STE EXEMPLAR CORRESPONDE A REDAÇÃO FINAL DA
ESE DEFENDIDA POR MARIO BERNARDO
BARRIGA ANGULO E APROVADA PEL
OMISSÃO JULGADORA EM 01 · 02 2002
ORIENTADOR

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

Experimentos de Gaseificação de Casca de Arroz em Leito Fluidizado

Autor: Mario Bernardo Barriga Angulo
Orientador: Caio Glauco Sánchez

02/02

UNICAMP
BIBLIOTECA CENTRAL
UNICAMP
BIBLIOTECA CENTRA
SEÇÃO CIRCULANTE

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

Experimentos de Gaseificação de Casca de Arroz em Leito Fluidizado

Autor: Mario Bernardo Barriga Angulo
Orientador: Caio Glauco Sanchez

Curso: Engenharia Mecânica
Área de Concentração: Térmica e Fluídos

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

Campinas, 2002
S.P . – Brasil

UNIDADE BAE
Nº CHAMADA T/UNICAMP
B276e
V ____ EX ____
TOMBO BC/ 50438
PROC 16-837/02
C ____ DX ____
PREÇO R$11,00
DATA 20/08/02
Nº CPD ____

CM00172192-3

BIB ID 252290

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

B276e

Barriga Angulo, Mario Bernardo
Experimentos de gaseificação de casca de arroz em leito fluidizado / Mario Bernardo Barriga Angulo.-- Campinas, SP: [s.n.], 2002.

Orientador: Caio Glauco Sánchez.
Dissertação (mestrado) - Universidade Estadual de Campinas, Faculdade de Engenharia Mecânica.

1. Biomassa. 2. Resíduos como combustível. 3. Combustíveis. 4. Cultivos agrícolas energéticos. 5. Energia da biomassa. I. Sánchez , Caio Glauco. II. Universidade Estadual de Campinas. Faculdade de Engenharia Mecânica. III. Título.

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

DISSERTAÇÃO DE MESTRADO ACADÊMICO

Experimentos de Gaseificação de Casca de Arroz em Leito Fluidizado

Autor: Mario Bernardo Barriga Angulo
Orientador: Caio Glauco Sánchez

Prof. Dr. Caio Glauco Sánchez, Presidente
Faculdade de Engenharia Mecânica
UNICAMP

Prof. Dr. Francisco José dos Santos
Instituto de Geociências e Ciências Exatas (IGCE)
Departamento de Física
UNESP – Campus Rio Claro

Prof. Dr. Waldir Antônio Bizzo
Faculdade de Engenharia Mecânica
UNICAMP

UNICAMP
BIBLIOTECA CENTRAL
SEÇÃO CIRCULANTE

Campinas, 1 de fevereiro de 2002.

Dedicatória:

Dedico este trabalho a minha maravilhosa mãe, ao meu pai e toda a minha familia.

Agradecimentos

Este trabalho não poderia ser finalizado sem a grande ajuda de várias pessoas às quais presto meus agradecimentos:

Ao professor Rafael Beltrán e o Projeto Alfa pela oportunidade que me otorgaram para obter mais conhecimentos sobre gaseificação e dar-me a experiência de viver no Brasil.

Ao meu amigo e orientador, Caio Sánchez, pela sua guia e conhecimento que sem esta o trabalho não poderia ter sido finalizado.

A Luiz Zanaga, Luís Gama, e Jefferson Antônio de Souza pela colaboração no laboratório e na oficina para fazer os experimentos possíveis.

Ao Marcelo Côrtes Fernandes, pela sua amizade.

Ao Julio Caliman, Gustavo Roris, Nilo Kim, e Helio Miyasato, pelo aceitação e amizade que fizeram da vida no Brasil inesquecível.

Às familias Sánchez e Côrtes Fernandes, pela aceitação incondicional como parte destas.

A John Jairo Ramirez Behaine, pelos seus conhecimentos que ajudaram a esclarecer as ideias e a Regina Parise, sua esposa, pela incansável ajuda com o texto.

Ao engenheiro Eduardo Goulart, pelo seu apoio com o equipamento.

À CAPES pela bolsa de estudos.

A todos os professores e colegas do Departamento de Engenharia Térmica e de Fluidos que direta ou indiretamente ajudaram a que este trabalho fosse concebido.

Resumo

BARRIGA ANGULO, Mario Bernardo, *Experimentos de Gaseificação de Casca de Arroz em Leito FLuidizado*, Campinas,: Faculdade de Engenharia Mecânica, Universidade Estadual de Campinas, 2001. 65 p. Dissertação (Mestrado)

O aproveitamento da casca de arroz como fonte de energia pode ser uma solução para o problema da disposição deste resíduo gerado no processamento do arroz. Há varias formas de converter a casca em um combustível gasoso. Neste trabalho fizeram-se experimentos em um gaseificador de leito fluidizado com casca de arroz, avaliando-se a eficiência do sistema.

O aproveitamento energético deste resíduo seria valioso, contribuindo para uma diminuição da dependência energética dos agricultores. O Brasil processa, por ano, aproximadamente 9×10^9 kg de arroz e gera $2,5 \times 10^9$ kg de casca de arroz. Esta quantidade de casca de arroz representa um potencial de energia de 25×10^{12} Joules.

No trabalho se apresenta a caraterização de biomassa e os experimentos feitos gaseificando a casca de arroz no reator. Fizeram-se experimentos com um gaseificador em leito fluidizado, variando a alturas de leito e o fator de ar, mantendo o tempo de residência do gás no leito constante, para se estudar o comportamento do reator com a variação da potência. A máxima eficiência obtida foi de 49% com uma altura de leito de 0,48 m e fator de ar 0,5. Pôde-se variar a potência do reator em 72% sem que a eficiência fosse afetada significativamente.

Palavras Chave

- Casca de Arroz, Gaseificação de biomassa, Leito fluidizado, Biomassa, Resíduos como Combustíveis, Combustíveis, Cultivos Agricolas Energéticos, Energia da Biomassa.

Abstract

BARRIGA ANGULO, Mario Bernardo, Gasification Experiments of Rice Husk in a Fluidized Bed Reactor, Campinas,: Faculdade de Engenharia Mecânica, Universidade Estadual de Campinas, 2001 65 p. Dissertação (Mestrado)

The use of rice husk as an energy source could be a solution to the disposal problem generated by the rice production process. There are various methods to convert rice husk into a combustible gas. Several experiments were made in a fluidized bed gasifier to convert rice husk into a producer gas.

Such energetic use of rice husk residue would be valuable to decrease the energy dependence of rice producers. In Brazil, 9×10^9 kg of rice are processed each year and $2,5 \times 10^9$ kg of rice husk are generated. This quantity represents a 25×10^{12} Joules of energy.

This work presents the characterization and gasification of rice husk, carried out in a fluidized bed reactor at the State University of Campinas, Brazil. The operating variables were bed height and air factor maintaining the residence time of the gas constant, to study the operation of the gasifier with different power demands. The maximum cold efficiency was 49% with a bed height of 0,48m and an equivalent ratio of 0,5. It is concluded that the power demand can be varied in a range of 72% with out affecting the system's efficiency significantly.

Key Words

- Rice Husk, Rice Hull, Biomass Gasification, Fluidized Bed, Biomass, Residues as Fuel, Fuels, Agricultural Crops as Energy Source, Energy from Biomass.

Índice

Lista de Figuras iv

Lista de Tabelas v

Nomenclatura vi

1 Introdução 1

1.1 Objetivo 4

2 Revisão Bibliográfica 6

2.1 Gaseificação de Casca de Arroz em Leito Fluidizado 7

2.1.1 Reações de gaseificação nos reatores de leito fluidizado 7

2.1.2 O que é o leito fluidizado? 8

2.2 Estudos de Gaseificação de Casca de Arroz 13

2.2.1 Experimentos com Termogravimetria 13

2.2.2 Estudos feitos em reatores de leito fluidizados 14

2.2.3 Comportamento da casca de arroz no leito fluidizado 17

2.2.4 Alimentação de casca de arroz 17

2.2.5 Variáveis Importantes da Gaseificação em leito fluidizado 19

UNICAMP
BIBLIOTECA CENTR
SEÇÃO CIRCULAN

3 Materiais e Métodos 23

3.1 Caracterização Físico-Química do Combustível 23

3.1.1 Composição da casca de arroz 23

3.1.2 Caraterização da Biomassa 23

3.1.3 Velocidade de mínima fluidização de material inerte 24

3.2 Descrição do Equipamento 26

3.2.1 Reator 26

3.2.2 Sistema de alimentação. 28

3.3 Ensaios Realizados 29

3.3.1 Procedimento Experimental 30

3.3.2 Controle da vazão de Ar 31

3.3.3 Controle da vazão de Gás de aquecimento 31

3.3.4 Taxa de Alimentação 32

3.3.5 Gaseificação 33

3.3.6 Sistema de Aquisição de Dados de Temperatura 34

3.3.7 Método de Análise de Resultados 35

3.3.8 Método de Desligamento do Reator 36

3.4 Balanço Energético do Gaseificador 38

3.4.1 Eficiência do reator 43

4 Resultados 45

4.1 Resultados das Análises de Laboratório 45

4.2 Resultados dos Experimentos de Gaseificação 46

4.3 Problemas Experimentais 55

5 Conclusões e Sugestões para próximos trabalhos 58

5.1. Conclusões 58

5.2. Sugestões 59

Referências Bibliográficas 60

Anexos 64

Lista de Figuras

1.1. Produção de arroz no Brasil nos últimos anos. (IBGE, 1999) 3
1.2. Energia disponível na casca de arroz nos últimos anos. 4
2.1. Fases de Fluidização 9
2.2. Pressão *versus* Velocidade de Fluidização 9
2.3. Reator de Leito Fluidizado 10
2.4. Alimentação Acima do Leito 18
3.1. Equipamento para determinação da velocidade mínima de fluidização 26
3.2 Esquema do reator 27
3.3. Sistema de alimentação 28
3.4 Curva de calibração do alimentador de casca de arroz 28
3.5. Curva de Calibração da Placa de Orifício 31
3.6. Sistema de Alimentação de Casca de Arroz 32
3.7 Esquema do Sistema de Amostragem 33
3.8 Esquema do Sistema de Aquisição de Dados 34
4.1. Perfil da Temperatura de Gaseificação do Reator 47
4.2. Concentração de CO 48
4.3. Concentração de H_2 49
4.4. Concentração de CH_4 49
4.5. Poder Calorífico Inferior do Gás 50
4.6. Temperatura do Leito. 51
4.7. Perdas no Gaseificador 52
4.8. Eficiência da Gaseificação 53
4.9. Pressurização do silo 57
4.10. Perfil de Temperatura do Reator 58

