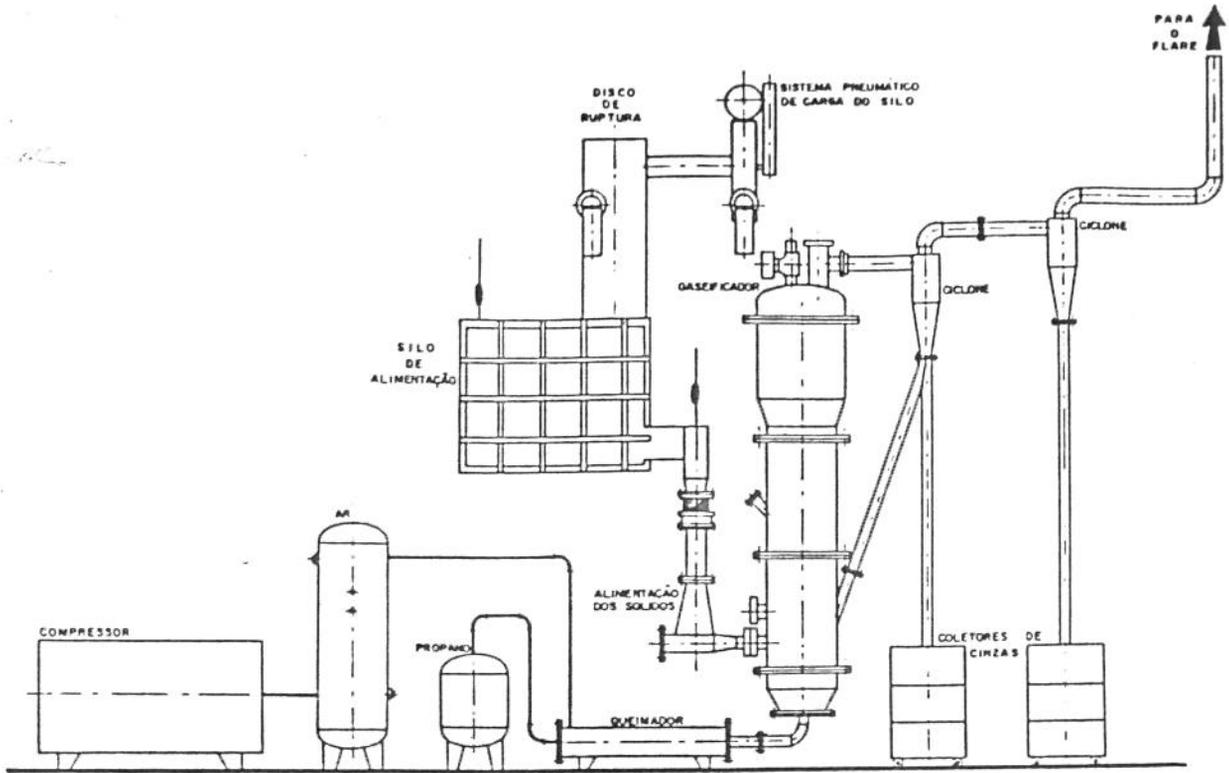


Figura 2.1: Esquema de instalação de gaseificador do leito fluidizado do *GRTPC da Université de Sherbrooke*, Canadá [47].

2.1.2 Dimensões do reator e parâmetros de operação do gaseificador

Pela referência [48] verifica-se a existência de problemas de sinterização da areia para temperaturas superiores a 850°C para a casca de arroz. Nessa referência descreve-se a presença de secções isotérmicas no interior do leito e na parte superior do *free-board*. Verifica-se também que o fator de ar é o parâmetro mais importante para a operação na gaseificação.

A temperatura de leito correspondente ao maior poder calorífico do gás é de 780°C , para serragem e aparas de madeira [23]. Não se observa alteração significativa no gás produzido com a variação da altura do leito fluidizado.

Em [49], os fatores determinantes de operação do leito são a temperatura do mesmo e a relação ar/combustível. Ressalta-se também que o processamento da casca de arroz em temperaturas acima de 900°C é problemático devido a sinterização das cinzas.

O menor fator de ar em que se conseguiu uma temperatura constante foi de 0,2, não havendo estabilidade de temperatura com fatores de ar menores que este [44]. Um gaseificador

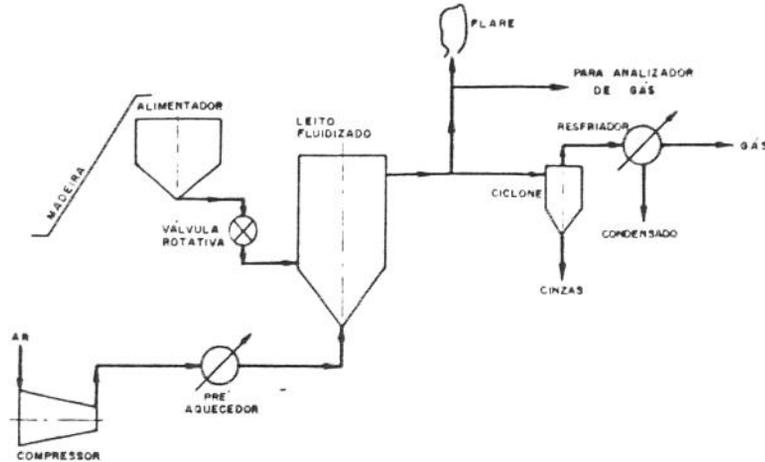


Figura 2.2: Esquema de instalação do gaseificador de leito fluidizado do *Dept. of Chem. Eng. and Ind. Chemistry, Free University of Brussels, Bélgica* [44].

de leito fluidizado não pode manter reações auto-térmicas com fator de ar menor que 0,2.

Verifica-se que existem dificuldades para se atingir a taxa de alimentação suficiente de bagaço em natura para uma gaseificação otimizada [40].

Existe uma dependência entre a quantidade de gás produzida por quilograma de biomassa (em base seca) e o fator de ar [50]. Em condições consideradas ótimas, esta relação vale $2,5 \text{ Nm}^3_{\text{gás}}/\text{kg}_{\text{biomassa}}$. A referência [47] apresenta este fator como $2,4 \text{ Nm}^3_{\text{gás}}/\text{kg}_{\text{biomassa}}$ em base seca.

Ressalta-se a importância da alimentação constante de combustível para a operação do reator, sendo que uma flutuação na taxa de alimentação afeta rapidamente a composição do gás e a temperatura do leito [44].

Existem poucas informações sobre gaseificadores comerciais para biomassa. Só a Omni-fuel [23] e a Studsvik [52], apresentam algumas informações, com poucos dados de operação.

Tabela 2.1: Dados encontrados na literatura sobre gaseificadores de biomassa em leito fluidizado.

tipo bio- massa	diam. reator mm	T_i °C	fator de ar	$PC_{gás}$ MJ/Nm^3	composição do gás %			efici ência %	refe rência	ano
					CO	H ₂	CH ₄			
casca de arroz ₍₁₎	406	721 a	0,48 a	6,3	12,2	4,7	6,7	63a67	[49]	1989
		871	0,86	($PCI_{gás}$)				(a frio)		
		600a	0,24 a	5,7	10,4	4,7	6,0	35	[48]	1990
		850	0,45	($PCS_{gás}$)				(11)		
coco ₍₂₎		650 a	0,15 a	6,3	12,3	8,0	3,2	78	[48]	1990
		900	0,35	($PCS_{gás}$)				(11)		
coco de dendê ₍₃₎		720 a	0,12 a	6,6	13,4	7,6	4,0	83	[48]	1990
		970	0,37	($PCS_{gás}$)				(11)		
madeira ₍₄₎	800	680 a	0,26 a	6,2	13,2	10,7	5,2	65 a 70	[50, 44]	1988, 1989
		975	0,90	($PCS_{gás}$)				(11)		
faia (madeira)	300	700 a		4,5 a 6,0				68 a 76	[24]	1983
		950		($PCI_{gás}$)				(11)		
aparas de madeira ₍₅₎	150	780	0,30 a	5,0	16,0	4,2	4,2	52	[56]	1989
			1,10	($PCS_{gás}$)				(a frio)		
serragem e aparas de madeira ₍₆₎		760		5,0	11,0	7,5	4,8	84	[23]	
					(11)			(a frio)		
madeira (60% eucalipto) ₍₇₎		750 a		6,8	17,1	12,0	4,9	75	[57]	1984
		950		($PCS_{gás}$)				(a frio)		
eucalipto ₍₈₎			0,25	5,3				[58, 59]	1989, 1990	
				($PCS_{gás}$)						
bagaço peleti- zado ₍₉₎	480	655 a		6,4	19,2	4,7	5,0	55	[40]	1986
		850		($PCS_{gás}$)				(a frio)		

Tabela 2.1: Dados encontrados na literatura sobre gaseificadores de biomassa em leito fluidizado, continuação.

tipo bio- massa	diam. reator mm	T_i °C	fator de ar	$PC_{gás}$ MJ/Nm^3	composição do gás %			efici ência %	refe rência	ano
					CO	H ₂	CH ₄			
talos de algodão		766	0,21	4,5 (11)	17,0	8,7	2,6		[60]	1981
casca de amendoa ₍₁₀₎	660	729		5,2 ($PC_{gás}$)	12,3	11,5	5,9 (14)	35,2 (a frio)	[36]	1986
palha de alfafa ₍₁₀₎	660	755		5,6 ($PC_{gás}$)	14,8	10,7	6,1 - (14)	44,5 (a frio)	[36]	1986
talos de algodão ₍₁₀₎	660	768		5,2 ($PC_{gás}$)	12,8	9,5	6,1 (14)	42,3 (a frio)	[36]	1986
palha de arroz ₍₁₀₎	660	761		5,0 ($PC_{gás}$)	16,0	7,4	7,4 (14)	42,2 (a frio)	[36]	1986
MSW (lixo urbano) ₍₁₂₎	300	700 a 800	0,243 a 0,322	8,2 ($PC_{gás}$)	13,8	4,7	2,3		[55]	1991
residuo de madeira ₍₁₃₎	300	743	0,298	5,8 ($PC_{gás}$)	15,3	9,0	5,5 (14)		[47]	1991

Observações:

1. Composição e $PCI_{gás}$ para temperatura do leito de 760°C para referência [49]. Composição do gás para temperatura do leito de 668°C para referência [48].
2. Composição do gás para temperatura do leito de 700°C e $PC_{gás}$ com FA=0,23.
3. Composição do gás para temperatura do leito de 800°C e $PC_{gás}$ com FA=0,25.
4. Composição e $PC_{gás}$ para temperatura do leito de 800°C.
5. Composição e $PC_{gás}$ com FA=0,3.
6. Indefinida.
7. Composição e $PC_{gás}$ para temperatura do leito de 800°C.
8. $PC_{gás}$ com FA=0,25.
9. Composição, $PC_{gás}$ e n_f com A/C=1,25.
10. Valores médios.
11. Parâmetro não definido corretamente. No caso do poder calorífico a autor não esclarece se se trata de $PCI_{gás}$ ou $PC_{gás}$, e no caso da eficiência se se refere a eficiência a frio ou a quente.
12. Composição e $PC_{gás}$ para temperatura do leito de 700°C.
13. Composição e $PC_{gás}$ para temperatura do leito de 743°C.
14. hct = hidrocarbonetos totais.

2.1.3 Altura do leito e velocidade de fluidização

Na referência [47] utilizou-se uma velocidade superficial do gás de $0,74 \text{ m/s}$, sendo o único autor a apresentá-la.

A altura total do reator citada por alguns autores, é 4000 mm nas referências [44] e [47] e 3660 mm na referência [49].

A altura do leito citada é a de leito estático, tendo valores de 600 mm [49], 800 mm [53], entre 450 e 600 mm [47] e entre 300 e 1000 mm [54].

2.1.4 Eficiência e perdas dos gaseificadores

Nota-se uma diferença significativa entre as eficiências das diversas biomassas, 84% para serragem, 80% para coco e palmoil e 35% para casca de arroz.

O conteúdo de alcatrão nos gases diminui rapidamente com o aumento da temperatura de operação do leito, desde valores maiores de 10000 mg/m^3 para temperatura de 700°C até valores de 400 mg/m^3 para temperatura de 900°C . Ver figura 1.9 já comentada anteriormente [24].

Nas referências [47, 55], os autores citam o alto teor de água (18%) e baixo teor de carbono e alcatrão não convertidos em gás (respectivamente $2,6\%$ e $3,4\%$) no gás produzido.

2.1.5 Sistema de alimentação de combustível

São encontrados na literatura vários tipos de alimentadores, constituídos de:

- silo, rosca primária, válvula rotativa e rosca secundária, conforme esquema da figura 2.3, com entrada de biomassa pela parte inferior do leito [44, 49].
- duas entradas de combustível, a 100 mm acima da placa distribuidora de ar [50].
- dois pontos de entrada de combustível no reator: um inferior, logo acima da placa de distribuição de ar e outro acima do leito expandido [53].
- duas entradas, uma 290 mm acima da placa distribuidora de ar e outra a 480 mm da placa, com silo e duas roscas transportadoras, sem porém a válvula rotativa [47].

Na referência [55] comenta-se que pelo alimentador é introduzido ao leito 20% do ar total.

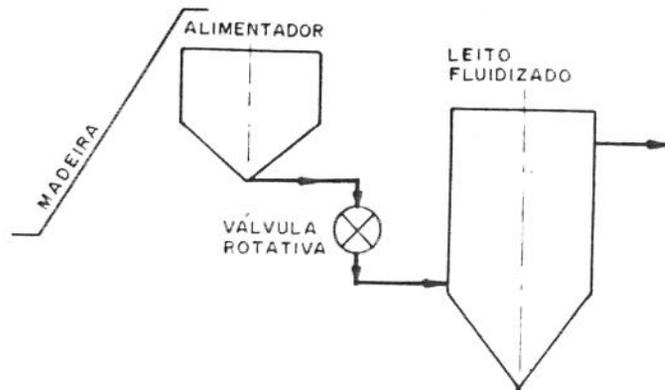


Figura 2.3: Esquema de um sistema de alimentação de biomassa em leito fluidizado [44, 49].

2.1.6 Partida do reator

Na referência [44] é destacada a variação da temperatura do leito em função do tempo, durante a partida, estando indicadas as diferentes fases de operação. Faz-se o aquecimento pré aquecendo o ar, com tempo total de partida de 2 horas e 30 minutos.

Em [49] o aquecimento de partida deu-se com GLP até a temperatura de 510-540°C. O desligamento do queimador de partida se dá com temperatura do leito entre 505 e 530°C.

Pela referência [55], o aquecimento para a partida se dá com propano até que o leito atinja 400°C, passando-se a se alimentar biomassa e trabalhar em regime de combustão, passando então ao regime de gaseificação. O mesmo procedimento é feito no trabalho da referência [47].

A referência [44] apresenta um gráfico de partida, aqui reproduzido na figura 2.4. O aquecimento do leito é feito até 500°C, com alimentação intermitente a partir de 350°C.

Nosso grupo de pesquisa estabeleceu intercâmbio de informações com três dos grupos mais destacados atualmente nesta área:

- Energy Research Group, Chemical Eng. and Applied Chemisty Dept., Aston University, Birmingham, cujo coordenador é A.V. Bridgwater;
- Department of Chemical Eng. and Industrial Chemistry, Free University of Brussels,

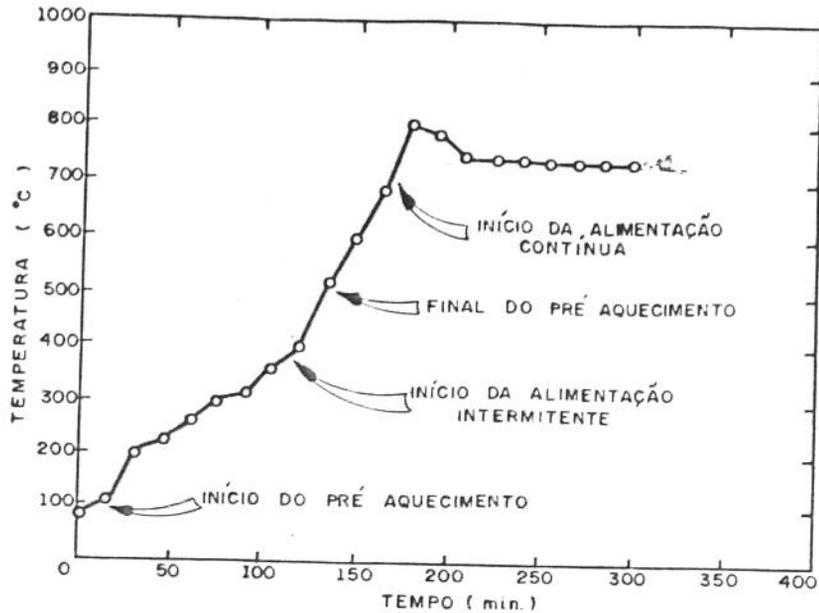


Figura 2.4: Gráfico do aquecimento do leito na partida [44].

Belgium, cujo coordenador é K. Maniatis;

- Département de Génie Chimique, Faculté des Sciences Appliquées, Université de Sherbrooke, cujo coordenador é Esteban Chornet.

2.2 Aspectos teóricos da gaseificação

Ao se proceder o modelamento de um gaseificador, pode-se determinar a composição do gás produzido através de equações termoquímicas. Estas equações prevêm o estado de equilíbrio das reações básicas envolvidas na gaseificação em função dos principais parâmetros, ou seja, pressão, temperatura, umidade do combustível, teor de oxigênio no agente gaseificador e tipo de combustível.

2.2.1 Cinética da gaseificação

Todo gaseificador tem uma etapa de pirólise precedendo a etapa de gaseificação, e as reações envolvidas podem ser analisadas separadamente.

A biomassa submetida à ação do calor sofre um processo que pode ser resumido da seguinte maneira:

1. Pirólise

Decomposição térmica que ocorre entre 280 e 450°C.

A secagem e pirólise da biomassa com liberação da água, dos voláteis e do alcatrão ocorre em 3 fases [23, 61, 62]:

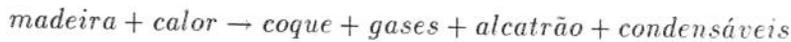
- evaporação da água
- decomposição dos carboidratos (hemi-celulose, celulose, lignina) (250-300°C)
- produção de alcatrão e ácidos leves (350-430°C)

Produtos:

- gases não condensáveis (CO , CO_2 , H_2 , CH_4 , O_2)
- carvão vegetal
- condensado: alcatrão e ácidos

As reações químicas que ocorrem na zona de combustão são basicamente a combinação de oxigênio do ar com o carbono e o hidrogênio.

Um esquema simplificado da pirólise do sólido [62] pode ser descritas como:



2. Gaseificação

Durante os processos de gaseificação ocorrem principalmente reações exotérmicas de oxidação (combustão) e reações endotérmicas de redução envolvendo fases sólida e gasosa [63, 64]:

- reações heterogêneas gás-sólido:

– oxidação do carbono, H (kJ/mol)



– reação de Boudouard



– reação de gás-d'água



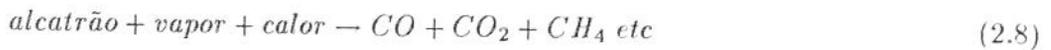
– formação de metano



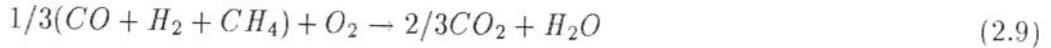
• reações homogêneas (fase gasosa):



3. Craqueamento do alcatrão



4. Além destas reações temos que destacar a oxidação de parte dos produtos da pirólise



As reações (2.1) e (2.2) de oxidação são fortemente exotérmicas, rápidas e podem ser consideradas irreversíveis nas temperaturas normais de gaseificação. As reações (2.3) e (2.4) são endotérmicas. A reação de Boudouard (2.3) passa a ser mais importante na faixa de temperatura de 800 a 900°C, ocorrendo em todo o leito, ao contrário das reações de formação de dióxido e monóxido de carbono (2.1, 2.2) que só ocorrem obviamente com a presença de oxigênio [65], portanto nas regiões mais próximas ao distribuidor ou nas bolhas.

Os fatores que afetam a composição dos gases, como pode ser deduzido pelo equacionamento acima, são:

- temperatura
- pressão
- umidade do combustível
- teor de oxigênio no agente gaseificador
- tipo de combustível

No caso de gaseificação em leito fluidizado devemos incluir nesta lista fatores de dinâmica da fluidização.

Segundo o trabalho sobre degradação térmica de Lipska-Quinn *et al.* [66], com o aumento da taxa de aquecimento aumenta a velocidade de degradação, tanto com ambiente de reação de ar quanto de N_2 . Na gaseificação em leito fluidizado não se observam zonas separadas de pirólise, oxidação e redução como no caso de gaseificadores em leito fixo, sendo que todos os processos acontecem em todo o volume do leito simultaneamente. Assim Bacon *et al.* [67] consideram durante a modelagem de gaseificadores de leito fluidizado apenas três reações:



2.2.2 Balanço energético do gaseificador

Um diagrama esquemático simplificado para ilustrar o balanço energético pode ser visto na figura 2.5. O balanço de massa do gaseificador fica:

$$(V_{gás} \cdot 1,3 + m_{cin}/V_{ar} \cdot 1,2 + m_c) \cdot 100 = B \quad (2.10)$$

onde: B = fechamento do balanço de massa, igual a 100% quando ideal.

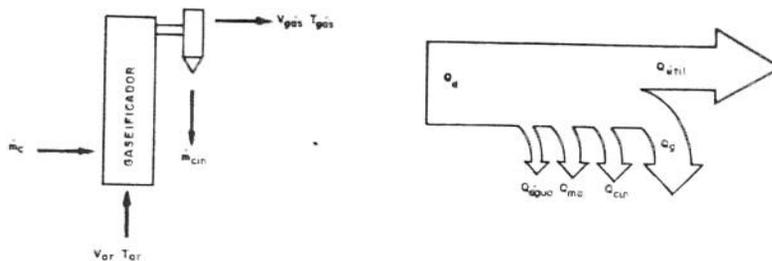


Figura 2.5: Diagrama esquemático para o balanço energético.

O volume de ar necessário para a combustão estequiométrica pode ser calculado pela equação [68]:

$$VA = 0,0889(C^t + 0,375S^t) + 0,265H^t - 0,033O^t \quad (2.11)$$

onde C^t = teor de carbono na biomassa, % em massa,

S^t = teor de enxofre % em massa,

H^t = teor de hidrogênio % em massa,

O^t = teor de oxigênio % em massa.

O cálculo do fator de ar FA é:

$$FA = (V_{ar}/m_c)/VA \quad (2.12)$$

O cálculo do poder calorífico inferior do gás pode ser calculado pela fórmula [69]:

$$PCI_{gás} = 0,126.C_{CO} + 0,358.C_{CH_4} + 0,108.C_{H_2} \quad (2.13)$$

O balanço energético, referenciado a base úmida, pode ser descrito como

$$Q_d = Q_{util} + Q_g + Q_{cin} + Q_{ma} \quad (2.14)$$

$$Q_{ar} = FA.(h_{a2} - h_{a1}) \quad (2.15)$$

$$h_{a2} = VA.c_{pa2}.t_{a2} \quad (2.16)$$

$$h_{a1} = VA.c_{pa1}.t_{a1} \quad (2.17)$$

$$Q_{util} = (V_{gás}/m_c).PCI_{gás} \quad (2.18)$$

$$Q_g = (h_{gás} - FA.h_{a1}) \quad (2.19)$$

$$h_{gás} = [C_{CO}.h_{CO} + \dots + C_{CO_2}.h_{CO_2}].V_{gás}/m_c \quad (2.20)$$

$$Q_{carb} = (m_{cin}/m_c.100).[C_{carb}.PCI_{carb}] \quad (2.21)$$

$$Q_{cs} = (m_{cin}/m_c.100).c_{cin}.(t_s - t_e) \quad (2.22)$$

$$Q_{cin} = Q_{carb} + Q_{cs} \quad (2.23)$$

$$c_{cin} = 0,832 + 0,00167.t_{cin} \quad (2.24)$$

As perdas ao meio ambiente podem ser estimadas por [70]:

$$Q_{ma} = \sum_{i=1}^n (u_i \cdot A_i / m_c) \cdot (t_{si} - t_c) \quad (2.25)$$

onde:

Q_d	= energia disponível, MJ/kg_{comb}
Q_{util}	= energia útil, MJ/kg_{comb}
Q_g	= perda de energia pela entalpia do gás, MJ/kg_{comb}
Q_{carb}	= perda de energia pelo carbono não queimado nas cinzas, MJ/kg_{comb}
Q_{cs}	= perda de energia pela entalpia das cinzas, MJ/kg_{comb}
Q_{cin}	= perda de energia total com o arraste das cinzas, MJ/kg_{comb}
Q_{ma}	= perda de calor ao meio ambiente, MJ/kg_{comb}
Q_{ar}	= energia do ar do compressor, MJ/kg_{comb}
PCI	= poder calorífico inferior do combustível, MJ/kg_{comb}
h_{a2}	= entalpia do ar na saída do compressor, MJ/kg_{comb}
h_{a1}	= entalpia do ar na entrada do compressor, MJ/kg_{comb}
V_{ar}	= vazão de ar, Nm^3/s
VA	= volume de ar estequiométrico, Nm^3/Kg_{comb}
FA	= fator de ar, Nm^3/kg
cp_{a2}	= calor específico do ar a t_{a2} , $MJ/Nm^3 \cdot ^\circ C$
cp_{a1}	= calor específico do ar a t_{a1} , $MJ/Nm^3 \cdot ^\circ C$
t_{a2}	= temperatura do ar na saída do compressor, $^\circ C$
t_{a1}	= temperatura do ar na entrada do compressor, $^\circ C$
$V_{gás}$	= vazão do gás na saída do reator, Nm^3/s
m_c	= vazão massica de combustível, kg/s
$PCI_{gás}$	= poder calorífico inferior do gás combustível, MJ/Nm^3
C_{CO}	= concentração de CO nos gases, %
C_{CH4}	= concentração de CH_4 nos gases, %
C_{H2}	= concentração de H_2 nos gases, %
$h_{gás}$	= entalpia do gás a t_s , MJ/kg_{comb}
h_{CO}	= entalpia do gás CO a t_s , MJ/kg_{comb}
h_{CO2}	= entalpia do gás CO_2 a t_s , MJ/kg_{comb}

c_{cin}	= calor específico das cinzas [68], nos gases, $MJ/Nm^3\text{ }^\circ C$
C_{carb}	= concentração de carbono nas cinzas [68], nos gases, %
t_{cin}	= temperatura das cinzas, no ciclone, $^\circ C$
PCI_{carb}	= poder calorífico inferior do carbono fixo [71] = $32,804 MJ/kg$
t_s	= temperatura do gás antes do ciclone, $^\circ C$
t_e	= temperatura de entrada do combustível no reator, $^\circ C$
u_i	= coeficiente de transferência de calor numa secção i , MJ/m^2
A_i	= área na secção do reator numa secção i , m^2
t_{si}	= temperatura externa do reator numa secção i , $^\circ C$
m_{cin}	= vazão massica de cinzas, kg/s

2.2.3 Eficiência do gaseificador

Definindo-se:

$$q_{util} = Q_{util} \cdot 100 / Q_d \quad (2.26)$$

$$q_g = Q_g \cdot 100 / Q_d \quad (2.27)$$

$$q_{carb} = Q_{carb} \cdot 100 / Q_d \quad (2.28)$$

$$q_{cs} = Q_{cs} \cdot 100 / Q_d \quad (2.29)$$

$$q_{ma} = Q_{ma} \cdot 100 / Q_d \quad (2.30)$$

e dividindo-se a equação 2.14 por Q_d e multiplicando por 100%, temos

$$100 = q_{util} + q_g + q_{carb} + q_{cs} + q_{ma} \quad (2.31)$$

Podemos definir a eficiência a frio como:

$$E_{ff} = Q_{util} / Q_d \quad (2.32)$$

e a eficiência a quente como:

$$E_{fq} = E_{ff} + q_g \quad (2.33)$$

Q_{ma} foi calculado pela equação 2.31 e não pela equação 2.25.

Capítulo 3

Caracterização da biomassa

3.1 Introdução

A maior ênfase dada à utilização de combustíveis provenientes da biomassa, por motivos ambientais (conversão de biomassa em produtos energéticos com impacto ambiental aceitável) ou econômicos (alternativa aos combustíveis fósseis), exige um maior cuidado em relação à caracterização da biomassa.

A caracterização da biomassa deve ser baseada em sua utilização, fornecendo informações sobre as propriedades determinantes, particulares a cada aplicação. O projeto de sistemas específicos para utilização de biomassa com fins energéticos requer um pleno conhecimento das propriedades físicas e químicas do biocombustível.

Encontram-se na literatura informações sobre propriedades relevantes para processos termoquímicos ou biológicos de conversão, fornecendo caracterização de vários combustíveis de interesse. Mas deve-se ressaltar a necessidade de um estudo específico a cada aplicação, devido à grande variedade de informações e/ou necessidade de mais detalhes.

3.2 Métodos

Estudos sobre conversão termoquímica de energia necessitam basicamente de quatro classes de informações:

- Granulometria.

A granulometria fornece as frações em peso de cada dimensão característica que compõe a biomassa. Esta informação é importante para o dimensionamento do alimentador e

da velocidade superficial do gás.

- **Análise imediata**

A análise imediata fornece as frações em peso de umidade, voláteis, cinzas e carbono fixo de uma amostra de biomassa. São utilizadas as normas ASTM para análise imediata de carvão e coque (D-3172 [72] até D-3175 [75]).

A análise de umidade é feita antes que qualquer outra análise, e é determinada pelo método do forno de secagem (ASTM D-3173 [73]). Neste método as amostras são secas em um forno com circulação natural de ar à uma temperatura entre 104°C e 110°C até não ocorrer mais variação de peso. O tempo de secagem varia de algumas horas para amostras finas até 48 horas para pedaços de madeira e frutas.

A quantidade de cinzas é determinada aquecendo-se a amostra à 750°C por duas horas ou para amostras mais sensíveis à 600°C, segundo a norma ASTM D-3174 [74].

A fração de voláteis é determinada aquecendo-se a amostra em um cadinho coberto, por 6 minutos à 950°C, segundo a norma ASTM D-3175 [75].

O carbono fixo é determinado por diferença.

- **Análise elementar**

A análise elementar fornece as frações em peso dos elementos constituintes da biomassa. Os principais elementos são carbono, oxigênio e hidrogênio. As concentrações de nitrogênio, enxofre e cloro também são levantadas.

As análises elementares para carbono, hidrogênio, nitrogênio, enxofre e cloro são determinadas a partir da norma ASTM D-3176 [76]. A fração de oxigênio é determinada por diferença.

Como resultado da análise elementar permanece um resíduo que também é considerado, primeiramente como cinzas. Raramente a porção deste resíduo se iguala à concentração de cinzas determinada pela análise imediata, devido a pequenos erros de diferença de técnicas, de qualquer modo, uma amostra com alto teor de cinzas possui um correspondente alto teor de resíduos [79].

- **Poder calorífico**

O poder calorífico pode ser determinado utilizando-se a técnica da bomba calorimétrica (D-2015 [77]). A bomba calorimétrica é utilizada para medir o calor liberado pela

combustão do biocombustível com oxigênio. Todas as amostras devem passar por uma peneira malha 60 (250 μm), e são queimadas em oxigênio puro a uma pressão de 3000 kPa [75].

Esta técnica determina o poder calorífico superior a volume constante, que pode ser convertido para poder calorífico inferior por métodos analíticos.

Em alguns casos, o conhecimento de uma propriedade pode ser útil na estimativa de outras propriedades. Modelos de correlação foram desenvolvidos com o propósito de estimar o poder calorífico superior quando o combustível não foi completamente caracterizado.

A fim de se estimar o poder calorífico, relações deste com teor de cinzas e concentração de carbono tem sido desenvolvidas [79]. A utilização de modelos de correlação deve ser restringida a estimativas preliminares, não devendo substituir análises mais detalhadas.

Um extenso trabalho de caracterização foi realizado por Jenkins e Ebeling [79, 78, 80], na Universidade da Califórnia. Foram caracterizados 62 tipos de biomassas, com análises imediata e elementar e poder calorífico. Não é comentado se há dispersão dos resultados para uma mesma biomassa. Foram criados modelos de correlação para obtenção do poder calorífico superior a partir das análises imediata e elementar da biomassa.

Visando estudos sobre secagem, as propriedades físicas e químicas da borra de café foram obtidas por Silva *et al* [81], na UNICAMP. A borra de café é proveniente da fábrica de café solúvel da Nestlé, de São Paulo.

Além destas quatro classes de propriedades, outras análises podem ser feitas, caso haja carência de alguma informação (densidade, porosidade, temperatura de fusão das cinzas, etc.).

3.3 Resultados

Na tabela 3.1 são apresentados os dados de análise elementar utilizados nos cálculos.

Os dados da análise imediata e da análise química elementar para bagaço de cana, casca de arroz, serragem (*Eucalyptus Grandis*) e borra de café obtido na literatura são apresentados nas tabelas 3.2 e 3.3.

Na tabela 3.4 encontram-se dados de poder calorífico.

Na tabela 3.5 estão os dados obtidos em nosso laboratório para análise imediata. Na tabela 3.6 encontramos informações sobre as cinzas do bagaço de cana e da casca de arroz. Uma característica relevante observada nesta tabela, é o alto conteúdo de cinzas para casca de

Tabela 3.1: Composição elementar média para cálculos.

biomassa	ref.	Componente % base seca (b.s.)						
		C	H	O	N	S	Cl	Cinzas
casca de arroz	[79]	41,0	4,3	35,9	0,5			18,3
borra de café	[81]	57,9	7,1	29,9	2,4			2,7
bagaço de cana	[79]	44,8	5,4	39,5	0,4		0,1	9,8
serragem	[79]	48,9	5,8	43,3	0,3	0,1		1,6

arroz. Neste caso, deve se evitar temperaturas de operação superiores à temperatura de fusão das cinzas durante a gaseificação, para evitar o colapso do leito fluidizado, como observado por Salour *et al.* [82].

Previamente aos experimentos, realizou-se a análise granulométrica da biomassa utilizada. Os resultados são mostrados na figura 3.1. Os experimentos de volatilização foram realizados somente para as frações de maior tamanho para diminuir o efeito da elutriação.

Tabela 3.2: Análise imediata, base seca.

Biomassa	Ref	%Voláteis	%Cinzas	%C fixo
Bagaço de cana	[79]	73,8	11,3	15,0
	[80]	82,0	3,0	15,0
Casca de arroz	[79]	65,5	17,9	16,7
	[79]	69,3	13,4	17,3
Serragem	[79]	81,6	1,1	17,3

Tabela 3.3: Análise elementar.

Biomassa	Ref	% C	% O	% H	% N	% S	% Cl	% Res.	obs.
Casca de arroz	[79]	41,0	35,9	4,3	0,4	0,0	0,1	18,3	base seca
	[83]	38,5	39,8	5,7	0,5	0,0		15,5	base seca
	[82]	39,3	37,1	4,9	0,5	0,1	0,2	18,0	base seca
Borra de café	[81]	59,5	30,7	7,3	2,5				base seca s/ cinzas
	[84]	56,2	34,1	7,1	2,4	0,2			
Bagaço de cana	[79]	44,8	39,6	5,3	0,4		0,1	9,8	base seca
Serragem	[79]	48,3	45,1	5,9	0,2		0,1	0,4	base seca

Tabela 3.4: Poder calorífico (MJ/Kg), base seca.

Biomassa	Ref	PCS	PCI	desvio
Casca de arroz	[12]	16,1	15,3	
	[82]	15,7		
	(*)	15,6	13,0	0,2
Bagaço de cana	[12]	17,3	16,2	
	[79]	19,1	17,9	
	(*)	16,7	14,4	0,3
Borra de café	[81]	26,9	25,2	
	[84]	24,3		
	(*)	21,8	19,1	0,5
Serragem	(*)	18,0	14,3	0,7

(*) Análise feita no Laboratório de Combustíveis do DETF - FEM - UNICAMP.

Tabela 3.5: Análise imediata, medida como alimentada ao reator (*).

Biomassa	Carbono fixo % b.s.	voláteis % b.s.	cinzas % b.s.	umidade % b.u.
Casca de arroz	12,0	72,2	15,8	10,0
Bagaço de cana	9,2	86,4	4,4	6,4
Borra de café	13,9	83,5	2,6	5,7
Serragem	15,2	84,2	0,6	12,9

(*) Análise feita no Laboratório de Combustíveis do DETF - FEM - UNICAMP.

Tabela 3.6: Características das cinzas do bagaço de cana e da casca de arroz.

Bagaço de cana [40]	
Elemento químico	Percentual
Alumínio em Al_2O_3	2,0
Cálcio em CaO	6,0
Ferro em Fe_2O_3	3,1
Magnésio em MgO	6,0
Potássio em K_2O	24,0
Silício em SiO_2	54,0
Sódio em Na_2O	0,3
Casca de arroz [82]	
Elemento químico	Percentual
Titânio em TiO_2	0,1
Alumínio em Al_2O_3	1,4
Cálcio em CaO	2,7
Ferro em Fe_2O_3	0,5
Magnésio em MgO	4,3
Potássio em K_2O	8,9
Silício em SiO_2	76,7
Sódio em Na_2O	4,1
Fósforo em P_2O_5	0,4
Porcentagem de cinzas	12,3
Temperatura de fusão (IDT)	909°C

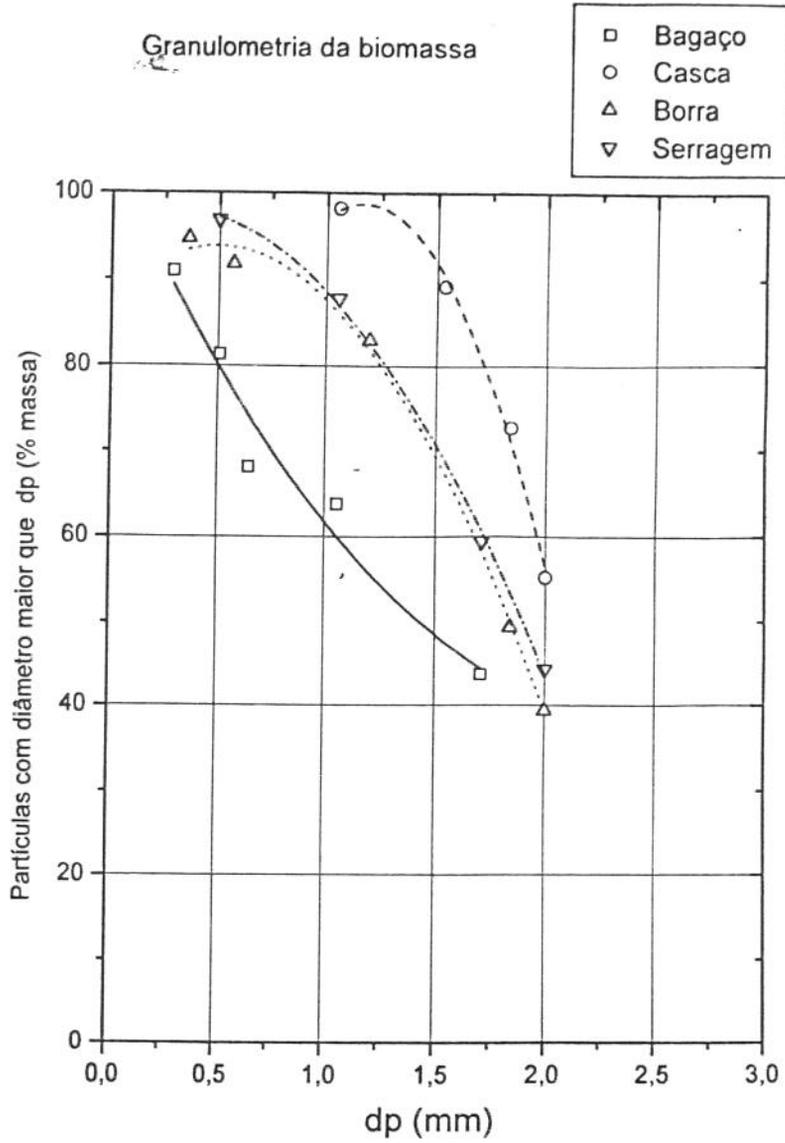


Figura 3.1: Resultados da análise granulométrica da biomassa utilizada.

Capítulo 4

Volatilização: parte experimental

4.1 Introdução

A pesquisa sobre a emissão dos voláteis durante a gaseificação é importante pois estes contribuem com 50% da energia liberada além de serem responsáveis pela maior parte dos poluentes.

Muitos experimentos já foram realizados para estudar a cinética de decomposição térmica da biomassa [61, 66, 85, 86, 87]. O estudo da cinética da degradação térmica incluindo a emissão de voláteis é essencial para se compreender a dinâmica da gaseificação em leito fluidizado e melhor explicar os fenômenos envolvidos, visando a otimização do processo. Entretanto há necessidade de se aprimorar os experimentos, pois existem variações nos parâmetros cinéticos encontrados pelos diversos pesquisadores.