Lista de Tabelas

2.1	Propriedades Físicas	14
2.2	Analise Imediata, base seca.	14
2.3	Analise elementar, base seca.	14
2.4	Óxidos minerais na cinza	14
2.5.	Condições máximas de temperatura	15
2.6.	Estudos feitos em gaseificação com casca de arroz.	17
3.1	Experimentos	30
4.1	Analise Imediata (presente trabalho)	45
4.2	Análise elementar CHN (presente trabalho)	46
4.3	Resultados Obtidos	54
4.4	Potência Alimentada ao reator e Fornecida pelo Reator	55

Nomenclatura

Letras Latinas

a/c - relação ar / combustível	[Nm^3/kg]
Ar - número de Reynolds	adimensional
A_i - área na seção i do reator	[°C]
c_1,c_2 - constantes experimentais de fluidização	adimensional
c_{cin} - calor específico das cinzas	[MJ/kg]
cp_{a1} - calor específico do ar a T_{a1}	[$MJ.Nm^{-3}.{}^{O}C^{-1}$]
cp_{a2} - calor específico do ar a T_{a2}	[$MJ.Nm^{-3}.{}^{O}C^{-1}$]
C_{CO2} - concentração de CO_2 no gás produzido	[%]
C_{H2} - concentração de H_2 no gás produzido	[%]
C_{O2} - concentração de O_2 no gás produzido	[%]
C_{N2} - concentração de N_2 no gás produzido	[%]
C_{carb} - teor de carbono nas cinzas elutriadas	[%]
C_{CO} - concentração de CO no gás produzido	[%]
C_{CH4} - concentração de CH_4 no gás produzido	[%]
C^t - teor mássico de carbono na biomassa	[%]
d - diâmetro médio das partículas no leito	[m]
Ef_f - eficiência a frio do gaseificador	[%]
Ef_q - eficiência a quente do gaseificador	[%]
FA - Fator de ar	adimensional
g - aceleração da gravedade	[m/s^2]
h_{a1} - entalpia do ar na entrada do compressor	[MJ/kg]
h_{a2} - entalpia do ar na saída do compressor	[MJ/kg]
h_g - entalpia do gás	[MJ/kg]
h_{CO} - entalpia do CO a T_s	[MJ/kg]
h_{CO2} - entalpia de CO_2 a t_s	[MJ/kg]
H^t - teor mássico de hidrogênio	[%]
m_c - vazão de combustível alimentado ao reator	[kg/s]
m_{cin} - vazão de finos elutriados	[kg/s]
O^t - teor mássico de oxigêniona biomassa	[%]
PCI - poder calorífico inferior do gás produzido	[MJ/Nm^3]
PCI_{carb} - poder calorífico inferior do carbono fixo na cinza	[MJ/kg]

q_{carb} - perda por carbono não queimado nas cinzas	[%]
q_{gcicl} - perda por calor sensível no gás saindo do ciclone	[%]
q_{scicl} - perda por calor sensível nas cinzas, saindo na temperatura do ciclone	[%]
q_{macicl} - perda ao meio ambiente, considerando o gás saindo na temp. do ciclone	[%]
Q_d - energia disponível na gaseificação	[MJ/kg]
Q_{util} - energia útil combustível do gás produzido	[MJ/kg]
Q_g - perda de energia pela entalpia do gás	MJ/kg]
Q_{carb} - perda de energia pelo carbono não queimado nas cinzas	[MJ/kg]
Q_{sc} - perda de energia pela entalpia das cinzas	[MJ/kg]
Q_{cin} - perda total de energia nas cinzas	[MJ/kg]
Q_{ma} - perda de calor ao meio ambiente	[MJ/kg]
Q_{ar} - energia do ar fornecido pelo compressor	[MJ/kg]
Re - número de Reynolds	adimensional
S^t - teor mássico de enxofre na biomassa	[%]
T_{ce} - temperatura do gás na entrada do ciclone	[°C]
T_{cs} - temperatura do gás na saída do ciclone	[°C]
T_l - temperatura média do leito	[°C]
T_{gi} - temperatura do gás no freeboard	[°C]
T_{a1} - temperatura do ar na entrada do compressor	[°C]
T_{a2} - temperatura do ar na saída do compressor	[°C]
T_{cin} - temperatura das cinzas, no ciclone	[°C]
T_s - temperatura do gás antes do ciclone	[°C]
T_{si} - temperaturas do leito em diferentes pontos do gaseificador	[°C]
T_e - temperatura de entrada do combustível no reator	[°C]
u_I - coeficiente de transferência de calor numa seção I	[MJ/m^2]
U - velocidade superficial do gás de fluidização	[m/s]
VA - vazão de ar teórico para a combustão de 1 kg de combustível	[Nm^3/kg]
V_{ar} - vazão de ar alimentado ao gaseificador	[Nm^3/s]
V_g - vazão de gás obtido	[Nm^3/s]

.....

Letras Gregas

μ – viscosidade cinemática	[kg / m s]
ΔP - queda de pressão do gás através do leito,	[N/m^2]
ε - porosidade do material inerte	adimensional
ρ - densidade	[kg/m^3]
ϕ - esfericidade das partículas do leito	adimensional

.....

Subscritos

mf - condição de mínima fluidização
f – condição de leito fixo
p - partícula
g - gás
c - combustível sólido, casca de arroz
ar - ar

.....

Siglas

DETF - Departamento de Engenharia Térmica e de Fluidos

.....

Capítulo 1

Introdução

Nós seres humanos estamos cada vez mais precisando de energia para sustentar o desenvolvimento tecnológico e as melhorias na nossa qualidade de vida. É lógico que a raça humana deseja melhorar a qualidade de vida, mas a dificuldade é cumprir este objetivo sem que ocorra detrimento de nossa Mãe Terra.

A energia (elétrica e térmica) atualmente é provida em grande percentual pelo petróleo, uma fonte de energia não renovável. Ou seja, uma fonte que é finita e que em um determinado momento escasseará ou ficará muito custosa, além de causar estragos ao meio ambiente impossíveis de reverter (National Renewable Energy Laboratory, 2000). Desde a revolução industrial o consumo do petróleo para produzir energia começou a subir e até agora não parou, com exceção dos anos em que houve crise.

Os subprodutos do petróleo (ex. gasolina, diesel, óleo combustível, etc.) utilizados para produzir energia são queimados em caldeiras para produzir vapor, em turbinas ou em motores de combustão interna (para movimentar geradores elétricos, carros ou mover aviões). A conseqüência da queima destes produtos é a emissão de CO_2, o grande contribuinte para o aumento do "efeito estufa".

Algo que preocupa é o incremento na temperatura do meio ambiente pelo efeito estufa. Embora pareça estranho, o efeito estufa é necessário (um efeito natural) para manter a

temperatura média na Terra a 15° C, já que sem o efeito estufa a temperatura da Terra seria de – 18° C. (Gow and Pidwirny, 1996).

A atmosfera faz que a energia em forma de radiação térmica, sendo armazenada nas nuvens e na terra, aqueça o planeta (aproximadamente 30% é refletida novamente ao espaço). Da energia que é armazenada na terra, parte é emitida em direção a atmosfera e capturada pelos gases (CO_2, CH_4, O_3, N_2O, CF_xCl_x), sendo o CO_2 o gás de maior concentração (55%) na atmosfera (Gow and Pidwirny, 1996).

Essas mudanças estão alterando o clima e pondo em perigo as diferentes espécies animais e vegetais que vivem nos diversos ecossistemas, sem excluir os seres humanos.

O outro tipo de fonte de energia é a fonte de energia renovável, ou seja, uma fonte que não se esgota. Exemplos de fontes renováveis são: energia solar, vento, fontes hidroelétricas, geotermais e biomassa.

A biomassa é uma fonte renovável de energia que se pode utilizar como combustível para produzir energia térmica ou elétrica. A biomassa utilizada para produzir energia na queima direta ou em outro processo térmico não necessariamente aumenta a concentração de CO_2 na atmosfera. Se, por exemplo, queima-se casca de arroz numa caldeira e, na plantação de onde ela foi retirada, for plantado mais arroz, o novo arroz plantado absorverá no processo de fotosíntese o CO_2 que foi produzido na queima da casca de arroz. Tem-se portanto um ciclo fechado, sem aumento de CO_2 na atmosfera.

A biomassa é qualquer tipo de matéria orgânica como vegetação, grama, e as diferentes partes das plantas: folhas, talos, e galhos. Incluindo-se também as plantas do oceano.

À preocupação com a contaminação da atmosfera com gases perigosos para o futuro da Mãe Terra junta-se a preocupação do que fazer com resíduos agrícolas como a casca de arroz, bagaço de cana, borra de café, serragem, e resíduos do processamento do trigo, milho, entre

outros. Estes resíduos agrícolas as vezes não são utilizados da melhor forma, seja por falta de consciência ambiental, seja por falta de conhecimento de melhores métodos de aproveitamento. Se for apresentado ao agricultor ou latifundiário um processo viável para se produzir energia a partir de seus resíduos, acabaria o estorvo destes resíduos e haveria geração de energia de forma simples e econômica.

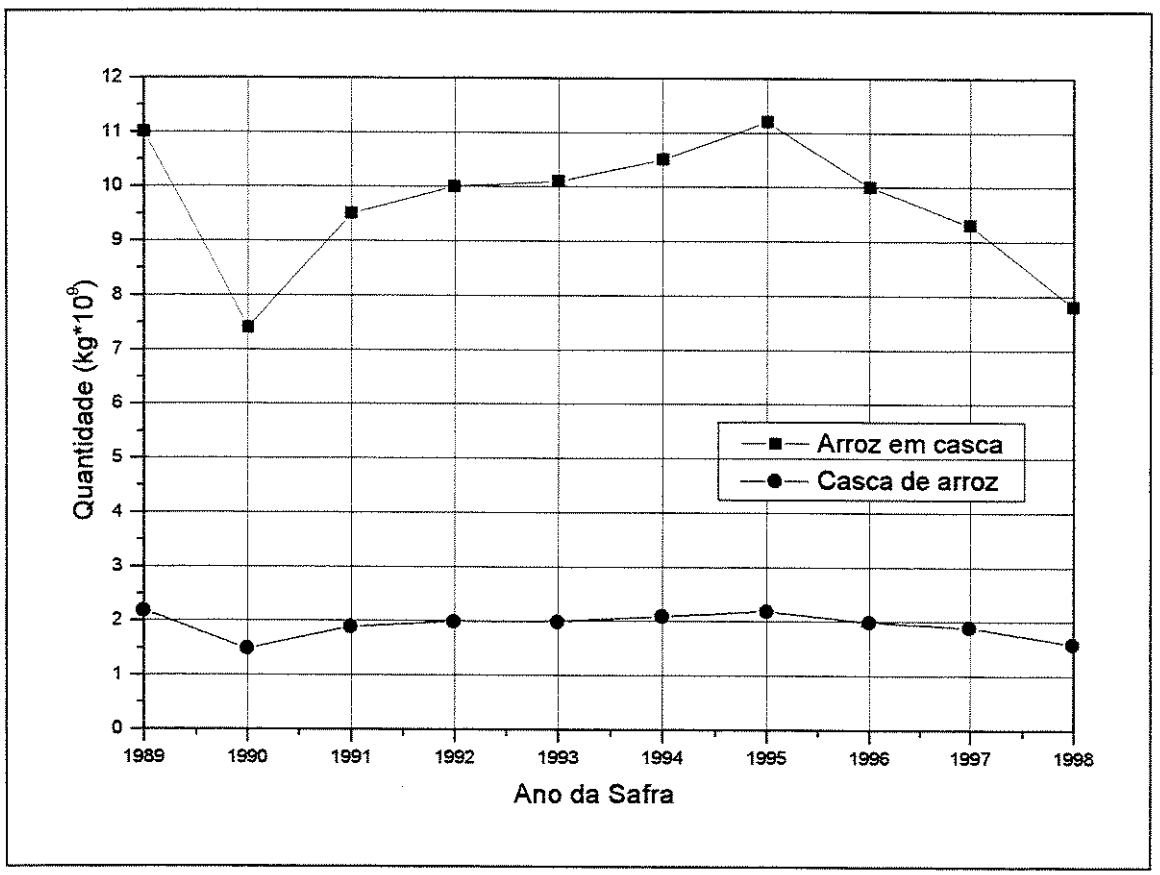


Figura 1.1. Produção de arroz no Brasil nos últimos anos. (IBGE, 1999)

O arroz é o segundo produto agrícola de maior produção no mundo depois do trigo, e sua casca representa 20% do seu peso, portanto, o potencial desse resíduo é significativo (Velupillai *et al.*, 1997).

UNICAMP
BIBLIOTECA CENTRAL
SEÇÃO CIRCULANTE

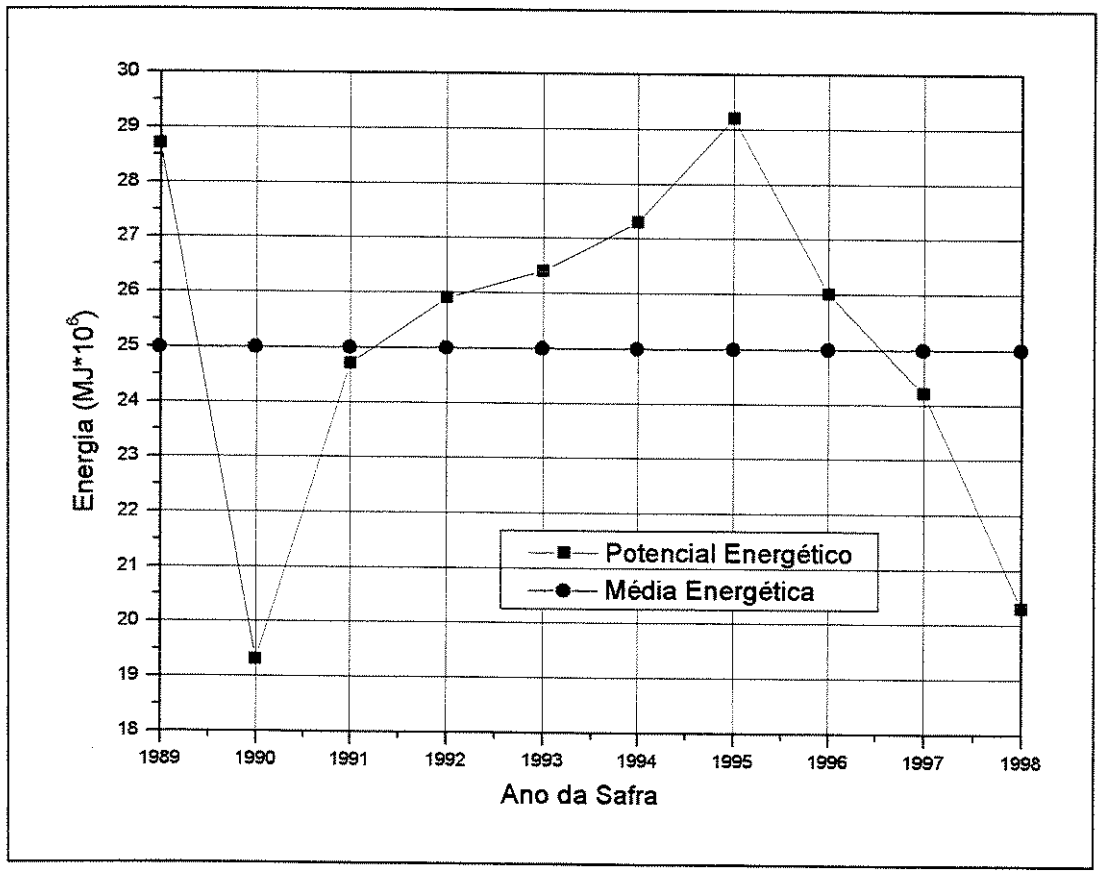


Figura 1.2. Energia disponível na casca de arroz nos últimos anos.

A oportunidade de produção de energia com casca de arroz no Brasil depende diretamente da quantidade de arroz plantado e da energia contida na casca. Na Figura 1.1 é mostrada a quantidade de casca de arroz produzida nos últimos anos no Brasil e na figura 1.2 seu potencial energético. É uma quantidade de energia considerável, que pode ser utilizada para contribuir na produção de energia elétrica, diminuindo a utilização de fontes não renováveis.

1.1. Objetivo

Neste trabalho fizeram-se experimentos com um gaseificador em leito fluidizado de casca de arroz, variando a altura de leito e o fator de ar, mantendo o tempo de residência do gás no leito constante, para se estudar o comportamento do reator com a variação da potência. Com isto, obter-se-á maiores conhecimentos sobre esta tecnologia para produzir energia sem aumentar a concentração do CO_2 na atmosfera.

Nos capítulos seguintes mostrar-se-á a bibliografia existente sobre o equipamento utilizado, o tipo de experimento feito e a análise dos resultados obtidos.

Capítulo 2

Revisão Bibliográfica

A gaseificação da casca de arroz tem sido estudada há mais de quinze anos. Vários autores têm escolhido entre dois tipos de gaseificadores, o leito fixo e o leito fluidizado. Pode-se dizer que a gaseificação em leito fixo é o processo que mais se estudou até agora por ser de simples operação, mais econômico, e consome menos energia. Neste trabalho será estudada a gaseificação em leito fluidizado por ter vantagens que serão explicadas ao longo do texto.

Sempre que se deseja utilizar uma biomassa como combustível em um processo térmico, como a conversão da biomassa em combustível gasoso, o primeiro passo a ser feito é a análise das características térmicas do combustível. Sabendo-se as características do combustível (por exemplo a composição elementar e a análise imediata) será mais fácil projetar e modelar corretamente os sistemas de conversão termoquímica (Mansaray e Ghaly, 1998).

Geralmente se fazem estudos preliminares em equipamentos que simulam as condições do processo térmico a ser estudado. A termogravimetria é um dos testes mais utilizados para fazer a análise do comportamento de compostos carbonosos sob a influência térmica. Este ensaio utiliza-se para quantificar a taxa de perda de massa da amostra durante a conversão termoquímica em função da temperatura e do tempo sob atmosferas de N_2, CO_2, O_2 ou misturas diversas (Mansaray e Ghaly, 1998).

Autores tem feito experimentos em reatores de leito fluidizado em escala de laboratório, escala intermediária ou escala piloto para calcular com maior certeza como se comporta a casca

de arroz. Em tais testes é que se pode aprender e re-projetar os sistemas térmicos para operarem com o melhor desempenho possível.

2.1 Gaseificação de Casca de Arroz em Leito Fluidizado

A gaseificação em leito fluidizado como o nome o define, é um processo que se implementa num tipo particular de reator onde ocorrem reações termo-químicas. Nesta seção se explicará o que é um reator de leito fluidizado e o processo de gaseificação.

2.1.1 Reações de gaseificação nos reatores de leito fluidizado

A gaseificação é definida como a conversão parcial da biomassa, ou de qualquer combustível sólido, em um gás energético, através da oxidação parcial a temperaturas elevadas (Sanchez, 1994). Na gaseificação o combustível passa por vários processos: pirólise (aquecimento do combustível e desprendimento de voláteis), oxidação de parte do combustível (ou combustão) e redução das reações da combustão. As seguintes reações são as principais na gaseificação:

Reações Heterogêneas (gás-sólidos)

Oxidação do carbono:

$C + \frac{1}{2} O_2 = CO$ (-110,6 kJ/mol) 2.1

$C + O_2 = CO_2$ (-393,8 kJ/mol) 2.2

Reação de Bouduard

$C + CO_2 = 2CO$ (172,6 kJ/mol) 2.3

Reação de gás d'água

$$C + H_2O = CO + H_2 \ (131 \text{ kJ/mol}) \qquad 2.4$$

Formação de Metano

$$C + 2H_2 = CH_4 \ (-74{,}93 \text{ kJ/mol}) \qquad 2.5$$

Reações Homogêneas (Fase gasosa)

$$CO + H_2O = CO_2 + H_2 \ (-41{,}2 \text{ kJ/mol}) \qquad 2.6$$

$$CH_4 + H_2O = CO + 3H_2 \ (201{,}9 \text{ kJ/mol}) \qquad 2.7$$

Como se vê, as reações 2.3, 2.4 e 2.7 são endotérmicas, ou seja precisam de energia para ocorrerem. Mas as reações 2.1, 2.2, 2.5, e 2.6 são exotérmica e geram energia. Estas reações ocorrem no reator de leito fluidizado enquanto a biomassa passa por diferentes etapas do processo que são: secagem, volatilização, combustão e redução.