A biomassa é um material quimicamente complexo, constituído de celulose, hemicelulose e lignina [87]. O processo de volatilização inclui a formação de voláteis, com a destruição térmica dos componentes da biomassa, basicamente a hemicelulose e a celulose, e sua remoção da matriz de carbono. A lignina é o componente térmicamente mais estável, que se transforma basicamente em carbono fixo. Normalmente nenhuma distinção é feita entre volatilização sob atmosfera inerte (pirólise) ou atmosfera oxidante (gaseificação ou combustão). Para partículas finas como a maior parte dos resíduos de biomassa (bagaço de cana, serragem, etc.), pode-se assumir que as partículas são isotérmicas e estão à temperatura do meio, sendo então a taxa de volatilização controlada só pela cinética das reações químicas envolvidas. Nesta condição provavelmente a taxa de volatilização pouco será afetada pela natureza do gás de fluidização [88]. Para partículas grandes o efeito da transferência de calor para o interior,

tanto pela estrutura do carbono como pelos gases, não pode ser negligenciada.

As informações existentes sobre a cinética do processo de pirólise e sobre a taxa de formação dos diferentes produtos da pirólise ainda são insuficientes para uma modelagem mais aprimorada. Existem duas abordagens clássicas para o estudo da cinética da volatilização:

- A partir da curva de queda de massa, ou curva termogravimétrica, tanto isotérmica como com elevação programada de temperatura,
- A partir da dinâmica de formação dos produtos da pirólise,

Muitos dos trabalhos sobre pirólise da madeira são baseados na taxa de perda de massa da amostra original [90, 91, 92]. Desde que a pirólise da madeira ocorre como resultado de uma série de reações competitivas consecutivas, a determinação simples da cinética em termos de perda de massa [90, 92] pode ser imprópria para correlacionar a cinética de formação dos vários produtos da pirólise, o que levou outros pesquisadores a calcularem os parâmetros cinéticos a partir da análise dos voláteis liberados em métodos experimentais como o leito fluidizado [93, 97, 87, 98], reatores e fornos pirolíticos [99, 100, 101] entre outros. Reatores de leito fluidizado são preferíveis às técnicas de laboratório quando se deseja condições isotérmicas.

Alguns estudos incluem a lignina na formação da fase gasosa, produzindo monóxido de carbono e metano [101]. No entanto a completa elucidação da degradação térmica da biomassa necessita ainda de mais pesquisa. O estudo da cinética da pirólise da biomassa depende da viabilidade técnica de sistemas para pirólise rápida, que necessitam ainda do desenvolvimento de boas técnicas de engenharia, para que possam fornecer [98]:

1. Altas taxas de transferência de calor (cerca de 10^5 °C/s),
2. Altas temperaturas do reator ($> 700^\circ\text{C}$),
3. Tempos curtos de residência ($< 0,5$ s).

4.2 Cinética da volatilização

Pouco se conhece sobre os mecanismos de volatilização em leito fluidizado. Trabalhos sobre volatilização e combustão de carvão em leito fluidizado indicam que a evolução dos voláteis

depende da taxa de aquecimento [97] e que a matéria volátil dada pela análise imediata prevê uma medida relativa da quantidade de voláteis no leito.

Observações em um leito fluidizado de vidro [102] sugerem que a volatilização de partículas de carvão ocorrem do seguinte modo:

1. Quando os voláteis evoluem eles formam uma bolha ao redor da partícula de carvão de onde eles se originam. Esta bolha terá voláteis fluindo radialmente para fora, sendo consumidos na fronteira. Diferente de uma bolha típica de ar, não há mecanismo pelo qual o fluxo de gás através da bolha possa ocorrer ou pelo qual uma esteira de sólidos possa ser suportada. A taxa de evolução de voláteis, junto com a taxa de difusão de oxigênio sobre a bolha determina o tamanho da bolha.
2. A bolha, na sua tentativa de passar pelo leito, se alonga para cima e ao fazê-lo surgem forças de empuxo sobre a partícula de carvão que a movimentam para cima.
3. Quando o sistema partícula de carvão / bolha de voláteis alcança a superfície do leito, uma chama tipo pluma consome rapidamente a bolha de voláteis ou, quando não há atmosfera oxidante, os voláteis se dispersam pelo *free-board*.
4. Sem a bolha de voláteis, a partícula de carvão perde a sustentação e se move para baixo.
5. Se os voláteis ainda estão evoluindo, o processo se repete.

Para partículas grandes em relação ao leito ($> 10 \text{ mm}$ de dimensão característica) alguns autores [93, 96] descrevem que o processo de emissão de voláteis é controlado difusionalmente, sendo os tempos de volatilização longos em relação aos tempos típicos de mistura em leito raso ($< 75 \text{ mm}$ quando expandido). Normalmente pode-se encontrar experimentalmente que o tempo de emissão de voláteis seguem a relação [93, 94]:

$$t_v = b \cdot d_i^n \quad (4.1)$$

onde: t_v = tempo de volatilização, s
 d_i^n = diâmetro equivalente da partícula, m
 b = constante dimensional, s/m^n
 n = expoente:
 $n = 1$, para controle cinético
 $n = 2$, para controle difusional.

(Para carvões minerais é comum encontrarmos $0,83 < n < 1,81$ [93, 95].)

Para equacionarmos corretamente modelos de volatilização precisamos incluir transferência de calor tanto de partículas isotérmicas como de partículas não isotérmicas e a reação química, especificando-se o coeficiente externo de transferência de calor e os parâmetros cinéticos [88].

A presença de umidade e a ocorrência de encolhimento da partícula são também importantes. A presença de umidade retarda o início da volatilização em leito fluidizado.

Um modelo simplificado pode ser descrito como [89]: secagem superficial, formando uma interface seca-molhada dentro da partícula; com a continuação da secagem surge a emissão de voláteis; se houver atmosfera oxidante, inicia-se a combustão dos voláteis, com aumento das taxas de secagem e volatilização; com o fim da secagem e posterior fim da volatilização, há a ignição da partícula de carbono (se não houver atmosfera oxidante a partícula de carbono permanece sem reação) [88].

O núcleo úmido retrocede com o tempo, enquanto evapora a umidade, em direção ao centro do núcleo da partícula, expondo a casca seca.

A liberação da umidade é acompanhada pelo encolhimento da partícula, sendo o raio instantâneo da partícula R_p . A casca seca inicia o aquecimento e a volatilização começa com uma quebra térmica das ligações das cadeias da estrutura. Com o início da volatilização há a ignição dos voláteis (com atmosfera oxidante) que aumenta as taxas de secagem e volatilização.

A secagem é assumida como tendo lugar na superfície de um núcleo molhado que retrocede com raio r_e dentro da partícula. Desde que o encolhimento da partícula também seja considerado, o problema envolve duas fronteiras móveis.

No mecanismo simplificado apresentado por Figueiredo *et al.* [99], considera-se que a biomassa se decompõe por três reações paralelas produzindo gases, alcatrão e carvão residual, posteriormente o alcatrão se decompõe em mais gases e mais carvão. Estas duas últimas reações podem ser ignorados na pirólise rápida, pois o alcatrão não fica no reator, sendo levado para fora pelos gases de fluidização. Então, considerando uma reação de primeira ordem para a decomposição da biomassa, a produção de gases pode ser descrita como [99]:

$$- dm/dt = k.m \quad (4.2)$$

onde k é a constante de velocidade de reação, 1/s

m é a massa de biomassa, g

t é o tempo, s

O método de Simmons e Sanchez [100] pode ser usado para determinar os parâmetros cinéticos. A quantidade total de gás formado no tempo t pode ser expresso como uma função

da conversão da biomassa:

$$\int_0^t c \cdot f \cdot dt = a \cdot (m_0 - m) \quad (4.3)$$

onde c é a concentração do gás, mol/Nm^3

m_g é a massa de gás, g

m_o é a massa inicial de biomassa, g

f é o fluxo total de gases, Nm^3

a é o coeficiente estequiométrico.

f é igual ao fluxo de gás de alimentação, exceto no período inicial da reação.

Assumindo que a é constante a cada temperatura e diferenciando a equação 4.3

$$- a \cdot dm/dt = c \cdot f \quad (4.4)$$

por substituição da equação 4.2 na equação 4.4

$$c \cdot f = a \cdot k \cdot m \quad (4.5)$$

que combinada com a equação 4.3 fornece

$$c = a \cdot k \cdot m_0 / f - k \cdot \int_0^t c \cdot dt \quad (4.6)$$

O rendimento mássico de formação de CO pode ser calculado por:

$$\eta_m = V_g \cdot M_{co} \cdot \int_0^{t_v} c \cdot dt / m_0 \quad (4.7)$$

onde: $M_{co} = 28,0$ é a massa molecular do CO , g/mol

V_g é a vazão do gás de fluidização, Nm^3/s .

Plotando c versus $\int_0^t c \cdot dt$, como vemos na figura 4.1, traçamos uma linha reta tangente à curva obtida e o valor de k pode ser calculado da inclinação da reta. Desde que a biomassa leva um tempo finito para alcançar a temperatura do reator, a representação gráfica da equação 4.6 não considera os dados correspondentes a estes intervalos de tempo. A determinação da integral foi feita a partir do ajuste de um polinômio sobre a curva c versus t . Deste modo os parâmetros cinéticos foram calculadas para o monóxido de carbono, gás para o qual foi possível determinar a curva de emissão versus tempo, (figura 4.2).

O método termogravimétrico de determinação de parâmetros cinéticos consiste em se pirrolizar uma amostra de matéria em um forno com temperatura (ou taxa de aquecimento)

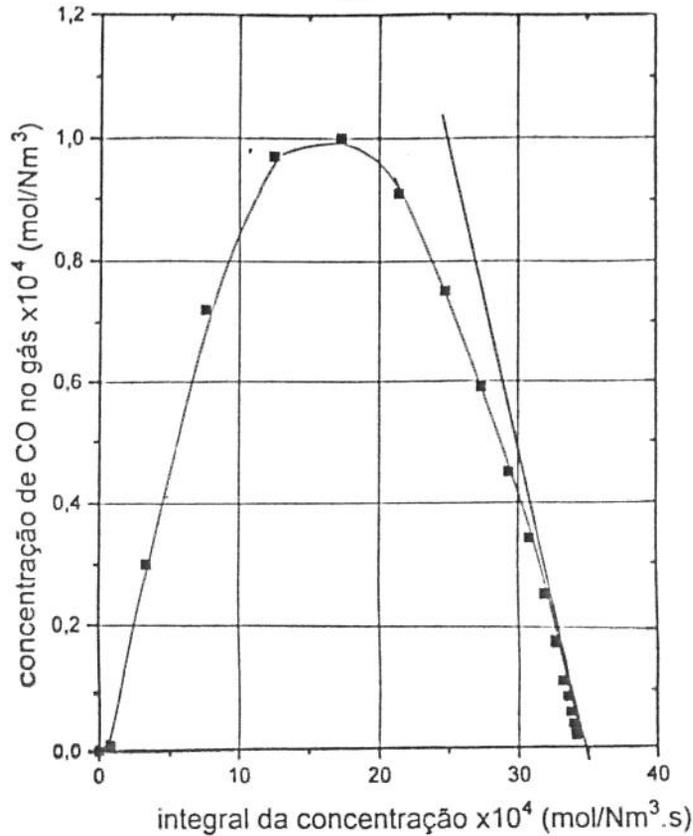


Figura 4.1: Curva de c versus $\int_0^t c.dt$.

controlada, medindo-se a perda de massa dessa amostra com uma balança de precisão, acoplada a esse forno. Por métodos matemáticos encontra-se os parâmetros cinéticos [103].

O conhecimento dos parâmetros cinéticos permite o modelamento matemático dos processos de emissão de substâncias voláteis e combustão da biomassa. A velocidade das reações químicas que tem lugar durante a emissão de voláteis depende fortemente da temperatura do meio, dependência que se supõe cumpra a lei de Arrhenius. Os parâmetros cinéticos que entram na equação de Arrhenius (energia de ativação E , fator de frequência z e ordem aparente da reação n) podem ser determinados de forma experimental [90]. Experimento de pirólise de bagaço de cana efetuado por Silva e Beaton [90] com termogravimetria, define três etapas distintas para a pirólise do bagaço de cana:

1. Evaporação da umidade (30 a 120 °C);
2. Emissão das substâncias voláteis (120 a 390 °C);
3. Formação da estrutura do coque do bagaço (390 a 700 °C).

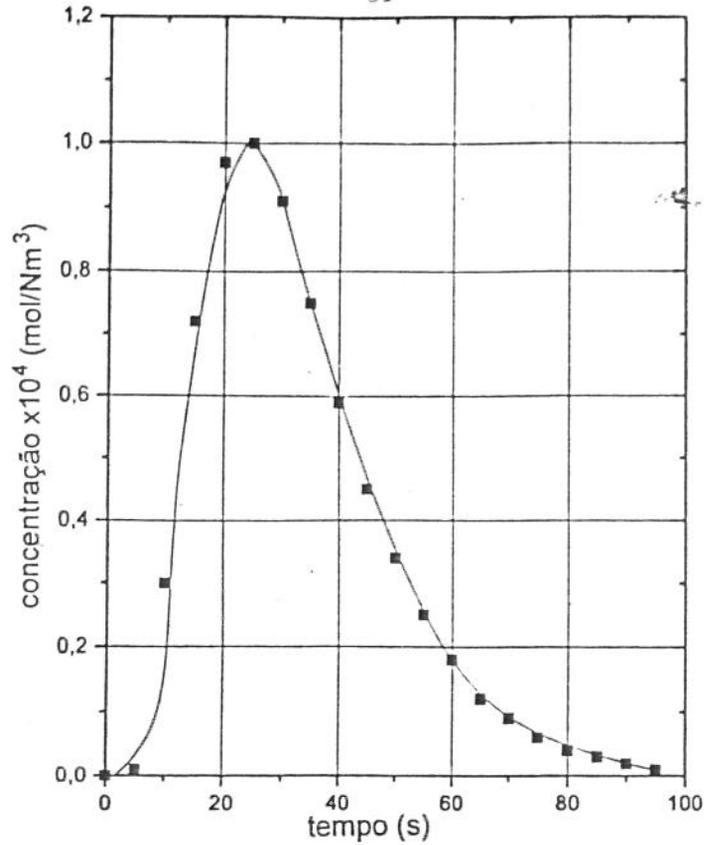


Figura 4.2: Curva de emissão de *CO* versus tempo.

Sendo a equação de Arrhenius

$$k = z \cdot e^{-E/R \cdot T} \quad (4.8)$$

onde k : constante de velocidade de reação, $1/s$

z : coeficiente pré exponencial, $1/s$

E : energia de ativação aparente, kJ/mol

T : temperatura da amostra, K

R : constante universal dos gases, $kJ/molK$

Alguns autores discordam de que os resultados obtidos por Análise Termogravimétrica (TGA) possam ser aplicados em reatores de leito fluidizado, pois a cinética devido ao aquecimento comparativamente mais lento da amostra em termogravímetros não seria a mesma de reações rápidas como as que acontecem em leito fluidizado. Estes autores [86] propõem o levantamento dos parâmetros cinéticos a partir da medição direta da emissão dos voláteis, com a pirólise rápida sendo feita em reatores tubulares de laboratório. Trabalhos que apresentam resultados de parâmetros cinéticos estão resumidos na tabela 4.1.

Tabela 4.1: Parâmetros cinéticos de diversas biomassas.

Biomassa	Dimensão da partícula	ref.	veloc. aquec. <i>K/min</i>	Faixa temp. °C	ord. reac. <i>n</i>	energia ativação aparente <i>E</i> <i>kJ/mole</i>	fator frequência <i>z</i> <i>(s⁻¹)</i>	Atmosfera	Método
casca de arroz	20 <i>mesh</i>	[66]	40	285/364		80,39	$0,57 \cdot 10^4$	N_2	TGA
	20 <i>mesh</i>	[66]	40	300/348		125,17	$1,28 \cdot 10^9$	Ar	TGA
bagaço de cana	0,16 ~	[90]			1	74,86	$1,026 \cdot 10^6$		TGA
		[106]	10	100/390	1	75,06	$1,26 \cdot 10^6$	N_2	TGA
	0,20 <i>mm</i>	[107]	10	150/325	1	78,83	$8,99 \cdot 10^6$	Ar	TGA
	0,064~0,076 <i>mm</i>	[124]	60000	300/1100	1	(1)	(1)	N_2	<i>screen heater</i>
pinho		[92]			1	83,00	$7,0 \cdot 10^4$		TGA
pinho		[87]		400/500		94,49	$2,38 \cdot 10^4$	N_2	l. fluid.
<i>pinus</i> (2)	180~220 <i>µm</i>	[92]		400		105,8	$2,00 \cdot 10^6$		TGA isot.
madeira(3)		[105]		230/240		125,4	$7 \cdot 10^7$	N_2	TGA
madeira(4)		[61]				35,8		N_2	TGA
lignina		[105]			1	62,80	$9,1 \cdot 10^4$		TGA
celulose		[87]		300/1100	1	132,35	$1,2 \cdot 10^{10}$		<i>screen heater</i>
lenha		[87]		400/500	1	56,48	$1,4 \cdot 10^6$		l. fluidiz.
carvalho		[108]			1	106,50	$1,7 \cdot 10^6$		reator tub.
carvalho(5)		[99]		300/900		(6)		N_2	reator tub.
coco de dendê	0,35~0,55 <i>mm</i>	[91]	80	350/600	1	114,7		N_2	TGA

(1) para CO_2 $E = 48,6z = 6,31 \cdot 10^2$
para CO $E = 72,0z = 1,24 \cdot 10^4$

(2) *pinemasters*

(3) média de vários autores

(4) genérica

(5) *quercus ilex*

(6) para CO_2 $E = 17,8$

para $COE = 13,6$

para CH_4 $E = 19,1$

para H_2 $E = 16,5$

NOTA: Esta tabela não pretende ser completa. Só apresenta valores típicos encontrados na literatura em questão.

Embora os diversos autores apresentem esquemas cinéticos que representam bem seus resultados [64, 62, 104], há uma grande variação nos valores dos parâmetros cinéticos encontrados por cada um, devido às simplificações usadas. Vários são os efeitos que influenciam os resultados, alguns dos quais são descritos na referência [105] :

- ordem de reação;
- composição da biomassa;
- efeitos autocatalíticos;
- efeitos da estrutura física da biomassa;
- efeito da pressão do reator;
- efeito do tamanho da amostra.

4.3 Aparato experimental, instrumentação e metodologia

4.3.1 Concentrações totais dos gases

Os experimentos para a medida das concentrações médias totais dos gases durante a volatilização foram realizadas em um reator tubular com 95 mm de diâmetro interno (mini-leito), com altura do leito fluidizado entre 105 e 115 mm para velocidades de fluidização entre 0,4 e 0,5 m/s. Utilizou-se alumina como material inerte, cuja granulometria está mostrada na tabela 4.2.

Os ensaios foram realizados com bagaço de cana e casca de arroz.

Os parâmetros estudados e os seus intervalos de variação foram os seguintes:

1. Temperatura do leito (750, 850 e 950°C)
2. Conteúdo de oxigênio no gás de fluidização: 1,0, 1,5 e 2,0%.
3. Granulometria da biomassa:

Bagaço de cana : $d_{p1}^- = 2,68 \text{ mm}$, $d_{p2}^- = 1,71 \text{ mm}$ e $d_{p3}^- = 1,13 \text{ mm}$.

Casca de Arroz : $d_{p1}^- = 2,87 \text{ mm}$, $d_{p2}^- = 2,03 \text{ mm}$ e $d_{p3}^- = 1,34 \text{ mm}$.

Tabela 4.2: Granulometria da alumina utilizada como inerte no leito.

diâmetro da partícula <i>mm</i>	fração em peso
$0,59 < \phi < 0,42$	0,33
$0,42 < \phi < 0,30$	0,65
$\phi < 0,30$	0,02

Antes de se realizar cada teste os valores de temperatura do leito, velocidade e a concentração de oxigênio no gás de fluidização são ajustados nos valores desejados.

Foram realizados 60 experimentos sobre a volatilização de bagaço de cana e 40 sobre a volatilização de casca de arroz.

O gás de fluidização foi obtido pela queima de GLP em ar. Na figura 4.3, é mostrado um esquema do reator de leito fluidizado, cuja temperatura foi controlada por aquecimento elétrico na parede externa do reator. Para homogeneização da mistura dos gases produzidos pela volatilização, utilizou-se um promotor de turbulência antes do ponto de coleta dos gases.

A queima de GLP ocorre numa câmara de combustão revestida internamente de cimento refratário. A concentração de oxigênio no gás de fluidização foi controlada através das vazões do GLP e do ar primário.

Utilizou-se rotômetros para a medida e controle das vazões de GLP e ar primário. Mediu-se a temperatura do leito fluidizado e dos gases da queima de GLP, abaixo do leito, com termopares *tipo k* (*cromel-alumel*).

Os gases eram succionados 100 *mm* acima da superfície do leito por uma bomba de vácuo e coletados em balões flexíveis de 1 *l* para análise posterior. A análise do gás de fluidização e dos gases produzidos na volatilização da biomassa foi realizada com um cromatógrafo a gás tipo *CG 90* com detector por condutividade térmica e colunas *Porapaq N* (6m de comprimento) e peneira molecular de 5 Å (1m de comprimento). Utilizou-se um analisador contínuo para *CO* como um indicador do tempo de volatilização completa das amostras de biomassa, e indicador do tempo de coleta das amostras dos gases produzidos. A massa das amostras alimentadas ao reator foram medidas em uma balança digital (precisão de 0,1 *g*).

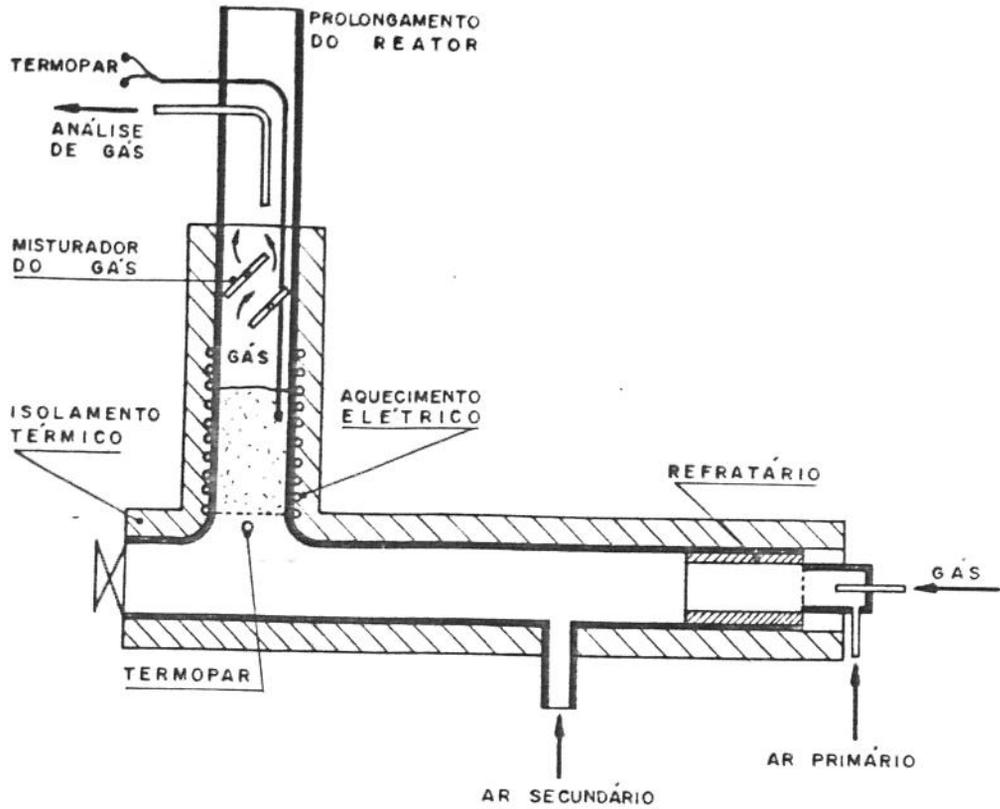


Figura 4.3: Esquema do reator de leito fluidizado.

4.3.2 Liberação de monóxido de carbono na volatilização

Nos ensaios com madeira, a medida do teor de CO foi realizada no mesmo equipamento descrito (mini leito), utilizando-se de um analisador contínuo por infravermelho. A amostragem se fez por meio de um tubo de aço inox localizado no centro do reator, distando cerca de 100 mm acima da superfície do leito expandido.

Os valores de concentração de CO (% em volume) foram registrados em intervalos de 5 segundos a partir do instante da alimentação da amostra no reator. O tempo de resposta do aparelho é de 10 segundos.

A medida do teor de CO foi realizada com e sem a presença física do leito para se analisar o efeito do leito sobre a volatilização. Nos testes com leito, utilizou-se alumina como material

inerte, com a distribuição granulométrica apresentada na tabela 4.2.

As medidas foram realizadas para as temperaturas de gás de 700°C a 1000°C, nas condições de atmosfera inerte (21% CO_2 / 79% N_2) e com 1%, 1,5% e 12 % de oxigênio no escoamento do gás, semelhante ao que outros pesquisadores fizeram para biomassa [66, 85, 110] e para carvão [109].

Em instalações onde o agente gaseificador é ar, as reações envolvidas ocorrem em uma atmosfera que não é puramente redutora, portanto justifica-se trabalhar com diversos teores de oxigênio para conseguir condições próximas às reais.

Calculou-se o rendimento mássico de CO em relação à massa de combustível alimentada ao reator, para o *Eucalyptus Alba*, pela equação 4.7. A biomassa utilizada nestes testes foram: bagaço de cana, casca de arroz, peroba rosa (*Aspidosperma Polyneuron*) e *Eucalyptus Alba*. As amostras de peroba e de eucalipto foram preparadas na forma de serragem (0,7 mm), de cubos de 5, 10 e 20 mm de aresta e de cilindros de 20 mm de diâmetro e 20 mm de altura, para observação da influência do tamanho (segundo o método de Figueiredo *et al.* [99]), forma e massa da amostra sobre a evolução do CO .

O bagaço foi testado na sua condição natural e também em *pellets* cilíndricos de 10 mm de diâmetro e 10 mm de altura. O teor de umidade médio das amostras foi de 15%. A alimentação foi feita por gravidade pela parte superior do leito, por batelada.

Utilizou-se os resultados do bagaço de cana e da casca de arroz para o cálculo dos parâmetros cinéticos.

4.3.3 Tempo total de volatilização

O estudo do tempo de volatilização das biomassas em leito fluidizado foi realizado com o mesmo mini leito mostrado na figura 4.3. O ar de fluidização foi aquecido eletricamente. Manteve-se alumina como material inerte, com a mesma distribuição granulométrica apresentada na tabela 4.2. Utilizou-se a velocidade de fluidização entre 0,3 e 0,4 m/s. As temperaturas de teste foram 400, 600, 800 e 1000°C, medidas com termopar *tipo k*, mergulhado no centro do leito.

Foram utilizadas amostras de peroba rosa, eucalipto alba e bagaço de cana. As amostras de peroba e de eucalipto foram preparadas na forma de serragem (0,7 mm), de cubos de 5, 10 e 20 mm de aresta e de cilindros de 20 mm de diâmetro e 20 mm de altura, para observação da influência do tamanho, forma e massa da amostra sobre o tempo de evolução dos voláteis. O bagaço foi testado na sua condição natural e também em *pellets* cilíndricos de 10 mm de diâmetro e 10 mm de altura. O teor de umidade médio das amostras foi de

15%. A alimentação foi feita por gravidade pela parte superior do leito, bor batelada.

Os ensaios foram realizados com volume de 2 a 6 cm^3 de amostras de combustível, colocados no leito após a estabilização na temperatura desejada. O tempo de volatilização para efeito deste estudo foi definido como o intervalo de tempo medido, através de observação visual, do instante da alimentação da amostra, até o término da evolução dos fumos, ou até a extinção das chamas, dependente da temperatura do leito. Esta definição corresponde ao procedimento utilizado por Pillai [93, 97] e Wildegger-Gaissmaier e Agarwal [88].

Com a finalidade de analisar a influência do leito no tempo de volatilização, optou-se por realizar testes paralelos sem a presença física do leito. Estes testes foram realizados em um forno tubular cilíndrico horizontal com 45 mm de diâmetro interno, aquecido eletricamente, na presença de um escoamento de ar. Os testes foram feitos para as temperaturas de 400, 600, 800 e 1000°C. A vazão de ar utilizada durante as medições proporcionava uma velocidade de escoamento do gás da ordem de 0,5 m/s . Manteve-se o procedimento de medida do tempo de volatilização.

Para análise da influência da massa da amostra foram realizados ensaios à temperatura de 800°C com amostras de 5 mm de arestas para massas de 1,6; 2,0 e 2,7 g , e com amostras de 10 mm de aresta para massas de 2,0; 4,0; 8,0 e 16,0 g .

4.4 Resultados

4.4.1 Concentrações totais de gases na volatilização.

A análise estatística dos dados foi realizada com o auxílio do programa *Microstat* com a avaliação da influência de cada parâmetro através da matriz de correlação e da análise de regressão dos dados, aproximados por um polinômio de segundo grau, eliminados os dados que tiveram desvio maior que duas vezes o desvio padrão encontrado. Os gráficos foram feitos posteriormente com o programa para microcomputador *PC Grapher*.

1. Bagaço de cana

Os resultados da análise mostram que a temperatura do leito fluidizado é o parâmetro de maior influência sobre a concentração de CO e H_2 nos gases de volatilização. Esta influência da temperatura sobre a concentração de CO , H_2 e CH_4 no gás produzido é mostrada na figura 4.4 para um valor de 1,5% de O_2 no gás de fluidização, com bagaço de cana com $d_p^- = 2,68$ mm . Observa-se que para CH_4 a influência da temperatura é pequena.

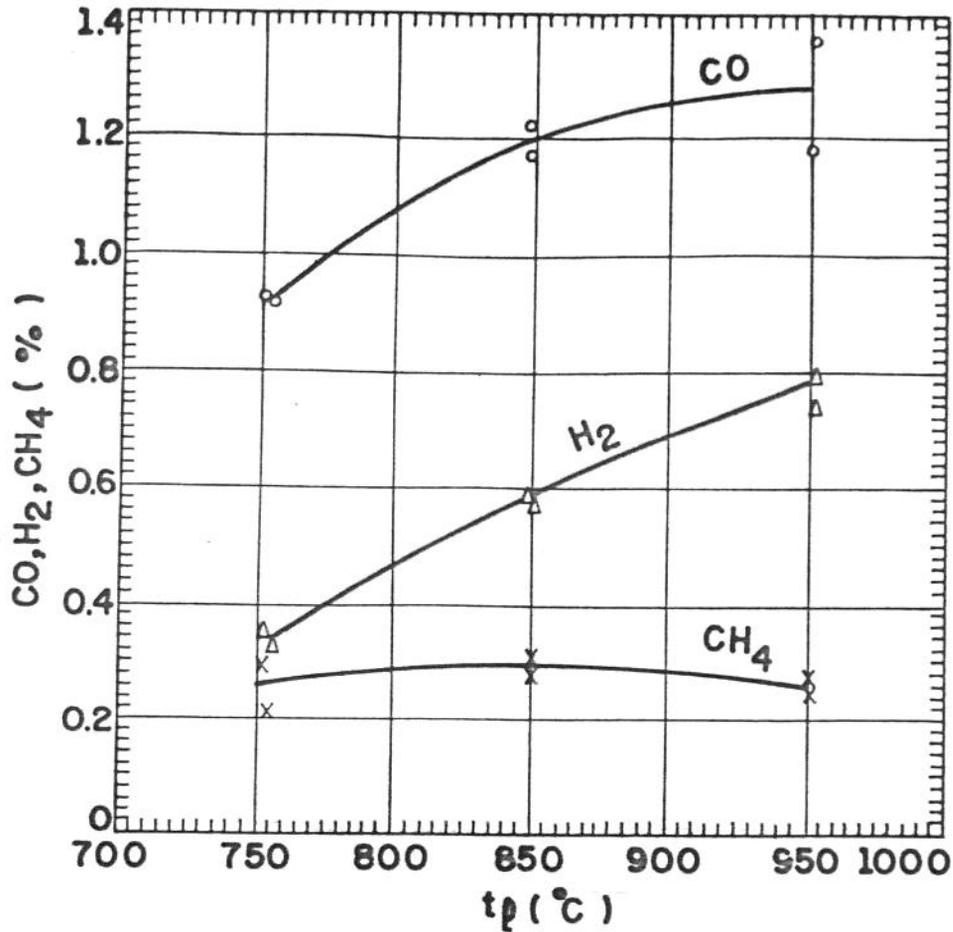


Figura 4.4: Concentração de CO , H_2 e CH_4 em função da temperatura do leito (bagaço de cana, $O_2 = 1,5\%$, $d_p^- = 2,68\text{ mm}$).

O efeito da granulometria da biomassa sobre a concentração de CO , H_2 e CH_4 é mostrada na figura 4.5. Na figura 4.6 é mostrada a influência da concentração de O_2 no gás de fluidização sobre a concentração de CO , H_2 e CH_4 no gás produzido.

Observa-se na figura 4.5, que o polimorfismo das partículas de bagaço produz um desvio considerável nos resultados obtidos para as diferentes granulometrias; no entanto pode-se observar a tendência de estabilização nas concentrações de CO , H_2 , e CH_4 com o aumento da granulometria, devido à diminuição da elutrição.

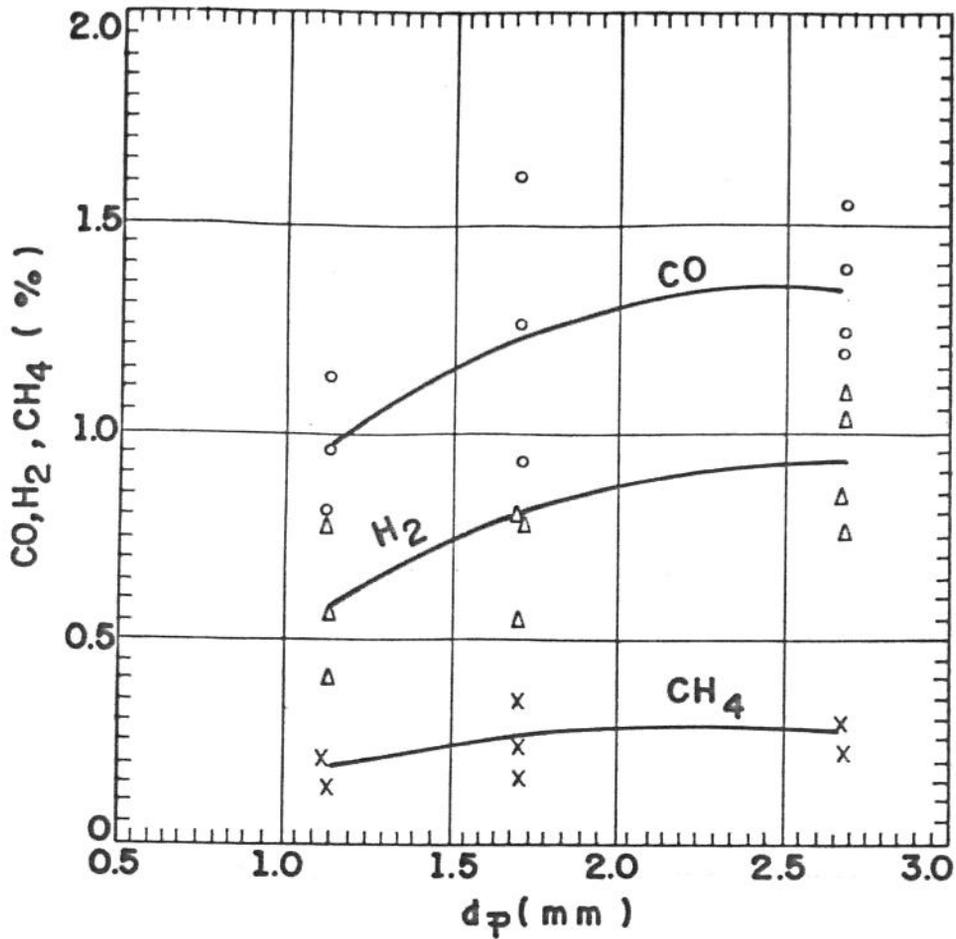


Figura 4.5: Concentração de CO , H_2 e CH_4 em função da granulometria (bagaço de cana, $O_2 = 1,0\%$, $t_f = 950^\circ C$).

O efeito da concentração de oxigênio no gás de fluidização, figura 4.6, sobre a concentração dos componentes combustíveis no gás produzido, tem uma característica mais complexa, observando-se um máximo para o intervalo de O_2 entre 1,4-1,6%.

Comportamento semelhante pode ser observado para a concentração de CO , na figura 4.7, onde a superposição das curvas de produção de CO obtidas em função do tempo, mostra a maior produção de CO para $O_2 = 1,43\%$.

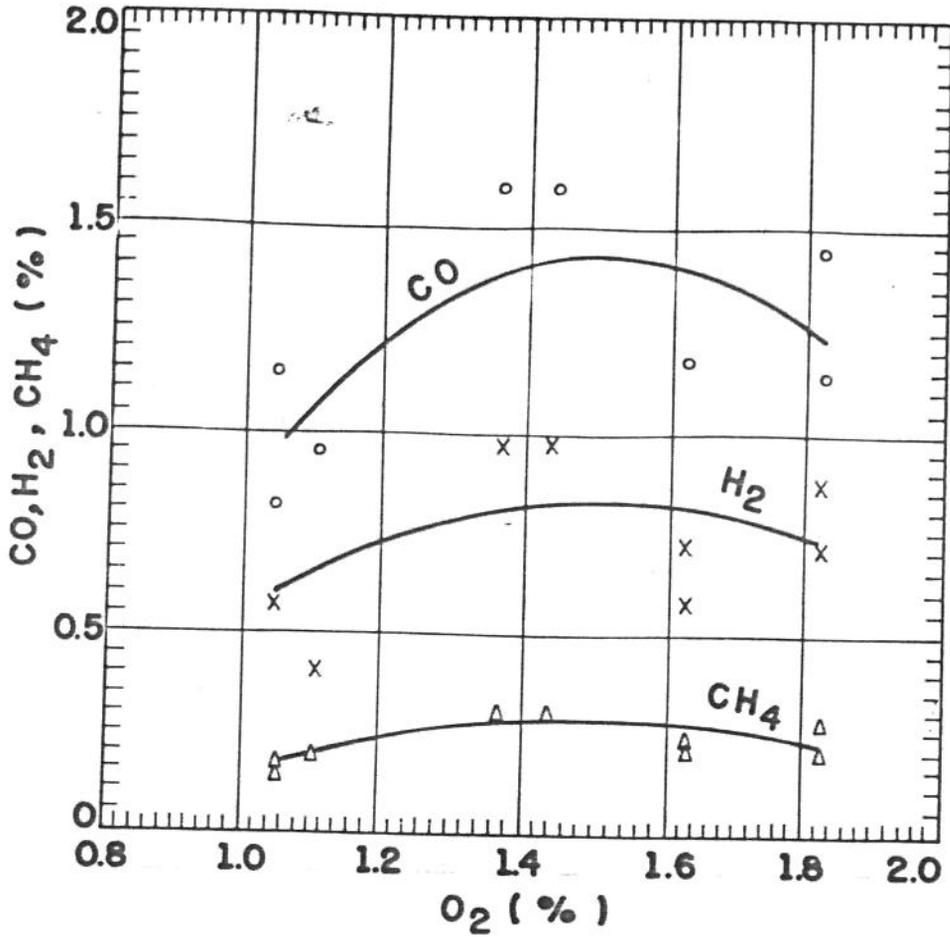


Figura 4.6: Concentração de CO , H_2 e CH_4 em função da concentração de O_2 (bagaço de cana, $t_l = 950^\circ C$, $d_p = 1,13 mm$).

Uma possível explicação deste comportamento é a seguinte: o aumento na concentração de oxigênio no gás de fluidização tem duas conseqüências de efeitos contrários, pois de um lado o aumento da fração da biomassa queimada aumenta a temperatura do leito e produz um esperado aumento do conteúdo de CO no gás produzido. Por outro lado o aumento do oxigênio disponível para a oxidação do carbono até CO_2 conduz a diminuição da concentração de CO no gás obtido. Para valores de O_2 próximos a 1,5% no gás de fluidização pode estar ocorrendo um equilíbrio entre as duas tendências produzindo um máximo na concentração de CO , e dos outros gases combustíveis.