2.1.2 O que é o leito fluidizado?

O reator em leito fluidizado é um reator com uma cavidade vertical onde material inerte (geralmente areia ou alumina) é fluidizado sobre uma placa distribuidora utilizando um gás de arraste (ar, vapor, O_2). Neste trabalho o gás utilizado é ar (Figura 2.1). O gás fornecido passa pela placa distribuidora gerando fricção nas particulas inertes. Na medida em que a velocidade do ar aumenta, as partículas vão se ajeitando até ficarem suspensas. A pressão, imediatamente depois da placa de orifício é igual ao peso das particulas inertes. Esta etapa de fluidização chama-se *fluidização incipiente*, já que o leito de material inerte comporta-se como um fluido. A velocidade superficial do ar nesta etapa é denominada *velocidade mínima de fluidização*. A

medida em que se aumenta a velocidade do gás, aumenta a turbulência no leito. As próximas fases são: de *leito borbulhante* e posteriormente, de *transporte pneumático*.

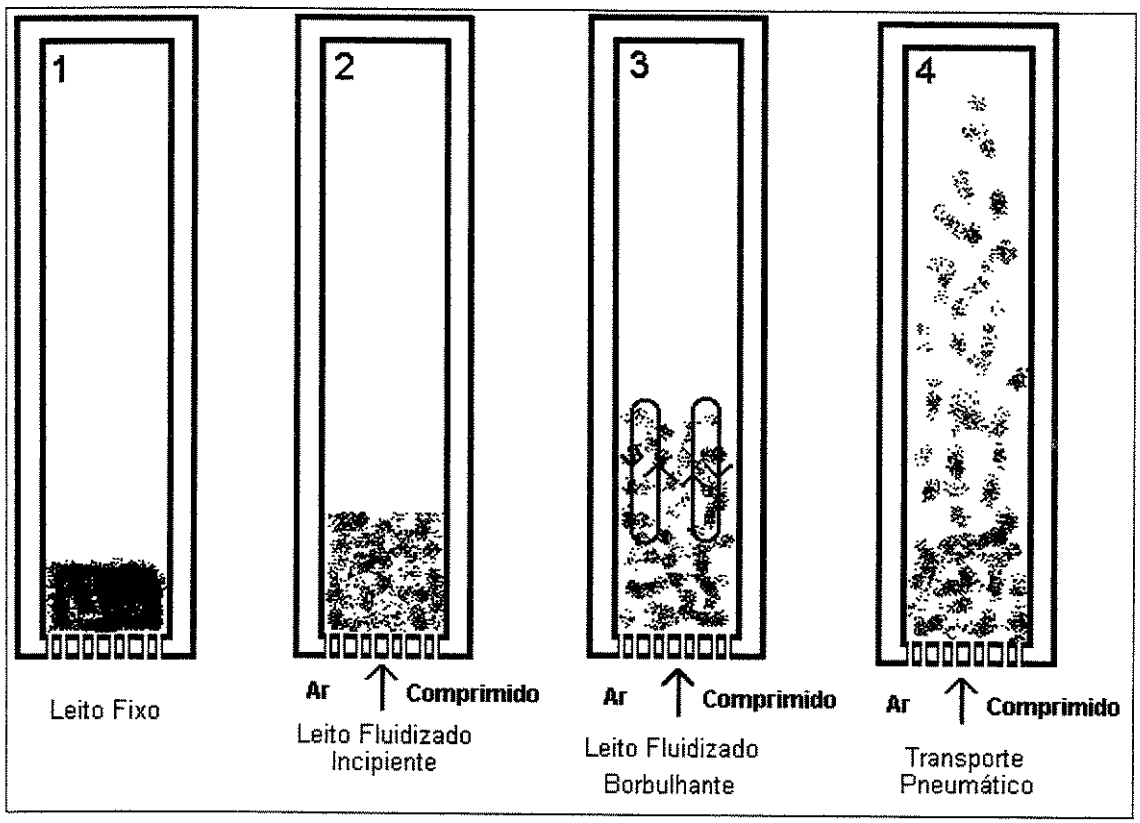


Figura 2.1. Fases de Fluidização.

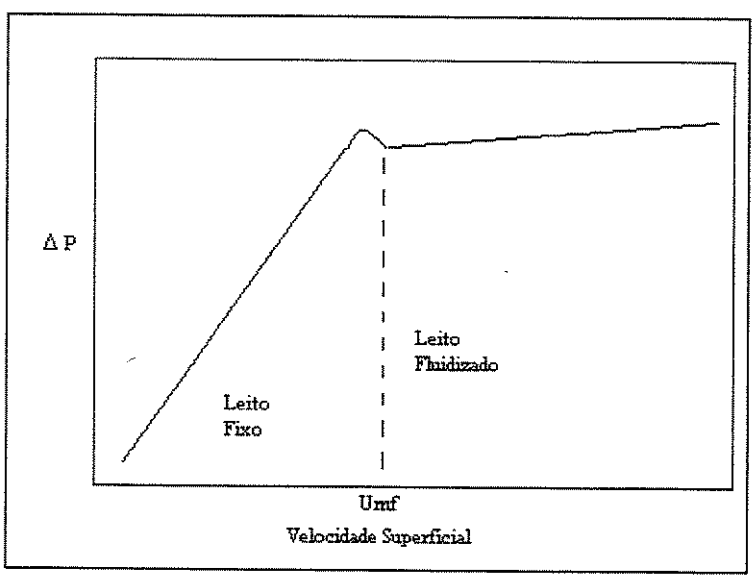


Figura 2.2. Pressão *versus* Velocidade de Fluidização.

A Figura 2.2 mostra o comportamento típico da pressão em um reator de leito fluidizado, no qual se apresenta a pressão na base do leito de inerte versus a velocidade superficial do fluido através do reator. Pode-se verificar que após uma dada velocidade superficial a pressão do leito, praticamente, torna-se constante. Isto se deve ao fato que a quantidade de material no leito é constante e por conseqüência a fricção que as partículas geram com o gás não incrementa, independentemente da velocidade do gas.

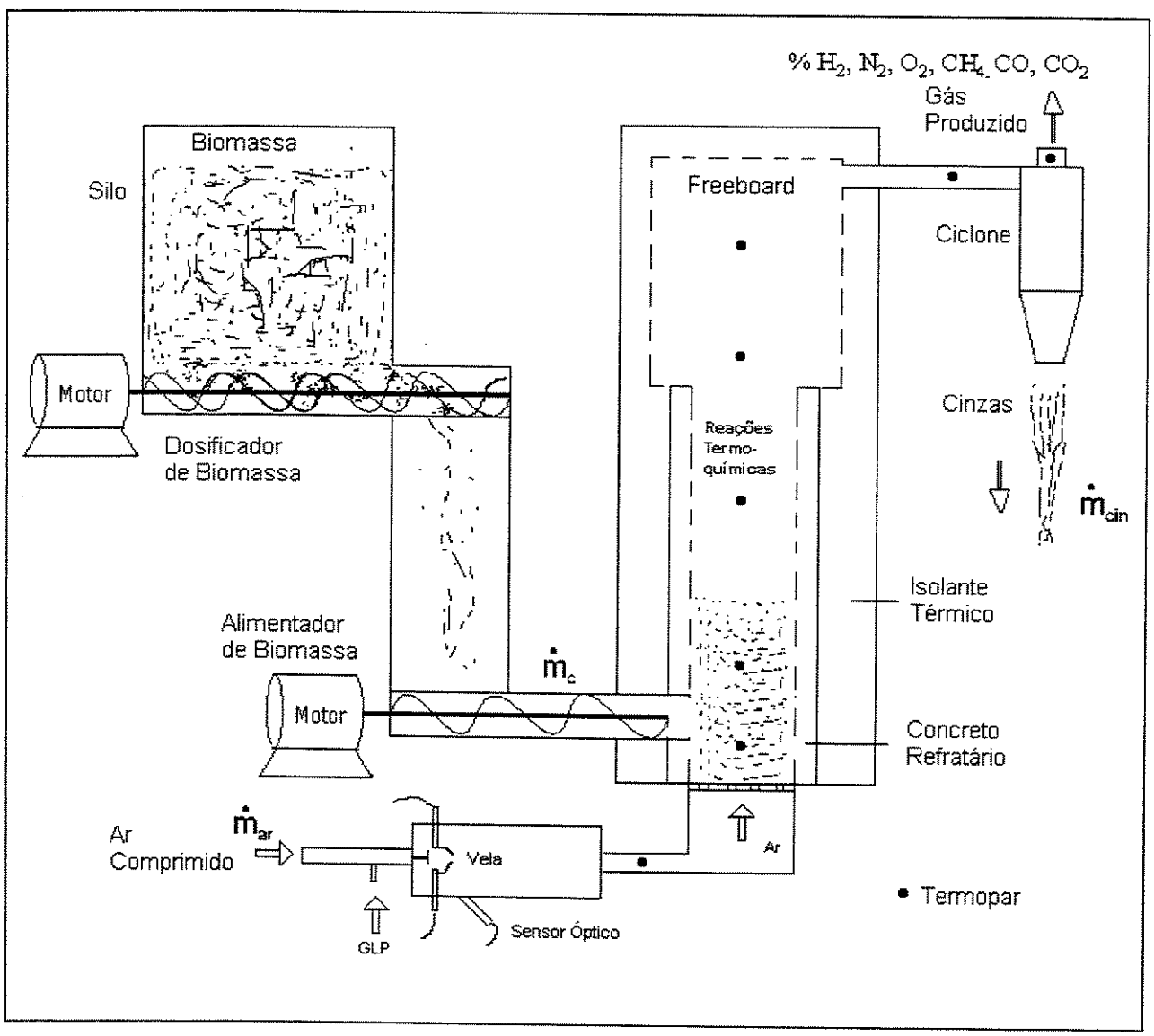


Figura 2.3. Reator de Leito Fluidizado

O reator em leito fluidizado tem uma circulação de material intensa o que gera uma boa mistura do inerte com o agente fluidizante (neste trabalho ar) e com qualquer outro material alimentado ao reator. Esta mistura excelente faz que a temperatura das partículas fluidizadas seja homogênea. Esta caraterística faz do reator em leito fluidizado um equipamento ótimo para processos diversos, entre os quais estão a pirólise, gaseificação, combustão, craqueamento catalítico, etc.