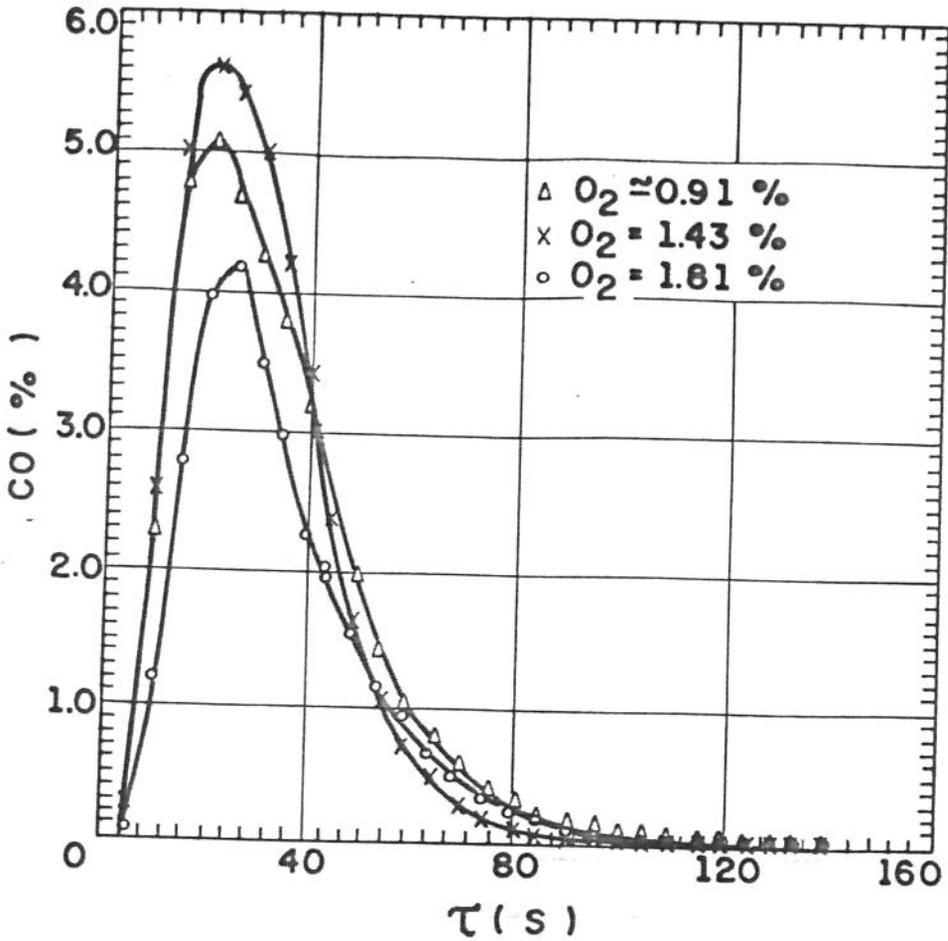


Figura 4.7: Produção de CO em função da concentração de oxigênio no gás de fluidização (bagaço de cana, $t_l = 950^\circ C$, $d_p^- = 2,68\text{ mm}$).

2. Casca de arroz

Comparando-se com o bagaço a casca de arroz se caracteriza por uma maior homogeneidade na granulometria e na forma das partículas. A análise estatística dos resultados mostrou que também para casca de arroz, a temperatura do leito é o parâmetro de maior influência sobre a concentração de CO , H_2 e CH_4 no gás produzido. Esta influência é apresentada na figura 4.8, e se mostra muito mais intensa que para o bagaço de cana.

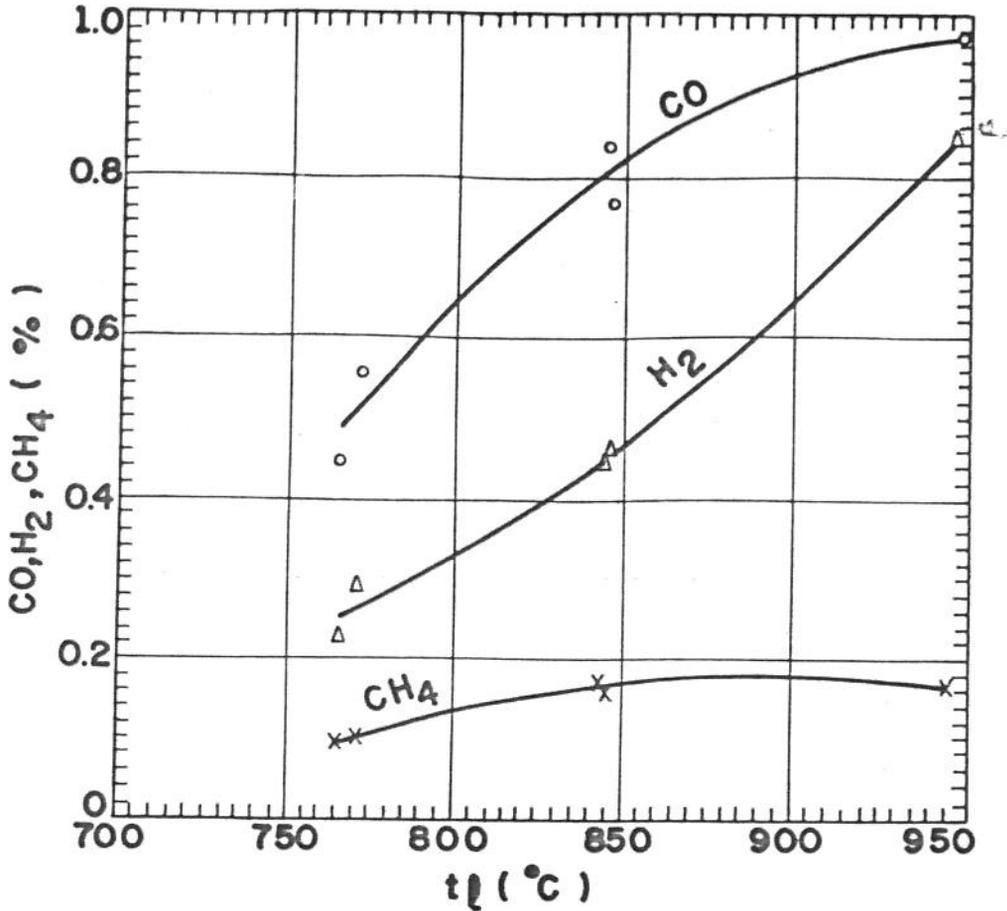


Figura 4.8: Concentração de CO , H_2 e CH_4 em função da temperatura do leito (casca de arroz, $O_2 = 2,0\%$, $d_p^- = 1,34 \text{ mm}$).

A influência da concentração de oxigênio e da granulometria da casca, sobre os gases produzidos é semelhante ao caso do bagaço de cana.

Para temperatura do leito cerca de 950°C , se observa freqüentemente, a formação de aglomerado de cinzas fundidas causando a perda da fluidização do leito. Este fenômeno não ocorre para as temperaturas de 750 e 850°C . Recomenda-se portanto que a temperatura do leito, quando operando com casca de arroz, não exceda este último valor.

Tabela 4.3: Rendimento mássico de CO em relação a massa de combustível (em %).

Eucalyptus alba, atmosfera inerte		
Leito fluidizado		
Granulometria	Temperatura(°C)	
	700	1000
serragem 0,7 mm	17	21
cubo 5 mm	29	39
cubo 10 mm	70	43
Leito fixo		
Granulometria	Temperatura(°C)	
	700	1000
serragem 0,7 mm	26	26
cubo 5 mm	28	35
cubo 10 mm	42	26

A análise estatística dos resultados sobre a volatilização da casca de arroz mostra as seguintes tendências:

- A temperatura do leito é parâmetro importante;
- Para a emissão de CO o diâmetro também é parâmetro importante, influenciando mais que a temperatura;
- Para a emissão de H_2 o parâmetro de maior influência é a temperatura;
- O teor de O_2 tem uma maior influência na emissão de CH_4 que na emissão dos outros gases.

4.4.2 Liberação de monóxido de carbono na volatilização da biomassa

Alguns resultados da medida da concentração de CO , durante a volatilização em leito fluidizado com atmosfera inerte e com 12% de O_2 no gás de fluidização para a temperatura de 700°C estão apresentados na figura 4.9, para cubos de eucalipto de 10 mm de aresta.

Observa-se maior concentração de CO no caso de atmosfera inerte em relação aos valores medidos com a presença de O_2 . Tal resultado se deve à oxidação do CO na presença do O_2 . Verifica-se após o tempo de 100 s, que a gaseificação do carbono fixo é praticamente nula, nas duas condições.

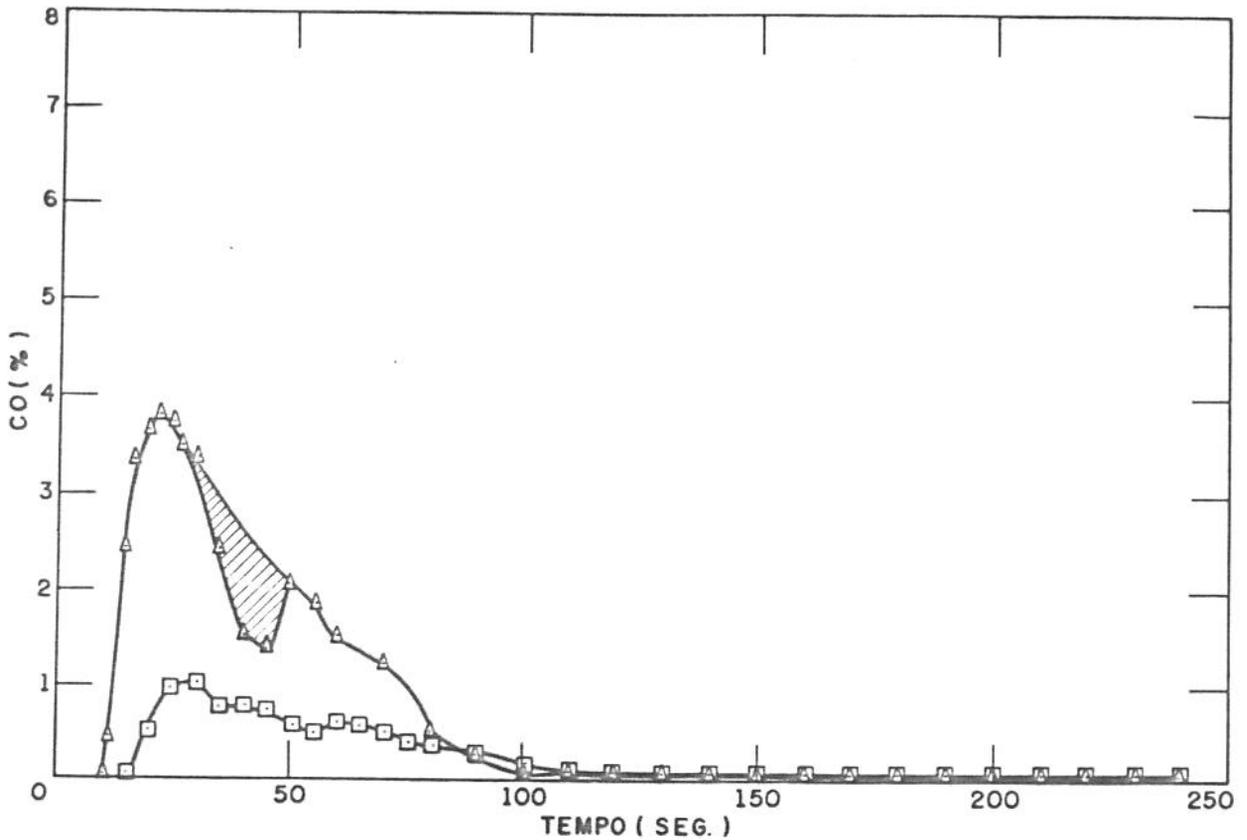


Figura 4.9: Comparação do teor de CO nos voláteis entre atmosfera inerte e 12 % de oxigênio. Blocos de 10 mm de aresta, temperatura de $700^{\circ}C$. Eucalyptus alba, massa de 4 g. Leito fluidizado de alumina. Δ atmosfera inerte. \square 12% de O_2 .

Observa-se ainda para atmosfera inerte, após o máximo de CO , uma quebra brusca nos valores de concentração formando uma bolsa no gráfico. Acredita-se que esse comportamento é devido à liberação de voláteis que consomem o mesmo carbono volátil, necessário para a formação de CO [111].

O resultado do cálculo do rendimento mássico de CO , pela equação 4.7, é mostrado na tabela 4.3, para atmosfera inerte. Estão incluídos nessa tabela os valores referentes a volatilização com e sem a presença do leito de inertes, para temperaturas de $700^{\circ}C$ e $1000^{\circ}C$, com três granulometrias do combustível.

Analisando-se a tabela 4.3 verifica-se que, de maneira geral, o rendimento mássico de CO

aumenta com a granulometria do combustível nas duas condições do teste. Isto deve-se à ocorrência de modificações nos mecanismos de pirólise com diferentes taxas de aquecimento interno da partícula.

A influência da temperatura na produção de CO é menor que a do tamanho da amostra, com exceção dos cubos de 10 mm , onde nas duas condições de teste, a mudança de 700 °C para 1000°C, produz uma queda no rendimento mássico.

Trabalhos publicados por Luengo e Cencig [112] sugerem que maiores temperaturas e maiores taxas de aquecimento favorecem a conversão dos voláteis em produtos líquidos condensáveis, os quais utilizam o mesmo carbono volátil necessário para a formação do CO . Esta pode ser a causa da redução do rendimento mássico para 1000°C, no caso de cubos de 10 mm .

Os valores de conversão mássica para CO apresentam-se na faixa entre 17% e 70%. Para melhor avaliação destes resultados deve-se lembrar que para biomassa genérica de composição elementar de 50% de carbono, 6% de hidrogênio e 44% de oxigênio, teoricamente a máxima produção de CO é da ordem de 77%.

4.4.3 Tempo de volatilização

A razão (t_f/t_{fl}) entre os tempos de volatilização total de sólidos em leito fixo (t_f) e em leito fluidizado (t_{fl}) são apresentados na tabela 4.4 em função da temperatura e do tamanho da amostra, para peroba rosa, eucalipto alba e bagaço de cana.

Analisando a tabela 4.4, confirma-se que as taxas de volatilização em leito fluidizado são maiores que sem a presença do leito; a razão entre t_f e t_{fl} , no entanto, mostra que a diferença entre ambos diminui com o aumento do tamanho da amostra de combustível, indicando que as amostras pequenas são mais sensíveis à presença do leito.

Verifica-se que para uma mesma densidade e para os dois tamanhos de amostras (5 mm e 10 mm), tabela 4.5, as diferenças nos tempos de volatilização em função da massa alimentada foram inferiores ao desvio experimental de aproximadamente 15%. Atribui-se este fato à pequena carga térmica representada pela massa das amostras em relação à capacidade térmica do forno e do leito utilizados.

A relação entre os tempos de volatilização com e sem a presença do leito fluidizado sugere que a emissão de voláteis é controlada pela transferência de calor para a superfície da amostra no caso do combustível finamente dividido e que o controle é difusional através da massa da amostra para amostras grandes de combustível.

Tabela 4.4: Razão entre o tempo de volatilização sem e com a presença do leito fluidizado.

Peroba rosa				
Dimensão da amostra	Temperatura (°C)			
	400	600	800	1000
serragem	9,6	9,0	15,5	21,5
cubo 5 mm	2,7	1,8	2,2	2,4
cubo 10 mm	1,1	1,3	1,5	1,4
cilindro 20 mm	-	1,1	1,1	1,4
Eucalyptus alba				
Dimensão da amostra	Temperatura (°C)			
	400	600	800	1000
serragem	7,6	12,0	20,5	17,0
cubo 5 mm	2,4	2,7	2,4	2,7
cubo 10 mm	2,0	0,8	1,0	1,4
Bagaço de cana				
Dimensão da amostra	Temperatura (°C)			
	400	600	800	1000
Bagaço	14,4	3,0	6,3	10,0
Bagaço peletizado	1,3	1,4	0,9	1,4

Esse resultado fica mais fácil de perceber, a partir dos mecanismos que controlam a taxa de volatilização:

1. A transferência de calor para a superfície do combustível, que por sua vez é função de sua granulometria;
2. A transferência de calor através do corpo do combustível, que é função de sua condutividade térmica;
3. A transferência de massa dos voláteis do interior do combustível até a sua superfície externa, função da porosidade da biomassa.

Observa-se que o efeito da temperatura sobre as reações químicas envolvidas na volatilização não é considerado como um mecanismo de controle de taxa, porque a biomassa à temperatura na faixa de 300 a 400°C já liberou mais de 90% de seu conteúdo de voláteis

Tabela 4.5: Tempo de volatilização, em segundos, em função da massa alimentada ao leito fluidizado. *Eucalyptus Alba*, $T_f=800^\circ\text{C}$.

Dimensão da amostra	Massa alimentada, <i>g</i>					
	1,6	2,0	2,7	4,0	8,0	16,0
5 <i>mm</i>	21	22	20			
10 <i>mm</i>		64		69	65	57

e o interesse das presentes medidas está em temperaturas acima desse intervalo, onde esse mecanismo não é mais controlador.

Verifica-se que os mecanismos de controle da taxa de volatilização da biomassa dividem-se em um efeito externo à amostra (etapa 1) e dois efeitos internos (etapas 2 e 3).

Em função disto, podemos estudar o efeito do tamanho da amostra na taxa de volatilização, através da análise da relação área/massa, onde a área externa se relaciona com o primeiro mecanismo e a massa se relaciona com os segundo e terceiro mecanismos.

Numa amostra de dimensão característica L , a área externa é função de L^2 , então:

- Quando se diminui o tamanho da amostra, aumenta-se a razão área/massa e, conseqüentemente, a influência dos fatores externos, como a transferência de calor para sua superfície;
- Quando se aumenta o tamanho da amostra, aumenta-se proporcionalmente a influência dos fatores internos à amostra, através das etapas (2) e (3).

Num combustível finamente dividido as etapas(2) e (3) são muito mais rápidas, porque o trajeto a ser vencido pelas transferências de calor e massa é menor .

Considerando ainda as condições do teste dentro do forno tubular, no qual as amostras ficam agrupadas, em condições semelhantes às de um leito fixo e considerando que dentro do leito fluidizado as amostras se dispersam por efeito de recirculação dos inertes, pode-se admitir que os valores mais altos da razão t_f/t_{f1} na tabela 4.4 (principalmente para bagaço e serragem) são devidos à diferença na transferência de calor nas duas condições:

- $300 \text{ W/m}^2 \text{ }^\circ\text{C}$ [113] no leito fluidizado e
- $40 \text{ W/m}^2 \text{ }^\circ\text{C}$ [70] no forno tubular onde o coeficiente de troca de calor é semelhante ao de um leito fixo.

Para pedaços grandes de biomassa combustível, com valores semelhantes de condutividade térmica, a taxa de volatilização deve ser controlada pela etapa (3), sendo a difusão dos voláteis através da estrutura de poros o passo mais lento do processo. Esse raciocínio é coerente com os dados da tabela 4.4, onde, em função do tamanho da amostra, a razão t_f/t_{f1} se aproxima da unidade, diminuindo portanto a diferença entre os tempos de volatilização obtidos com e sem a presença física do leito de inertes.

No caso do bagaço de cana e devido à sua forma física heterogênea e, ainda, pelo fato dos *peletts* quebrarem-se dentro dos reatores, os testes ficaram prejudicados, apresentando uma grande dispersão nos resultados.

Algumas observações:

- Nas condições do teste a gaseificação do carbono fixo é praticamente nula, não produzindo CO ;
- O rendimento mássico de CO em relação à massa inicial de combustível aumenta com a granulometria crescente. Os valores máximos calculados são da ordem do máximo teórico;
- De maneira geral, o tempo de volatilização completa da biomassa é menor no leito fluidizado do que no forno tubular;
- Em escala laboratorial, a variação da massa da amostra alimentada não altera o tempo de evolução dos voláteis, desde que a capacidade térmica do reator seja muito maior que a capacidade térmica do combustível alimentado;
- Apesar da pirólise rápida, como acontece no leito fluidizado, favorecer a evolução de substâncias de peso molecular alto (líquidos), a alta taxa de conversão de CO calculada nestes testes sugere que as moléculas maiores podem estar sofrendo craqueamento dentro do leito fluidizado;
- A razão entre os tempos de volatilização, com e sem a presença do leito fluidizado, sugere que a volatilização é controlada pela transferência de calor para a superfície da amostra no caso de combustível finamente dividido e, no caso de amostras grandes, sugere que o controle é difusional;

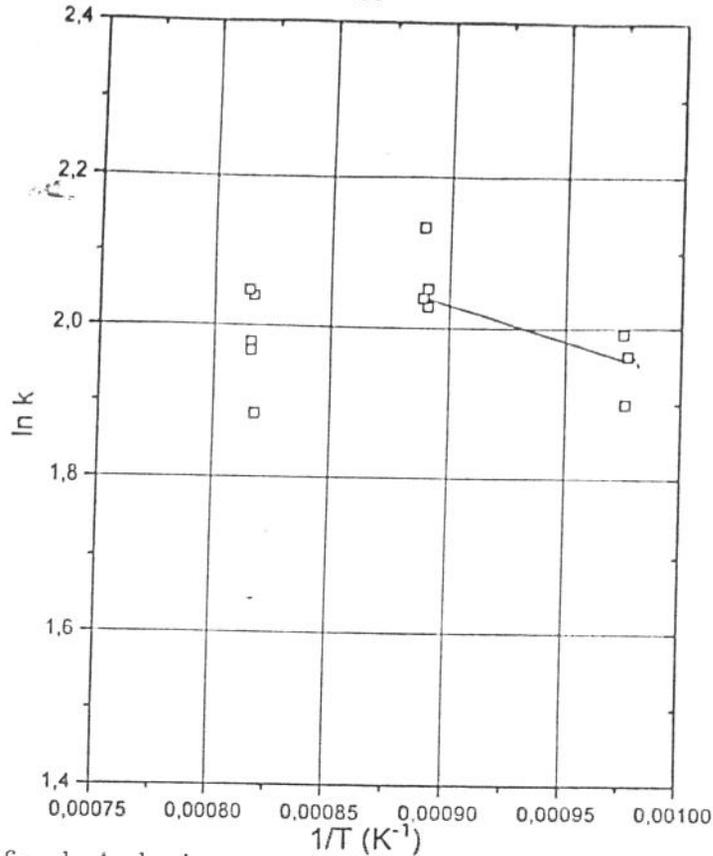


Figura 4.10: Gráfico de Arrhenius para a emissão de CO . bagaço de cana, $d_p^- = 2,68 \text{ mm}$.

4.4.4 Levantamento dos parâmetros cinéticos da emissão de CO

Com os resultados de concentração de CO obtidos nos itens anteriores, fez-se uma tentativa de cálculo de alguns parâmetros cinéticos, a partir do método utilizado por Simmons e Sanchez [100], descrito na seção "Cinética da volatilização".

A partir dos dados de concentração de CO em função do tempo (figura 4.2), foram construídos gráficos de concentração de CO versus a integral da concentração de CO no tempo. Pela tangente, foram obtidos valores de k (constante cinética de emissão de CO) para cada temperatura estudada. A energia de ativação E foi calculada pelos respectivos gráficos de Arrhenius (figuras 4.10 e 4.11).

Os valores de k , mostrados na tabela 4.6 estão dentro da faixa encontrada por Simmons e Sanchez [100], mostrados na tabela 4.7.

Como a dispersão dos pontos experimentais é grande e só se trabalhou com três temperaturas (750, 850 e 950°C), as conclusões obtidas não podem ser rigorosas.

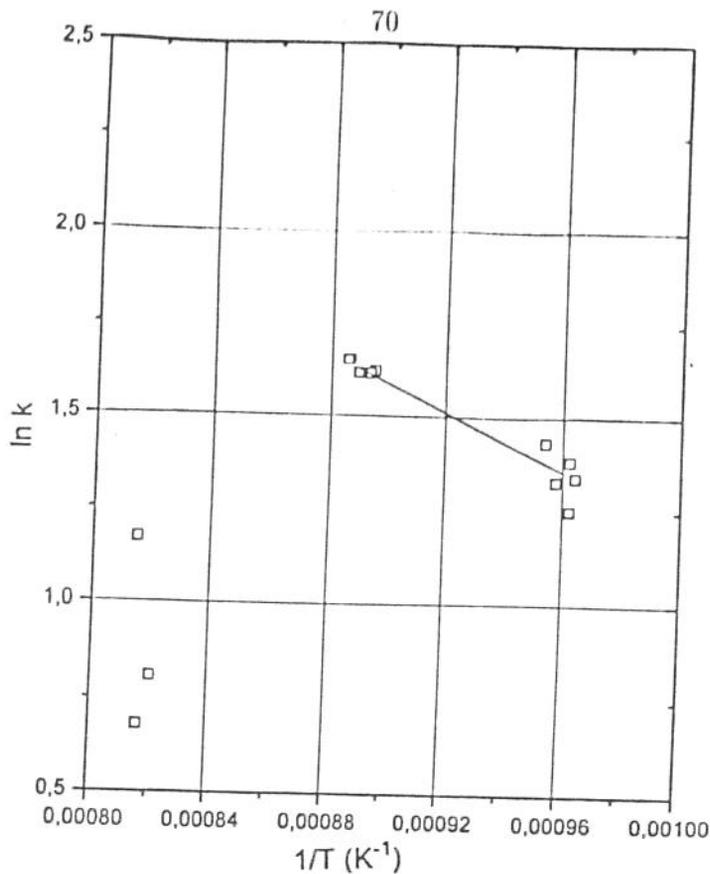


Figura 4.11: Gráfico de Arrhenius para a emissão de CO , casca de arroz, $d_p^- < 1,68 \text{ mm}$.

A avaliação estatística dos dados experimentais permitem avaliar a energia de ativação de emissão de CO : para a casca de arroz $E = 34 \text{ kJ/mol}$ e para o bagaço de cana $E = 9 \text{ kJ/mol}$, na faixa de temperatura de 750 a 850°C . A inflexão nas curvas dos gráficos de Arrhenius demonstram haver outro mecanismo controlador para temperaturas acima de 850°C , onde as reações envolvidas são de maior complexidade. O desvio experimental médio é de 3 kJ/mol . Os fatores de correlação para as retas de Arrhenius foram $0,97$ para a casca de arroz (com 12 pontos experimentais), e $0,84$ para o bagaço de cana (com 8 pontos experimentais).

Como comparação podemos citar que Simmons e Sanchez [100] obtiveram para a serragem uma energia de ativação de $73,2 \text{ kJ/mol}$ e Stubington e Aiman [124] obtiveram para o bagaço de cana uma energia de ativação de 72 kJ/mol , enquanto que Figueiredo *et al.* [99] apresenta para a pirólise de carvalho uma energia de ativação de $13,6 \text{ kJ/mol}$, todos para a emissão de CO .

Tabela 4.6: Valores de coeficiente k para a emissão de CO . Bagaço de cana e casca de arroz.

amostra e granulom. mm	temp. reator °C	peso amostra g	coeficiente k min ⁻¹	atmos. %O ₂
Bagaço de cana $d_e = 2,68$ (*)	850	5	8,56	1,5
	952	5	7,13	1,5
	855	5	4,54	1,5
	953	5	5,85	1,5
	752	5	7,23	1,5
	754	5	7,84	1,5
	851	5	7,91	1,5
	855	5	5,90	1,5
	952	5	6,25	1,5
	956	5	8,00	1,5
	851	5	6,30	1,0
	949	5	4,43	1,0
	752	5	6,66	1,0
	854	5	6,84	1,0
	957	5	6,23	1,0
	756	5	7,22	2,0
	843	5	6,38	2,0
	850	5	7,25	2,0
955	5	7,07	2,0	
casca de arroz $d_e < 1,68$ (*)	771	5	5,67	1,5
	855	5	5,23	1,5
	851	5	5,04	1,5
	954	5	3,22	1,5
	773	5	5,47	1,5
	771	5	3,78	1,5
	766	5	3,98	2,5
	844	5	5,07	2,0
	846	5	5,02	2,0
	946	5	2,24	2,0
	766	5	3,49	2,0
	764	5	3,82	1,0
	775	5	4,19	1,0
	856	5	2,83	1,0
	856	5	5,23	1,0
956	5	1,97	1,0	

(*) Dados obtidos neste trabalho

Tabela 4.7: Valores de coeficientes k para o CO , de Simmons e Sanchez [100].

amostra e granulom. <i>mm</i>	temp. reator $^{\circ}C$	peso amostra <i>mg</i>	coeficiente k <i>min</i> -1	atmos.
serragem	490	200	4,17	N_2
de	590	200	4,28	N_2
madeira	696	100	5,90	N_2
[100]	696	200	4,60	N_2
	793	100	6,21	N_2
	900	60	5,59	N_2
	1015	60	5,69	N_2

Capítulo 5

Gaseificação: parte experimental

5.1 Equipamento

5.1.1 Reator de leito fluidizado

O equipamento utilizado é constituído por um tubo cilíndrico com 250 *mm* de diâmetro externo, de aço inox 316, revestido internamente com concreto refratário com 25 *mm* de espessura, resultando em um reator com 200 *mm* de diâmetro interno. A altura total do reator é de 2000 *mm*, sendo a altura do refratário de 700 *mm*. Externamente o reator é isolado com lã mineral Fiberfrax B6 de densidade de 96 kg/m^3 , com espessura de 50 *mm* na região do leito (600 *mm* de altura) e 25 *mm* na região do *free-board* imediatamente acima do leito (entre 600 *mm* e 1200 *mm*, a contar da placa distribuidora de ar). Podemos ver uma foto do equipamento na figura 5.1, um diagrama esquemático na figura 5.2 e um diagrama dimensional na figura 5.3.

Pontos de medição de temperatura interna do reator, com termopares *tipo k*, estão colocados ao longo da altura do reator, distanciados de aproximadamente 150 *mm*, a partir de 150 *mm* da placa distribuidora de ar, como podemos ver pelo diagrama apresentado na figura 5.4.

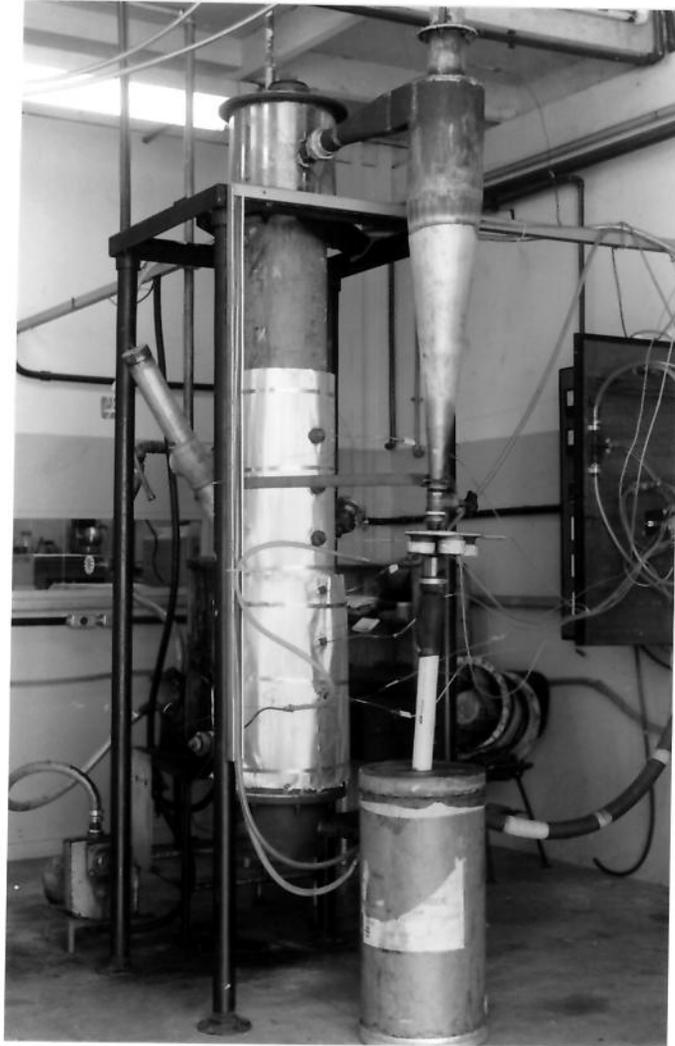


Figura 5.1: Foto do gaseificador de leito fluidizado.

LEGENDA

- 1 SISTEMA DE ALIMENTAÇÃO DA BIOMASSA
- 1a SISTEMA DE RESFRIAMENTO DA ROSCA
- 1b SILO DE BIOMASSA
- 1c MOTO REDUTOR
- 1d CORRENTE DE MOVIMENTAÇÃO DA ROSCA
- 2 REATOR DE LEITO FLUIDIZADO
- 2a ENTRADA DE AR E PLENUN DE AR DE FLUIDIZAÇÃO
- 2b CORPO PRINCIPAL DO LEITO (ISOLAMENTO EXTERNO COM 2")
- 2c FREE BOARD (ISOLAMENTO EXTERNO DE 1")
- 2d TUBO DE ALIMENTAÇÃO DA ALUMINA
- 2e VISOR
- 2f CABEÇOTE DE COLETA DO GÁS
- 2g SÊLO DE SEGURANÇA
- 2h CICLONE SEPARADOR DE CINZAS
- 2i SAÍDA DO GÁS COMBUSTÍVEL
- 3 SISTEMA DE AMOSTRAGEM DO GÁS
- 3a COLETOR DE AMOSTRAS DE CINZAS
- 3b SILO COLETOR DE CINZAS

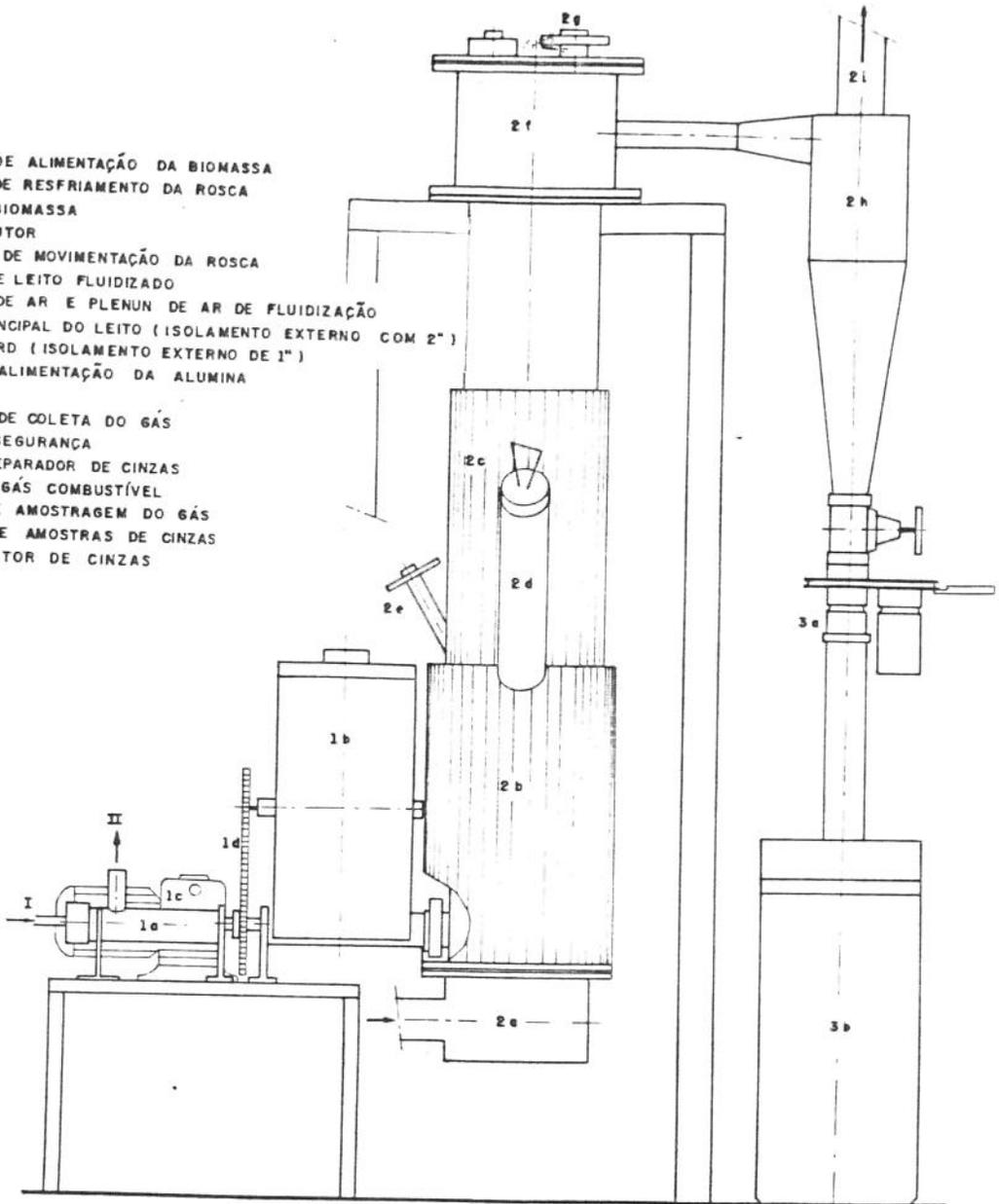


Figura 5.2: Diagrama esquemático do gaseificador de leito fluidizado.

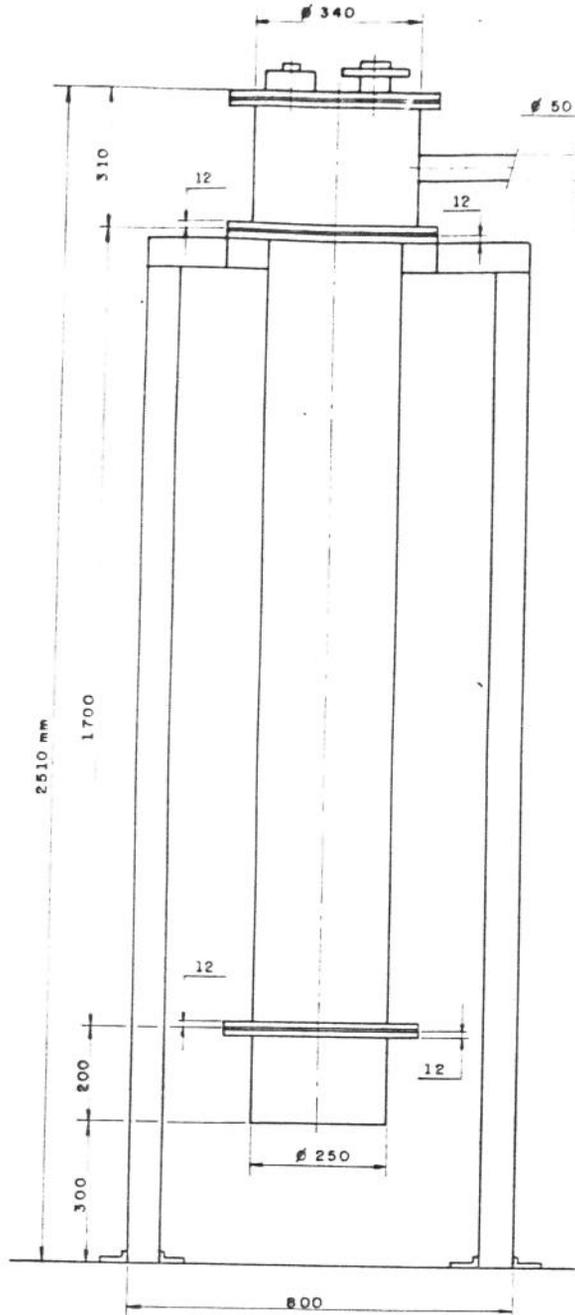


Figura 5.3: Diagrama dimensional do gaseificador de leito fluidizado.

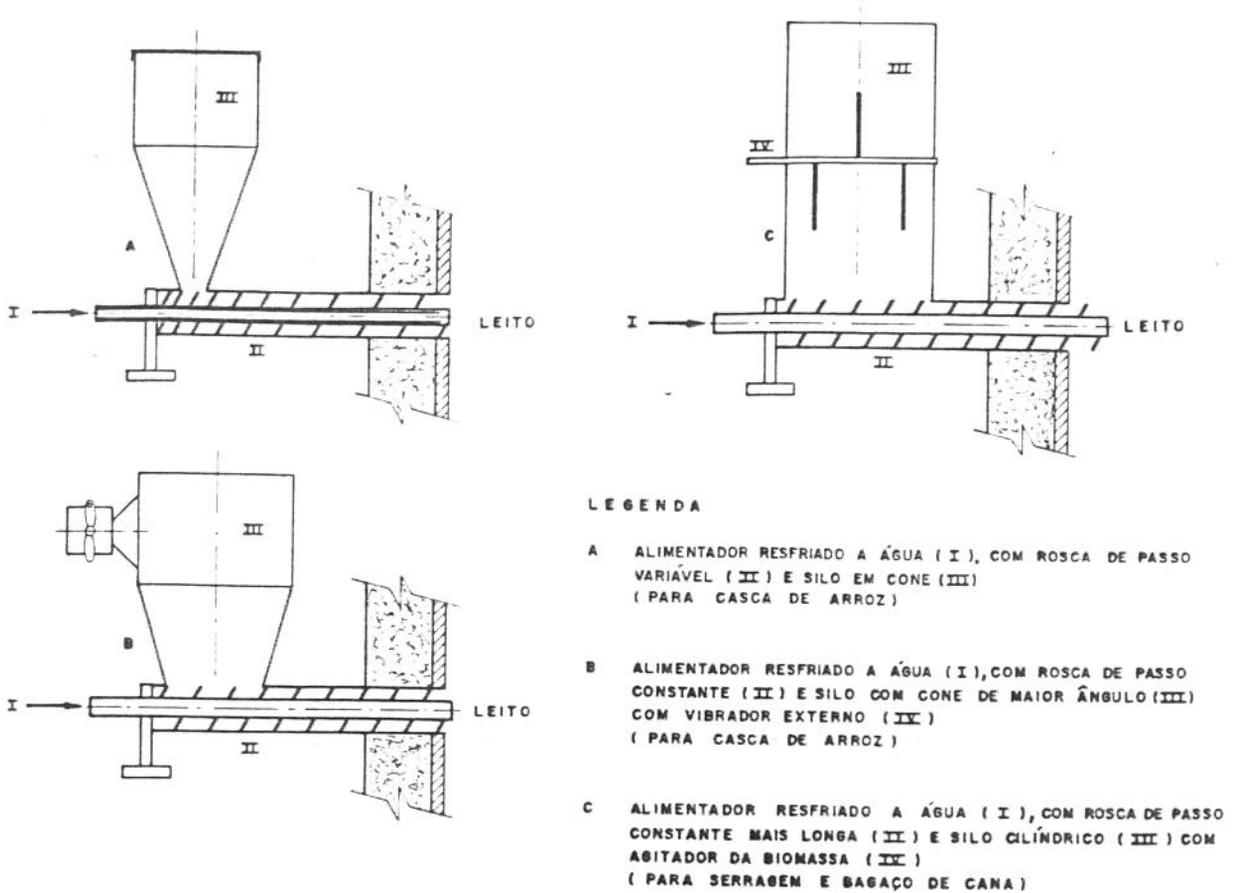


Figura 5.5: Tipos de alimentadores utilizados.

O ar de alimentação é fornecido por um compressor tipo Roots (Omel SR-07-12HP), sendo a vazão medida por placa de orifício calibrada. A distribuição de ar para o leito é feita por um plenum e placa de distribuição com aproximadamente 2000 furos de 1,5 mm. A biomassa é introduzida no reator por um silo dotado de uma rosca alimentadora. A entrada da alimentação no leito se localiza a 50 mm da placa distribuidora. A rosca alimentadora

é refrigerada internamente com água e sua velocidade é controlada por um moto-variador. Do mesmo modo que para outros pesquisadores [23, 40, 48], este foi o componente que mais problemas apresentou, sendo feitas tentativas com dois passos de rosca e três tipos de silo diferentes no alimentador, até se conseguir uma configuração que funcionasse a contento, como mostrado na figura 5.5.

Na saída do reator há um ciclone que permite coletar partículas não queimadas de carvão junto com as cinzas. O gás proveniente do reator é descarregado na atmosfera por uma chaminé de 6 m de altura, após passar pelo ciclone .

O material inerte do leito é formado por óxido de alumínio branco (alumina) com granulometria apresentada na tabela 4.2, capítulo 4. A altura do leito estacionário variou entre 280 mm e 570 mm.

5.1.2 Sistema de amostragem do gás

A amostragem do gás foi feita logo na saída do ciclone por um sistema mostrado na figura 5.6. A amostra de gás era succionada da tubulação de exaustão de gás do reator por um tubo, passando por um filtro de estopa de algodão, por um separador de água, entrando no analisador contínuo, passando por um filtro de papel, pela bomba de vácuo, pela célula de análise, dirigindo-se por fim ao cromatógrafo a gás ou a um *by-pass* para a atmosfera.

5.2 Metodologia dos ensaios

5.2.1 Para o aquecimento do reator, foram tentados vários procedimentos de partida do gaseificador:

- aquecimento do reator sem material inerte e alimentação simultânea e lenta da biomassa e do material inerte;
- aquecimento do leito com gás quente gerado no plenum;

Porém o procedimento que melhor resultado apresentou foi o descrito a seguir:

- Injeta-se ar e GLP no plenum e acende-se por cima do leito de alumina, por aproximadamente uma hora para aquecer o leito até a temperatura de 700°C; desliga-se o GLP e aumenta-se gradativamente o ar até o início da fluidização; alimenta-se imediatamente a biomassa em taxa suficiente para a combustão; ao atingir temperatura do leito próxima

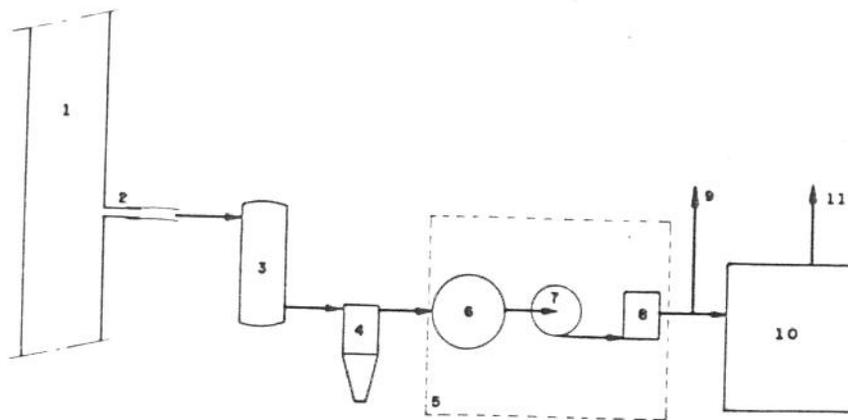


FIG. (5.6) DIAGRAMA ESQUEMÁTICO DO SISTEMA DE AMOSTRAGEM DO GÁS PRODUZIDO PELO GASEIFICADOR

- LEGENDA
- 1 - TUBULAÇÃO DE SAÍDA DO GÁS DO REATOR
 - 2 - TUBO DE AMOSTRAGEM DO GÁS
 - 3 - FILTRO DE ESTOPA
 - 4 - SEPARADOR DE ÁGUA
 - 5 - ANALISADOR CONTÍNUO DE CO
 - 6 - FILTRO DO ANALISADOR
 - 7 - BOMBA DE VÁCUO
 - 8 - CÉLULA DO ANALISADOR
 - 9 - BY PASS
 - 10 - CROMATÓGRAFO A GÁS
 - 11 - SAÍDA DOS GASES DO CROMATÓGRAFO

Figura 5.6: Sistema de amostragem do gás.

à esperada para a gaseificação, aumenta-se a taxa de alimentação de combustível ao valor desejado; espera-se a estabilização da temperatura e inicia-se o ensaio.

Tabela 5.1: Vazão de ar em função da temperatura para uma velocidade de fluidização de $0,75 \text{ m/s}$ no leito de 200 mm de diâmetro.

Temp. °C	Dens. Ar [21] Kg/Nm^3	Vazão Ar Nm^3/min
600	0,400	0,47
650	0,383	0,45
700	0,365	0,43
750	0,345	0,41
800	0,330	0,39
850	0,315	0,37
900	0,302	0,36
950	0,290	0,34
1000	0,277	0,33

5.2.2 Alimentação da biomassa e realização dos ensaios.

A recarga do silo de alimentação foi realizada a tempos que variavam de três a vinte minutos, dependendo da taxa de alimentação e da densidade da biomassa utilizada. A cada recarga era necessário esperar a estabilização da temperatura e do teor de CO do reator. Nos ensaios finais, uma recarga mais frequente reduziu significativamente o tempo necessário para a estabilização. Controlando-se estes parâmetros, aguardava-se a estabilização e então coletava-se uma amostra de gás de exaustão em um saco de amostragem de 1 l , durante um tempo de trinta segundos, sendo logo a seguir o gás injetado no cromatógrafo para sua análise. Simultaneamente anotavam-se as condições de temperatura e vazões de ar, de gás e de combustível do reator e coletava-se amostra de cinzas e carbono no ciclone. Alguns ensaios foram repetidos de modo a verificar-se a reprodutibilidade dos mesmos.

O cromatógrafo utilizado foi um CG-90 a gás com detetor de condutividade térmica e argônio como gás de arraste. As colunas utilizadas foram: de referência-*chromosorb 101* (1m de comprimento); de separação-*porapac-N* (6m de comprimento) e peneira molecular de 5Å (1m de comprimento). O esquema de instalação das colunas de separação é mostrado na figura 5.7.

Utilizou-se uma velocidade de gás de fluidização de aproximadamente $0,75 \text{ m/s}$. De acordo com a temperatura de operação do reator, variava-se a vazão de ar de modo a manter a velocidade dentro da faixa desejada, como mostrado na tabela 5.1.

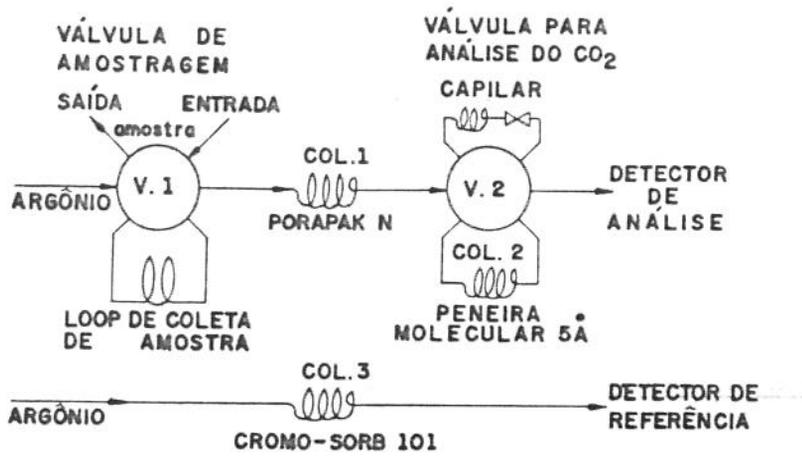


Figura 5.7: Arranjo das colunas de separação no cromatógrafo.

Trabalhar em temperaturas altas para craquear o alcatrão é importante, pois um aumento na temperatura do leito de 800°C para 850°C leva a um aumento na concentração de hidrocarbonetos leves no gás produzido em detrimento do alcatrão [114]. Entretanto existem outros limitantes para a temperatura do leito: a temperatura é função do fator de ar utilizado, portanto o regime de operação estabelece a temperatura do leito; a temperatura de fusão das

cinzas não deve ser ultrapassada sob o risco de formar escoria e perder-se a fluidização (para as cinzas de casca de arroz esta temperatura é da ordem de 900°C [49]). Portanto a faixa de temperatura pesquisada foi de 600°C a 850°C para evitar problemas de aglomeração de cinzas.

5.3 Metodologia de análise dos resultados

A metodologia de análise dos resultados teve como base os seguintes objetivos:

1. Otimização das condições de operação do gaseificador, com diversas biomassas, com vistas a maximização da eficiência e da qualidade do gás;
2. Definição de parâmetros necessários para o dimensionamento de gaseificadores de leito fluidizado.

Portanto foram monitorados no gaseificador, os parâmetros:

1. Vazão de ar alimentado ao gaseificador, V_{ar} , nm_3/s ;
2. Vazão de gás obtido, $V_{gás}$, Nm_3/s ;
3. Vazão de biomassa alimentada ao gaseificador, m_c , kg/s ;
4. Vazão de finos elutriados, m_f , kg/s ;
5. Temperaturas do leito a diferentes alturas, tl_i , $^{\circ}\text{C}$;
6. Temperatura do gás no *free-board*, tg_i , $^{\circ}\text{C}$;
7. Temperatura do gás na entrada e na saída do ciclone, tc_e e tc_s , $^{\circ}\text{C}$;
8. Composição do gás produzido, C_{CO} , C_{H_2} , C_{CH_4} , %;
9. Teor de carbono nas cinzas elutriadas, C_{carb} , %.

E a partir destes parâmetros foram calculados outros, segundo as equações do item 2.2.2, importantes para a avaliação do reator:

1. Relação ar / combustível, a/c ;
2. Fator de ar, FA , (fração do volume de ar estequiométrico que é injetado ao leito);

3. Poder calorífico inferior do gás produzido, $PCI_{gás}$, MJ/Nm^3 ;
4. Temperatura média do leito, t_l , °C;
5. Eficiência a frio e a quente do gaseificador, E_{f_f} e E_{f_q} , %;
6. Perda por carbono não queimado nas cinzas, q_{carb} , %;
7. Perda por calor sensível no gás saindo do *free-board*, q_g , %;
8. Perda por calor sensível no gás saindo do ciclone, q_{gsci} , %;
9. Perda por calor sensível nas cinzas, gás saindo na temperatura do *free-board*, q_{cs} , %;
10. Perda por calor sensível nas cinzas, gás saindo na temperatura do ciclone, q_{csci} , %;
11. Perda ao meio ambiente, considerando o gás saindo na temperatura do *free-board*, q_{ma} , %;
12. Perda ao meio ambiente, considerando o gás saindo na temperatura do ciclone, q_{maci} , %.

Como foi assinalado no capítulo 2, o fator de ar é parâmetro fundamental para a operação de um gaseificador de leito fluidizado. No capítulo 4 mostrou-se ainda que a temperatura é o parâmetro que mais influe na composição do gás produzido na volatilização. Portanto optou-se por utilizar como variáveis independentes o fator de ar e a temperatura do leito para se avaliar as outras propriedades envolvidas na gaseificação.

A otimização das condições de operação do gaseificador foi feita a partir da análise das dependências;

$$\begin{array}{ll}
tl = f(FA) & \\
PCI_{gás} = f(FA) & PCI_{gás} = f(tl) \\
Ef_f = f(FA) & Ef_f = f(tl) \\
C_{CO} = f(FA) & C_{CO} = f(tl) \\
C_{CH_4} = f(FA) & C_{CH_4} = f(tl) \\
C_{H_2} = f(FA) & C_{H_2} = f(tl) \\
Ef_q = f(FA) & Ef_q = f(tl) \\
q_{carb} = f(FA) & q_{carb} = f(tl) \\
q_g = f(FA) & q_g = f(tl) \\
q_{gsci} = f(FA) & q_{gsci} = f(tl) \\
q_{cs} = f(FA) & q_{cs} = f(tl) \\
q_{csci} = f(FA) & q_{csci} = f(tl) \\
q_{ma} = f(FA) & q_{ma} = f(tl) \\
q_{maci} = f(FA) & q_{maci} = f(tl)
\end{array}$$

Os parâmetros monitorados e os calculados foram analisados com o programa de análise estatística de dados experimentais *Microstat*, para computador PC. Foi verificada a influência de cada parâmetro através da matriz de correlação e da análise de regressão dos dados, aproximados por um polinômio de segundo grau. Aqueles dados experimentais que tiveram desvio maior que o dôbro do desvio médio calculado foram desprezados. Validou-se quando o valor de correlação R foi acima de 0,8.

Com os dados consolidados foram feitos os diversos gráficos de correlação das variáveis com o programa *Origin* e levantada a curva de correlação entre elas, conforme obtido pela análise estatística, para posterior análise e comparações.

5.4 Resultados experimentais e comentários

A partir de dados de outros pesquisadores [44, 6, 24], inicialmente tentamos uma velocidade de fluidização de 0,5 m/s, porém logo descobrimos que o risco de aglomeração de cinzas fundidas com material inerte do leito era grande com o uso desta baixa velocidade, o que nos fez pesquisar a melhor velocidade para operação segura do reator, que mostrou ser de 0,75 m/s.

A altura do leito estático foi variada entre 280 mm e 570 mm, não tendo mostrado influência significativa na maioria dos resultados, apenas no arraste das cinzas da borra de

café. Devido ao fato de que para conseguir craqueamento do alcatrão devemos ter maior tempo de residência do gás, o que se consegue com maior altura no leito, realizamos ensaios com altura entre 480 mm e 570 mm (estático), que é semelhante à altura utilizada em outros gaseificadores de leito fluidizado [23, 49, 53, 55]. Como em ensaios anteriores no mini leito [115] verificamos que o aumento na altura do leito devido à fluidização era de 25% em relação ao leito estacionário, estimamos que a altura do leito expandido seja da ordem de 600 mm a 710 mm.

As variáveis analisadas foram portanto: temperatura do leito, taxa de alimentação de combustível, fator de ar, composição do gás combustível produzido e eficiência a frio do gaseificador.

A vazão de ar necessária para a gaseificação foi calculada previamente para podermos estimar a taxa de alimentação, assumindo-se uma composição média para cada biomassa (tabela 3.1).

Na literatura as recomendações são que para gaseificação o ar deve estar entre 0,2 e 0,4 vezes o volume estequiométrico necessário para queima completa, portanto a vazão de ar necessária para a gaseificação de cada biomassa deve situar-se em:

- casca de arroz:

$$VA = 3,31 Nm^3/kg V_{ar} = 0,66 - 1,32 Nm^3/kg$$

- bagaço de cana:

$$VA = 3,83 Nm^3/kg V_{ar} = 0,77 - 1,53 Nm^3/kg$$

- serragem:

$$VA = 3,93 Nm^3/kg V_{ar} = 0,79 - 1,57 Nm^3/kg$$

- borra de café:

$$VA = 5,69 Nm^3/kg V_{ar} = 1,14 - 2,28 Nm^3/kg$$

Todos os resultados experimentais e cálculos da análise energética para as três biomassas ensaiadas estão nos anexos ao final da tese.

5.4.1 Resultados da gaseificação da casca de arroz

Foram realizados 46 ensaios, num total de 12 horas de funcionamento em regime do reator, como gaseificador.

Com os resultados e a análise estatística, foram construídos gráficos de:

1. Concentração dos gases combustíveis no gás produzido em função do Fator de ar, figura 5.8;
 2. Eficiência a frio e a quente em função do Fator de ar, figura 5.9;
 3. Perdas energéticas em função do Fator de ar, gás saindo na temperatura do *free-board*, figura 5.10;
 4. Perdas energéticas em função do Fator de ar, gás saindo na temperatura do ciclone, figura 5.11;
 5. Concentração de *CO* em função do Fator de ar, com diversas alturas de leito, figura 5.12;
- que são apresentados a seguir.

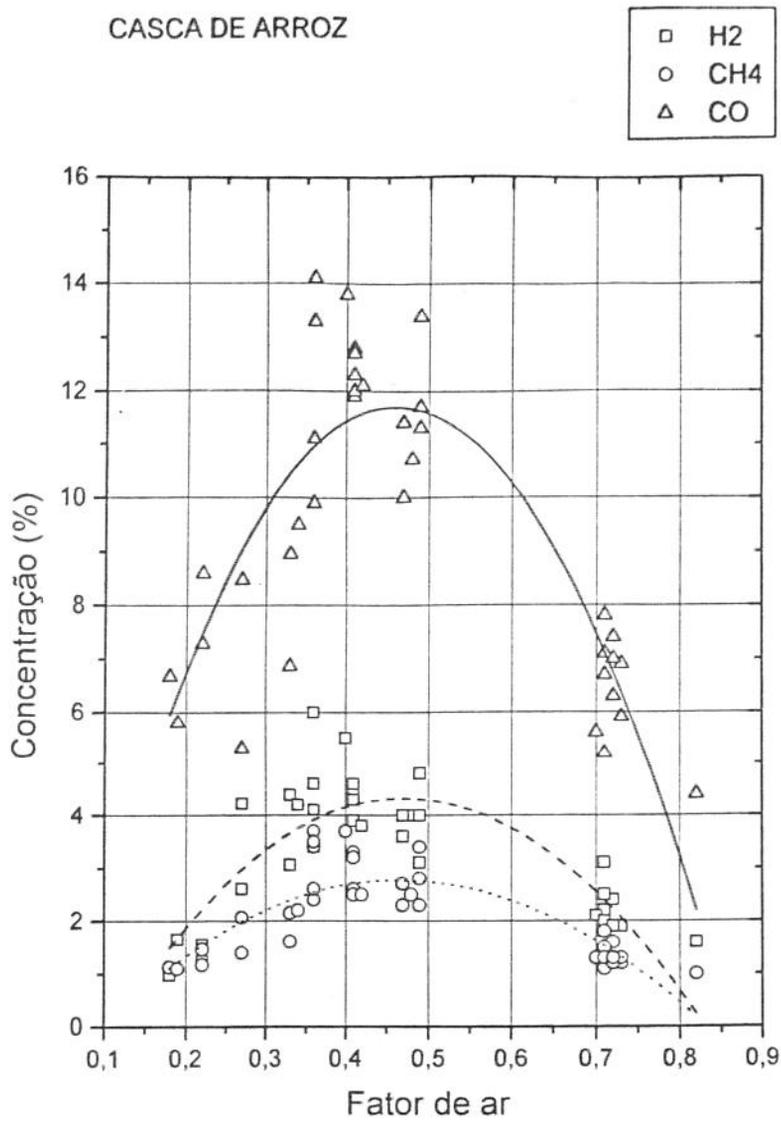


Figura 5.8: Gráfico da concentração de gases combustíveis no gás produzido em função do Fator de ar - casca de arroz.

No gráfico de concentração de *CO* no gás em função do fator de ar, figura 5.8, existe um fator de ar ótimo, em torno de 0,4, em que se obtém a máxima concentração de *CO*, entretanto em torno deste ponto se encontra a maior dispersão dos resultados. O ponto ótimo pode ser justificado, pois com fator de ar de 0,20 a temperatura do leito não é suficiente para

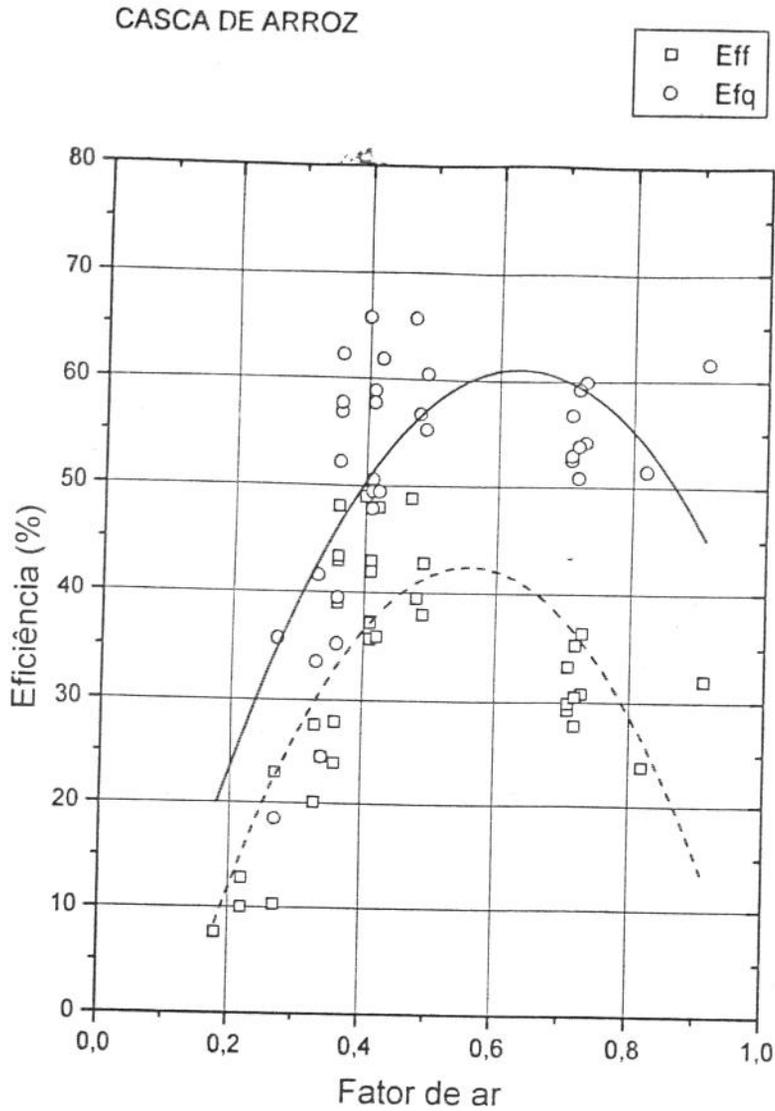


Figura 5.9: Eficiência a frio e a quente em função do Fator de ar - casca de arroz.

gaseificar o carbono fixo, sendo também baixa a taxa de liberação de CO na volatilização (temperatura da ordem de $600^{\circ}C$). Com fator de ar alto, em torno de 0,80 o ar consome a quase totalidade do CO proveniente da volatilização e da gaseificação do carbono fixo. Nota-se que o coeficiente de correlação foi de 0,89.

No gráfico de concentração de CH_4 em função do fator de ar, figura 5.8, semelhante ao

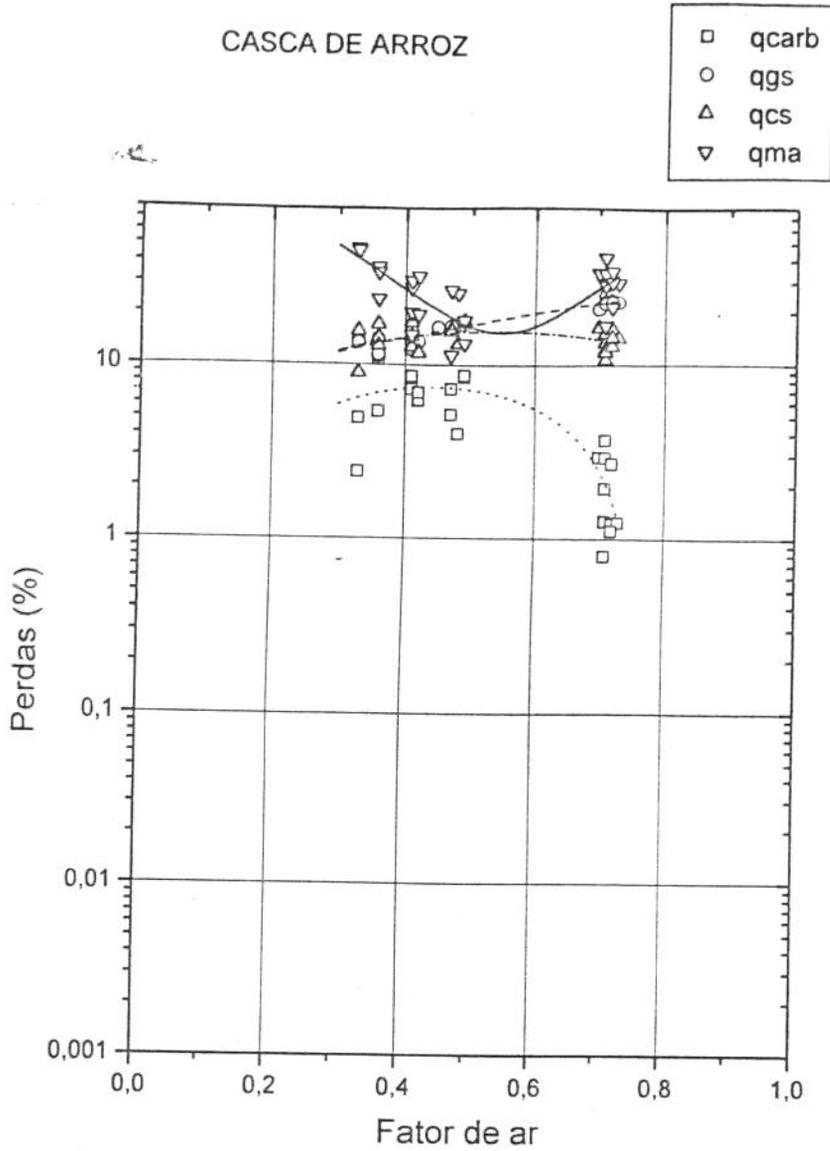


Figura 5.10: Gráfico das perdas energéticas em função do Fator de ar, gás saindo na temperatura do *free-board* - casca de arroz.

que sucede com o de concentração de CO , também temos a máxima concentração de CH_4 em torno do fator de ar de 0,4, porém com dispersão ainda maior, mostrando que a variação das condições de operação influem ainda mais na concentração de CH_4 . O coeficiente de correlação neste caso foi de 0,87.

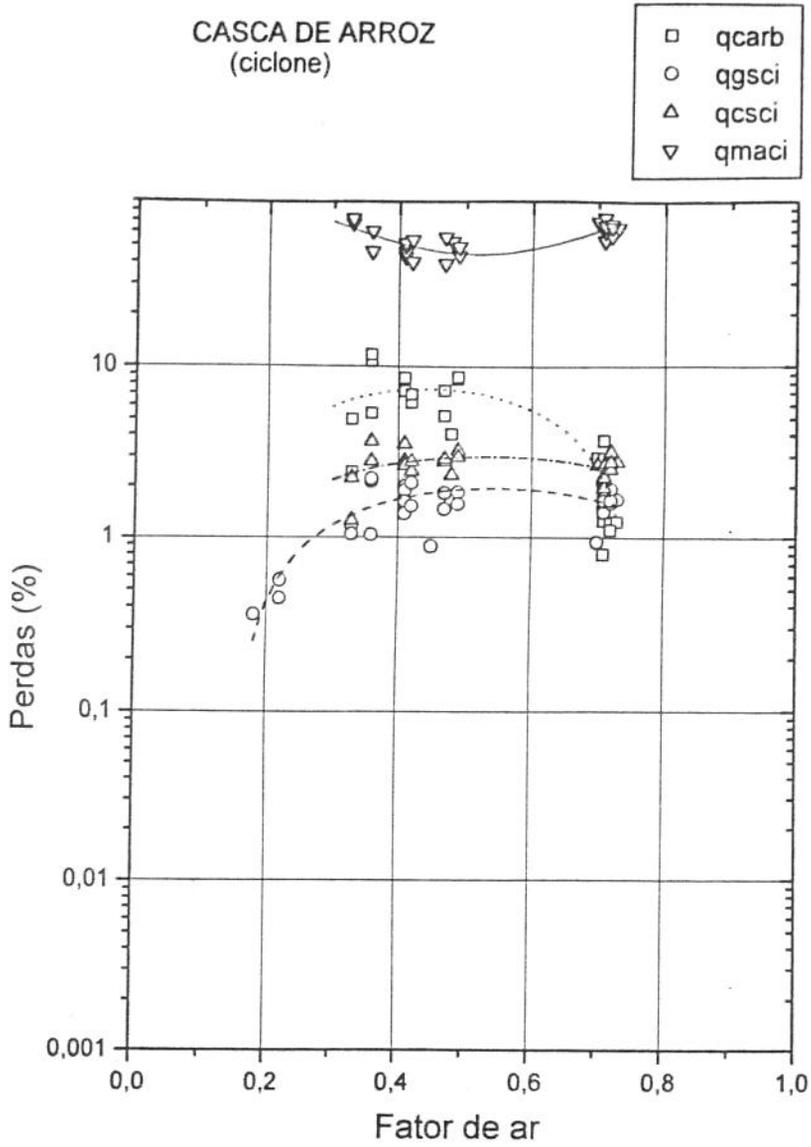


Figura 5.11: Gráfico das perdas energéticas em função do Fator de ar, gás saindo na temperatura do ciclone - casca de arroz.

No caso do gráfico de concentração de H_2 em função do fator de ar, figura 5.8, temos resultados que apresentam o mesmo comportamento dos resultados de CO e CH_4 . A dispersão é menor que nos casos anteriores. O coeficiente de correlação foi de 0,90.

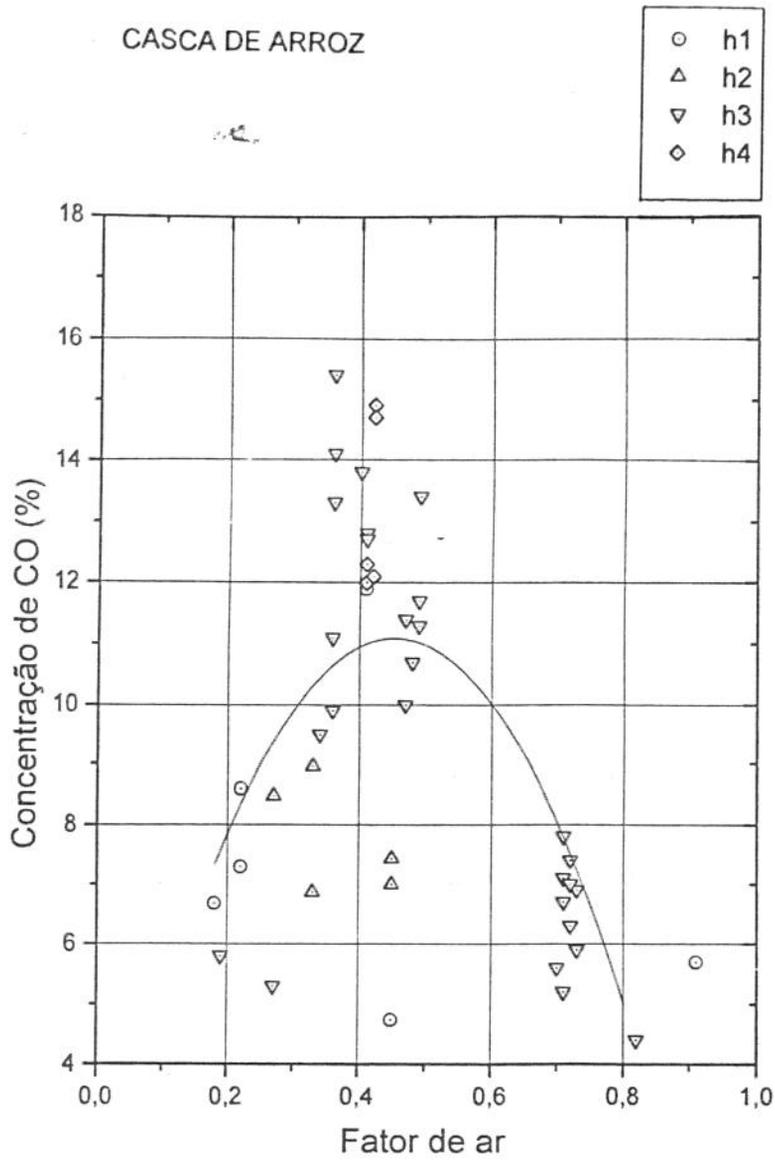


Figura 5.12: Concentração de CO em função do Fator de ar, com diversas alturas de leito estático - casca de arroz. $h_1 = 280mm$, $h_2 = 320mm$, $h_3 = 480mm$, $h_4 = 570mm$. A curva de correlação apresentada refere-se somente aos resultados obtidos com altura de leito de $480mm$ (h_3).

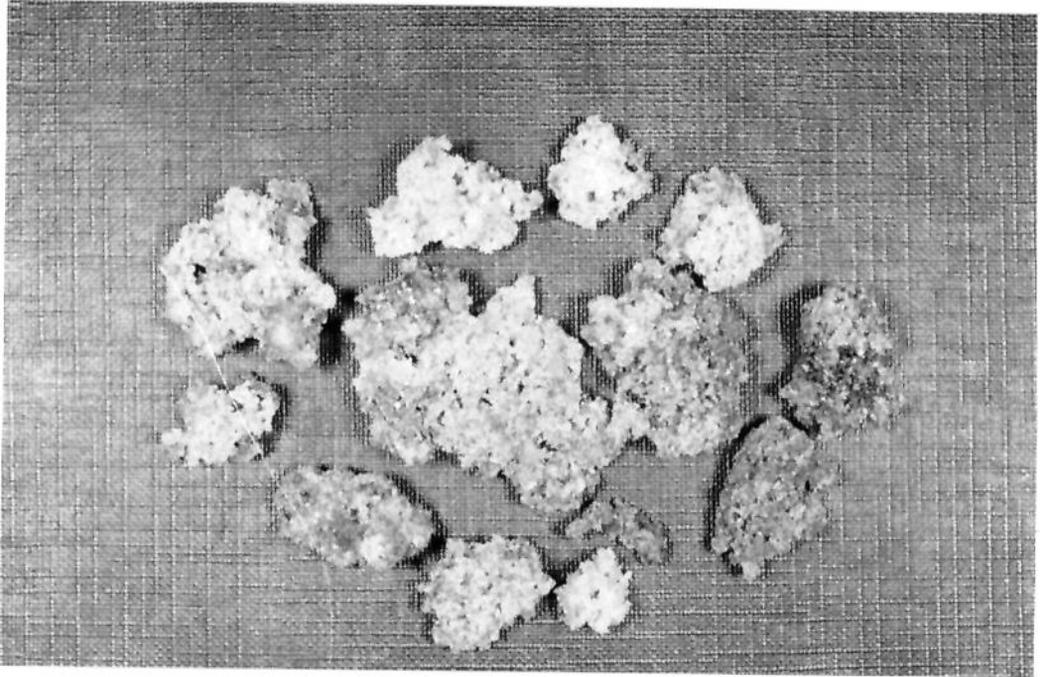


Figura 5.13: Foto do aglomerado formado pelas cinzas fundidas e a alumina do leito.

No gráfico de eficiência em função do fator de ar, figura 5.9, verifica-se que para valores de fator de ar entre 0,36 e 0,7 a eficiência a frio, segundo a curva de ajuste, é sempre maior que 35%. A máxima eficiência experimental determinada foi de 53,9 % com fator de ar de 0,49. A curva de ajuste mostra um máximo de 43 % com fator de ar 0,55. Maniatis *et al.* [50] não detectaram a existência de um máximo na relação eficiência em função do fator de ar, sendo que no caso deles, a partir de um fator de ar de 0,22 até 0,41 sempre decai a eficiência. A eficiência a quente apresenta o mesmo comportamento.

Na análise das perdas considerando o leito e o *free-board*, figura 5.10, as perdas por carbono não queimado nas cinzas arrastadas variam em função do fator de ar, na faixa de 1 a 9% (correspondente a faixa de FA de 0,7 a 0,4), com um pequeno decaimento para FA=0,3. Nota-se que o valor de fator de ar que apresenta a maior perda por carbono não queimado é o mesmo em que foi encontrado a maior eficiência experimental (65%). As perdas por calor sensível no gás e nas cinzas, são próximas e situam-se na faixa de 11% (FA 0,3 até 0,7).

A temperatura máxima alcançada foi de 800°C (figura 5.27). A baixa temperatura do

leito, em torno de 750°C , para fatores de ar próximos a 0,4, justifica o fato de termos pouca perda para o meio ambiente, situada em torno dos 20%, nessa faixa de FA, como vemos na figura 5.10. O alto conteúdo de cinzas (21%) deve também influir na baixa temperatura do leito.

Considerando o ciclone, as perdas ao meio ambiente aumentam, como mostra a figura 5.11, devido ao não isolamento do *free-board*. O aumento médio nas perdas para o meio ambiente é da ordem de 20% .

No gráfico de concentração de CO em função do fator de ar para diferentes alturas de leito estático, figura 5.12, vemos que aparentemente a profundidade do leito não influe na concentração de CO . Mesmo com a duplicação da altura, não há nenhuma tendência perceptível. Diante deste resultado resolvemos só trabalhar com uma altura de leito.

Não se pode trabalhar a qualquer temperatura no gaseificador, pois há o perigo de haver escorificação (fusão com aglomeração) das cinzas. Quando a temperatura no *free-board* ultrapassa os 850°C deve-se tomar cuidados extras com a velocidade de fluidização, pois se ela cair abaixo da velocidade de mínima fluidização ($0,4 \text{ m/s}$) teremos colapso do leito devido as cinzas fundidas, aglomerando-se estas com o material do leito. Este fato aconteceu quando tentamos trabalhar com velocidades de fluidização próximas da de mínima fluidização. Quando no aquecimento do reator, ou devido a fator de ar alto, a temperatura em algum ponto do reator (por exemplo, nas bolhas) ultrapassava a temperatura de fusão das cinzas, promovia-se aglomeração destas com o material do leito. Estes aglomerados, mostrados aqui na figura 5.13, impediam a fluidização, levando ao colapso do leito.

Embora alguns autores demonstrem que a fluidização incipiente evita a combustão de gases como CO e CH_4 dentro do leito [114], para temperaturas abaixo de 835°C , situação interessante para a gaseificação de biomassa, nós não trabalhamos nesta condição pelo perigo de se perder repentinamente a fluidização, como descrito acima.

Em trabalhos anteriores [115, 116] mostrou-se que a velocidade de fluidização, desde que dentro do regime de fluidização borbulhante, não influe significativamente na composição do gás produzido.

Embora possa alterar o arraste das cinzas e das partículas finas, resolvemos não estudar nesta etapa a influência da velocidade de fluidização no desempenho do gaseificador, mantendo-a em um valor pré fixado, em torno de $0,75 \text{ m/s}$ (faixa real de variação experimental de $0,7$ até $1,1 \text{ m/s}$). Este valor foi encontrado experimentalmente, como sendo a mínima velocidade de fluidização que permite a operação segura do gaseificador, sem que as variações surgidas devido à inconstância da alimentação de combustível acarretem o colapso do leito.

5.4.2 Resultados da gaseificação de serragem

Foram realizados 42 ensaios, num total de 10 horas de funcionamento em regime do reator, como gaseificador.

Os resultados foram colocados no programa estatístico *Microstat* e, obtidos parâmetros de regressão linear dos mesmos, foram construídos gráficos de:

1. Concentração dos gases combustíveis no gás produzido em função do Fator de ar, figura 5.14;
2. Eficiência a frio e a quente em função da temperatura do leito, figura 5.15;
3. Perdas energéticas em função da temperatura do leito, gás saindo na temperatura do *free-board*, figura 5.16;
4. Perdas energéticas em função do Fator de ar, gás saindo na temperatura do ciclone, figura 5.17;

que são apresentados a seguir.