Na Figura 2.3 mostra-se um reator de leito fluidizado com as partes essenciais para sua operação. O reator é composto de um sistema de alimentação, um equipamento para fornecer o gás fluidizante, um sistema de pré-aquecimento, o reator onde as reações ocorrem, um sistema de limpeza (no mínimo um ciclone para separar partículas sólidas) para limpar o gás produzido, e um analisador de gases para se determinar a composição do gas.

As características de boa transferência de calor e massa no leito fluidizado permitem a conversão rápida em condições quase isotérmicas. Além disto, a ampla área superficial e o constante movimento por unidade de volume na qual as reações acontecem resulta em uma boa eficiência de conversão, maior produção de gás e temperaturas baixas e uniformes na operação.

Com as condições isotérmicas e a alta capacidade calorífica da areia, pode-se utilizar uma ampla faixa de combustíveis de baixo poder calorífico, com forma desigual e de umidade variada para serem convertidos nos produtos desejados.

A grande capacidade térmica que o material inerte armazena atua como reservatório térmico (inércia térmica). Isto permite desligar por curtos períodos de tempo e ligar o gaseificador novamente sem ter que utilizar o aquecedor externo, se o equipamento estiver bem isolado (Natarajan et al.,1998a).

Os processos de pirólise, gaseificação e combustão são controlados por parâmetros do reator: a taxa de alimentação, a temperatura e o fator de ar. Isto faz com que facilmente, no leito fluidizado, se possa conseguir a combustão ou gaseificação de combustíveis sólidos dependendo

da relação ar/combustível. Na combustão se fornece excesso de ar para provocar a oxidação completa do combustível sólido. Para a gaseificação, o caso é o contrário, se fornece ar em quantidades abaixo do ar estequiométrico para gaseificar o combustível sólido até um gás combustível (oxidação parcial).

A casca de arroz tem entre 16 e 23 % de cinza e esta por sua vez tem 95 % de sílica (que fornece a estrutura de suporte da casca) (Natarajan et al.,1998a). Usualmente, com a casca de arroz, se faz combustão em fornos de grelha (leito fixo ou queima em pilha), onde o ar entra por baixo da grelha. Como a casca de arroz distribui-se de forma desigual, algumas seções recebem muito ar, enquanto outras recebem pouco ar. Isto produz baixa eficiência no sistema térmico. A distribuição desigual de ar e as temperaturas altas nas seções onde existe excesso fazem com que a sílica na cinza se funda e forme uniões fortes, impedindo a reação de todo o carbono fixo (Natarajan et al.,1998a). Isto não deixa o carbono restante na cinza reagir baixando a eficiência de conversão de carbono do sistema.

Vantagens dos combustores e gaseificadores de leito fluidizado em relação aos de leito fixo (Natarajan et al.,1998a):

1. A turbulência na fluidização quebra o esqueleto rígido da cinza, e faz o carbono preso reagir.

2. A cinza pode ser removida por elutriação no fluxo de gás, e logo retirada com um separador de partículas.

3. A temperatura do leito pode se manter abaixo da temperatura de fusão da cinza.

2.2 Estudos de Gaseificação de Casca de Arroz

Nesta seção são apresentados alguns experimentos feitos sobre a gaseificação de casca de arroz. Primeiro, mostram-se os experimentos de gaseificação feitos com termogravimetria, e logo os experimentos feitos nos reatores de leito fluidizado.

2.2.1 Experimentos com Termogravimetria

Entre os autores que têm estudado gaseificação com casca de arroz, Mansaray e Ghaly (1997) estudaram um dos problemas que mais ocorrem quando se utiliza a casca de arroz como combustível: o problema da aglomeração das cinzas. A cinza começa a se aglomerar em uniões frágeis mais ou menos entre 950°C e 1000°C. Esses autores sugerem que a união da cinza pode diminuir caso se utilize um reator de leito fluidizado, já que este promove a fricção entre as partículas no leito de inertes e a boa mistura. Também aconselham operar o reator de leito fluidizado entre 700 e 800°C para não ter problema de aglomeração.

Ganesh et al. (1992) estudaram as possibilidades para produzir conversão completa do carbono da casca de arroz em gaseificação ou combustão e concluiram que é preciso levar os seguintes fatores em consideração:

1. Combustão em temperatura menor que 800°C, para evitar pontos quentes ou temperaturas altas localizadas.

2. O aquecimento lento com excesso de vazão de gases produz uma combustão completa inclusive abaixo de 800°C.

3. Com vapor como meio de gaseificação ocorre conversão completa inclusive a temperaturas maiores que 800°C.

Na gaseificação (pirólise e combustão parcial), para se obter conversão completa do carbono, precisa-se manter temperaturas baixas. O autor propõe adicionar vapor para converter o carbono restante na cinza.

Mansaray e Ghaly (1997) analisaram as propriedades físico-químicas da casca de arroz e chegaram aos resultados das Tabelas 2.1, 2.2, 2.3, e 2.4.

Tabela 2.1 Propriedades Físicas

Umidade	9,08%
Densidade aparente	92,00 Kg/m^3
Poder calorífico inferior	14,22 MJ/Kg

Mansaray e Ghaly (1997).

Tabela 2.2 Análise Imediata, base seca.

Material volátil	66,40%
Carbono fixo	10,20%
Cinza	23,40%

Mansaray e Ghaly (1997)

Tabela 2.3 Analise elementar, base seca.

C	37,60%
H	5,43%
O	33,20%
S	0,03%
N	0,38%
Cl	0.01%
Cinza	20%

Mansaray e Ghaly (1997)

Tabela 2.4 Óxidos minerais na cinza

SiO_2	96,00%
K_2O	2,10%
P_2O_5	0,59%
CaO	0,48%
MgO	0,44%
Na_2O	0,08%
Fe_2O_3	0,09%
Al_2O_3	0,05%
SO_3	0,10%
TiO_2	0,03%
ZnO	0,01%
Outros	0,03%

Mansaray e Ghaly (1997)

2.2.2 Estudos feitos em reatores de leito fluidizados

Um estudo para se entender a aderência de cinza de casca de arroz com o material inerte (quartzo e com pedra calcária) foi feito em um reator de aço inoxidável. Este experimento simula com bastante precisão o sistema real. Segundo Natarajan et al. (1998b) as temperaturas onde ocorre aglomeração inicial da cinza da casca de arroz com o material inerte, estão descritos na Tabela 2.5.

Tabela 2.5. Condições máximas de temperatura.

	Materia Inerte	
Condições	Quartzo	Pedra calcária
Casca de arroz em combustão	1009°C	>1020°C
Casca de arroz em gaseificação	>1020°C	>1020°C

A tabela indica que temperaturas entre 800°C e 900°C a casca de arroz pode-se oxidar ou reduzir sem ocorrer aglomeração no leito fluidizado. Estas temperaturas estão na faixa na qual os autores concordam como temperaturas de operação de reatores de leito fluidizado utilizados para gaseificar casca de arroz.

Segundo Velupillai et al. (1995), dentre instituições que pesquisam os sistemas de gaseificação de casca de arroz em leito fluidizado estão duas dos Estados Unidos, além de várias na Índia, Tailândia, e Filipinas. Também há instituições pesquisando esta área em países como a Suécia e o Brasil.

Nos Estados Unidos na Universidade de Missouri, na cidade de Rolla, Bing et al. (1985) fizeram estudos sobre o desempenho de um gaseificador em leito fluidizado de 15 cm de diâmetro interno utilizando casca de arroz moida. As conclusões que obtiveram foram que a máxima temperatura é de 982°C, o poder calorífico do gás obtido foi entre 4,4 e 7,5 MJ/m^3, utilizando uma relação de ar/combustível entre 0,75 e 0,87 m^3/kg. Também observaram que a temperatura limite para conversão de carbono é de 677°C.

Bing et al. (1987) utilizaram em experimentos de gaseificação casca de arroz inteira alimentada por cima do leito de inertes. Observaram que a casca alimentada por cima do leito é pirolisada pelo gás quente que sobe, logo depois a casca de arroz pirolisada que contem o carbono fixo, entra no leito de inertes para ser reduzida nas reações de gaseificação. No final, o carbono fixo que sobra no leito de inertes entra em combustão para manter o calor necessário para as reações ocorrerem. Flanigan et al. (1997) utilizaram o mesmo tipo de reator que Bing et al. (1987) e encontraram uma relação de ar/combustível ótima de $1m^3/kg$. Obtiveram um poder calorífico de gás de 5,2 MJ/m^3 a uma temperatura de 704°C, conversão de carbono de 90% de eficiência, e eficiência térmica a frio de 58%.

Flanigan et al. (1997) concluíram que entre as vantagens do leito fluidizado para gaseificação é que tem boa circulação, o conteúdo de cinza e umidade na casca de arroz não dão maiores problemas, a cinza é separada facilmente sem aglomeração, o material inerte provê uma grande massa térmica que amortece as perturbações de temperatura, e o material inerte do leito fluidizado permite o uso de tamanho de partícula variada.

Natarajan et al. (1998a) fizeram um estudo bibliográfico das diferentes pesquisas que estão em andamento sobre a gaseificação de casca de arroz em leito fluidizado. Concluiram que há tecnologia para fazer gaseificadores de leito fluidizado utilizando casca de arroz que possam produzir um gás com poder calorífico entre 4 e 6 MJ/Nm^3 e potência 2,8 até 4,6 MW_{term}/m^2. Mas descobriram que os dados das pesquisas não concordam totalmente, quando comparadas umas com outras.