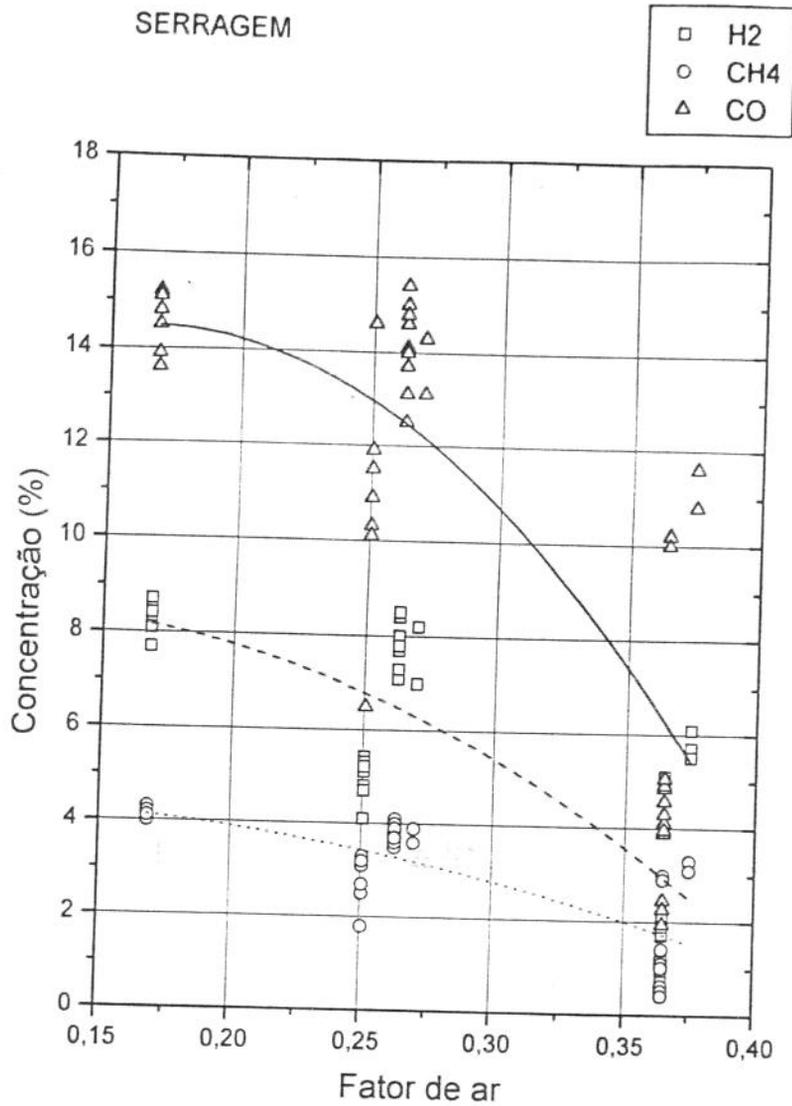


Figura 5.14: Gráfico da concentração dos gases combustíveis no gás produzido em função do Fator de ar - serragem.

A concentração de CO em função do fator de ar, figura 5.14, apresenta uma curva de ajuste dos dados onde não se observa um máximo, devido a não se ter trabalhado com fatores de ar menores. A diminuição da concentração de CO com o aumento do fator de ar é devido ao aumento da sua oxidação com a maior quantidade de ar que entra no gaseificador. Teoricamente

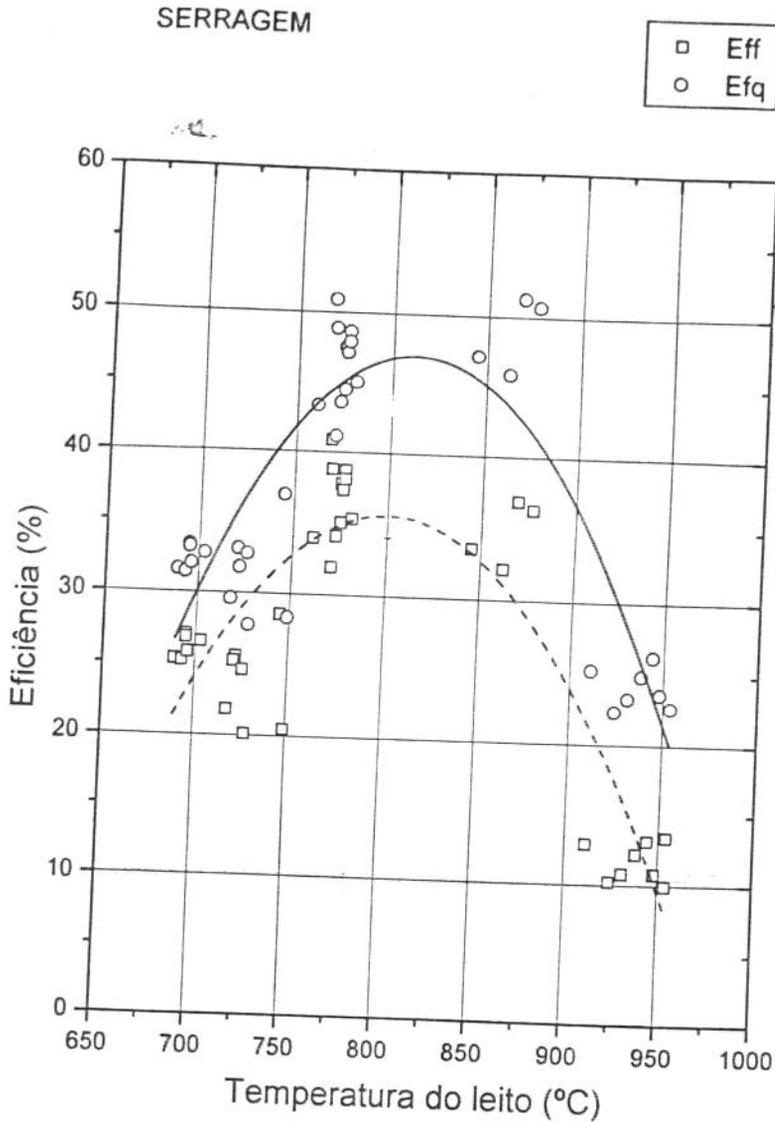


Figura 5.15: Eficiência a frio e a quente em função da temperatura do leito - serragem.

devemos ter um teor nulo de CO para fator de ar acima de 1.0. A queda mais repentina da concentração possivelmente deve-se ao arrasto de carbono para fora do leito antes da gaseificação completa, pois a serragem apresenta frações granulométricas predominantemente pequenas (menores que $0,2\text{ mm}$). O coeficiente de correlação foi de 0,90. Para fator de ar de 0,36 já encontramos temperaturas do leito da ordem de $870^{\circ}C$.

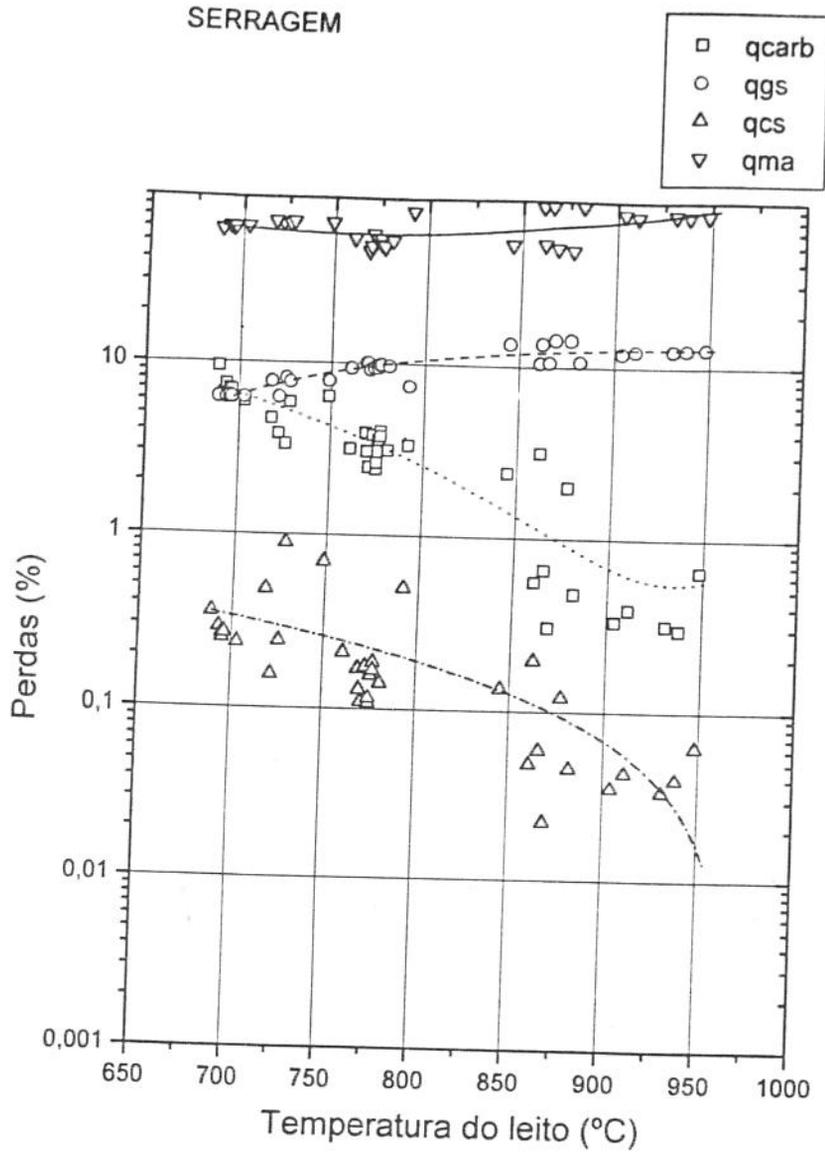


Figura 5.16: Gráfico das perdas energéticas em função da temperatura do leito, gás saindo na temperatura do *free-board* - serragem.

A concentração de CH_4 e a concentração de H_2 em função do fator de ar, nesta mesma figura, apresentam comportamentos semelhantes, porém com coeficientes de correlação de 0,93 e 0,90, respectivamente.

No gráfico de eficiência em função da Temperatura do leito, figura 5.15, a eficiência a frio

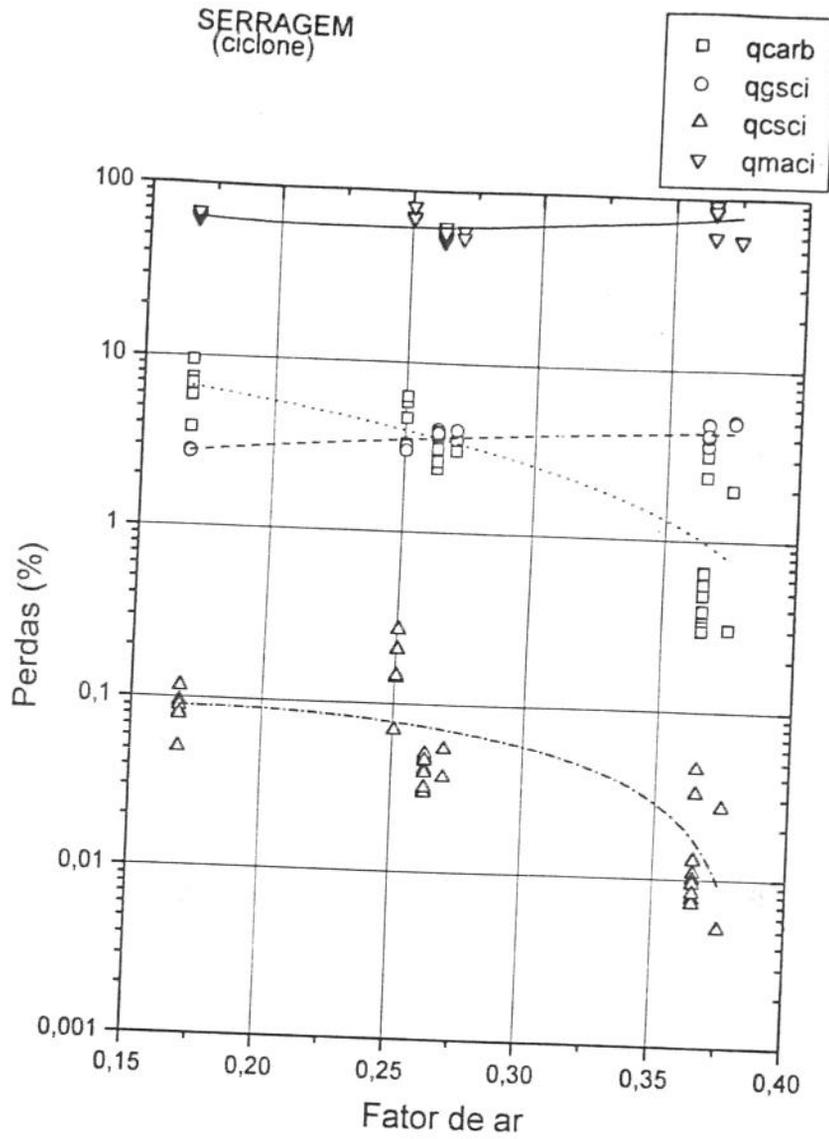


Figura 5.17: Gráfico das perdas energéticas em função do Fator de ar, gás saindo na temperatura do ciclone - serragem.

apresenta um máximo segundo a curva de ajuste dos dados de 34% para eficiência a frio e 47% para eficiência a quente, correspondentes a um fator de ar de 0,25, e uma temperatura do leito de 800°C. Observa-se pelos dados experimentais o valor máximo de 41,7%, para um fator de ar de 0,27 e uma temperatura de 770°C. Existe uma dispersão dos dados na faixa

de máxima eficiência, variando de 32 a 39,5%. O coeficiente de correlação foi de 0,92.

A perda por carbono não queimado, como vemos na figura 5.16, está na faixa de 7% a 1% (para fator de ar de 0,16 até 0,38) decrescente e linear. Devido à baixa densidade da serragem (dens. aparente de $0,16 \text{ g/cm}^3$), há elutrição de grande quantidade de partículas finas (12% em massa, abaixo da malha 0,71 mm, embora não se possa afirmar categoricamente que seja esta a quantidade e tipo de finos elutriados). Isto provavelmente acarreta combustão no leito, que eleva rapidamente sua temperatura, e reação dos finos elutriados no *free-board*. Apesar deste fato a eficiência máxima encontrada está próxima à encontrada para a casca de arroz, indicando que os finos gaseificam quase por completo no *free-board*.

A perda por calor sensível no gás produzido é da ordem de 10%, como vemos na figura 5.17, superior à encontrada para a casca de arroz, devido à maior temperatura de operação do reator (800°C para a serragem e 750°C para a casca de arroz, na máxima eficiência). Esta maior temperatura aumenta as perdas para o meio ambiente (da ordem de 55% no ponto de maior eficiência, com fator de ar de 0,25 e temperatura do leito de 800°C, para a serragem). Diferentemente do que sucedeu com a casca de arroz, neste caso, a perda para o meio ambiente incluindo o ciclone, figura 5.17, não apresentou alteração significativa.

5.4.3 Resultados da gaseificação de bagaço de cana

Foram realizados 33 ensaios, num total de 3 horas de funcionamento em regime do reator, como gaseificador.

Com os resultados foram construídos gráficos de:

1. Concentração dos gases combustíveis no gás produzido em função do Fator de ar, figura 5.18;
2. Eficiência a frio e a quente em função do Fator de ar, figura 5.19;
3. Perdas energéticas em função do Fator de ar, gás saindo na temperatura do *free-board*, figura 5.20;
4. Perdas energéticas em função do Fator de ar, gás saindo na temperatura do ciclone, figura 5.21;

que são apresentados a seguir.

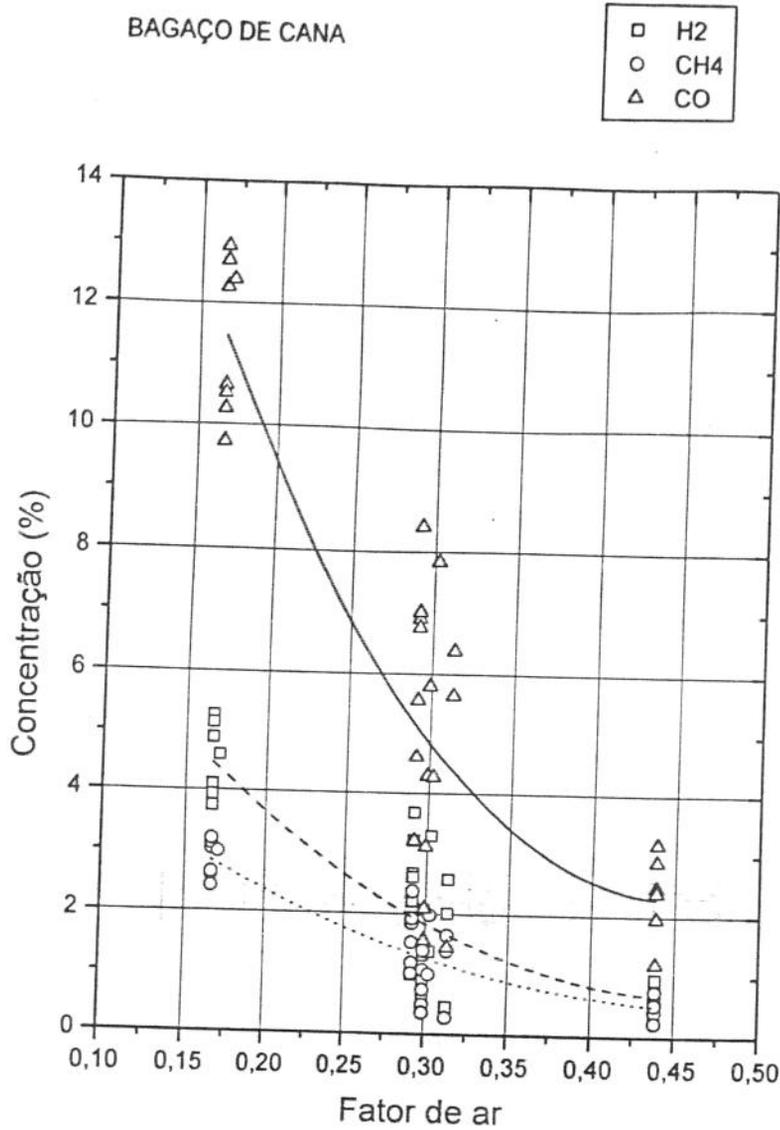


Figura 5.18: Gráfico da concentração dos gases combustíveis no gás produzido em função do Fator de ar - bagaço de cana.

A concentração dos componentes combustíveis no gás gerado apresenta uma queda rápida com o incremento do fator de ar, como podemos ver na figura 5.18.

A eficiência a frio é baixa, sendo que o maior valor encontrado pela curva de ajuste dos dados, na figura 5.19, foi de 15% para um fator de ar de 0,17, correspondente a uma eficiência

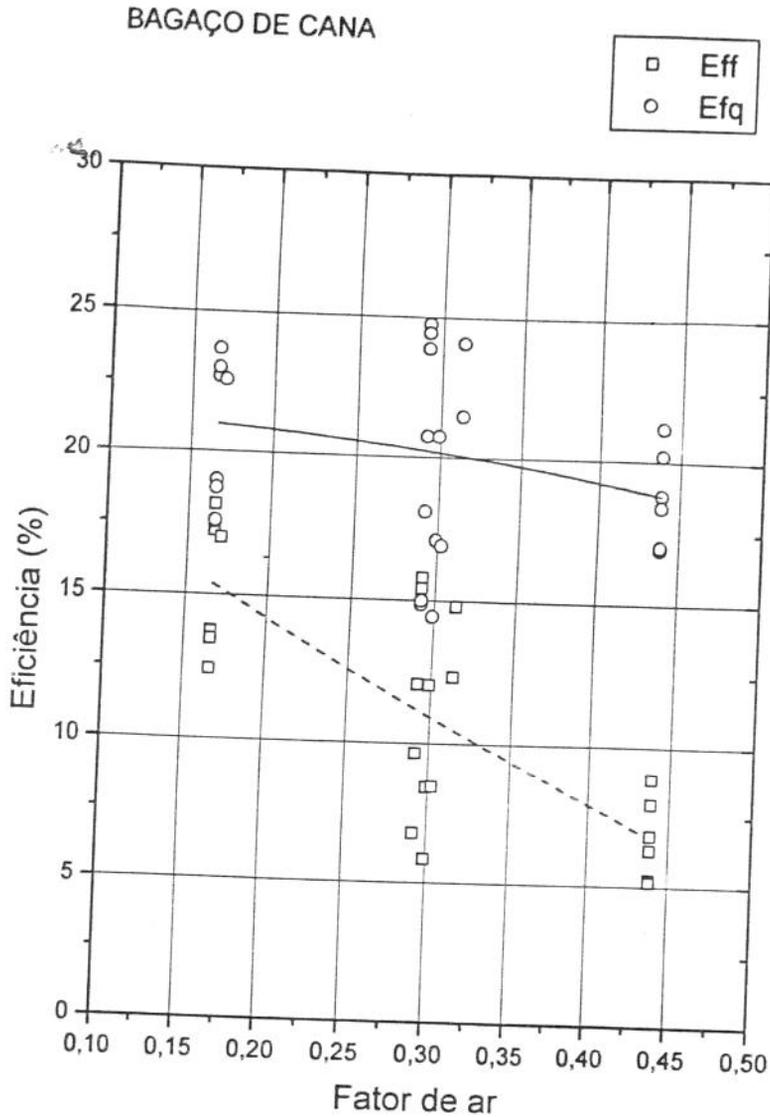


Figura 5.19: Eficiência a frio e a quente em função do Fator de ar - bagaço de cana.

a quente de 21%. Semelhante ao que acontece com a serragem, deve haver elutriação de finos (densidade aparente do bagaço é de $0,08 \text{ g/cm}^3$, teor de finos menor que $0,71 \text{ mm}$ é de 11,1%). Esta elutriação faz com que haja combustão no leito, porém como sua densidade é bem menor que a da serragem, uma maior quantidade de finos é elutriada, não restando no leito quantidade suficiente para aumentar sua temperatura, quando aumentamos o fator

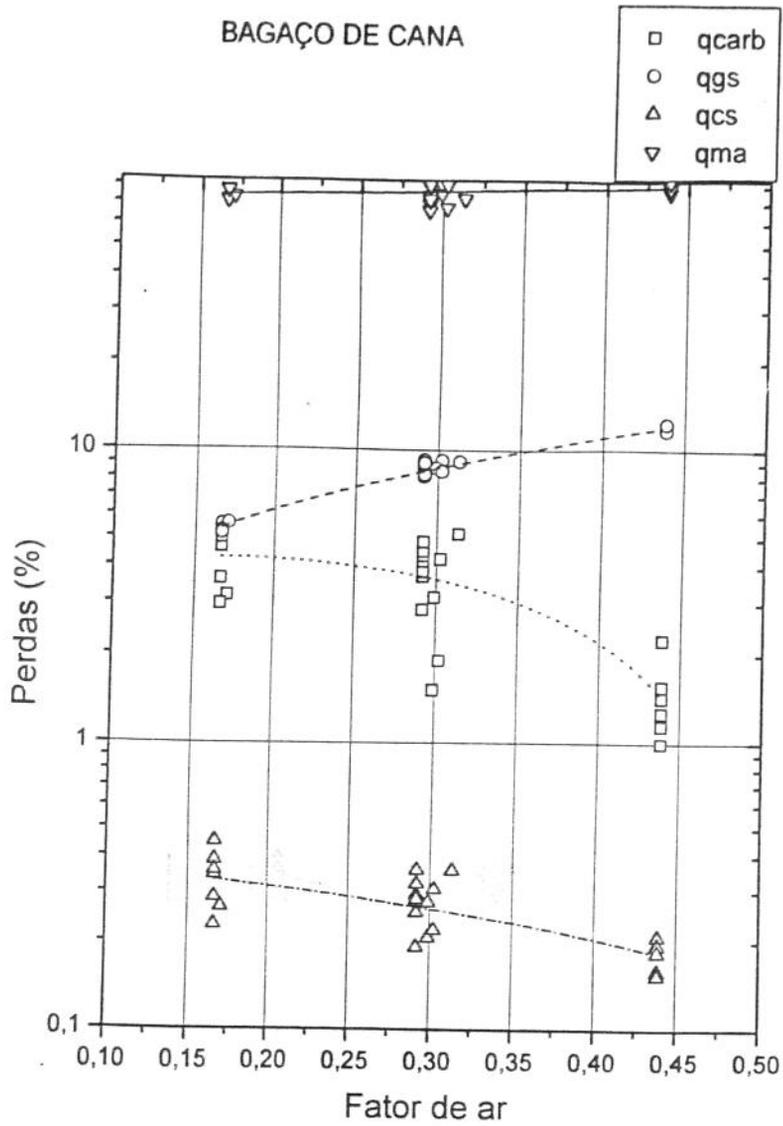


Figura 5.20: Gráfico das perdas energéticas em função do Fator de ar, gás saindo na temperatura do *free-board* - bagaço de cana.

de ar. Nota-se que a temperatura máxima alcançada experimentalmente com o bagaço foi 800°C (pela curva de ajuste dos dados foi de 750°C), figura 5.27. Devido a isto não se observa um ponto ótimo nas curvas de ajuste (um ponto de máximo).

As perdas, de um modo geral apresentam um comportamento semelhante ao encontrado

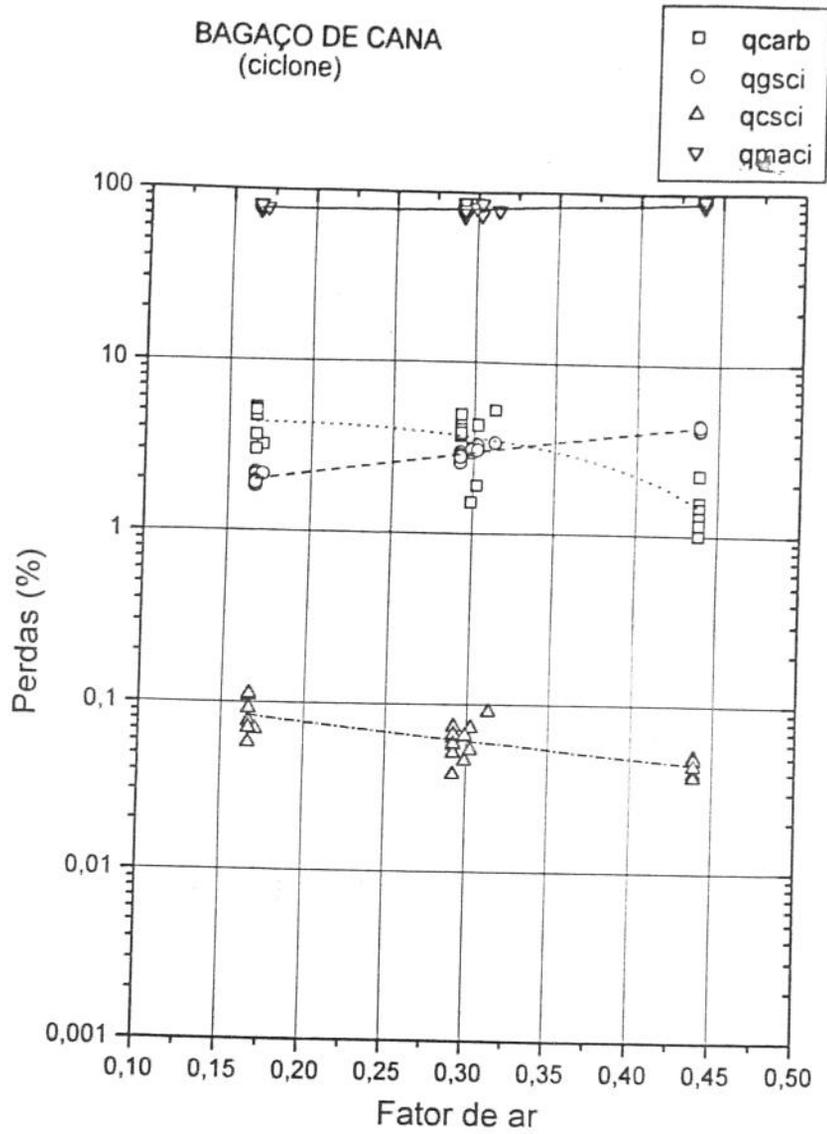


Figura 5.21: Gráfico das perdas energéticas em função do Fator de ar, gás saindo na temperatura do ciclone - bagaço de cana.

para a serragem, como vemos nas figuras 5.20 e 5.21.

5.4.4 Resultados da gaseificação de borra de café

Foram realizados 25 ensaios, num total de 4 horas de funcionamento em regime do reator, como gaseificador.

Os resultados foram colocados no programa estatístico *Microstat* e obtidos parâmetros de regressão linear dos mesmos. Foram construídos gráficos de:

1. Concentração dos gases combustíveis no gás produzido em função da temperatura do leito, figura 5.22;
2. Eficiência a frio e a quente em função do Fator de ar, figura 5.23;
3. Perdas energéticas em função do Fator de ar, gás saindo na temperatura do *free-board*, figura 5.24;
4. Perdas energéticas em função do Fator de ar, gás saindo na temperatura do ciclone, figura 5.25;
5. Vazão de cinzas no gás em função da temperatura do leito, figura 5.26;

que são apresentados a seguir.

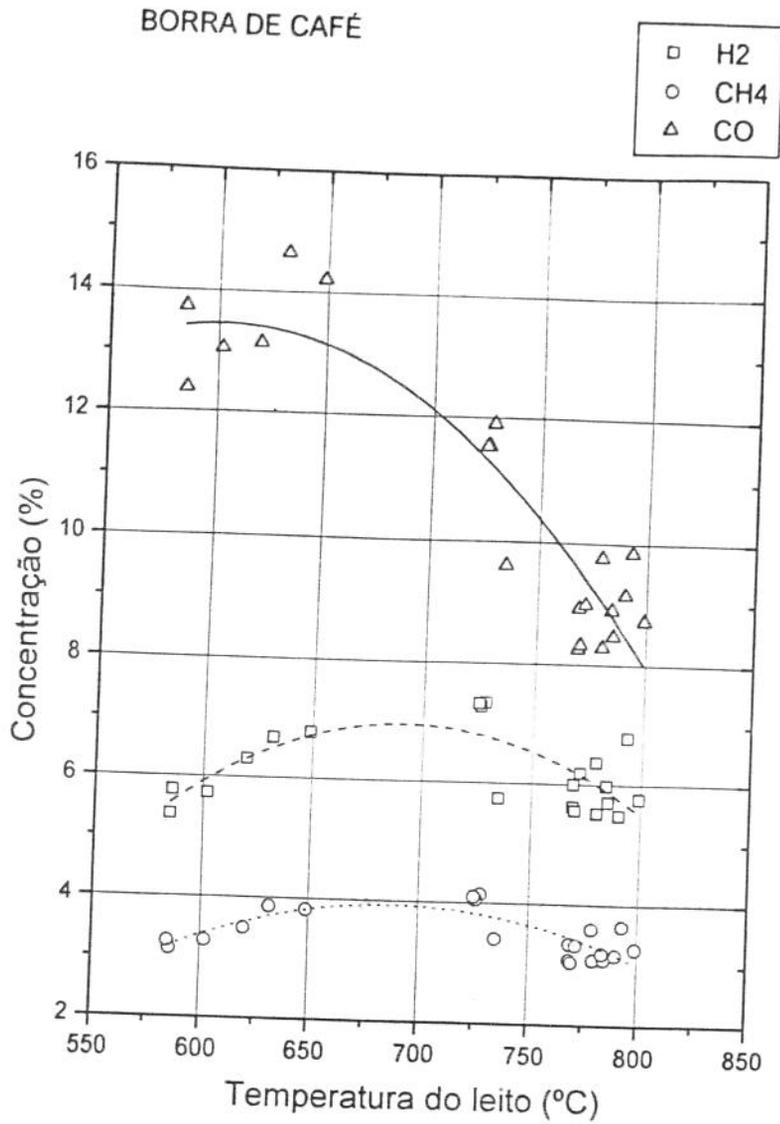


Figura 5.22: Gráfico da concentração dos gases combustíveis no gás produzido em função da temperatura do leito - borra de café.

A concentração dos componentes combustíveis no gás produzido com a gaseificação da borra de café, figura 5.22, mostra um comportamento semelhante ao do bagaço e da serragem, apresentando um decaimento com o aumento do fator de ar. Por limitações no alimentador só foi possível ensaiar a borra na faixa de fator de ar de 0.11 até 0.22. Isto limitou bastante

BORRA DE CAFÉ

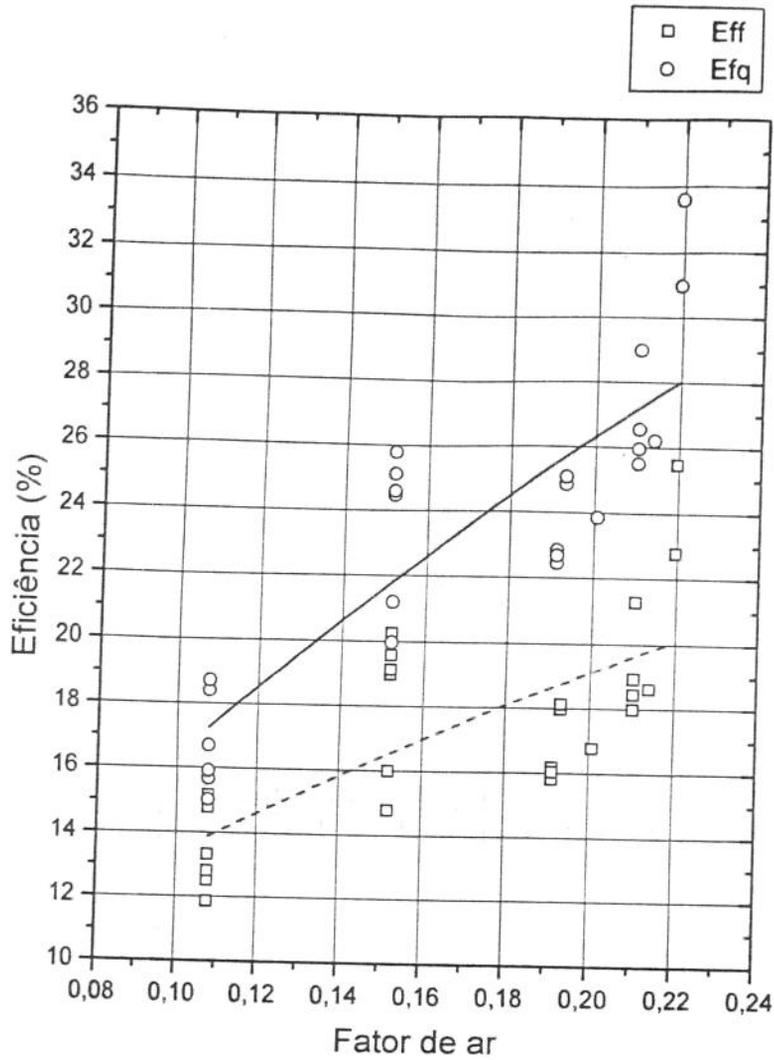


Figura 5.23: Eficiência a frio e a quente em função do Fator de ar - borra de café.

os resultados, porém, por analogia com as outras biomassas, pode-se interpretá-los. Nota-se uma mesma tendência para as curvas de ajuste para a concentração dos componentes combustíveis no gás. As curvas dos produtos H_2 e CH_4 apresentam uma ligeira inflexão em torno da temperatura de $670^\circ C$ (FA=0,14), porém não chegando a alterar significativamente o poder calorífico inferior do gás.

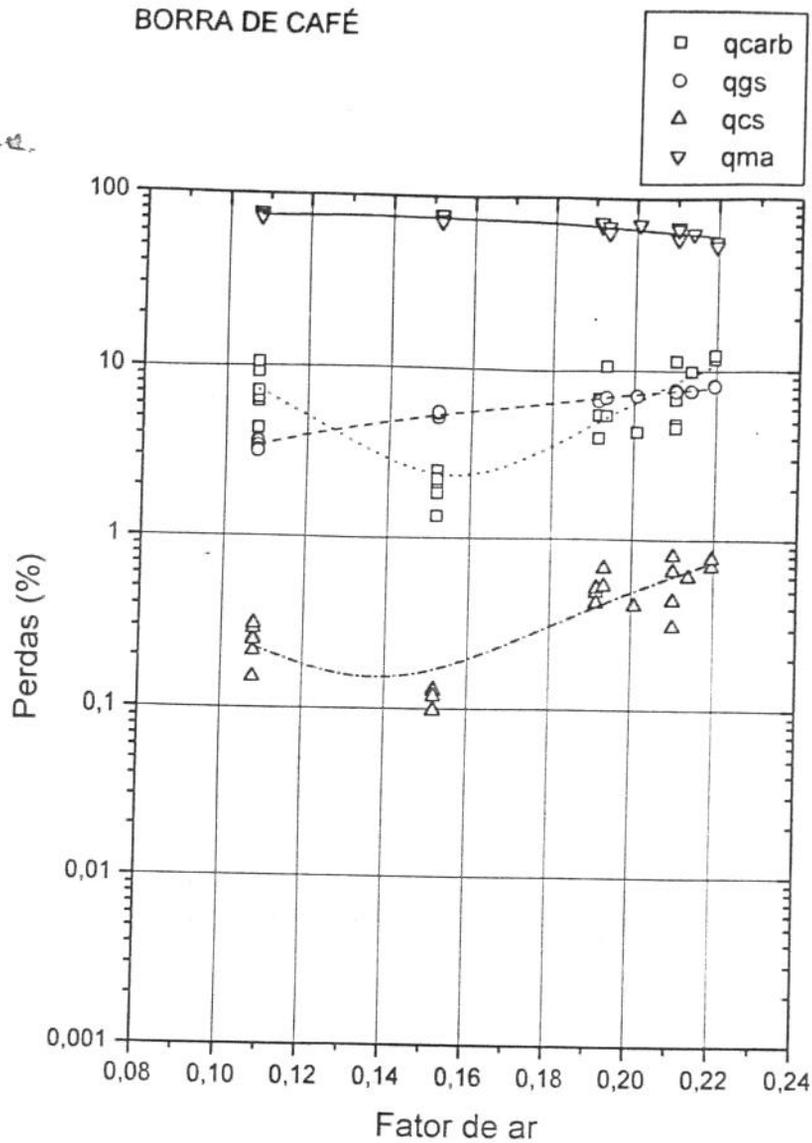


Figura 5.24: Gráfico das perdas energéticas em função do Fator de ar, gás saindo na temperatura do *free-board* - borra de café.

A máxima eficiência obtida (a quente de 28% e a frio de 20%), figura 5.23, foi com fator de ar de 0,22, o maior conseguido experimentalmente. A maior eficiência a frio experimental foi de 25,6%. O maior poder calorífico inferior obtido foi para um fator de ar de 0,11, quando a eficiência a frio foi só de 14%.

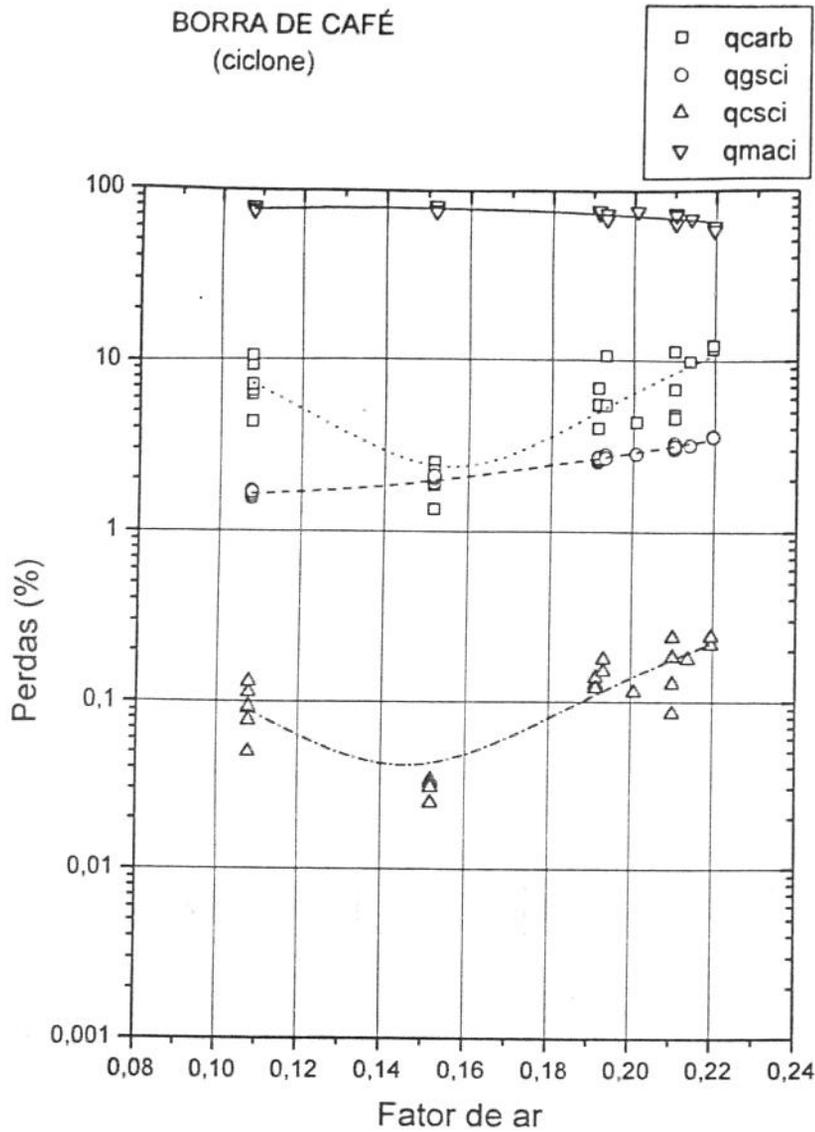


Figura 5.25: Gráfico das perdas energéticas em função do Fator de ar, gás saindo na temperatura do ciclone - borra de café.

As figuras 5.24 e 5.25, de perdas, apresentam comportamento semelhante ao encontrado para a serragem e para o bagaço. A perda por carbono não reagido situa-se na faixa de 10% (FA=0,11), apresentando queda até 1% (FA=0,15), voltando a aumentar para 10% (FA=0,28). Isto deve-se a mudanças feitas durante os ensaios, na velocidade de fluidização,

BORRA DE CAFÉ

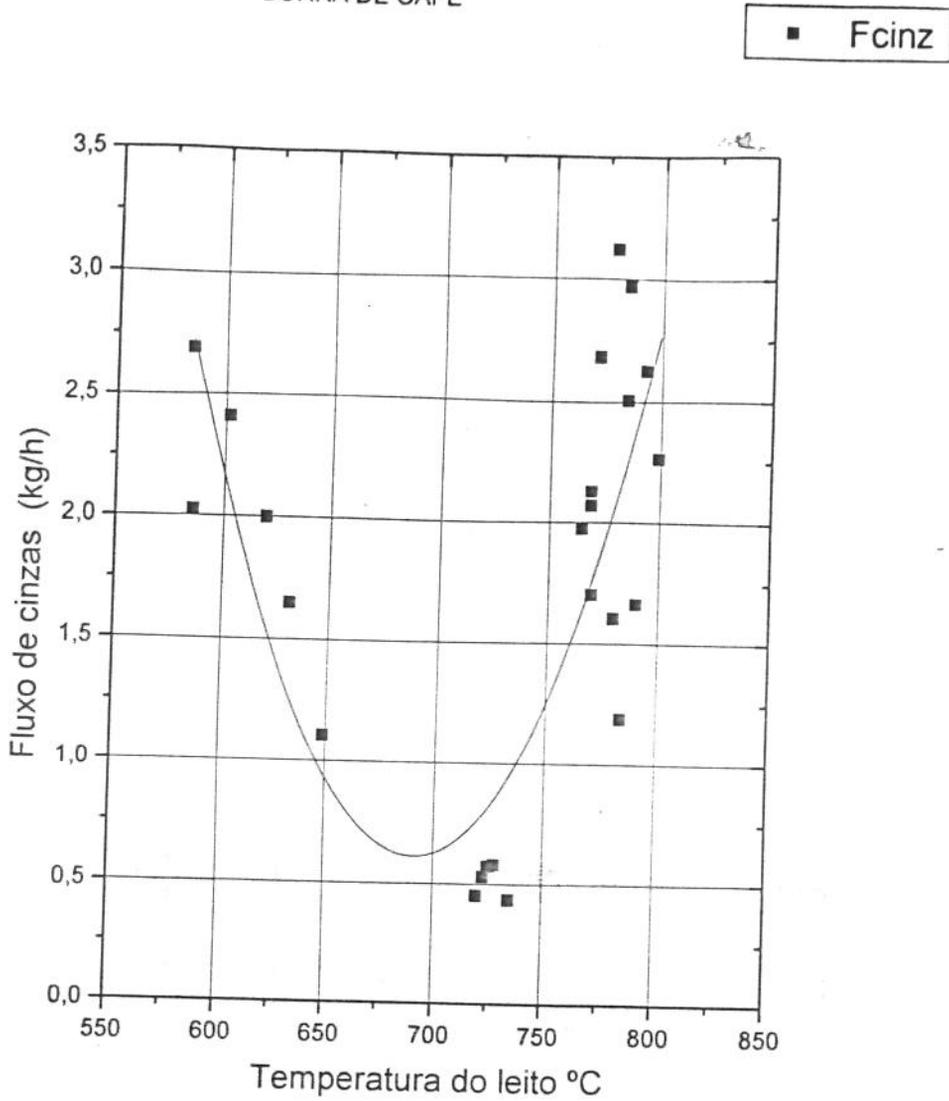


Figura 5.26: Vazão de cinzas no gás em função da temperatura do leito - borra de café.

de modo a alterar o fator de ar. A perda por calor sensível nas cinzas é desprezível (entre 0,2% e 0,7%) e as perdas por calor sensível no gás estão situadas na faixa de 3% a 8%. Para o fator de ar que apresentou a máxima eficiência temos a menor perda para o meio ambiente em toda a faixa de fator de ar ensaiada, de cerca de 60%, situando-se em torno de 75% em todo o restante da faixa.

No caso da vazão de cinzas elutriadas, figura 5.26, separados do gás pelo ciclone, percebe-se um comportamento aparentemente anômalo. Entretanto, isto é explicado devido à necessidade de se aumentar a vazão de ar para que fosse possível trabalhar com fatores de ar mais altos no reator, o que elevou a velocidade de fluidização para até $1,1 \text{ m/s}$. Esta maior velocidade, que não interferiu significativamente no gás formado pela gaseificação da borra, nem nos resultados apresentados pelas outras biomassas, aumentou muito a elutriação das cinzas para a borra de café.

5.4.5 Comparação dos resultados entre as biomassas

Para melhor elucidar o comportamento do reator em função de cada biomassa, apresentamos alguns resultados conjuntamente:

1. Temperatura do leito em função do fator de ar, figura 5.27
2. Eficiência a frio em função do fator de ar, figura 5.28
3. poder calorífico inferior em função do fator de ar, figura 5.29
4. Concentração de CO em função do fator de ar, figura 5.30
5. Concentração de carbono nas cinzas elutriadas em função do fator de ar, figura 5.31
6. Vazão de cinzas elutriadas em função do fator de ar, figura 5.32

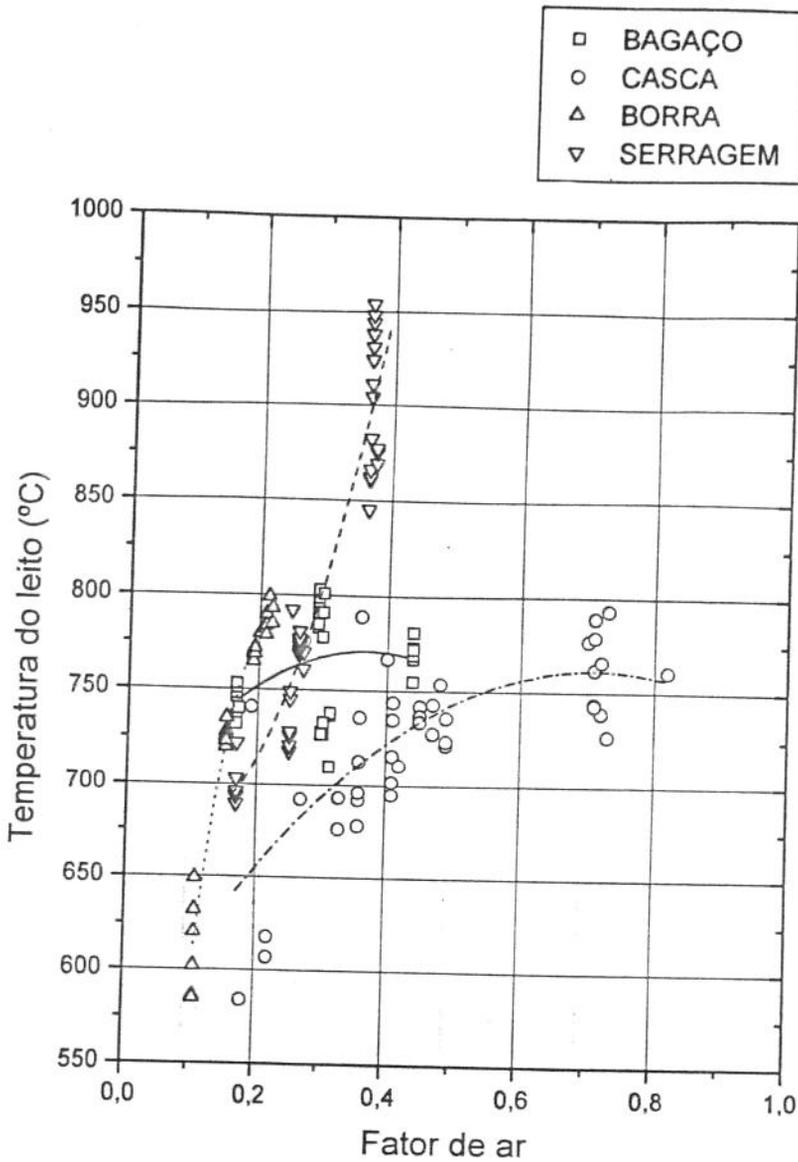


Figura 5.27: Temperatura do leito em função do Fator de ar, para as biomassas ensaiadas.

Existe uma interdependência entre o fator de ar e a temperatura do leito, já esperada pois com o aumento do fator de ar devem aumentar as reações de combustão, o que, pela geração de mais energia, deve aumentar a temperatura do leito. A maior temperatura deve portanto ser esperada com fator de ar 1,0 (relação ar/combustível estequiométrica), quando não teremos mais formação de gás combustível. Com fator de ar baixo (0,20) não há ar

suficiente para a combustão de parte do gás e o leito deve resfriar rapidamente, não se auto-sustentando. No entanto para a borra de café conseguimos operar o reator até com fatores de ar da ordem de 0,1.

A temperatura do leito em função do fator de ar, figura 5.27, deve ser função de outros parâmetros (como relação área volume e isolamento externo) pois a razão de elevação da temperatura em função do fator de ar é significativamente diferente nos nossos ensaios e nos ensaios apresentados por Maniatis [48]. A taxa de elevação da temperatura apresentada nos resultados de Maniatis é muito maior que a apresentada em nossos resultados, pois com fator de ar de 0,4 ele já consegue temperatura do leito de 800°C para casca de arroz, enquanto nós precisamos de fator de ar de 0,8 para alcançar esta mesma temperatura. Assim um gaseificador com melhor isolamento térmico poderá atingir melhores condições de gaseificação para valores menores do fator de ar.

A temperatura do leito no caso da serragem, figura 5.27, aumenta com o aumento do fator de ar desde valores de 670°C para fator de ar de 0,17, até 900°C para fator de ar de 0,38. Este comportamento é o esperado, pois a combustão fica mais eficiente, com liberação de mais energia térmica do combustível, em detrimento do poder calorífico inferior do gás formado. A inclinação da curva é mais ou menos acentuada em função das perdas de calor pela parede do reator para o ambiente. O coeficiente de correlação foi de 0,92.

A taxa de incremento da temperatura do leito com o fator de ar é muito maior nos casos da serragem e da borra que nos casos da casca de arroz e do bagaço, como conseqüência do maior poder calorífico e menor conteúdo de cinzas da borra e da serragem.

A curva de ajuste dos dados de eficiência a frio em função do fator de ar, figura 5.28, apresenta pontos de máximo de 42% para a casca de arroz e 32% para a serragem, enquanto que para as outras biomassas isto não foi possível. No caso da casca, devido à granulometria mais homogênea, o arraste é menor, levando a uma maior concentração de biomassa no leito, o que propicia boa condição para a gaseificação. Entretanto esta maior concentração ocasiona uma lenta elevação da temperatura do leito com o aumento do fator de ar. No caso da borra de café não foi possível trabalhar com fatores de ar maiores que 0,22, pelo que não se detetou a existência de um máximo. O reator de leito fluidizado do IPT [40] apresentou eficiência máxima de 55% para relação ar/ combustível de 1,2 a 1,3 para gaseificação de *pelets* de bagaço com 9,5% de umidade. Maniatis [44] mostra para um reator semelhante uma eficiência energética de 72% com madeira.

O bagaço de cana apresentou eficiências muito baixas. Provavelmente, devido a granulometria polidispersa de pequenas dimensões e à baixa densidade, a maior parte seja elutriada,

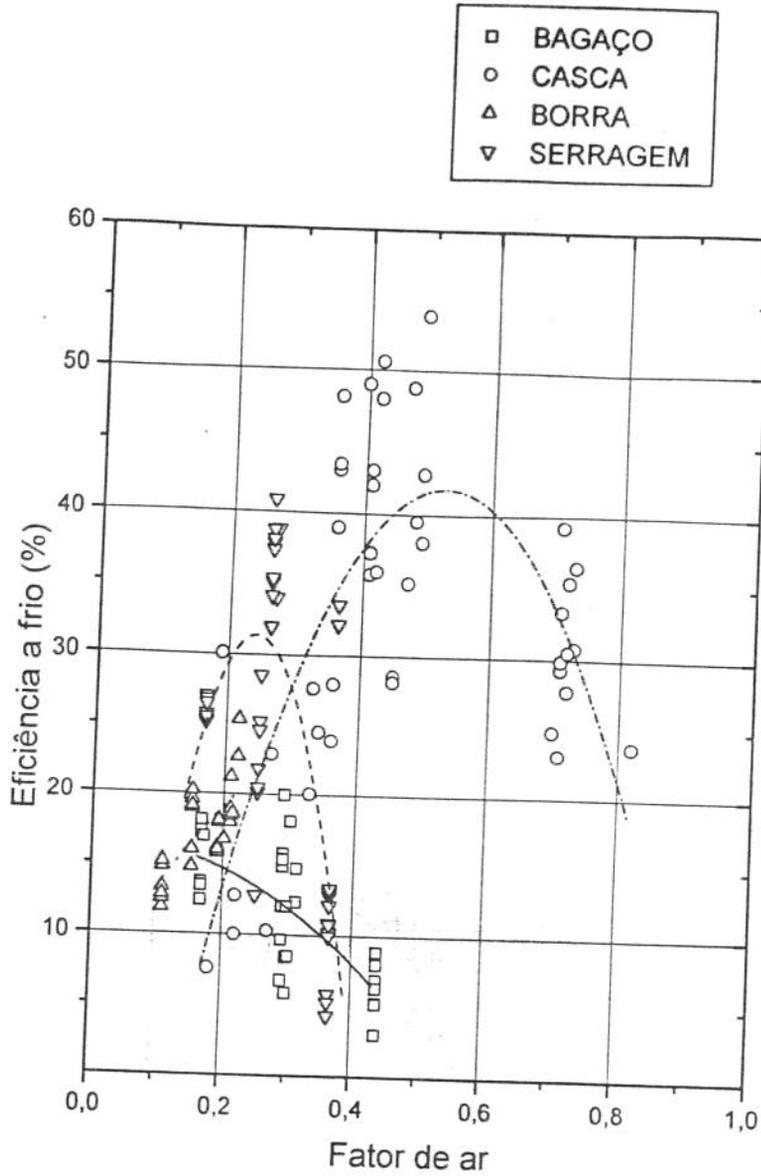


Figura 5.28: Eficiência a frio em função do fator de ar.

provocando gaseificação (pouco eficiente) no *free-board* e combustão dos voláteis nas bolhas do leito. Esta situação não acarreta o aumento rápido da temperatura do leito com o incremento do fator de ar, ao contrário do que acontece com a serragem, não permitindo uma boa gaseificação.

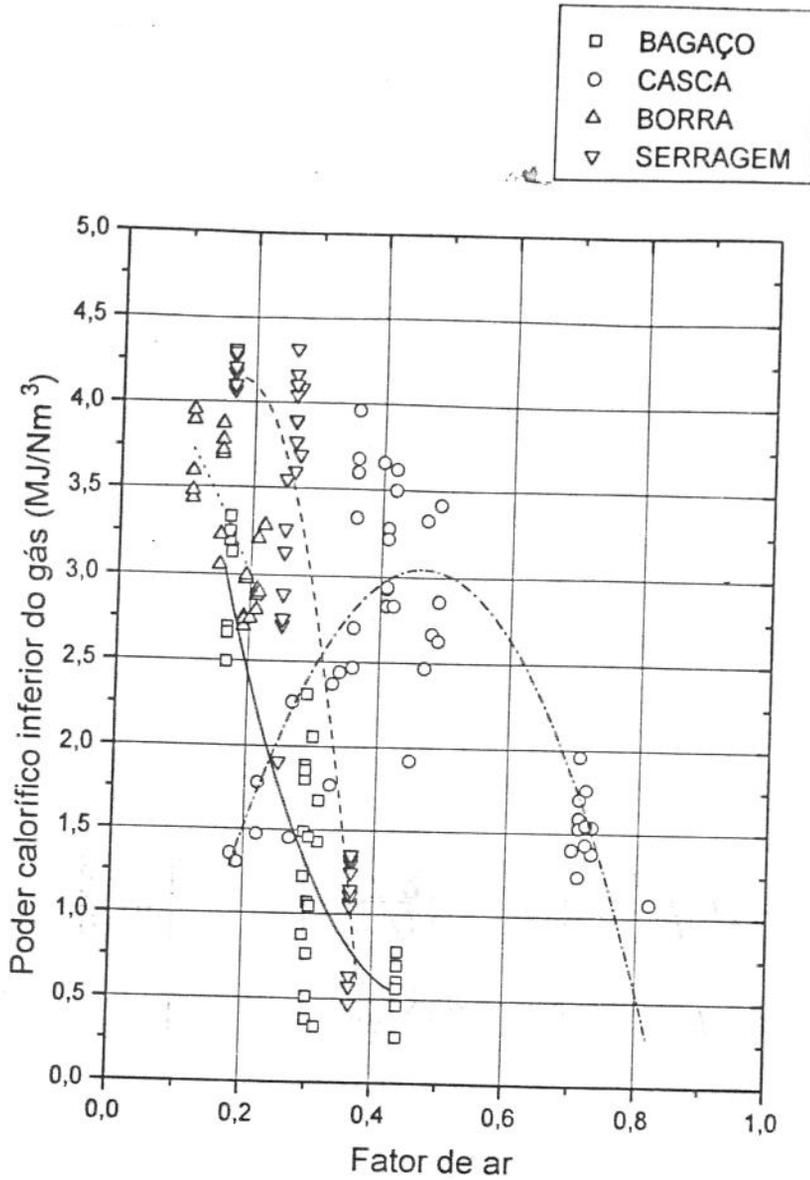


Figura 5.29: Poder calorífico inferior do gás em função do fator de ar.

Com a borra de café acontece um grande aumento da elutriação de cinzas, devido a termos trabalhado com aumento da vazão de ar para podermos conseguir outros fatores de ar. Isto acarretou aumento na velocidade de fluidização.

A casca de arroz apresenta poder calorífico inferior máximo de $3,0 \text{ MJ/Nm}^3$ (figura 5.29) com fator de ar de 0,4 a 0,55, correspondente a uma faixa de temperatura de 650°C a 750°C .

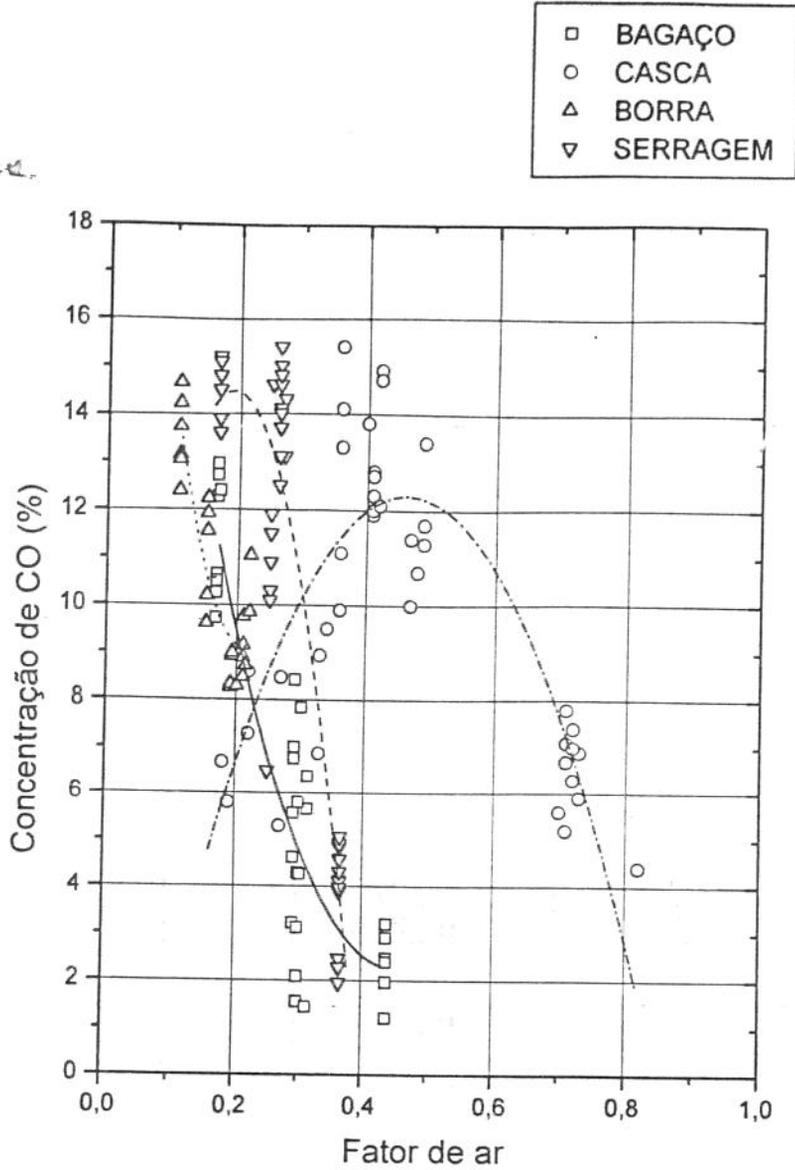


Figura 5.30: Concentração de CO em função do fator de ar.

Foi a única biomassa testada que apresentou comportamento de aumento do poder calorífico inferior do gás com o fator de ar, até um máximo com posterior queda. Com a menor rotação possível no alimentador só conseguimos trabalhar com um fator de ar máximo de 0,8 (quase combustão). Hartiniati [49] observa que na faixa de temperatura do leito entre $705^{\circ}C$ e $870^{\circ}C$ há uma queda de $0,25 MJ/m^3$ no poder calorífico inferior do gás. Em nossos testes,

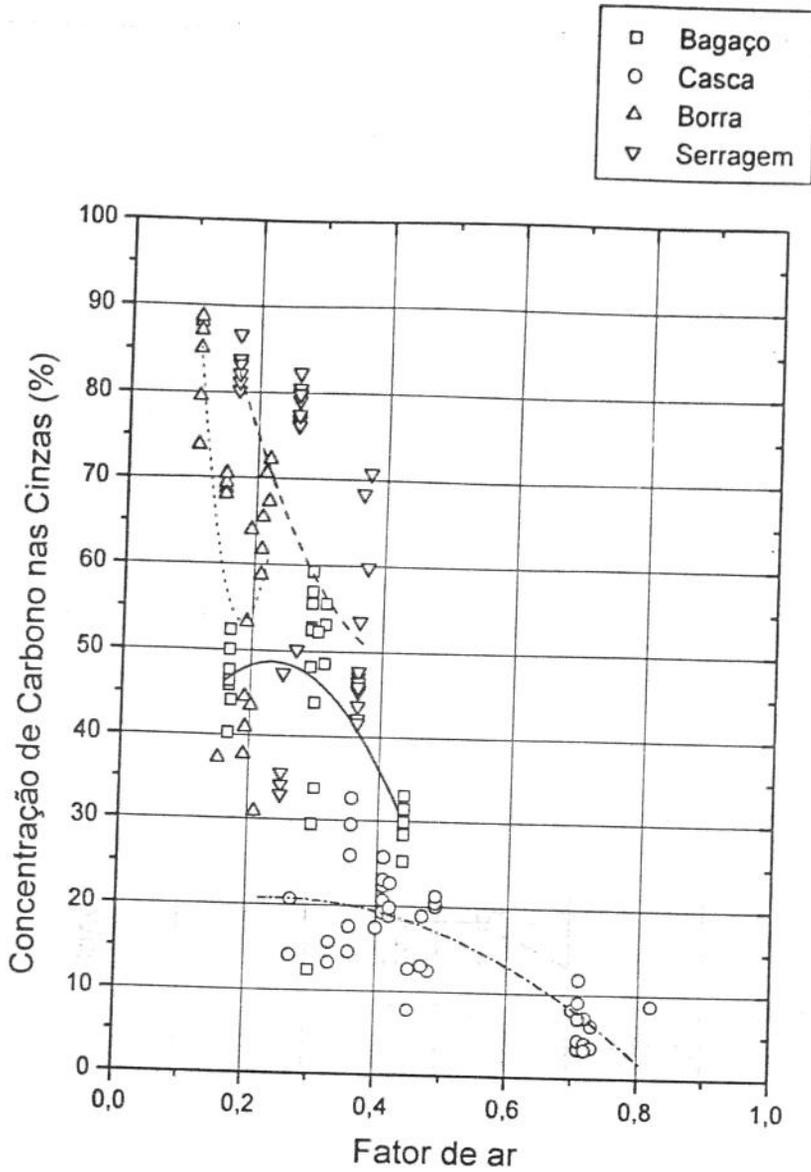


Figura 5.31: Concentração de carbono nas cinzas elutriadas em função do fator de ar.

na faixa de 700°C a 810°C há uma queda da ordem de 1,5 MJ/m³.

O bagaço de cana apresenta maior poder calorífico inferior do gás (3,25 MJ/Nm³, figura 5.29) com um fator de ar de 0,15, numa temperatura do leito de 750°C. Já o IPT [40] obteve para o bagaço de cana um PCS igual a 5,6 MJ/m³ para a/c de 1,1.

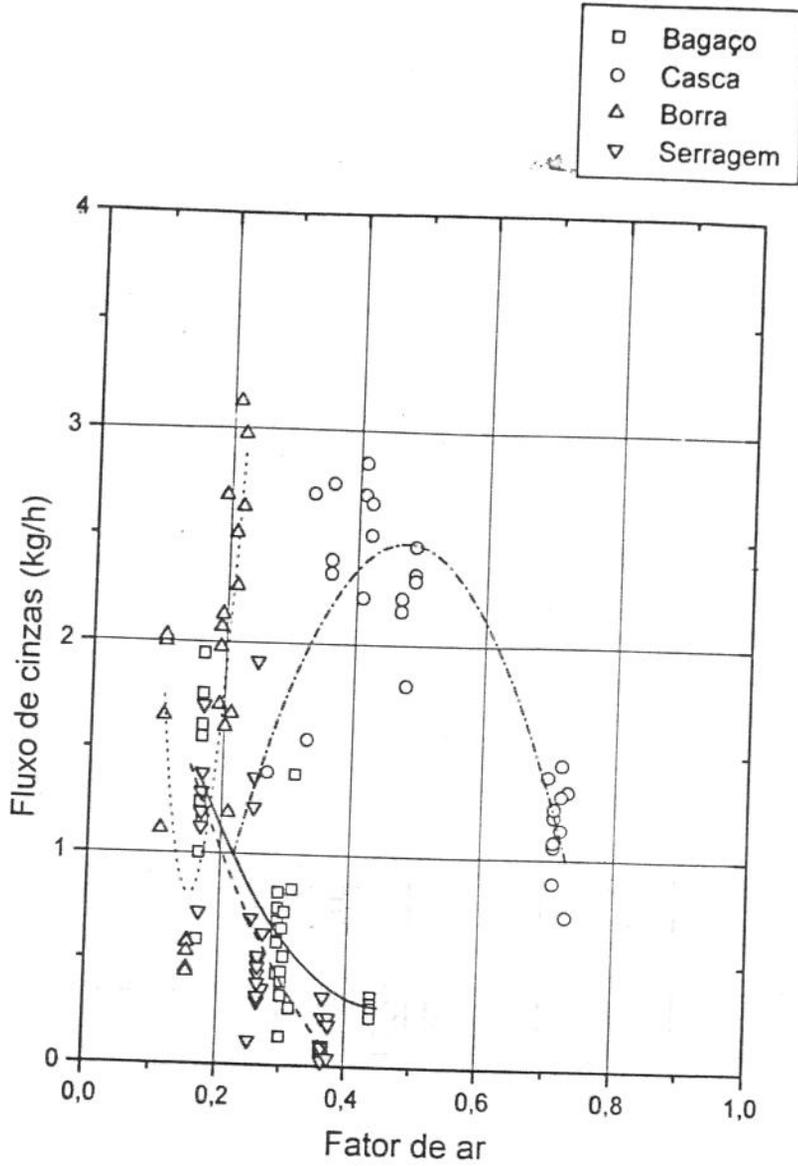


Figura 5.32: Vazão de cinzas elutriadas em função do fator de ar.

A borra de café apresenta seu maior valor de poder calorífico inferior do gás com fator de ar de 0,1 (figura 5.29), correspondente a uma temperatura do leito entre 600°C e 650°C. A tendência é do poder calorífico inferior diminuir com o aumento do fator de ar. A menor taxa de alimentação conseguida para borra com o alimentador só permitiu trabalhar com fator de ar máximo de 0,2.

A serragem apresenta o maior poder calorífico inferior do gás entre as biomassas testadas, $4,3 \text{ MJ/Nm}^3$, com um fator de ar de 0,2 e temperatura do leito entre 700°C e 725°C . Com a serragem foi possível elevar a temperatura do leito até 950°C (FA=0,4) e neste ponto de operação o poder calorífico inferior caiu para $1,0 \text{ MJ/Nm}^3$. Esta foi a temperatura máxima estipulada previamente para operação segura do reator. A serragem tem o maior poder calorífico e ao mesmo tempo um teor de cinzas menor, portanto precisa de um fator de ar menor para liberar a energia necessária para um processo de combustão auto sustentado. Van den Aarsen *et al.* [24] encontrou um poder calorífico inferior de 4,5 a $6,0 \text{ MJ/m}^3$ para o gás produzido com madeira. Maniatis *et al.* [48] apresentam uma curva sempre decrescente entre os valores de fator de ar de 0,23 a 0,4. Para outras biomassas, como coco e coco de dendê, a curva possui um máximo.

Na curva de poder calorífico inferior do gás em função do fator de ar da figura 5.29 para a casca de arroz, há um ponto de máximo referente ao fator de ar de 0,45. Já para a serragem o máximo surge por volta de um fator de ar de 0,17, sendo que para o bagaço e para a borra obteve-se valores máximos de 3,25 e $3,9 \text{ MJ/Nm}^3$ para fatores de ar de 0,12 e 0,15 respectivamente. O fator de ar bem mais alto para a casca de arroz deve-se ao fato que as temperaturas do leito são sempre menores para a casca de arroz a cada valor de fator de ar em relação às outras biomassas, figura 5.27.

Nas curvas de poder calorífico inferior do gás em função do fator de ar, figura 5.29, há uma semelhança entre a casca de arroz e o bagaço de cana. Para uma mesma temperatura do leito, correspondem valores de poder calorífico inferior iguais. Deve-se assinalar também que para uma mesma temperatura, correspondem fatores de ar menores para o bagaço que para a casca de arroz, figura 5.27. Isto parece confirmar o fato assinalado nas conclusões dos testes de volatilização em mini leito de que a temperatura é o fator que define a concentração de CO , H_2 e CH_4 e conseqüentemente o poder calorífico inferior do gás. É preciso considerar que a queda do poder calorífico inferior do gás observada a partir de 700°C para a casca de arroz e a partir de 750°C para a serragem é resultado da combustão deste gás pelo ar alimentado em maior quantidade (maiores valores de fator de ar).

A curva de ajuste dos resultados de poder calorífico em função do fator de ar (figura 5.29) para a serragem não apresenta um máximo e o valor do poder calorífico inferior do gás cai continuamente desde valores de $4,1 \text{ MJ/Nm}^3$ com 0,17 de fator de ar, até valores de $1,0 \text{ MJ/Nm}^3$ para fator de ar de 0,37. O coeficiente de correlação foi de 0,93. Era esperado que o poder calorífico do gás apresentasse um comportamento de crescimento com o aumento da temperatura até um valor máximo em algum momento, decaindo após, o que não aconteceu

possivelmente devido a que não se conseguiu trabalhar com temperaturas do leito inferiores a 700°C. O poder calorífico inferior do gás tende a diminuir para valores de temperatura do leito perto de 700°C, porém neste ponto há uma grande dispersão dos dados experimentais. O coeficiente de correlação foi de 0,91.

Para casca de arroz, como conseqüência da baixa temperatura do leito, a concentração de CO diminui com fatores de ar menores que 0,4, figura 5.30. Esta diminuição também é esperada para a serragem, só que para fatores de ar menores que 0,17. Embora o valor de concentração de CO máximo, pela curva de ajuste dos dados, seja maior para a serragem (14%) que para a casca de arroz (13%), há uma queda nesta concentração, com o aumento do fator de ar, muito mais acentuada para a serragem do que para a casca de arroz. Conclusões semelhantes podem ser obtidas na comparação, para estes dois combustíveis, com relação às curvas de concentração de CH_4 em função do fator de ar e concentração de H_2 em função do fator de ar.

Podemos verificar que a curva de ajuste dos resultados experimentais de concentração de CO em função do fator de ar, figura 5.30, mostra que a máxima concentração e, portanto, o máximo poder calorífico inferior de cada biomassa é atingido com fator de ar entre 0,1 e 0,25. Exceto a casca de arroz, cujo máximo de CO está no fator de ar de 0,4. Devido ao mau isolamento do reator (principalmente no *free-board*) as temperaturas mais altas alcançadas no leito pela borra e pela serragem aumentam as perdas ao meio ambiente. As perdas de calor para o ambiente definem a inclinação da curva de temperatura do leito em função do fator de ar. Van den Aarsen *et al.* [24], trabalhando com gaseificação de faia, conseguiu temperaturas na faixa de 700°C (com fator de ar de 0,4) a 900°C (com fator de ar de 0,45), mostrando que seu gaseificador perde menos pelas paredes que este, conseguindo um gás com poder calorífico inferior de 4,5 a 6,0 MJ/Nm^3 .

A comparação dos valores das perdas por carbono não reagido nas cinzas arrastadas entre casca de arroz e bagaço de cana mostra serem estas perdas maiores para a casca de arroz (o dobro da perda para o bagaço), pois sendo as partículas de bagaço menores, estas reagem de forma mais completa (figuras 5.10, 5.20).

No caso da borra de café o aumento da velocidade de fluidização aumentou consideravelmente o arrasto. A variação na velocidade foi de 0,7 a 1,1 m/s . Portanto deve-se trabalhar com a menor velocidade de fluidização possível de modo a minimizar o arraste. Neste caso o maior arrasto também levou a um aumento no teor de carbono nas cinzas elutriadas, pois não houve tempo para elas reagirem nem no leito nem no *free-board*. Segundo Silva *et al.* [81] a velocidade terminal para as frações menores que 0,42 mm de dp é da ordem de 2,94 m/s , por-

tanto bem superior à velocidade de fluidização utilizada neste leito, porém com a volatilização e o atrito as partículas de carvão diminuem de densidade e de tamanho.

No caso da serragem e do bagaço a eficiência a frio (figura 5.28) é afetada por causa de um arraste mais intenso, pois têm uma granulometria mais variada e uma porcentagem de finos maior. Já para a casca de arroz, a eficiência máxima é a maior encontrada, de 42% pela curva de ajuste dos dados.

O conteúdo de carbono nas cinzas em função do Fator de ar, figura 5.31, para a casca de arroz tem um máximo, segundo a curva de ajuste, de 18,5% e, pelos dados experimentais, de 27%, correspondentes a um fator de ar de 0,4. Deve-se lembrar que a máxima eficiência se dá com um fator de ar de 0,53. O decréscimo do conteúdo de carbono nas cinzas (%cin) para fatores de ar maiores que 0,4 é conseqüência de que a temperatura do leito toma valores acima de 700°C, garantindo uma oxidação mais completa do carbono fixo. A queda do conteúdo de carbono para fatores de ar menores que 0,4 deve-se, provavelmente, à diminuição do oxigênio disponível para a oxidação do carbono. O coeficiente de correlação foi de 0,88.

A vazão das cinzas coletadas no ciclone em função do Fator de ar para a casca de arroz, figura 5.32, aumenta à medida que o fator de ar diminui por causa de uma maior concentração de biomassa no leito. A diminuição observada para valores de fator de ar menores que 0,4 é pouco provável, já que o aumento da concentração de biomassa no leito deve sempre conduzir a um aumento do arrasto das cinzas. O coeficiente de correlação foi 0,81.

Segundo a curva de ajuste dos dados, o percentual de perdas por carbono nas cinzas em função do Fator de ar para a casca de arroz, figura 5.10, exibe um máximo de 8% de perdas para um valor de fator de ar de 0,49. Isto pode ser explicado quando verificamos que para valores de fator de ar maiores que 0,5 diminui tanto o teor de carbono como a vazão de cinzas, portanto, diminuem as perdas por carbono. O fator de correlação foi de 0,83.

5.5 Alguns parâmetros de dimensionamento de gaseificadores de leito fluidizado

Para dimensionar gaseificadores de leito fluidizado, define-se alguns parâmetros:

1. Altura do leito expandido, m :

$$h_l = h_{lf} \cdot 1,25 \tag{5.1}$$

onde: h_{lf} = altura do leito fixo (estático), m .

Esta relação empírica vale para a granulometria de inerte na faixa utilizada neste trabalho.

2. Volume do leito expandido, m^3 :

$$V_l = h_l \cdot \pi \cdot D_g^2 / 4 \quad (5.2)$$

onde: D_g = diâmetro interno do reator na região do leito, m .

3. Potência de saída, kW :

$$P_s = PCI_{gás} \cdot V_{gás} \quad (5.3)$$

4. Potência volumétrica de saída, kW/m^3 :

$$q_{vs} = P_s / V_l \quad (5.4)$$

5. Potência volumétrica específica de saída, $kJ/kg.m^3$:

$$q_{ves} = q_{vs} / m_c \quad (5.5)$$

6. Vazão específica de gás (referente à vazão de combustível), m^3/kg :

$$V_{eg} = V_{gás} / m_c \quad (5.6)$$

7. Vazão de combustível por volume de leito, $ton/m^3.h$:

$$V_{vc} = m_c / V_l \quad (5.7)$$

8. Razão da velocidade de fluidização do leito em relação à velocidade de mínima fluidização:

$$fv = U_f / U_{mf} \quad (5.8)$$

Estes parâmetros (tabela 5.2) foram calculados no fator de ar ótimo para a casca de arroz. Para as outras biomassas apresenta-se o maior valor encontrado.

Comentários:

O IPT calculou para *pellets* de bagaço de cana uma potência volumétrica de saída de $1,5 MW/m^3$, com fv de 3,8. Czernik *et al.* [47] calcula a vazão de combustível por volume de leito de seu reator como sendo de $1,12 ton/m^3.h$.

Tabela 5.2: Parâmetros de projeto para gaseificação de biomassa em leito fluidizado.

Biomassa	h_{if} <i>m</i>	h_t <i>m</i>	V_t <i>m</i> ³	$q_{v,s}$ <i>MW/m</i> ³	$q_{v,e,s}$ <i>MJ/kg.m</i> ³	$V_{v,c}$ <i>ton/m</i> ³ . <i>h</i>	f_v
casca ₍₁₎	0,48	0,6	0,02	1,4	225	1,0	2,0 a 2,3
bagaço ₍₂₎	0,48	0,6	0,02	1,5	151	2,0	2,0
borra ₍₂₎	0,48	0,6	0,02	2,2	282	2,0	1,8 a 2,8
serragem ₍₂₎	0,48	0,6	0,02	2,3	315	2,0	1,9 a 2,3

Observações: (1) valores correspondentes à curva de ajuste; (2) valores máximos encontrados.

5.6 Metodologia para projeto preliminar de gaseificador de leito fluidizado

1. Cálculo da demanda de energia:

$$E_t = E_d \cdot f_{sec} \quad (5.9)$$

2. Cálculo da vazão total de gás a ser produzido no gaseificador:

$$F_g = E_t / PCI_{gás} \quad (5.10)$$

3. Cálculo do consumo de combustível:

$$m_c = E_t / PCI \cdot \eta_g \quad (5.11)$$

ou por V_{eg} :

$$m_c = F_g / V_{eg} \quad (5.12)$$

4. Cálculo da vazão de ar a ser fornecido ao gaseificador:

$$V_{ar} = FA \cdot VA \cdot m_c \quad (5.13)$$

5. Vazão volumétrica corrigida para a temperatura do leito:

$$F_{at} = V_{ar} \cdot (t_l + 273) / 273 \quad (5.14)$$

6. Determinação da área do gaseificador:

$$A_g = F_{at} / U_f \quad (5.15)$$

7. Determinação do diâmetro do gaseificador:

$$D_g = \sqrt{4 \cdot A_g / \pi} \quad (5.16)$$

onde:

- E_d : demanda de calor útil, MJ/Nm^3
- f_{sec} : fator de segurança
- E_t : energia total do gás produzido pelo gaseificador, MJ/h
- $PCI_{gás}$: poder calorífico inferior do gás, MJ/Nm^3
- F_g : vazão total de gás, Nm^3/h
- m_c : vazão mássica de combustível, kg/h
- F_{ar} : vazão de ar na temperatura do reator, m^3/h
- PCI : poder calorífico inferior do combustível, MJ/kg
- η_g : eficiência média do gaseificador
- V_{ar} : vazão total de ar, Nm^3/h
- VA : volume teórico do ar para a combustão de 1 kg de combustível, Nm^3/kg
- A_g : área da secção transversal do gaseificador, m^2
- U_f : velocidade de fluidização, da ordem de 0,5 a 1,5 m/s
- D_g : diâmetro do gaseificador, m
- FA : fator de ar, relação entre a quantidade de ar fornecido ao gaseificador e a quantidade de ar necessária para a combustão estequiométrica. Adota-se um valor na faixa de 0,2 a 0,4 [51].