Num reator de 200 mm de diâmetro interno, Sanchez (1994) obteve eficiências de até 65%, trabalhando a temperaturas entre 750 e 800°C. O pesquisador adverte para não deixar a temperatura do freeboard chegar acima de 850°C, por que nesta temperatura poderia ocorrer fusão das cinzas e colapso do leito.

Das plantas piloto das quais se tem dados, há estudos num reator de 400mm de diâmetro e 3,7 m de altura com dosificação do combustível utilizando um sistema de alimentação de três roscas. Esta pesquisa foi feita na Indonésia por Hartiniati et al. (1989). Trabalharam com taxas de alimentação entre 75 e 105 kg/hr e chegaram a produzir um gás com poder calorífico de entre 4,1 e 6,3 MJ/Nm^3, obtendo eficiências térmicas a frio entre 63-67%. . O leito de inerte foi aquecido com um queimador de GLP e a temperatura máxima de operação foi de 900°C.

A Tabela 2.6 apresenta os melhores resultados obtidos nos gaseificadores de vários pesquisadores.

Tabela 2.6. Estudos feitos em gaseificação com casca de arroz.

	Sanchez (1994)	Panaka (1994)	Hartinati et al. (1989)	Flanigan et al. (1987)	Bingyan Et al. (1985)	Maniatis (1990)
Ef Term (frio)	42	60~75	63~68	58	Até 70%	40
Pci (MJ/Nm3)	3,3*	5,4	4,1~6,3	5,2	4,5~7,5	5~6
Diam int. (mm)	200		400	150	150	

* Valor máximo médio obtido pelo autor.

2.2.3 Comportamento da casca de arroz no leito fluidizado

A qualidade da fluidização pode ser controlada variando a velocidade superficial do gás fluidizante escolhido para a gaseificação. Esta velocidade depende da densidade e do tamanho das partículas. A fluidização da casca de arroz é boa se misturada com outro material inerte. Em uma mistura de carbono fixo, cinza e casca de arroz a fluidização não é muito boa a velocidades baixas, mas pode ser melhorada com fluidização borbulhante. Com areia como material inerte pode-se conseguir condições boas de fluidização em misturas de carbono fixo, cinza e casca de arroz em velocidades entre 0,6 e 1,0 m/s. (Natarajan et al.,1998a). Segundo Hao Liu et al. (1995), a velocidade mínima da casca de arroz para fluidizar é de 0,5 m/s.

2.2.4 Alimentação de casca de arroz

As características da casca de arroz para fluir por um recinto não são favoráveis, além disso, sua densidade aparente é baixa e tende a se entrelaçar e atrapalhar o sistema de alimentação. É recomendado que a casca de arroz seja alimentada mecanicamente (rosca sem fim) ou pneumaticamente.

Pode-se fazer alimentação contracorrente de casca de arroz inteira (sem ser triturada), ou seja, pela parte de cima do gaseificador (no freeboard), conforme mostrado na Figura 2.4. Desta forma, a pirólise vai ocorrer no freeboard e na parte superior da areia quente, entretanto o carbono fixo restante no leito onde será moido pelo atrito com a areia do leito (Natarajan et al. 1998a). O carbono fixo é oxidado completamente no leito para fornecer a energia necessária para a gaseificação.

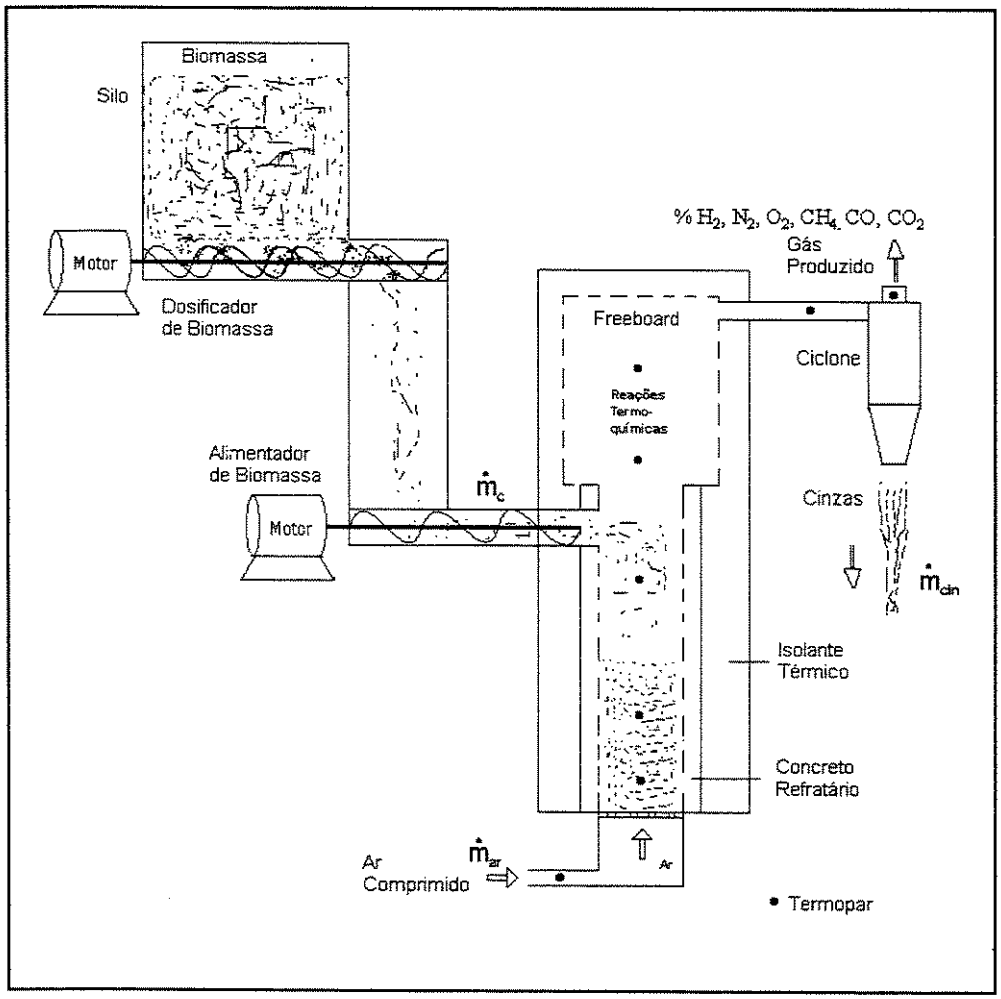


Figura 2.4. Alimentação Acima do Leito.

Casca de arroz moída pode ser alimentada sob o leito de areia ou concorrente. Desta forma saem voláteis instantaneamente, expandindo o leito de areia. Isto pode levar a que o carbono fixo que permanece após da pirólise seja elutriado. Tenha-se claro que a casca de arroz contém 60% de material volátil (Natarajan et al. 1998a).

Segundo Natarajan et al. (1998a), a casca de arroz inteira pode ser alimentada ao leito diretamente, como ela é mais pesada e grande em tamanho (comparado-a com a casca moida), não será elutriada do leito até que esta seja reduzida para um tamanho menor.

Algo que deve se ter em consideração, muito importante, é a finalidade do gás produzido. Se vai ser utilizado para aplicações térmicas pode-se alimentar por cima do leito ou diretamente no leito. Se for ser utilizado para potência de eixo (motores de combustão interna), é melhor adotar a alimentação diretamente no leito ou sob o leito de areia. Desta forma, se mantém o material mais tempo no leito e promove-se o craqueamento do alcatrão que não é desejado em motores de combustão interna por questões de manutenção.

2.2.5 Variáveis Importantes da Gaseificação em leito fluidizado

As seguintes são variaveis apresentadas por Natarajan et al. (1998a) para gaseificação de casca de arroz em leito fluidizado:

a) Fator de ar

O fator de ar é a relação de ar/combustível real sobre a relação ar/combustível estequiométrico, ou seja:

A relação de ar/combustível estequiométrico é aproximadamente 4,7 kg ar por 1 kg de combustível (Natarajan et al., 1998a).

Na gaseificação, parte do combustível é queimada para produzir a energia e manter as reações endotérmicas da gaseificação. O fator de ar define a quantidade de combustível queimado (combustão completa) e a quantidade gaseificada (oxidação parcial e/ou redução). Este afeta a qualidade do gás produzido e a temperatura do leito.

O limite inferior do fator de ar é determinado pela quantidade mínima de ar necessário para a queima de parte do combustível, de forma a produzir o calor suficiente para manter as reações endotérmicas, atingindo assim a eficiência desejada de conversão do carbono (a mais alta possível) e mantendo a temperatura do reator. Como a casca de arroz tem muita cinza, é preciso uma fração relativamente alta de combustível para ser queimado e manter as reações endotérmicas. Por esta razão pode-se dizer que a casca de arroz necessita de um fator de ar alto.

O limite superior do fator de ar se determina pela combinação de considerações como a temperatura do reator, a qualidade de fluidização, o poder calorífico do gás e a quantidade de alcatrão no gás produzido. A medida que o fator de ar aumenta, a temperatura do reator também aumenta - já que uma maior quantidade de combustível é queimado - mas é limitada pela temperatura de fusão da cinza. O fator de ar também é limitado pela quantidade de material inerte e de carbono fixo elutriado.

Outro fato importante é que ao aumentar-se o fator de ar a produção de gás aumenta, mas o poder calorífico se deteriora após certo limite. Isto devido ao fato que, proporcionalmente, mais quantidade de casca de arroz é queimado e não gaseificado, além de que o conteúdo de nitrogênio aumenta.

O conteúdo de alcatrão diminui com temperaturas superiores a 750°C (Natarajan et al., 1998a). A quantidade de alcatrão é uma variável para levar em consideração, dependendo do uso final do gás. Como se explicou anteriormente, o nivel aceitável de alcatrão no gás depende se o gás é produzido para potência térmica ou de eixo. Também se o conteúdo de umidade do combustível é alto precisa-se um fator de ar mais alto para elevar a temperatura e evaporar a umidade.