8. Determinação da altura do leito:

Este parâmetro é estimado a partir da altura de leito estático.

9. Pela literatura tradicional calcula-se a perda de pressão nos dutos de ar e gases, na placa distribuidora e no ciclone, seleciona-se o compressor de ar e dimensiona-se o alimentador de biomassa.

Capítulo 6

Conclusões gerais

6.1 Volatilização

1. Nas condições específicas deste experimento, as concentrações dos componentes combustíveis mais importantes nos voláteis, CO , CH_4 e H_2 , aumentam com a granulometria das amostras de biomassa estabilizando-se para amostras de maior dimensão, devido a diminuição da elutriação.
2. A concentração de oxigênio no gás de fluidização tem uma influência complexa sobre as concentrações de CO , H_2 e CH_4 no gás produzido, apresentando maiores concentrações destes para valores de O_2 entre 1,4 e 1,6%.
3. As concentrações dos componentes combustíveis no gás de volatilização sofrem influência direta da temperatura do leito.
4. A análise estatística dos resultados experimentais mostra, tanto para o bagaço de cana como para a casca de arroz, que a temperatura do leito é parâmetro que exerce grande influência sobre as concentrações de CO , H_2 e CH_4 no gás produzido. No caso da casca de arroz este parâmetro está limitado a $850^\circ C$, devido a problemas de fusão das cinzas e aglomeração do leito para temperatura maior.
5. A volatilização é controlada pela transferência de calor para a superfície da amostra no caso de combustível finamente dividido e, no caso de amostras grandes, sugere que o controle é difusional;

6. O rendimento mássico de CO nos voláteis em relação à massa inicial de combustível aumenta com a granulometria crescente. Os valores máximos calculados são da ordem do máximo teórico;
7. Os parâmetros cinéticos da emissão de voláteis dependem do método utilizado para sua determinação, sendo porém importantes para o estudo da cinética da gaseificação em leito fluidizado.
8. As constantes de velocidade de reação aqui calculadas estão na faixa dos valores encontrados por Simmons *et al.* [100], mostrando que seu método pode ser alicado ao leito fluidizado, para determinar k para a emissão de CO .
9. As energias de ativação calculadas pela emissão de CO apresentam diferença significativa para os valores encontrados por outros autores por outros métodos. Há necessidade de maiores estudos e aprimoramento do método aqui utilizado, para cálculo deste parâmetro.

6.2 Gaseificação

1. Na tabela 6.1 são mostradas as melhores condições encontradas para este reator com base em dois critérios: máximo poder calorífico inferior do gás e máxima eficiência a frio, a partir das curvas de ajuste dos dados experimentais. Inclui-se também a máxima eficiência obtida experimentalmente.
2. Dentro das condições experimentais utilizadas, podemos deduzir pelos resultados que o fator de ar é parâmetro fundamental para a operação de um gaseificador de leito fluidizado e seu valor ótimo depende do tipo de biomassa. A temperatura do leito é função do fator de ar.
3. O balanço de massa mostra que a medição da taxa de alimentação no sistema utilizado é um ponto crítico, influenciando muito nos resultados. O fechamento do balanço de massa apresenta resultados de 71,8% a 100,4% para a casca de arroz, de 63,6% a 74,9% para o bagaço de cana, de 77,2% a 84,8% para a borra de café e de 76,0% a 85,7% para a serragem.
4. A inconstância da taxa de alimentação afeta o desempenho do gaseificador, alterando rapidamente a temperatura do leito e provocando flutuações na qualidade do gás produ-

Tabela 6.1: Resumo dos parâmetros da gaseificação de biomassa para as condições de máxima eficiência e máximo poder calorífico inferior do gás.

tipo de biomassa	máxima eficiência							máximo poder calorífico inferior ajustado				
	ajustado					experiment.						
	EF_f	EF_q	FA	T_i	Pma	EF_f	FA	PCI	CO	T_i	EF_f	FA
	%	%		°C	%	%		MJ/Nm^3	%	°C	%	
serragem	35,0	47,0	0,25	770	55,0	41,0	0,25	4,2	14,5	700	25,0	0,17
casca de arroz	42,0	60,0	0,55	750	20,0	50,0	0,4	2,9	11,5	730	40,0	0,45
bagaço de cana	15,5	22,0	0,16	740	73,0	17,5	0,16	3,0	12,0	750	15,5	0,16
borra de café	20,0	47,0	0,22	780	61,0	25,5	0,22	3,7	13,2	610	14,0	0,12

zido. Uma taxa de alimentação de combustível constante é um importante parâmetro para desempenho estável do gaseificador.

- Os problemas na alimentação da serragem e da borra de café não permitiram uma análise mais profunda nestas duas biomassas.
- Biomassa fibrosa é de difícil transporte pelo alimentador do tipo que utilizamos. Portanto deve-se aperfeiçoar esta parte do equipamento.
- As biomassas com maior polidispersão (serragem, borra e bagaço) apresentam altos teores de carbono nas cinzas elutriadas, devido a um arraste mais rápido, com conseqüente menor tempo de residência no reator. A velocidade de fluidização utilizada (0,7 a 1,1 m/s), é menor que a velocidade terminal das frações das biomassas ensaiadas, porém, com a reação das partículas, esta velocidade deve ser suficiente para arrastar as mais finas.
- Segundo textos básicos de fisico-química, a máxima energia química teórica obtida no gás produzido deve surgir com um fator de ar de 0,28. Nós encontramos um poder calorífico inferior máximo de 4 MJ/Nm^3 em torno do fator de ar de 0,4 para casca de arroz. Já Maniatis encontrou um poder calorífico inferior máximo de 6 MJ/Nm^3 entre 0,2 e 0,3 de fator de ar [48]. No caso de gaseificação de madeira, Maniatis *et al.* [44, 50, 58] apresenta resultados de PCS de 4 a 7 MJ/Nm^3 entre fatores de ar de

- 0,2 a 0,4. Nós encontramos para a serragem um poder calorífico inferior máximo de 3,7 MJ/Nm^3 , com fator de ar de 0,25. A diferença deve-se às perdas ao meio ambiente e elutriação.
9. O alcatrão que sai junto com os gases está incluído nas perdas para o meio ambiente, pois não conseguimos construir um sistema adequado para sua coleta.
 10. Vemos pela comparação das tabelas 6.1 e 1.5 que o valor do poder calorífico inferior do gás produzido por este gaseificador, ainda não otimizado, está próximo dos valores obtidos por outros pesquisadores, portanto já suficiente para, por exemplo, funcionar um grupo gerador de energia elétrica movido por um motor de combustão interna ou uma turbina a gás. Deve-se lembrar que o poder calorífico inferior foi obtido a partir dos teores de CO , CH_4 e H_2 no gás produzido, portanto sem considerar o alcatrão, que por sua vez não pode ser enviado a um motor ou a uma turbina. Para usos industriais, como caldeiras, a presença do alcatrão não é crítica, sendo inclusive desejável para aumentar o poder calorífico inferior e a luminosidade da chama.
 11. A altura do leito interfere na elutriação das partículas finas. Com a diminuição da altura do leito, diminui o espaço disponível *nofree-board*, aumentando a elutriação de partículas menores e menos densas. Esta situação é problemática para as biomassas polidispersas pouca densas, como o bagaço de cana. Nestes testes a altura do leito não mostrou influência sobre as concentrações dos componentes combustíveis no gás de saída do gaseificador.
 12. Comparando-se nossos resultados de operação com casca de arroz com os resultados realizados na Indonésia por Maniatis [48], algumas diferenças sensíveis surgem: em nossos resultados há um máximo de concentração de CO , CH_4 e H_2 com fator de ar em torno de 0,4. Maniatis encontrou um máximo em torno de 0,2 de fator de ar, decrescendo com o aumento deste, não fornecendo dados abaixo deste valor. Já o efeito da temperatura é semelhante ao encontrado por nós. O máximo de concentração dos gases combustíveis está em torno de $650^\circ C$ no trabalho de Maniatis, enquanto no nosso a temperatura de máxima concentração foi de $750^\circ C$. Maniatis apresenta um número de ensaios menor, porém com menor dispersão dos resultados. Maniatis também considera que o fator de ar é o parâmetro fundamental para a operação de um gaseificador de leito fluidizado.

13. Ensaios de gaseificação de madeira realizados pelo CIENTEC [57] no Rio Grande do Sul mostram uma faixa ótima de operação entre 800°C e 900°C, com a conversão da madeira chegando a 95% em peso e o rendimento a frio a 75%. O PCS do gás produzido foi de $7,1 MJ/Nm^3$, a partir de um combustível (madeira) com PCS de $19,65 MJ/kg b.s.$ e com uma umidade média de 23%. Comparando com os nossos resultados temos que para serragem a faixa de temperatura ótima situa-se entre 700°C e 800°C, rendimento a frio máximo foi de 34% e poder calorífico inferior do gás de $3,7 MJ/Nm^3$ a partir de um combustível com PCS de $16 MJ/kg b.s.$
14. A potência de saída do gaseificador e a vazão de combustível obtidas (tabela 5.2) são iguais à obtida por outros pesquisadores, mostrando que este sistema é adequado para a gaseificação de biomassa.
15. Uma avaliação econômica simples pode ser realizada. O preço atual do óleo combustível é de aproximadamente 150 US \$ /ton. O preço do bagaço de cana *in natura*, na usina é de aproximadamente 6 US \$ /ton. Com a eficiência obtida neste protótipo, o custo para gerar a mesma energia que uma tonelada de óleo a partir da gaseificação do bagaço será da ordem de 105 US \$ /ton *bag.*, sem considerar a secagem, mas considerando a energia elétrica consumida pelo ventilador (da ordem de 10% da potência de saída do gaseificador). Estes números mostram que este sistema é promissor, porém necessita aperfeiçoamento.
16. Os resultados obtidos permitem projetar uma instalação piloto (semi-industrial).

6.3 Sugestões para pesquisas futuras

1. Estudar e desenvolver um alimentador adequado às diversas biomassas a serem alimentadas no reator.
2. Pesquisar a partida do reator com biomassa, a fim de permitir sua utilização como gaseificador em condições de não disponibilidade de GLP.
3. Desenvolver um sistema de limpeza do gás adequado, seja externo ao reator, seja mediante catalisadores acrescentados ao leito, ou mediante o aumento da temperatura do reator, de modo a craquear o alcatrão, transformando-o em gás combustível.

4. Desenvolver estudos de gaseificação variando-se a granulometria das partículas, velocidade de fluidização e altura do leito, para verificar a influência destas variáveis no desempenho do gaseificador.
5. Projetar e ensaiar uma planta piloto. Sugere-se uma capacidade de 100 a 120 kW e diâmetro do reator de 300 mm, com melhor isolamento térmico que o atual. Esta instalação permitirá aprimorar o sistema de alimentação de biomassa, a filtragem dos gases e elaborar uma metodologia de partida do reator que garanta tempo e consumo de energia minimizados durante a mesma.
6. Desenvolver estudos de pirólise e volatilização de biomassas, sem a presença de oxigênio, a fim de levantar ainda mais parâmetros para a compreensão da cinética da gaseificação em leito fluidizado. Estes estudos deverão ser realizados em mini leito fluidizado com alimentação contínua de biomassa.

Bibliografia

- [1] Hall, D. O., "Biomass energy", *Energy Policy - Renewables series*, p.711 - 737, October, 1991.
- [2] Ministério das Minas e Energia, Brasília, "Balanço Energético Nacional", 1989.
- [3] Gumz, W., "Gas Producers and Blast Furnaces, Theory and Methods of Calibration", John Wiley and Sons Ltd., New York, 1950.
- [4] Overend, R.P., Onischak, M., Trenka, A. and Kinoshita, C., "The U.S. Department of Energy and The Pacific International Center for High Technology Research Pressurized Oxygen-air Fluidized Bed Biomass Gasification Scale-up". *in* "Advances of Thermochemical Biomass Conversion", ed. by Bridgwater, A.V., p.438-448, Blackie Ac. Prof. Press, 1994.
- [5] De Ruyck, J., Maniatis, K., Distelmans, M., and Baron, G., "A Biomass Fueled Cogeneration Plant Based on an Evaporative Gas Turbine Cycle at the University of Brussels", *proceedings of 1st Intern. Conference on Combustion Technologies for a Clean Environment, preprint*, 1991.
- [6] De Ruyck, J., Maniatis, K., Distelmans, M., and Baron, G., "The Free University of Brussels Biomass Gasification Combined Heat and Power Plant", *proceedings of Advances in Thermochemical Processing of Biomass, Interlaken (1992)*, Elsevier pub., ed. by A. Bridgwaters, 1993.
- [7] Blackadder, W.H., Lumdberg, H., Rensfelt, E. and Waldhein, L., "Heat and Power Production Via Gasification in the Range 5-50 MW", *in* "Advances of Thermochemical Biomass Conversion", ed. by Bridgwater, A.V., p.449-475, Blackie Ac. Prof. Press, 1994.

- [8] Beenackers, A.A.C.M. and Maniatis, K., "Gas Cleaning in Electricity Production Via Gasification of Biomass, Conclusion of the Workshop", *proceedings of Advances in Thermochemical Processing of Biomass*, Interlaken (1992), Elsevier pub., ed. by A. Bridgwaters, 1993.
- [9] Hoss, J. J. and Groeneveld, M. J., "Biomass Gasification", in *Biomass*, ed. por Hall, D. O. e Overend, R. P., John Wiley and Sons Ltd. p.237- 255, 1987.
- [10] Ponte Filho, F., "Gaseificadores de Leito Fixo, Análise e Modelo para Otimização de Projetos e Pesquisas", Universidade Estadual do Rio Grande do Sul, 1988.
- [11] Assumpção, R. M. V., "Gaseificação e Gaseificadores de Biomassa", Associação Brasileira de Administração e Conservação de Energia, IPT, 1981.
- [12] Reed, T. B., "Biomass Gasification, Principles and Technology", Noyes Data Corporation, 1981.
- [13] Groeneveld, M. J., "The Co-current Moving Bed Gasifier", *Ph.D. thesis*, Twente University of Technology, The Netherlands, 1980.
- [14] Foley, G. and Geoffrey B., "Biomass Gasification in Developing Countries", Energy Information Programme, Technical Report n°1, 1983.
- [15] Wiltgen Filho, L., "Gaseificadores para Carvão Mineral", *ENERGIA, Fontes Alternativas*, vol.III, n°,p.13 - 21, 1981.
- [16] Siciliano, L. B., "Gasogênio para Automóveis e Outros Fins". Divisão de Combustíveis do Instituto de Engenharia de São Paulo, 1945.
- [17] Mahin, D. B., "Energy from Rice Residues", Bioenergy Systems Report, pub. by Winrock International, Biomass Energy Systems and Technology Project, Agency for International Development, Office of Energy, U.S.A., 1990.
- [18] Companhia Energética de São Paulo, "Consumo Energético no Brasil: Perspectivas para 1990", Ed. Livraria Cultura, 1978.
- [19] Makray, Z., "Gaseificação em Leito Fixo para Aplicações Industriais", Brasil-Europa, Seminário de Energia de Biomassa e Resíduos, segmento I, *anais*, Belo Horizonte, 1988.

- [20] Tiangco, V. M. *et al.*, "Design and Development of a Continuous Small-Scale Rice Hull Gas Producer", ASAE trans. n° 86-3070, 1986.
- [21] Manurung, R. and Beenackers, A. A. C. M., "Gasification of Rice Husk in a Small Down-draft Moving Bed Gasifier", *proceedings of Energy from Biomass Conference, 3rd E. C. Conference*, p.900-904, 1985.
- [22] Mukunda, H. S., Dasappa, S. and Shrinivasa, U., "Open-top Wood Gasifiers", *in "Renewable Energy", sources for Fuels and Electricity*, p.699-728, ed. by Johansson, T. B., Kelly, H., Reddy, A. K. N. and Williams, R., H., Island Press, Washington, 1993.
- [23] Guard, R. F. W., "Operating Experience With a Large Fluidized Bed Gasifier of Wood Waste", *technical bulletin*, Omnifuel Gasification Systems, Toronto, Ontario.
- [24] Van den Aarsen, F. G., Beenackers, A. A. C. M. and Van Swaaij, W. P. M., "Thermochemical Gasification in a Pilot Plant Fluidized Bed Wood Gasifier", *proceedings of Energy from Biomass Conference, 2nd E. C. Conference*, p.425-430, 1983.
- [25] Judd, M. R., Masson, H. and Mechack, W., "Solid Circulation and Gasification Experiments in a Fluidized Bed with a Draught Tube", *proceedings of the Fourth International Conference on Fluidization Engineering Foundation*, p.663-670, New York, 1983.
- [26] Peel, R. B., Sánchez, C. G. e Santos, F.J., "Fluidized Bed Combustion and Gasification of Biomass", *Biomass for Energy & Industry*, Elsevier Applied Science. vol.2, p. 2541-2345, London, 1990.
- [27] Greco, C., "Combustão e Gaseificação em Leito Fluidizado", *in Gaseificação de Madeira e Carvão Vegetal*, p.83-88, CETEC, Belo Horizonte, 1981.
- [28] Instituto de Pesquisas Tecnológicas, "Tecnologia, Ambiente e Desenvolvimento", Secretaria da Ciência, Tecnologia e Desenvolvimento Econômico, 1992.
- [29] Kunii, D. and Levenspiel, O., "Fluidization Engineering", John Wiley and Sons, Inc., 1969.
- [30] Wood, R.M., "The Significance of Particles Entrained in Bubbles on the Products of Fluidized Bed Gasification". *Inst. Chem. Eng. Trans. I. Chem. E.*, vol. 57, p.213-214, 1979.

- [31] Kuramoto, M., Furusawa, T. and Kunii, D., "New Circulation System of Fluidized Solids Applied to Biomass Gasification", *proceedings of "Pacific Synfuels Conference"*, sec.D-11, vol.2, p.509-516, Tokio, nov. 1982.
- [32] Bridgewater, A. V., "Review of Thermochemical Biomass Conversion", ESTU B 1202, Crown, 1991.
- [33] Buekens, A. G. and Schoeters, J. G., "Modelling of Biomass Gasification", in *Fundamentals of Thermochemical Biomass Conversion*, ed. by Overend, R.P., Milne, T. A. and Mudge, L.K., p.619-689, Elsevier App. Sc. Pub., London, 1985.
- [34] Zagatto, A. J. A. G., "Gaseificadores de Médio e Grande Porte". *ENERGIA - Fontes Alternativas*, vol.III, n°16, p.44-, 1981.
- [35] Toseani, H., "Projeto CIGAS - Gaseificação de Carvão em Leito Fluidizado sob Pressão", III Congresso Brasileiro de Energia, *anais*, p.254-261, Rio de Janeiro, 1984.
- [36] Lamorey, G. W., Jenkins, B. M. and Goss, J. R., "LP Engine and Fluidized Bed Gas Producer Performance", ASAE, 1980.
- [37] Tiangco, V.M., Goss, J.R., Jenkins, B.M. and Chancellor, W.J., "Pumping Irrigation Water with a Rice Hull Gasifier Engine System", in "Proceedings of International Symposium of Agricultural Engineering", vol. 1, p.585-590, Int. Ac. Pub., Beijing, September 1989.
- [38] Moro, J.P., Tonial, I.A. e Azevedo, P.R.K., "Programa de Gaseificação de Biomassa da Petrobrás", Seminário de Energia de Biomassa e Resíduos Brasil Europa, *anais*, segmento 1, B. Horizonte, 1988.
- [39] Mendis, M.S., Stassen, H.E.M. and Stiles, H.N., "Biomass Gasification: Field Monitoring Results", *Biomass*, 19, p.1-19, 1989.
- [40] Instituto de Pesquisas Tecnológicas, "Desenvolvimento de Tecnologia da Gaseificação de Bagaço de Cana em Leito Fluidizado", S.I.C.C.T., Relatório n° 24574, nov. 1986.
- [41] Coovattanachai, N., "Biomass Gasification Research and Field Developments by the Prince of Songkla University, Thailand", *Biomass*, 18, p.241-271, 1989.

- [42] Haridasan, T.M., Muthusubramanian, P. and Raviprakash, A.V., "Performance Evaluation of a 20 kW Downdraft Gasifier" *proceedings of "The International Symposium on Application and Management in Agricultural: The Role of Biomass Fuels"*, New Delhi, India, May 1990.
- [43] CODETEC (Companhia de Desenvolvimento de tecnologia), "Gaseificação de Madeira", *relatório interno*, Campinas 1990.
- [44] Maniatis, K., Bridgwater, A.V. and Buekens, A., "Fluidized Bed Gasification of Wood", *in "Pyrolysis and Gasification"*, ed. Ferrero, G.L., Maniatis, K., Buekens, A. and Bridgwater, A.V., p.1094-1105, Elsevier App. Sc. Pub., 1989.
- [45] Macedo, I. C., "Potencial da Biomassa de cana como Matéria Prima em São Paulo", publicação COPERSUCAR, p.1-6, Piracicaba, agosto 1991.
- [46] Jorapur, R.M. and Rajvanshi, A.K., "Development of a Low Density Biomass Gasification System", *proceedings of 28th Intersociety Energy Conversion Engineering Conference*, vol.2, p.2443-2448, American Chemical Society, August 1993.
- [47] Czernik, S., Koeberle, P.G., Jollez, P., Bilodeau, J.F. and Chornet, E., "Gasification of Residual Biomass Via the Biosyn Fluidized Bed Technology", *proceedings of Advances in Thermochemical Processing of Biomass*, Interlaken (1992), Elsevier pub., ed. by A. Bridgwaters, 1993.
- [48] Maniatis, K., "Fluidized Bed Gasification of Agricultural Residues", *International Symposium on Application Management of Energy in Agriculture - The Role of Biomass fuels*, *preprint*, New Delhi, May 1990.
- [49] Hartiniati, A. S. and Youvial, M., "Performance of a Pilot Scale Fluidized Bed Gasifier Fueled by Rice Husk", *in Pyrolysis and Gasification*, edited by Ferrero, G. L., Maniatis, K., Buekens A., Bridgwater, A. V., *proceedings of an international conference held in Luxembourg*, Elsevier App. Sc Pub., p.257-263, May 23-24 1989.
- [50] Maniatis, K., Bridgewater, A. V. and Buekens, A., "Fluidized Bed Gasification of Wood: Performance of a Demonstration Plant", *in Research in Thermochemical Biomass Conversion*, ed. by Bridgewater, A. V. and Kuester, J. L., p.274-281, Elsevier App. Sc., 1988.

- [51] Maniatis, K., Vassilatos, V. and Kyritsis, S., "Design of a Pilot Plant Fluidized Bed Gasifier", *proceedings of Advances in Thermochemical Processing of Biomass*, Interlaken (1992), Elsevier pub., ed. by A. Bridgwaters, 1993.
- [52] Studsvik, "Biomass Gasification", *Technical bulletin*, 1986.
- [53] Maniatis, K. and Kyritsis, S., "Gasification of Cotton Stalks in a Fluidized Bed", *proceedings of the 6th European Conference of Biomass for Energy, Environment and Industry* (Athens, Grece, 1991), Elsevier App. Sc. Pub., p.806-810, 1992.
- [54] Van Den Aarsen, F.G., Beenackers, A.A.C.M. and Van Swaaij, W.P.M., "Wood Pyrolysis and Carbon Dioxide Char Gasification Kinetics in a Fluidized Bed", *in "Fundamentals of Thermochemical Biomass Conversion"*, p.691-715, ed. by Overend, R.P., Milne, T.A. and Mudge, L.K., Elsevier App. Sc. Pub., London, 1985.
- [55] Jollez, P., Czernik, S., Koeberle, P.G., Bilodeau, J.F. and Chornet, E., "Gasification of Lignocellulosics and MSW Via the Biosyn Fluidized Bed Technology: a Pilot Plant Study", *preprint*, 1st European Forum on Electricity Production from Biomass and Solid Wastes by Advanced Technologies, Firenze, Italy, Nov. 1991.
- [56] Schoeters, J., Maniatis, K. and Buekens, A., "The Fluidized Bed Gasification of Biomass, Experimental Studies on a Bench Scale Reactor", *Biomass*, 19, p.129-143, 1989.
- [57] Castellan, J. L., Gallos, P. J., Kunzler, J. A., Katzap, J. e Souza, V. F. C., "Gaseificação de Madeira em Leito Fluidizado", III C.B.E., *anais*, p.263-272, Rio de Janeiro, outubro 1984.
- [58] Maniatis, K., Mathijs, A., Schoeters, J. and Buekens, A., "Biomass Gasification: Development Cooperation in Belgium", *Biomass*, 18, p.293-298, 1989.
- [59] Maniatis, K. and Beenackers, A.A.C.M., "Fluidized Bed Gasification of Wood: Performance of a Demonstration Plant", *in Pyrolysis and Gasification, Proceedings of an International Conference held in Luxembourg 23-25 may 1989*. Elsevier App. Sc. Pub., 1990.
- [60] Datin, D. L., LePori, W. A., Parnell Jr., C. B. and Pollock, T. C., "Cleaning Low-Energy Gas Produced in a Fluidized Bed Gasifier", *ASAE trans.*, n° 81-3592, 1981.

- [61] Milne, T., "Pyrolysis - The Thermal Behavior of Biomass Below 600°C, *in* "Biomass Gasification, Principles and Technology", ed. by Reed, T.B., p.91-111, Noyes Data Corp., 1981.
- [62] Simmons, G. M. and Lee, W. H., "Kinetics of Gas Formation from Celulose and Wood Pyrolysis", *in* *Fundamentals of Thermochemical Biomass Conversion*, ed. by Overend, R.P., Milne, T. A. and Mudge, L.K., p.385 - 395, Elsevier App. Sc. Pub., London, 1985
- [63] Brame, J. S. S. and King, J. E., "Fuel, Solid, Liquid and Gaseous", Edward Arnold, London, 1956.
- [64] Hemati, M., El Ghezol, L. and Laguerie, C., "Modelling of Wood Sawdust Pyrolysis in a Fluidized Bed", *in* *Fluidization IV*, Engineering Foundation, p.709-717, New York, 1989.
- [65] Shaw, J. T., Paterson, N. P., "Studies of the Gasification of Solid Fuels in a Fluidized Bed at Atmospheric Pressure", *Fluidization*, p.229-234, Cambridge University Press, 1978.
- [66] Lipska-Quinn, A. E., Zeronian, S. H. and McGee, K. M., "Thermal Degradation of Rice Straw and its Components", *in* *Fundamentals of Thermochemical Biomass Conversion*, ed. by Overend, R.P., Milne, T. A. and Mudge, L.K., p.453 - 471, Elsevier App. Sc. Pub., London, 1985
- [67] Bacon, D. W., Downie, J., Hsu, J. C. and Peters, J., "Modelling of Fluidized Bed Wood Gasifiers", *in* *Fundamentals of Thermochemical Biomass Conversion*, ed. by Overend, R.P., Milne, T. A. and Mudge, L.K., p.717-732, Elsevier App. Sc. Pub., London, 1985.
- [68] Yurieniev, V. N. and Lebediev, P. D., "Manual Termotecnico", M. Energia, T.2, 1976.
- [69] Pêra, H., "Geradores de Vapor", Ed. Fama, 1980.
- [70] Kreith, F., "Princípios da Transmissão de Calor", 3ª ed., Ed. Edgard Blucher, 1977.
- [71] Raznjevic, K., "Tables et Diagrammes Thermodynamiques", Editions Eyrolles, 1970.
- [72] ASTM., "1983 Annual Book of ASTM Standards", D-3172, vol. 05.05, p.386-394, Philadelphia: American Society for Testing Materials, 1983.

- [73] ASTM., "1983 Annual Book of ASTM Standards", D-3173, vol. 05.05, p.395-397, Philadelphia: American Society for Testing Materials, 1983.
- [74] ASTM., "1983 Annual Book of ASTM Standards", D-3174, vol. 05.05, p.398-400, Philadelphia: American Society for Testing Materials, 1983.
- [75] ASTM., "1983 Annual Book of ASTM Standards", D-3175, vol. 05.05, p.401-405, Philadelphia: American Society for Testing Materials, 1983.
- [76] ASTM., "1983 Annual Book of ASTM Standards", D-3176, vol. 05.05, p.406-409, Philadelphia: American Society for Testing Materials, 1983.
- [77] ASTM., "1983 Annual Book of ASTM Standards", D-2015, vol. 05.05, p.317-325, Philadelphia: American Society for Testing Materials, 1983.
- [78] Jenkins, B. M. and Ebeling, J. M., "Correlation of Physical and Chemical Properties of Terrestrial Biomass with Conversion", *proceedings of Energy from Biomass and Wastes IX*, p.1-31, Institute of Gas Technology, Chicago.
- [79] Jenkins, B. M., "Fuel Properties for Biomass Materials", International Symposium on Application of Energy in Agriculture: The Role of Biomass Fuels, *preprint*, Delhi, India, 1990.
- [80] Ebeling, J. M. and Jenkins, B. M., "Physical and Chemical Properties of Biomass Fuels", *Trans. of American Society of Agricultural Engineers*, p.898-902, 1985.
- [81] Silva, M. A., Nebra, S. A. and Sánchez, C. G., "Physical and Chemical Properties of the Soluble Coffee Industry", *proceedings of First Asian-Pacific International Symposium on Combustion and Energy Utilization*, p.125-129, China, October 1990.
- [82] Salour D., Jenkins, B. M., Vafaei, M. and Kayhanian, M., "Combustion of Rice Straw and Straw Wood Fuel Blends in a Fluidized Bed Reactor", *American Society of Agricultural Engineers*, Paper n° 89-6574, 1989.
- [83] Payne, F. A., "Combustion and Stationary Bed Gasification - Status and Research Priorities", *American Society of Agricultural Engineers*, *paper* n° 85-3070, 1985.
- [84] Antolin, G., *et al.*, "Characterization of Coffee Lignocellulose Waste", *proceedings of "Biomass for Energy Industry and Environment"*, 6th conference, p.865-868, 1992.

- [85] Figueiredo, J.L., and Alves, S.S., "Wood Waste Pyrolysis", in "Thermal Treatment of Hazardous Wastes", cap.10, p.281-313.
- [86] Bingyan, X., Chuangzhi, W., Zhengfen, L. and Xiguang, Z., "Kinetic Study on Biomass Gasification", Solar Energy, vol. 49, n° 3, p.199-204, 1992.
- [87] Samolada, M.C. and Vassalos, A., "A Kinetic Approach to the Flash Pyrolysis of Biomass in a Fluidized Bed Reactor", Fuel, vol.70, p.883-889, July 1991.
- [88] Wildegger-Gaissmaier, A.E., and Agarwal, P.K., "Drying and Devolatilization of Large Coal Particles Under Combustion Conditions", Fuel, vol. 69, p.44-52, Jan. 1990.
- [89] Chan, W.R., Kelbon, M. and Krieger, B.B., "Modelling and Experimental Verification of Physical and Chemical Processes During Pyrolysis of a Large Biomass Particle", Fuel, vol. 64, p.1505-1513, November 1985.
- [90] Silva, E. y Beaton, P., "Determinacion de Parametros Cinéticos que Rigem el Processo de Descomposicion Termica y Combustion del Bagazo", Ingenieria Energetica, vol.IX, n° 2, p.164-168, 1988.
- [91] Shamsuddin, A.H. and Williams, P.T., "Devolatilization Studies of Oil-Palm Solid Wastes by Thermogravimetric Analysis", Journal of The Institute of Energy, n° 65, p.31-34, March 1992.
- [92] Alves, S.S. and Figueiredo, J.L., "Pyrolysis Kinetics of Lignocellulosic Materials by Multistage Isothermal Thermogravimetry, Journal of Analytical and Applied Pyrolysis, n° 13, p.123-134, Elsevier App. Sc. Pub., Amsterdã, 1988.
- [93] Pillai, K.K., "Devolatilization and Combustion of Large Coal Particles in a Fluidized Bed", Journal of the Institute of Energy, p.3-7, March 1985.
- [94] Stubington, J.F., "The Role of Coal Volatiles in Fluidized Bed Combustion", J. Inst. Energy, vol.53, p.191-195, 1980.
- [95] Ekinci, E., Yalkin, G., Atakul, H., and Erdem-Senatalar, A., "The Combustion of Volatiles from some Turkish Coals in a Fluidized Bed", J. Inst. Energy, vol.155, p.189-191, 1988.
- [96] Agarwal, P.K., Genetti, W.E. and Lee, Y.Y., "Model for Devolatilization of Coal Particles in Fluidized Beds", Fuel, vol. 63, p.1157-1165, 1984.

- [97] Pillai, K.K., "The Influence of Coal Type on Devolatilization and Combustion in Fluidized Beds", *Journal of the Institute of Energy*, n° 54, p.142-150, Sept. 1981.
- [98] Guliurtlu, I., Cabrita, I., Franco, C., Mascarenhas, F., and Jogo, M., "Pyrolysis of Forestry Waste in a Fluidized Bed Reactor Produce Medium Calorific Gaseous Fuel", *in* "Pyrolysis and Gasification", ed. Ferrero, G.L., Maniatis, K., Buekens, A. and Bridgewater, A.V., Elsevier App. Sc. Pub., 1989.
- [99] Figueiredo, J. L., Valenzuela, C., Bernalt, A. and Encimar, J.M., "Pyrolysis of Holm-oak Wood: Influence of Temperature and Particle Size", *Fuel* vol. 68, p.1012-1016, August 1989.
- [100] Simmons, G., and Sanchez, M., "High Temperature Gasification Kinetics of Biomass Pyrolysis", *Journal of Analytical and Applied Pyrolysis*, n°3, p.161-171, 1981.
- [101] Castillo, S., Bennini, S., Gas, G. and Traverse, J.P., "Pyrolysis Mechanisms Studied on Labelled Lignocellulosic Materials: Method and Results", *Fuel*, vol.68, p.174-177, Feb. 1989.
- [102] Pillai, K.K., "A Schematic for Coal Devolatilization in Fluidized Bed Combustors", *Journal of the Institute of Energy*, p.132-133, sept. 1982.
- [103] Zsakó, J. and Zsakó Jr., J., "Kinetic Analysis of Thermogravimetric Data", *J. Thermal Anal.* 19, p.333-345, 1980.
- [104] Bining, A.S. and Jenkins, B. M., "Thermochemical Reaction Kinetics for Rice Straw from an Approximate Integral Technique", ASAE paper n° 926029, 1992.
- [105] Roberts, A.F., "A Review of Kinetics Data for the Pyrolysis of Wood and Related Substances", *Combustion and Flame*, n°14, p.261-272, 1970.
- [106] Silva, E. and Beatón, P. "Experimental Research and Mathematical Modelling of Bagasse Pellet Combustion", *International Sugar Journal*, vol. 94, n° 1125, p.217-218, 1992.
- [107] Silva, E., Shestakov, S. M., Beaton, P., Recio, A. e Malajaev, P., A., "Características da Pirólise do Bagaço de Cana", *Jimia Drevesiny*, n° 3, p.103-106, (*em russo*), 1988.
- [108] Thurner, F. and Mann, U., "Kinetic Investigation of Wood Pyrolysis", *Ind. Eng.Chem.Proc.Des.Dev.*, n°20, p.482- , 1981.

- [109] Salan, T. F., Shen, X. L. and Gibbs, B. M., "A Technique for Determining Devolatilization Rates of Large Coal Particles in a Fluidized Bed Combustor", *Fuel*, vol.67, p.414-419, 1980.
- [110] Tan, A. G. and Stott, J. B., "Fluidized Bed Differential Thermal Analysis of Wood", *Fuel*, vol.68, p.1275-1279, 1989.
- [111] Freund, H., "Gasification of Carbon by CO₂: a Transient Kinetics Experiment", *Fuel*, vol.65, p.63-66, Jan. 1986.
- [112] Luengo, C. A. e Cencig, M. O., "Pirólise Ultra Rápida de Biomassa para Obtenção de Insumos Químicos e Energéticos", Brasil-Europa, Seminário de Energia de Biomassa e resíduos, segmento I, *anais*, Belo Horizonte, 1988.
- [113] Botterill, J.S.M., "Fluidized Bed Heat Transfer, Academic press, 1975.
- [114] Hesketh, R. P. and Davidson, J. F., "Combustion of Methane and Propane in a Incipiently Fluidized Bed", *Combustion & Flame* n°85, p.449-467, 1991.
- [115] Sánchez, C.G., Santos, F.J. e Peel R.B., "Liberação de Monóxido de Carbono na Pirólise, em Leito Fluidizado da Biomassa". XI COBEM, *anais*, p.97-100, São Paulo, 1991.
- [116] Santos, F. J., "Mecanismos de Queima de Combustíveis Vegetais em Leito Fluidizado", *Tese de Doutorado*, Unicamp, Campinas, 1991.
- [117] Sánchez, C.G., Pell, R.B. e Santos, F.J. "Estudos das Taxas de Devolatilização de Biomassa em Leito Fixo e Leito Fluidizado", III ENCIT, *anais*, p.789-792. Itapema, 1990.
- [118] Sánchez, C.G., Silva, E. e Santos, F.J., "Estudo Experimental do Processo de Devolatilização de Bagaço de Cana e Casca de Arroz em Leito Fluidizado", COBEM 1993, *anais*, p.545-548, Brasília.
- [119] Santos, F.J., "Combustão Fluidizada de Carvão mineral e Combustíveis Vegetais, tese de mestrado, FEC, UNICAMP, Campinas, SP, 1981.
- [120] Koch, W.H. and Licht, W., "New Design Approach Boost Cyclone Efficiency", *Chem. eng.* 7, p.80-88, Nov., 1977.

- [121] Mayhew, Y.R. and Rogers, G.F.O., "Thermodynamics and Transport Properties of Fluids", 2nd ed., Oxford, Ed. Basil Blackwell, 1973.
- [122] Mijeev, M.A. y Mijeeva, I.M., "Fundamentos de Termotransferencia, ed. Mir, Moscou, 1979.
- [123] Preobrazhensky, V., "Measurements and Instrumentation in Heat Engineering", vol.1, Mir publishers, Moscow, 1980.
- [124] Stubington, J. F. and Aiman, S., "Pyrolysis Kinetics of Bagasse at High Heating Rates", Energy and Fuels, vol.8, p.194-203, 1994.

Anexos

Dados experimentais e resultados dos cálculos dos balanços de massa e energia para as biomassas:

- Bagaço de cana.
- Casca de arroz.
- Borra de café.
- Serragem.

Dados experimentais para bagaço de cana												
		Va:		3,83	Nm3/kg	PCI:		15,03	MJ/kg			
n°	tl	H2	O2	N2	CH4	CO	CO2	PCIgás	mc	Var	FA	Vgás
	°C	%	%	%	%	%	%	MJ/Nm3	kg/h	Nm3/h		Nm3/h
1	783	2,21	1,37	71,0	1,53	5,57	18,3	1,49	22,0	24,6	0,292	26,95
2	798	1,94	1,50	72,8	1,19	4,62	17,9	1,22	22,0	24,6	0,292	26,29
3	791	1,00	3,29	74,6	1,01	3,22	16,7	0,88	22,0	24,6	0,292	25,64
4	802	1,00	3,29	74,6	1,01	3,22	16,7	0,88	22,0	24,6	0,292	25,64
5	793	3,22	2,09	69,0	1,87	6,91	16,9	1,89	22,0	24,6	0,292	27,73
6	785	3,68	1,87	66,6	2,37	8,42	17,1	2,31	22,0	24,6	0,292	28,73
7	791	2,67	3,16	69,6	1,85	6,76	16,0	1,80	22,0	24,6	0,292	27,49
8	803	2,61	1,62	69,5	1,93	7,01	17,4	1,86	22,0	24,6	0,292	27,56
9	732	5,27	0,69	61,2	3,03	12,26	17,5	3,20	39,5	25,2	0,167	32,02
10	736	4,90	0,89	61,1	3,12	12,70	17,3	3,25	39,5	25,2	0,167	32,09
11	732	5,15	0,89	60,6	3,20	12,94	17,2	3,33	39,5	25,2	0,167	32,36
12	740	4,61	1,11	62,2	2,99	12,39	16,7	3,13	39,5	25,8	0,171	32,27
13	746	3,92	1,44	64,6	2,60	10,64	16,8	2,69	39,5	25,2	0,167	30,34
14	748	4,09	1,34	64,8	2,60	10,51	16,7	2,70	39,5	25,2	0,167	30,26
15	751	3,93	1,63	65,1	2,64	10,26	16,5	2,66	39,5	25,2	0,167	30,12
16	753	3,75	1,86	66,1	2,41	9,72	16,2	2,49	39,5	25,2	0,167	29,67
17	755	0,60	6,64	76,9	0,43	1,97	13,8	0,47	15,0	25,2	0,439	25,49
18	769	0,88	3,92	75,9	0,66	2,90	15,8	0,70	15,0	25,2	0,439	25,84
19	767	0,57	6,66	77,1	0,42	1,97	13,3	0,46	15,0	25,2	0,439	25,43
20	769	0,78	6,55	76,5	0,58	2,47	13,1	0,60	15,0	25,2	0,439	25,64
21	773	0,66	5,36	77,1	0,53	2,39	14,0	0,56	15,0	25,2	0,439	25,44
22	772	0,35	8,39	78,3	0,23	1,21	11,5	0,27	15,0	25,2	0,439	25,03
23	781	0,96	3,77	76,2	0,76	3,19	15,1	0,78	15,0	25,2	0,439	25,73
24	801	0,92	3,06	76,7	0,75	3,12	15,4	0,76	22,0	25,2	0,299	25,56
25	778	0,67	8,32	77,6	0,49	2,09	10,8	0,51	22,0	25,2	0,299	25,26
26	791	1,32	4,27	74,9	1,07	4,29	14,1	1,07	22,0	25,2	0,299	26,17
27	728	0,46	8,35	78,9	0,36	1,56	10,4	0,38	22,0	25,2	0,299	24,85
28	737	2,01	2,33	71,5	1,39	5,65	17,2	1,43	22,0	26,4	0,313	26,75
29	738	2,57	2,00	70,0	1,65	6,38	17,4	1,67	22,0	26,4	0,313	29,35
30	727	3,30	2,32	68,0	1,99	7,84	16,6	2,06	22,0	25,5	0,303	29,18
31	710	0,45	8,18	77,3	0,28	1,45	12,3	0,33	22,0	26,4	0,313	26,56
32	727	2,07	2,87	71,3	1,40	5,80	16,6	1,46	22,0	25,2	0,299	27,49
33	733	1,38	3,38	74,0	1,00	4,27	16,0	1,05	22,0	25,5	0,303	26,82

Resultados do balanço para o bagaço de cana												
n°	tl °C	Eff %	a/c	Tfb °C	Tfbcorr °C	Qd MJ/kg	qgs %	Efq %	Ccarb %	mcinz kg/h	qcarb %	qcs %
1	783	12,09	1,170	714	726,2	15,07	8,65	20,74	55,53	0,68	4,41	0,2930
2	798	9,65	1,170	715	730,1	15,07	8,44	18,09				
3	791	6,77	1,170	711	725,3	15,07	8,11	14,87	61,62	0,65	4,65	0,2777
4	802	6,77	1,170	720	735,2	15,07	8,23	15,00	56,91	0,58	3,84	0,2542
5	793	15,78	1,170	721	734,1	15,07	8,97	24,76	52,78	0,82	5,04	0,3586
6	785	19,98	1,170	714	726,6	15,07	9,24	29,22	48,18	0,75	4,19	0,3209
7	791	14,94	1,170	729	740,5	15,07	8,94	23,89	52,51	0,64	3,91	0,2836
8	803	15,42	1,170	726	740,5	15,07	9,03	24,45	59,27	0,43	2,99	0,1924
9	732	17,22	0,667	682	689,4	15,06	5,46	22,68	47,09	1,76	5,36	0,3860
10	736	17,52	0,667	682	690,1	15,06	5,48	22,99	52,37	1,56	5,29	0,3428
11	732	18,13	0,667	684	691,2	15,06	5,53	23,67	45,90	1,61	4,80	0,3556
12	740	16,98	0,683	694	701,1	15,06	5,58	22,56	44,10	1,17	3,34	0,2639
13	746	13,75	0,667	695	703,0	15,06	5,25	18,99	50,04	0,59	1,92	0,1342
14	748	13,72	0,667	697	705,1	15,06	5,25	18,97	47,62	1,00	3,09	0,2283
15	751	13,48	0,667	699	707,3	15,06	5,24	18,72	46,42	1,24	3,75	0,2851
16	753	12,44	0,667	700	708,5	15,06	5,15	17,59	40,26	1,94	5,08	0,4472
17	755	5,26	1,757	723	728,4	15,10	11,70	16,96	29,70	0,33	1,68	0,2092
18	769	7,95	1,757	740	745,2	15,10	12,25	20,20	32,95	0,30	1,68	0,1963
19	767	5,17	1,757	740	744,9	15,10	11,88	17,05	29,91	0,30	1,51	0,1945
20	769	6,83	1,757	739	744,4	15,10	11,98	18,81	25,33	0,24	1,05	0,1593
21	773	6,31	1,757	749	753,4	15,10	12,09	18,40	28,45	0,28	1,34	0,1849
22	772	3,01	1,757	747	751,6	15,10	11,70	14,71	31,42	0,23	1,24	0,1543
23	781	8,84	1,757	749	755,0	15,10	12,35	21,18			0,00	
24	801	5,86	1,198	764	771,4	15,08	8,59	14,45	28,04	0,40	1,29	0,1873
25	778	3,89	1,198	756	760,2	15,08	8,15	12,04	27,61	0,33	1,06	0,1530
26	791	8,41	1,198	759	765,3	15,08	8,69	17,10	29,47	0,44	1,52	0,2075
27	728	2,81	1,198	717	718,7	15,08	7,50	10,31	12,38	0,14	0,20	0,0572
28	737	12,36	1,255	721	723,6	15,08	9,13	21,49	55,54	0,84	5,41	0,3572
29	738	14,80	1,255	717	720,4	15,08	9,30	24,10	53,12	1,38	8,54	0,5853
30	727	18,10	1,212	717	718,6	15,08	9,22	27,31	52,29	0,73	4,43	0,3070
31	710	2,65	1,255	687	690,3	15,08	7,74	10,39	48,51	0,27	1,53	0,1073
32	727	12,07	1,198	721	722,0	15,08	8,68	20,75	43,95	0,65	3,32	0,2763
33	733	8,45	1,212	724	725,5	15,08	8,46	16,91	33,73	0,51	2,02	0,2205

n°	tl °C	Eff %	Resultados do balanço para a casca de arroz							qgs %	qgs %	Ccarb %	mcinz kg/h	qcarb %	qcs %
			a/c	Tfb °C	Tfbcor °C	Qd MJ/kg	qgs	qgs	qgs						
1	607	10,00	0,89				13,32								
2	618	12,80	0,89				13,32								
3	584	7,56	0,72				13,32								
4	742	19,90	1,78	891	856,7	13,36	14,86	34,76	7,72	0,53	0,78	4,88			
5	737	28,60	1,78	894	857,9	13,36	18,29	46,89	12,70	0,50	1,21	4,62			
6	734	28,20	1,78	889	853,9	13,36	16,57	44,77							
7	692	23,00	1,08	969	900,5	13,33	12,74	35,74	14,13	0,83	1,36	5,06			
8	676	27,70	1,30	924	869,4	13,34	13,92	41,62	13,33	1,55	2,39	8,91			
9	693	20,10	1,30	929	875,0	13,34	13,47	33,57	15,70	2,70	4,91	15,69			
10	776	10,30	1,07	816	807,5	13,33	8,16	18,46	20,70	1,39	3,24	6,88			
11	741	30,10	3,40	798	787,1	13,32	27,50	57,60							
12	754	39,50	1,91	786	779,9	13,36	17,22	56,72	12,50	1,81	4,01	13,30			
13	743	35,10	1,89	786	777,9	13,36	16,46	51,56	13,07	2,22	5,14	16,25			
14	736	53,90	1,94	780	771,9	13,36	18,20	72,10	20,08	2,46	8,75	17,77			
15	728	48,80	1,89	787	776,2	13,36	16,84	65,64	18,90	2,16	7,23	15,75			
16	744	29,30	2,83	819	803,9	13,40	23,15	52,45	11,76	1,20	3,66	13,58			
17	777	24,90	2,79	847	831,2	13,40	21,24	46,14	8,11	1,39	2,93	16,63			
18	722	42,80	1,95	812	794,9	13,36	17,71	60,51	20,50	2,33	8,46	17,67			
19	724	38,01	1,93	829	808,3	13,36	17,29	55,30	21,30	2,30	8,68	17,93			
20	761	23,80	3,24	882	853,7	13,42	27,64	51,44	8,64	1,32	3,45	19,26			
21	779	39,20	2,81	876	852,8	13,40	25,46	64,66	9,03	1,24	2,91	15,48			
22	767	49,00	1,61	842	825,6	13,35	16,71	65,71	17,50	3,00	7,90	20,58			
23	744	43,00	1,64	821	805,5	13,35	15,83	58,83	20,70	2,70	8,41	17,78			
24	735	42,00	1,64	828	809,3	13,35	15,70	57,70	22,44	2,22	7,50	14,73			
25	713	24,00	1,43	795	780,2	13,35	11,22	35,22	25,90	3,17	10,74	17,21			
26	692	39,00	1,43	780	765,2	13,35	13,18	52,18	29,53	4,20	16,23	22,09			
27	696	43,00	1,44	790	773,7	13,35	13,79	56,79	14,60	2,39	4,57	12,80			
28	678	28,00	1,42	779	762,5	13,35	11,52	39,52	32,60	2,75	11,73	14,38			
29	789	43,40	1,43	791	790,6	13,35	14,27	57,67	17,60	2,33	5,37	12,93			
30	736	48,10	1,44	782	773,5	13,35	14,11	62,21							
31	727	36,40	2,91	827	807,2	13,40	23,51	59,91	6,20	0,73	1,17	8,31			
32	739	35,30	2,85	818	802,3	13,40	23,88	59,18	7,14	1,45	2,69	16,35			
33	762	33,30	2,84	828	814,0	13,40	23,42	56,72	7,05	1,06	1,94	12,25			
34	789	23,20	2,81	853	838,1	13,40	23,25	46,45	3,46	0,89	0,80	10,79			
35	743	29,90	2,84	806	793,7	13,40	22,95	52,85	4,47	1,08	1,25	11,96			
36	766	27,80	2,87	815	804,8	13,40	23,02	50,82	4,11	1,14	1,22	12,92			
37	793	30,80	2,92	789	789,8	13,40	23,30	54,10	3,60	1,32	1,23	14,50			
38	806	30,50	2,88	801	802,1	13,40	23,29	53,79	3,29	1,30	1,11	14,65			
39	850	24,60	1,35			13,34		24,60							
40	660	32,00	3,60	988	907,9	13,43	29,59	61,59							
41	716	37,30	1,63	698	700,7	13,35	13,29	50,59	23,13	2,83	8,56	12,88			
42	711	50,60	1,69	695	697,3	13,35	15,89	66,49	22,76	3,71	12,14	18,42			
43	702	35,70	1,63	687	689,1	13,35	12,19	47,89	25,80	6,40	21,59	28,34			
44	695	37,20	1,64	694	694,1	13,35	12,29	49,49	19,30	2,85	7,19	12,77			
45	711	35,90	1,65	722	720,3	13,35	13,56	49,46	18,88	2,51	6,20	11,95			
46		48,00	1,66	713	685,9	13,35	13,82	61,82	19,86	2,66	6,91	11,69			

						dia.leito=	0,031	m				
n°	qma %	qgsci %	qcsci %	qmaci %	Ps kW	Et MJ/h	B %	Pvs W/m3	Pves Mj/kg.m3	Vvc Ton/m3.h	Vvcmax Ton/m3.h	
1		0,45			11,64	41,90	56,43	1059	109,9	3,16	3,93	
2		0,57			14,49	52,15	58,01	1318	136,8	3,16		
3		0,36			10,65	38,34	49,78	969	80,8	3,93	Pvesmax	
4	59,58	0,48	0,53	78,31	8,03	28,92	74,88	731	173,1	1,38	Mj/kg.m3	
5	47,29	1,14	0,52	68,53	14,16	50,96	87,44	1127	266,9	1,21	383,1	
6		0,88			13,97	50,30	80,71	1113	263,5	1,21		
7	57,84	0,92	0,55	74,17	18,77	67,57	76,35	1494	215,2	1,99	Pvsmax	
8	47,08	1,17	1,26	67,49	22,58	81,29	80,38	1798	258,9	1,99	W/m3	
9	45,84	1,04	2,23	71,73	16,42	59,12	80,35	1307	188,3	1,99	2102	
10	71,42	0,49	1,06	84,91	9,87	35,53	63,51	524	73,4	1,36		
11		2,12			10,62	38,22	90,70	564	213,5	0,50	B	
12	25,97	1,66	2,31	52,52	23,96	86,24	92,21	1272	280,8	0,87	%	
13	27,05	1,46	2,75	55,55	21,27	76,57	89,97	1129	249,3	0,87	media	
14	1,38	2,15	3,23	31,97	32,68	117,65	98,33	1735	383,1	0,87		
15	11,37	1,81	2,86	39,30	29,60	106,56	92,83	1571	347,0	0,87	71,82	
16	30,31	1,50	2,17	63,38	12,94	46,59	92,36	687	222,8	0,59		
17	34,31	0,94	2,65	68,59	10,31	37,10	91,20	547	177,4	0,59	maxima	
18	13,36	1,84	3,20	43,69	25,90	93,24	92,95	1375	303,6	0,87	100,42	
19	18,10	1,56	2,94	48,81	23,01	82,85	90,59	1221	269,8	0,87		
20	25,85	1,44	2,86	68,44	8,40	30,24	93,51	446	169,0	0,50		
21	16,96	1,95	2,61	53,34	16,17	58,21	94,21	858	278,4	0,59		
22	5,80	2,28	4,05	36,77	34,87	125,54	95,10	1851	347,1	1,02		
23	14,98	1,98	3,51	43,09	30,61	110,21	91,59	1625	304,7	1,02		
24	20,07	1,88	2,80	45,82	29,87	107,55	90,13	1586	297,3	1,02		
25	36,82	1,03	3,62	60,60	19,55	70,40	74,79	1038	169,1	1,17		
26	9,50	1,93	5,13	37,72	31,73	114,23	90,68	1684	274,3	1,17		
27	25,84				35,10	126,36	88,89	1863	303,5	1,17		
28	34,36				22,73	81,81	78,71	1206	196,5	1,17		
29	24,03	2,12	2,79	46,32	36,49	131,38	90,43	1937	315,5	1,17		
30		2,19			39,60	142,56	86,63	2102	342,4	1,17		
31	30,60	1,58	1,55	59,30	11,23	40,43	89,49	596	193,3	0,59		
32	21,78	1,93	3,15	56,93	14,57	52,45	93,95	773	250,8	0,59		
33	29,09	1,72	2,27	60,78	13,74	49,47	91,16	729	236,6	0,59		
34	41,96	1,41	1,96	72,62	9,58	34,47	87,54	508	164,8	0,59		
35	33,93	1,64	2,25	64,96	12,37	44,52	91,21	656	212,9	0,59		
36	35,04	1,59	2,49	66,90	11,48	41,33	89,98	609	197,6	0,59		
37	30,17	1,67	2,75	63,55	12,75	45,89	92,09	677	219,4	0,59		
38	30,45	1,65	2,74	64,00	12,62	45,42	91,56	670	217,2	0,59		
39					29,35	105,65	74,85	1558	175,2	1,70		
40		0,80			13,12	47,24	85,90	696	225,9	0,59		
41	27,97	1,62	2,78	49,74	30,93	111,34	89,53	1642	267,4	1,17		
42	2,96	2,36	4,09	30,81	41,73	150,23	100,42	1865	334,1	0,90		
43	2,17	1,45	6,42	34,83	29,65	106,72	92,24	1325	215,8	0,99		
44	30,54	1,38	2,62	51,61	28,06	101,03	84,44	1254	204,3	0,99		
45	32,40	1,52	2,42	53,96	29,72	106,97	87,99	1328	216,4	0,99		
46	19,58	2,08	2,78	40,24	39,38	141,75	94,03	1760	286,7	0,99		

Dados experimentais para a borra de café												
				PCI:	19,10	MJ/kg		Va:	5,7	Nm3/kg		
n°	tl °C	H2 %	O2 %	N2 %	CH4 %	CO %	CO2 %	PClgás MJ/Nm3	mc kg/h	Var Nm3/h	FA	Vgás Nm3/h
1	720	6,51	0,27	61,4	3,46	10,2	18,2	3,23	28,1	24,3	0,152	30,88
2	735	5,75	0,40	62,8	3,41	9,6	18,0	3,05	28,1	24,3	0,152	30,19
3	728	7,35	0,31	58,7	4,14	11,9	17,6	3,78	28,1	24,3	0,152	32,30
4	726	7,29	0,49	59,2	4,05	11,6	17,4	3,69	28,1	24,3	0,152	32,03
5	725	7,34	0,51	59,1	4,10	11,6	17,4	3,72	28,1	24,3	0,152	32,08
6	723	7,55	0,36	58,2	4,23	12,2	17,5	3,87	28,1	24,3	0,152	32,58
7	649	6,79	0,47	56,9	3,82	14,2	17,8	3,89	39,6	24,3	0,108	33,32
8	632	6,69	0,38	56,3	3,86	14,7	18,1	3,95	39,6	24,3	0,108	33,67
9	620	6,32	0,51	58,3	3,50	13,1	18,3	3,59	39,6	24,3	0,108	32,52
10	586	5,76	0,85	60,2	3,13	12,4	17,7	3,30	39,6	24,3	0,108	31,49
11	602	5,72	0,32	59,4	3,28	13,0	18,2	3,44	39,6	24,3	0,108	31,92
12	585	5,36	0,54	58,7	3,26	13,7	18,4	3,48	39,6	24,3	0,108	32,30
13	765	5,46	0,31	65,4	2,98	8,3	17,6	2,70	28,1	30,6	0,191	36,50
14	769	5,63	0,42	65,3	3,09	8,3	17,3	2,76	28,1	30,6	0,191	36,56
15	770	5,56	0,40	65,5	3,05	8,3	17,2	2,74	28,1	30,6	0,191	36,45
16	769	6	0,58	64,0	3,35	8,9	17,1	2,97	28,1	30,9	0,193	37,67
17	772	6,19	0,38	63,9	3,33	9,0	17,2	2,99	28,1	30,9	0,193	37,73
18	780	5,52	0,53	65,8	3,09	8,3	16,8	2,75	28,1	32,1	0,201	38,06
19	785	5,71	0,51	65,4	3,10	8,5	16,8	2,79	28,1	33,6	0,210	40,08
20	779	6,38	0,52	63,4	3,60	9,8	16,3	3,21	28,1	33,6	0,210	41,35
21	784	5,98	0,43	64,7	3,20	8,9	16,8	2,91	28,1	33,6	0,210	40,52
22	790	5,49	0,60	65,7	3,17	9,2	15,9	2,88	28,1	33,6	0,210	39,90
23	799	5,77	0,53	66,6	3,28	8,7	15,1	2,90	28,1	34,2	0,214	40,06
24	793	6,8	0,35	63,3	3,65	9,9	16,0	3,28	28,1	35,1	0,220	43,26
25	785	7,31	0,52	62,9	4,09	11,0	14,2	3,64	28,1	35,1	0,220	43,54

Dados experimentais para a casca de arroz												
						VA	3,31	Nm3/kg	PCI:	13,0	MJ/kg	
nº	li	H2	O2	N2	CH4	CO	CO2	PClgás	mc	Var	FA	Vgás
	°C	%	%	%	%	%	%	MJ/Nm3	kg/h	Nm3/h		Nm3/h
1	607	1,24	8,05	71,7	1,17	7,29	10,6	1,47	34,7	25,8	0,22	28,5
2	618	1,55	4,46	69,6	1,47	8,59	14,3	1,78	34,7	25,8	0,22	29,3
3	584	0,98	11,08	71,8	1,13	6,68	8,4	1,35	43,2	25,8	0,18	28,4
4	742	2,17	1,64	74,3	1,06	4,74	16,1	1,21	15,2	22,5	0,45	23,9
5	737	3,41	0,57	63,5	1,58	7,00	24,0	1,82	15,2	22,5	0,45	28,0
6	734	3,57	0,71	67,7	1,68	7,43	18,9	1,92	15,2	22,5	0,45	26,2
7	692	4,22	0,33	59,4	2,07	8,47	25,5	2,26	25,0	22,5	0,27	29,9
8	676	4,39	0,36	62,3	2,15	8,95	22,0	2,37	25,0	27,0	0,33	34,3
9	693	3,06	4,28	63,8	1,61	6,87	20,4	1,77	25,0	27,0	0,33	33,4
10	776	2,60	11,95	70,9	1,40	5,30	7,9	1,45	25,7	22,2	0,27	24,5
11	741	1,65	1,00	73,0	1,10	5,80	17,4	1,30	9,5	27,2	0,19	29,4
12	754	4,00	0,40	64,5	2,50	10,70	17,8	2,67	16,3	26,0	0,48	32,3
13	743	3,60	0,60	65,8	2,30	10,00	17,7	2,47	16,3	25,8	0,47	31,0
14	736	4,80	0,60	60,7	3,40	13,40	17,0	3,42	16,3	26,4	0,49	34,4
15	728	4,00	2,60	63,5	2,70	11,40	15,7	3,33	16,3	25,7	0,47	32,0
16	744	2,20	4,20	70,6	1,40	6,70	14,9	1,59	11,1	26,2	0,71	29,3
17	777	2,10	2,00	76,8	1,30	5,60	11,9	1,40	11,1	23,5	0,70	26,5
18	722	4,00	1,40	64,2	2,80	11,30	16,4	2,86	16,3	26,5	0,49	32,6
19	724	3,10	1,50	65,7	2,30	11,70	15,7	2,63	16,3	26,2	0,49	31,5
20	761	1,60	4,80	72,5	1,00	4,40	15,7	1,08	9,5	25,7	0,82	28,0
21	779	3,10	0,60	69,2	1,80	7,80	17,5	1,96	11,1	26,0	0,71	29,7
22	767	5,50	0,50	59,1	3,70	13,80	17,3	3,66	19,2	25,7	0,40	34,3
23	744	4,50	1,20	61,5	3,30	12,80	16,7	3,28	19,2	26,2	0,41	33,6
24	735	4,40	2,00	61,9	3,20	12,70	15,6	3,22	19,2	26,2	0,41	33,4
25	713	3,40	2,00	73,1	2,40	9,90	12,4	2,47	22,1	26,4	0,36	28,5
26	692	4,10	2,60	60,8	3,40	13,30	15,8	3,34	22,1	26,3	0,36	34,2
27	696	4,60	1,40	59,8	3,70	14,10	16,5	3,60	22,1	26,6	0,36	35,1
28	678	3,40	2,00	68,4	2,60	11,10	13,7	2,70	22,1	26,2	0,36	30,3
29	789	6,00	1,60	58,6	3,50	14,10	16,0	3,68	22,1	26,5	0,36	35,7
30	736	5,80	0,59	58,3	3,90	15,40	16,0	3,96	22,1	26,6	0,36	36,0
31	727	1,90	0,84	72,4	1,20	5,90	17,8	1,38	11,1	26,9	0,73	29,3
32	739	2,40	0,79	69,9	1,60	7,40	18,0	1,76	11,1	26,4	0,72	29,8
33	762	2,50	1,00	71,3	1,50	7,10	16,4	1,70	11,1	26,3	0,71	29,1
34	789	1,80	0,53	73,8	1,10	5,20	17,7	1,24	11,1	26,0	0,71	27,8
35	743	2,00	0,63	71,5	1,30	6,70	17,9	1,53	11,1	26,3	0,71	29,1
36	766	1,90	0,80	72,7	1,20	6,30	17,1	1,43	11,1	26,6	0,72	28,9
37	793	1,90	0,72	71,6	1,30	6,90	17,5	1,54	11,1	27,0	0,73	29,8
38	806	1,90	0,64	71,8	1,30	7,00	17,3	1,55	11,1	26,6	0,72	29,3
39	850	4,20	0,30	65,7	2,20	9,50	18,0	2,44	32,0	36,0	0,34	43,3
40	660	3,10	0,20	77,8	1,00	5,70	12,2	1,41	11,1	33,0	0,91	33,5
41	716	4,60	0,43	62,8	2,60	11,90	17,8	2,93	22,1	30,2	0,41	38,0
42	711	5,20	1,10	59,2	3,30	14,90	16,3	3,62	20,1	31,1	0,42	41,5
43	702	4,30	1,10	65,3	2,60	12,30	14,2	2,94	22,1	30,0	0,41	36,3
44	695	3,90	0,40	63,4	2,50	12,00	17,7	2,83	22,1	30,2	0,41	35,7
45	711	3,80	0,40	63,8	2,50	12,10	17,3	2,83	22,1	30,5	0,42	37,8
46		4,80	0,40	59,7	3,20	14,70	17,1	3,50	22,1	30,6	0,42	40,5

Resultados do balanço para a borra de café

n°	tl	Eff	a/c	Tfb	Tfbcorr	Qd	qgs	Efq	Ccarb	mcinz	qcarb	qcs
	°C	%		oC	oC	MJ/kg	%	%	%	kg/h	%	%
1	720	18,54	0,905	705	707,3	19,12	6,030	24,57	70,43	0,453	2,290	0,115
2	735	17,15	0,905	717	719,9	19,12	6,002	23,15	68,75	0,435	2,146	0,114
3	728	22,70	0,905	714	716,2	19,12	6,415	29,11	37,30	0,583	1,563	0,151
4	726	22,01	0,905	715	716,7	19,12	6,356	28,36	69,37	0,577	2,874	0,150
5	725	22,18	0,905	710	712,3	19,12	6,322	28,50	70,44	0,575	2,910	0,148
6	723	23,46	0,905	710	712,0	19,12	6,433	29,90	68,09	0,532	2,603	0,137
7	649	17,13	0,642	649	649,0	19,12	4,201	21,33	88,06	1,110	4,982	0,174
8	632	17,57	0,642	633	632,9	19,12	4,138	21,71	85,05	1,651	7,157	0,248
9	620	15,43	0,642	625	624,5	19,12	3,925	19,35	73,74	1,998	7,512	0,294
10	586	13,74	0,642	613	610,6	19,12	3,682	17,42	79,46	2,023	8,196	0,287
11	602	14,48	0,642	604	603,8	19,12	3,700	18,18	87,10	2,408	10,694	0,336
12	585	14,83	0,642	586	585,9	19,12	3,622	18,45	88,71	2,690	12,165	0,358
13	765	18,34	1,139	760	760,9	19,13	7,685	26,03	44,52	1,976	6,316	0,565
14	769	18,74	1,139	765	765,8	19,13	7,739	26,48	53,28	2,070	7,917	0,598
15	770	18,59	1,139	765	765,9	19,13	7,713	26,31	37,73	1,704	4,616	0,493
16	769	20,83	1,150	764	764,9	19,13	7,978	28,81	40,91	2,128	6,250	0,614
17	772	21,01	1,150	770	770,4	19,13	8,053	29,06	63,96	2,684	12,323	0,783
18	780	19,45	1,195	779	779,2	19,13	8,202	27,65	43,48	1,604	5,006	0,477
19	785	20,84	1,251	786	785,8	19,13	8,714	29,55	30,85	2,507	5,551	0,756
20	779	24,67	1,251	780	779,8	19,13	8,933	33,60	58,75	3,121	13,164	0,929
21	784	21,95	1,251	786	785,6	19,13	8,815	30,77	61,67	1,192	5,277	0,359
22	790	21,38	1,251	791	790,8	19,13	8,704	30,08	65,49	1,665	7,825	0,507
23	799	21,59	1,273	796	796,6	19,13	8,777	30,37	70,58	2,261	11,457	0,697
24	793	26,41	1,307	791	791,4	19,13	9,489	35,90	72,19	2,629	13,625	0,802
25	785	29,51	1,307	785	785,0	19,13	9,409	38,92	67,29	2,970	14,346	0,894

									vol.leito=	0,02	m3	
n°	qma	Tsciclo	qgscl	qccscl	qmaci	Ps	Et	B	Pvs	Pves	Vvc	Vvc
	%	°C	%	%	%	kW	MJ/h	%	W/m3	Mj/kg.m3	Ton/m3.h	máximo
1	73,02	290	2,205	0,029	76,93	27,68	99,64	70,89	1384	177,3	1,405	Ton/m3h
2	74,59	297	2,208	0,029	78,47	25,59916	92,16	69,30	1280	164,0	1,405	1,98
3	69,17	301	2,414	0,039	73,28	33,8821	121,98	74,35	1694	217,0	1,405	
4	68,61	297	2,354	0,038	72,73	32,84815	118,25	73,72	1642	210,4	1,405	B
5	68,44	296	2,349	0,038	72,52	33,11135	119,20	73,84	1656	212,1	1,405	%
6	67,36	299	2,420	0,035	71,48	35,02503	126,09	74,89	1751	224,4	1,405	media
7	73,51	318	1,884	0,058	75,94	36,02776	129,70	64,61	1801	163,8	1,980	77,23
8	70,88	327	1,970	0,089	73,21	36,95144	133,03	66,07	1848	168,0	1,980	máxima
9	72,84	321	1,858	0,105	75,10	32,43999	116,78	64,39	1622	147,5	1,980	84,83
10	74,10	323	1,800	0,107	76,16	28,89057	104,01	62,48	1445	131,3	1,980	
11	70,79	328	1,863	0,131	72,83	30,45475	109,64	63,85	1523	138,4	1,980	
12	69,03	336	1,939	0,151	70,91	31,18487	112,27	64,98	1559	141,7	1,980	
13	67,09	324	2,928	0,148	72,26	27,38933	98,60	76,26	1369	175,4	1,405	Pvs
14	65,01	332	3,010	0,161	70,17	27,97927	100,73	76,52	1399	179,2	1,405	máxima
15	68,59	343	3,112	0,139	73,54	27,76161	99,94	75,73	1388	177,8	1,405	W/m3
16	64,33	345	3,245	0,176	69,50	31,1029	111,97	78,40	1555	199,2	1,405	2204
17	57,83	330	3,091	0,207	63,37	31,37082	112,93	79,36	1569	201,0	1,405	
18	66,87	345	3,266	0,132	72,15	29,04214	104,55	76,68	1452	186,0	1,405	Pves
19	64,14	351	3,506	0,212	69,89	31,12007	112,03	79,82	1556	199,3	1,405	máxima
20	52,30	363	3,767	0,278	58,12	36,84119	132,63	83,12	1842	236,0	1,405	Mj/kgm3
21	63,60	347	3,503	0,099	69,17	32,78348	118,02	78,73	1639	210,0	1,405	282,4
22	61,58	363	3,612	0,148	67,03	31,92805	114,94	78,25	1596	204,5	1,405	
23	57,48	369	3,679	0,206	63,07	32,24488	116,08	78,60	1612	206,6	1,405	
24	49,67	380	4,144	0,251	55,57	39,44318	142,00	83,84	1972	252,7	1,405	
25	45,84	377	4,112	0,280	51,75	44,07847	158,68	84,83	2204	282,4	1,405	

n°	II °C	H2 %	O2 %	Dados experimentais para a serragem.				PCI MJ/Nm3	14,3 kg/h	MJ/kg Var Nm3/h	FA	Vgás Nm3/h
				VA:	3,93	Nm3/kg						
				N2 %	CH4 %	CO %	CO2 %					
1	689	8,20	0,940	53,7	4,10	13,6	19,4	4,07	39,0	25,8	0,169	37,5
2	693	8,50	0,580	54,3	4,00	13,9	18,7	4,10	39,0	25,8	0,169	37,1
3	695	8,40	0,140	53,3	4,30	14,8	19,1	4,31	39,0	25,8	0,169	37,8
4	695	8,70	0,270	53,2	4,20	14,5	19,0	4,27	39,0	25,8	0,169	37,8
5	696	8,10	0,400	54,0	4,10	14,5	18,9	4,17	39,0	25,8	0,169	37,3
6	703	8,10	0,350	54,1	4,20	15,2	18,0	4,29	39,0	25,8	0,169	37,2
7	722	7,70	0,280	55,0	4,10	15,1	17,9	4,20	39,0	25,8	0,169	36,6
8	718	5,10	0,640	65,7	2,70	10,9	14,9	2,89	25,0	24,6	0,251	29,2
9	721	5,40	0,650	64,2	3,30	11,9	14,6	3,26	25,0	24,6	0,251	29,9
10	726	5,30	0,640	63,1	3,10	11,5	16,5	3,13	25,0	24,6	0,251	30,4
11	728	4,80	0,640	67,0	2,50	10,3	14,7	2,71	25,0	24,6	0,251	28,6
12	745	5,20	0,640	61,8	3,20	14,6	14,4	3,55	25,0	24,6	0,251	31,1
13	749	4,70	0,650	66,7	2,70	10,1	15,2	2,75	25,0	24,6	0,251	28,8
14	792	4,10	0,670	74,1	1,80	6,5	12,5	1,91	25,0	24,6	0,251	25,9
15	761	7,00	0,290	58,3	3,60	13,1	17,7	3,70	25,0	26,5	0,270	35,5
16	769	8,40	0,820	55,1	4,10	15,4	16,1	4,32	25,0	25,8	0,263	36,5
17	770	8,20	0,650	56,4	3,90	14,3	16,5	4,08	25,0	26,5	0,270	36,7
18	771	7,10	0,330	58,7	3,50	12,5	17,9	3,59	25,0	25,8	0,263	34,3
19	773	7,70	0,400	57,7	3,60	13,1	17,5	3,77	25,0	25,8	0,263	34,9
20	775	8,00	0,610	56,6	3,90	14,6	16,3	4,10	25,0	25,8	0,263	35,6
21	775	7,30	1,000	57,9	3,70	14,1	15,9	3,89	25,0	25,8	0,263	34,8
22	776	8,50	0,740	56,5	3,80	14,0	16,4	4,04	25,0	25,8	0,263	35,6
23	777	7,80	0,660	56,1	4,00	15,0	16,5	4,16	25,0	25,8	0,263	35,9
24	777	7,80	0,720	56,2	3,90	14,8	16,5	4,10	25,0	25,8	0,263	35,8
25	781	7,80	0,730	57,5	3,70	13,7	16,5	3,89	25,0	25,8	0,263	35,0
26	845	5,10	0,470	62,8	3,00	10,2	18,4	2,91	18,0	25,8	0,365	32,1
27	861	0,92	0,720	78,3	0,62	2,5	17,1	0,63	18,0	25,8	0,365	25,7
28	862	4,90	0,670	63,6	2,90	10,0	18,0	2,83	18,0	25,8	0,365	31,6
29	866	0,93	0,720	79,1	0,52	2,3	16,4	0,57	18,0	25,8	0,365	25,4
30	882	0,72	0,720	79,2	0,41	2,0	16,8	0,47	18,0	25,8	0,365	25,4
31	904	1,81	0,750	74,1	1,11	4,1	18,1	1,11	18,0	25,8	0,365	27,2
32	911	1,70	0,700	73,0	1,40	4,9	18,3	1,30	18,0	25,8	0,365	27,6
33	924	1,80	0,710	75,4	1,06	3,9	17,2	1,07	18,0	25,8	0,365	26,7
34	931	1,80	0,700	74,2	1,10	4,1	18,2	1,10	18,0	25,8	0,365	27,1
35	938	2,14	0,710	74,1	1,22	4,6	17,3	1,24	18,0	25,8	0,365	27,2
36	944	1,88	0,770	72,8	1,39	4,9	18,2	1,32	18,0	25,8	0,365	27,6
37	948	1,91	0,750	76,7	1,10	4,3	18,3	1,14	18,0	25,8	0,365	26,2
38	954	1,73	2,650	76,4	1,01	4,0	16,1	1,05	18,0	25,8	0,365	26,4
39	954	1,91	1,270	72,9	1,41	5,1	17,4	1,35	18,0	25,8	0,365	27,6
40	869	5,70	0,480	62,2	3,10	10,8	17,7	3,09	18,0	26,5	0,375	33,2
41	875	6,10	0,430	61,0	3,30	11,6	17,5	3,30	18,0	26,5	0,375	33,9
42	877	5,50	0,780	62,8	3,10	10,8	17,0	3,06	18,0	26,5	0,375	32,9

Resultados do balanço para a serragem

n°	tl	Eff	a/c	Tfb	Tfbcorr	Qd	qgs	Efq	Ccarb	mcinz	qcarb	qcs
	°C	%		°C	°C	MJ/kg	%	%	%	kg/h	%	%
1	689	25,34	0,692	668	670,76	15,43	6,240	31,58	86,65	1,701	9,454	0,3537
2	693	25,27	0,692	668	671,31	15,43	6,151	31,42	83,56	1,380	7,397	0,2873
3	695	27,06	0,692	665	668,96	15,43	6,271	33,34	83,84	1,288	6,929	0,2667
4	695	26,86	0,692	670	673,34	15,43	6,313	33,17	80,18	1,192	6,129	0,2493
5	696	25,84	0,692	666	669,98	15,43	6,183	32,02	83,19	1,286	6,863	0,2669
6	703	26,55	0,692	670	674,49	15,43	6,193	32,75	81,15	1,122	5,843	0,2355
7	722	25,56	0,692	681	686,95	15,43	6,218	31,78	82,06	0,721	3,793	0,1557
8	718	21,88	1,029	701	703,55	15,44	7,710	29,59	34,15	1,362	4,649	0,4769
9	721	25,28	1,029	691	695,44	15,44	7,822	33,10	12,70	2,414	3,065	0,8295
10	726	24,68	1,029	695	699,67	15,44	8,090	32,77	47,35	0,695	3,291	0,2412
11	728	20,12	1,029	712	714,51	15,44	7,671	27,79	23,37	2,483	5,804	0,8920
12	745	28,54	1,029	711	716,51	15,44	8,387	36,93	35,56	0,113	0,402	0,0408
13	749	20,48	1,029	719	723,98	15,44	7,861	28,34	32,87	1,910	6,279	0,7011
14	792	12,79	1,029	766	771,16	15,44	7,393	20,19	26,99	1,218	3,286	0,4957
15	761	33,95	1,109	673	686,67	15,44	9,322	43,27	50,16	0,624	3,127	0,2099
16	769	40,84	1,079	708	718,34	15,44	10,071	50,91	82,60	0,469	3,872	0,1699
17	770	38,78	1,109	705	715,97	15,44	10,069	48,85	83,95	0,360	3,019	0,1296
18	771	31,94	1,079	684	698,12	15,44	9,189	41,12	76,79	0,318	2,441	0,1100
19	773	34,08	1,079	692	705,41	15,44	9,448	43,53	76,15	0,496	3,776	0,1744
20	775	37,77	1,079	702	714,38	15,44	9,740	47,51	79,02	0,301	2,376	0,1080
21	775	35,03	1,079	698	710,96	15,44	9,427	44,46	80,45	0,324	2,604	0,1153
22	776	37,31	1,079	707	718,84	15,44	9,817	47,13	82,28	0,429	3,532	0,1557
23	777	38,71	1,079	705	717,33	15,44	9,897	48,61	77,39	0,512	3,963	0,1851
24	777	38,07	1,079	703	715,63	15,44	9,833	47,91	79,91	0,464	3,710	0,1672
25	781	35,31	1,079	711	723,23	15,44	9,707	45,01	79,82	0,385	3,075	0,1412
26	845	33,53	1,499	770	786,62	15,46	13,605	47,13	73,26	0,231	2,349	0,1349
27	861	5,83	1,499	764	785,93	15,46	10,592	16,43	47,04	0,085	0,554	0,0495
28	862	32,17	1,499	784	802,30	15,46	13,712	45,88	68,40	0,326	3,094	0,1966
29	866	5,24	1,499	784	803,39	15,46	10,686	15,92	47,70	0,099	0,656	0,0599
30	882	4,30	1,499	788	811,06	15,46	10,782	15,08	45,51	0,076	0,478	0,0465
31	904	10,87	1,499	813	837,25	15,46	12,089	22,96	43,63	0,055	0,332	0,0355
32	911	12,84	1,499	823	847,15	15,46	12,486	25,33	42,11	0,067	0,390	0,0440
33	924	10,22	1,499	833	858,98	15,46	12,186	22,41	45,36	0,031	0,196	0,0210
34	931	10,77	1,499	840	866,61	15,46	12,594	23,37	46,40	0,049	0,316	0,0337
35	938	12,16	1,499	852	877,95	15,46	12,757	24,92	37,58	0,057	0,298	0,0400
36	944	13,11	1,499	857	883,74	15,46	13,161	26,27	41,57	0,033	0,188	0,0231
37	948	10,78	1,499	861	888,10	15,46	12,885	23,67	53,55	0,087	0,649	0,0624
38	954	9,94	1,499	867	894,64	15,46	12,760	22,70	45,90	0,022	0,141	0,0160
39	954	13,38	1,499			15,46						
40	869	36,87	1,540	785	805,01	15,46	14,446	51,32	59,78	0,037	0,305	0,0223
41	875	40,22	1,540	797	816,18	15,46	14,970	55,19	70,76	0,232	2,272	0,1436
42	877	36,26	1,540	800	819,11	15,46	14,476	50,74	73,09	0,194	1,970	0,1212