Na prática a vazão de ar é aumentada para elevar a temperatura, em conseqüência mais nitrogênio é adicionado, aumentando-se a taxa de gaseificação, mas reduzindo a qualidade do gás produzido (poder calorífico diminui). Os valores máximos de eficiência na gaseificação são encontrados entre 0,2 e 0,55 de fator de ar (Natarajan et al.,1998a).

b) Limites de temperatura

O limite inferior de temperatura é dado pela condição de conversão total de carbono. Depende da composição elementar da casca de arroz e do fator de ar. Para o fator de ar de 0,2, ele é aproximadamente 700°C. Se a temperatura do reator for inferior a esta temperatura, parte do carbono não queimará e acumulará no reator, resultando em eficiências baixas.

A temperatura máxima é dada pela temperatura de fusão da cinza, aproximadamente 1000°C, e depende muito da composição da cinza e das reações na atmosfera do reator (oxidação e redução). Acima desta temperatura os óxidos de silício e de potássio na cinza se fundem, formando uma barreira que evita as reações com o carbono fixo ainda na estrutura da casca de arroz, além de atrapalhar a fluidização.

c) Produção de gás e taxa de gaseificação

A produção de gas e a temperatura aumentam com o aumento no FA. Quando a temperatura aumentar de 750°C até 900°C (aumentando o FA), a produção de gás aumentará de 1,85 Nm^3/kg até 2,5 Nm^3/kg de combustível e a taxa de gaseificação irá de 2,8 até 4,6 MW_{th}/m^2. Em função do volume do leito expandido pode-se ter uma taxa de gaseificação de 2,1 MW_{th}/m^3 (Natarajan et al.,1998a).

d) Composição do gás e poder calorífico

As concentrações de CO, H_2 e CH_4 determinam o poder calorífico do gás produzido, já que CO_2 e N_2 são gases inertes e as concentrações de outros gases combustíveis são muito baixas. As concentrações de H_2 e CO aumentam e as concentrações de CO_2, N_2 e CH_4 diminuem com o incremento da temperatura para um dado fator de ar. O poder calorífico do gás pode ser de 4,5 até 8 MJ/Nm^3 (Natarajan et al.,1998a). Mas o poder calorífico diminui com o aumento da temperatura do leito. Temperaturas altas requerem um fator de ar maior e conseqüentemente maior diluição do gás produzido.

e) Eficiência do gaseificador

Pode-se conseguir eficiência a frio de 60% (Natarajan et al.,1998a) em gaseificadores de leito fluidizado, mas em um gaseificador em leito fixo (contracorrente) se conseguem apenas eficiências de até 50%, uma diferença de 10% sobre o leito fluidizado. A eficiência da conversão de carbono é de 90% em leito fluidizado. A eficiência da conversão de carbono é igual à quantidade de carbono que reagiu por quantidade de carbono na biomassa.

UNICAMP
BIBLIOTECA CENTRAL
SEÇÃO CIRCULANTE

f) Emissões de alcatrão

O alcatrão é uma mistura de hidrocarbonetos de peso molecular alto. É indesejável quando o gás será utilizado para gerar potência de eixo como em motores de combustão interna. A concentração máxima de alcatrão aceitável nos motores de combustão interna é de 10 mg/Nm^3, uma quantidade muito pequena em comparação às concentrações de alcatrão nos gases produzidos por gaseificação de casca de arroz em leito fluidizado. Se o alcatrão tiver concentrações maiores que 10 mg/Nm^3 a manutenção e a vida útil do motor serão afetadas.

Quando o gás é utilizado em potência térmica o alcatrão não gera problema, já que queima bem com chama sem fumaça e produz calor.

O conteúdo de alcatrão depende muito da temperatura do reator: pode-se diminuir de 6000mg/Nm^3 a 750°C até 800 mg/Nm^3 a 940°C, mas ainda é uma concentração alta. Uma das soluções é utilizar um leito mais profundo e/ou produzir craqueamento catalítico para diminuir as concentrações (Natarajan et al.,1998a).

Panaka (1994) considera que a taxa de alimentação e a temperatura do leito são as variáveis mais importantes para se operar o gaseificador na maneira ótima. Em um gaseificador fabricado por Olympic Associates Co., USA, Panaka (1994) obteve PC de gás de 5,4 MJ/Nm^3.

Capítulo 3

Materiais e Métodos

3.1 Caracterização Físico-Química do Combustível

3.1.1 Composição da casca de arroz

Mansaray e Ghaly (1997) analisaram a casca de arroz e determinaram as características físicas da casca de arroz (Tabelas 2.1, 2.2, 2.3, e 2.4):

Estes valores podem variar dependendo do tipo de arroz que foi processado e o método que utilizou-se para beneficiá-lo. Entre os tipos de arroz se podem citar alguns como Lemont, ROK 14, CP 4 e Pa Potho e entre os tipos de moendas existem com rolos de borracha, discos de aço pequeno e do tipo large disc-sheller (Mansaray e Ghaly, 1998).

3.1.2 Caraterização da Biomassa

Quando se utiliza algum material como combustível para processos térmicos devem-se caraterizar as propriedades fisico-químicas que possam fornecer informações sobre o comportamento de material. Embora, as propriedades da casca de arroz de vários tipos já estejam publicadas por vários autores, achou-se necessário fazer a caracterização da biomassa utilizada

para estes experimentos a fim de comparar com os trabalhos da literatura. Neste caso se caracterizou a casca de arroz, analisando-se as propriedades mais importantes para a gaseificação.

Para se determinar as propriedades físico-qúimiocas da casca foram feitos experimentos de análise imediata, análise elementar (C-H-N) e bomba calorimétrica. Os métodos para calcular estas propriedades se apresentam a continuação, os resutlados são apresentados no Capítulo seguinte.

A análise imediata fornece as frações em peso de umidade, voláteis, cinzas e carbono fixo (Sanchez, 1994). Este analise pode dar noção prévia do comportamento da biomassa ao ingressar o reator de leito fluidizado. Foram utilizadas as normas ASTM (com as modificações propostas por Sanchez, 1994) para análise imediata de carvão e coque (D-3172 até D-3175) aplicadas a biomassa.

Para a análise elementar C-H-N as amostras da biomassa foram moídas para ficarem totalmente pulverizada, e logo secadas na estufa marca QUIMIS modelo Q.314.242. Este experimento fornece as concentrações exatas de carbono, hidrogênio e nitrogênio na biomassa, e a partir dessas concetrações, pode-se calcular a relação ar/combustível necessário para realizar uma combustão estequiométrica.

A bomba calorimétrica foi utilizada para obter experimetalmente o poder calorífico da biomassa, e através deste, pode-se calcular a quantidade de energia que ingressa no gaseificador. A norma utilizada foi a da ASTM (D-2015).

3.1.3 Velocidade de mínima fluidização do material inerte

Segundo Kunni e Levenspiel (1991), no estado de mínima fluidização, a perda de carga do gás através do leito é praticamente igual ao peso aparente das partículas, ou seja:

$$\frac{\Delta P}{L_{mf}} = g(1-\varepsilon_{mf}).(\rho_p - \rho_g) \qquad (3.1)$$

Um dos métodos encontrados na literatura para o cálculo de U_{mf} envolve a combinação entre a equação de Ergun (1952), citado por Kunii e Levenspiel (1991), e a Equação (3.1), resultando em:

$$\frac{1,75}{\varepsilon_{mf}^2}\mathrm{Re}_{mf}^2+\frac{150.(1-\varepsilon_{mf})}{\varepsilon_{mf}^2.\phi_p^2}\mathrm{Re}_{mf}=Ar \qquad (3.2)$$

onde,

$$\mathrm{Re}_{mf}=\frac{d_p U_{mf}\rho_p}{\mu_g} \qquad (3.3)$$

e

$$Ar=\rho_g\cdot d_p^{\,3}\cdot(\rho_p-\rho_g)\cdot\frac{g}{\mu_g^{\,2}} \qquad (3.4)$$

Através do método proposto por Wen e Yu (1966), citado por Kunii e Levenspiel (1991), a Equação (3.1) é simplificada introduzindo duas constantes (c_1 = 33,7 e c_2 = 0,0408) obtendo-se:

$$\mathrm{Re}_{mf}=[c_1^2-c_2 Ar]^{0,5}-c_1 \qquad (3.5)$$

De onde U_{mf} pode ser obtida com desvio padrão de ± 34%, segundo os autores.

A velocidade de mínima fluidização teórica da alumina foi obtida através da Equação (3.5). Segundo a equação a velocidade de mínima fluidização é de 0.082 m/s a 700°C de temperatura e 0.169 m/s para 38°C.

Para a determinação experimental da velocidade de mínima fluidização, utilizou-se um conjunto composto por cilindro de vidro com 66 mm de diâmetro interno e 760 mm de altura (Figura 3.1); placa distribuidora tipo perfurada com diâmetros dos orifícios de 1mm; plenum de aço inoxidável; sonda para a determinação da pressão acima da placa distribuidora e compressor.

O compressor utilizado foi do tipo radial Elan CRE01, de 0,5 cv, 1 m^3/ min, 1000 mmca. A determinação da velocidade superficial do gás foi realizada através da medida da queda de pressão em placa de orifício. As tomadas de pressão foram feitas utilizando-se manômetros de água do tipo tubo em U.

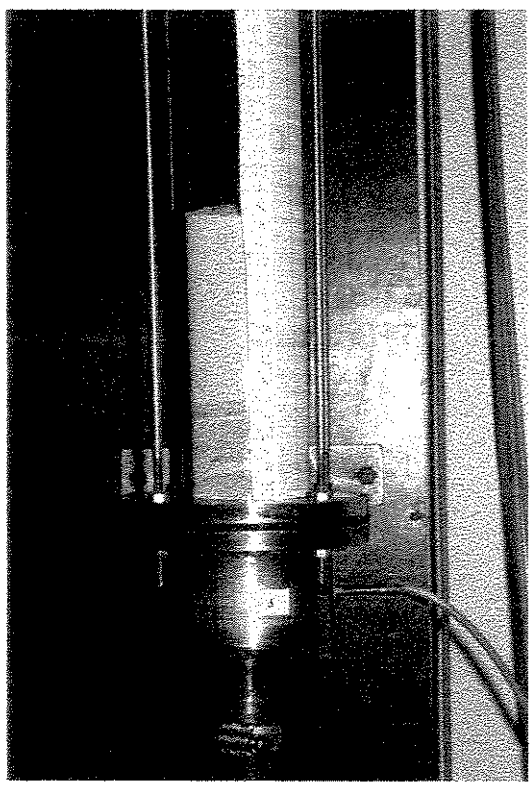


Figura 3.1. Equipamento para determinação da velocidade mínima de fluidização

3.2 Descrição do Equipamento

3.2.1 Reator

O reator utilizados para os experimento foi construído no Departamento de Engenharia Térmica e de Fluidos. Possui um diâmetro interno de 200mm na região do leito e 320mm na região do freeboard. Está revestido externamente com uma camada de isolante térmico (KAWOOL) de 120 mm.

Na Figura 3.2 pode-se ver um esquema do gaseificador em leito fluidizado.

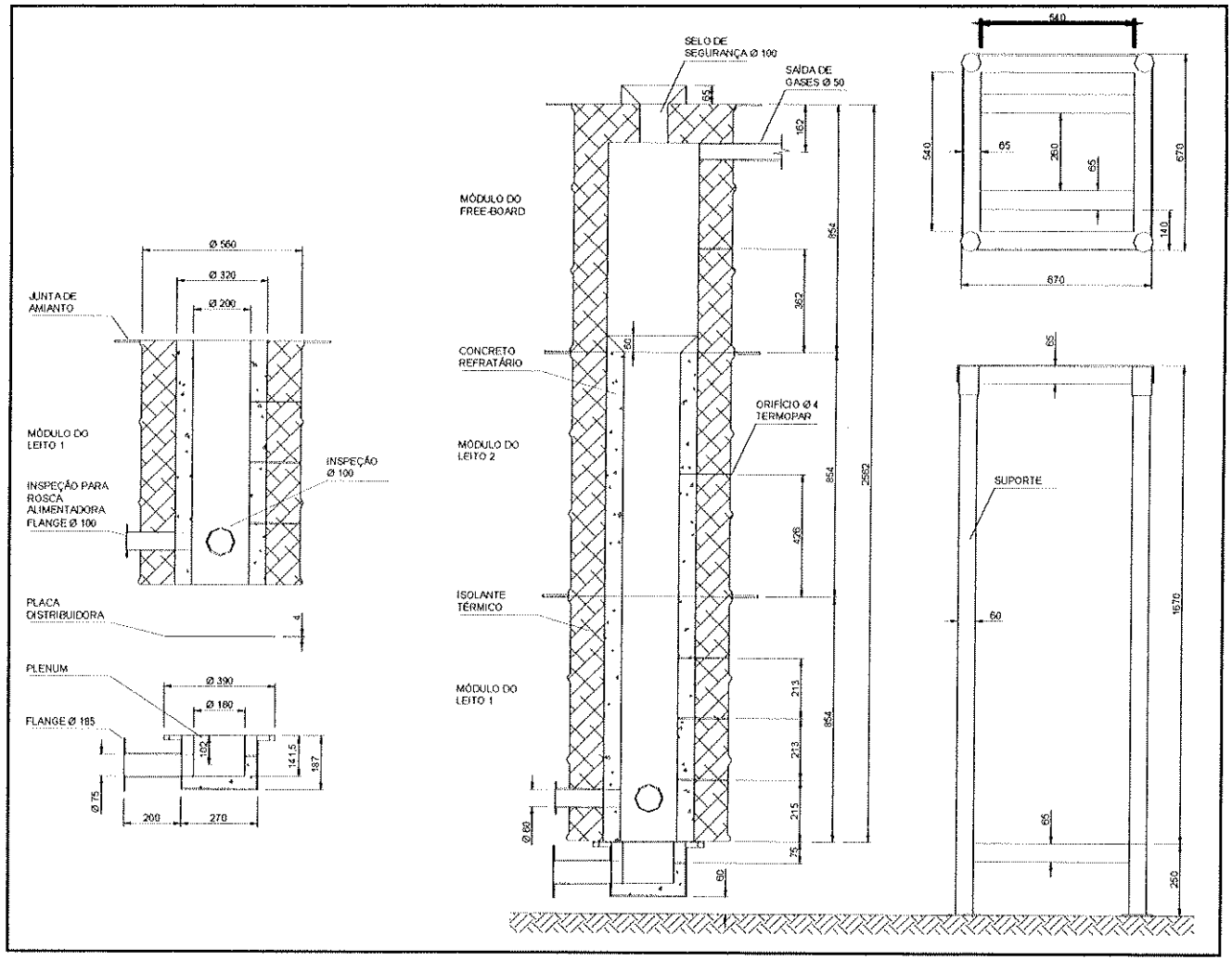


Figura 3.2 Esquema do reator

3.2.2 Sistema de alimentação.

O sistema de alimentação para gaseificação tem que ser muito confiável de forma a assegurar o melhor controle da vazão da biomassa. A vazão de biomassa, junto com a vazão de ar são os parâmetros mais importantes do processo. Na Figura 3.3 mostra-se o sistema de alimentação e a calibração utilizada nos experimentos (Figura 3.4).

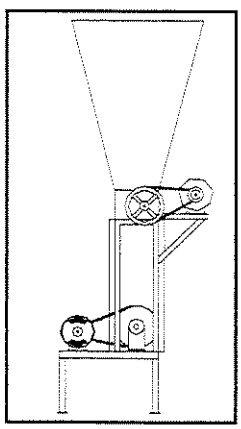


Figura 3.3. Sistema de alimentação

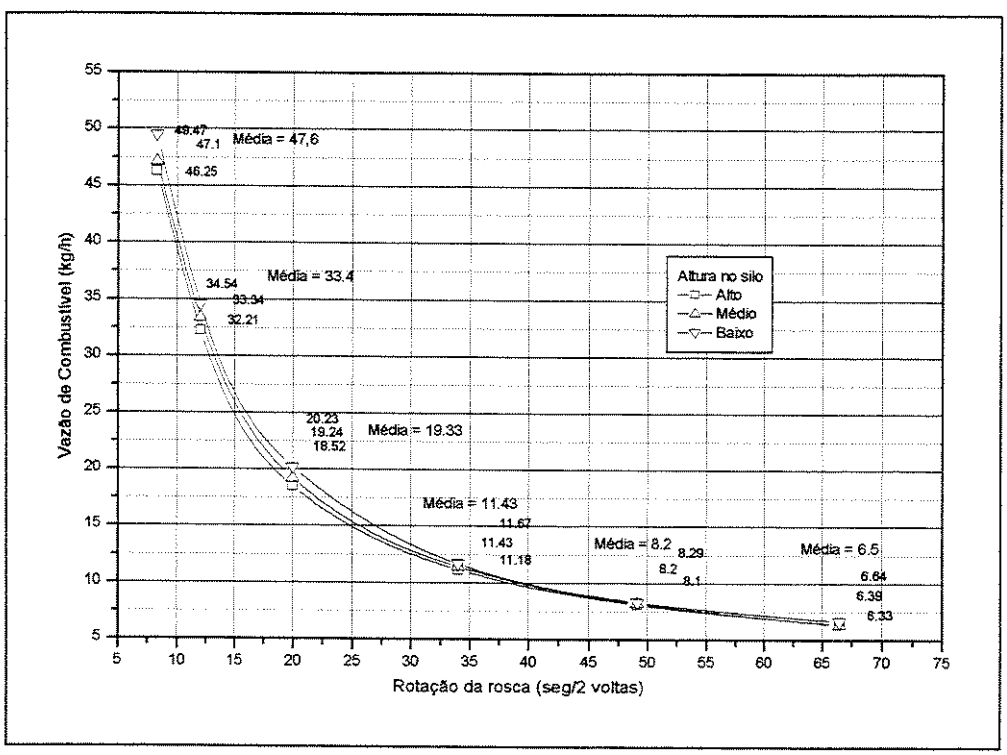


Figura 3.4 Curva de calibração do alimentador de casca de arroz

3.3 Ensaios Realizados

Os experimentos foram realizados através da variação da altura de leito junto com a velocidade de fluidização e do fator de ar. Para gaseificar a diferentes Fatores de Ar (FA), alterou-se a taxa de alimentação de combustível. Decidiu-se utilizar dois fatores de ar na faixa dentro da qual os autores pesquisados obtiveram maiores eficiências (FA 0,4 e 0,5), e três alturas de leito expandido teórico (50, 80 e 120 m) calculadas pela equação de Chatterjee (Equação 3.6). A tabela 3.3 mostra os ensaios realizados.

Utilizou-se inicialmente uma velocidade de fluidização padrão 0,75 m/s (Sanchez, 1994) na menor altura de leito, nas duas maiores alturas se utilizaram maiores velocidades de fluidização para manter o tempo de residência constante (0,7 segundos).

$$h = h_{mf} \cdot \left[1 + \frac{(10{,}978).(U - U_{mf})^{0{,}738} . \rho_p^{\,0{,}376} . d_p^{\,1{,}006}}{U_{mf}^{\,0{,}937} . \rho_g^{\,0{,}126}} \right] \qquad (3.6)$$

Onde:

h : altura de leito fluidizado expandido, m;

h_{mf} : alura de leito na fluidizção incipiente, m;

U : velocidade superficial do gás, m/s;

U_{mf} : velocidade superficial de mínima fluidização, m/s;

ρ_p , ρ_g : densidade das partículas sólidas e do gás fluidizante, kg/m^3.

d_p : diâmetro da partícula sólida, m.

Tabela 3.1 Experimentos.

		Altura de Leito Fluidizado (m)		
		0,5	0,8	1,2
Fator de Ar	0,4			
	0,5			

3.3.1 Procedimento Experimental

Nesta seção é descrito o procedimento para a realização de cada ensaio experimental.

Com o silo cheio de casca de arroz e o reator com alumina dava-se partida ao pré-aquecedor (para isso, era preciso controlar as vazões de ar e GLP a fim de gerar combustão completa e obter a maior potência possível, para aquecer o reator no menor tempo) e, com isso, iniciava-se o aquecimento do conjunto.

Os gases de combustão passavam pelo leito de alumina aquecendo tanto o interior do reator como a alumina. A temperatura do leito de alumina atingia até 400 °C. Após atingir essa temperatura, alimentava-se o reator com casca de arroz e desliga-se o GLP (a biomassa sofre auto-ignição na temperatura de 450 °C). A partir daí, o aquecimento era feito pela combustão completa da casca de arroz, mantendo a relação estequiométrica de 3,31 Nm^3 de ar por kg combustível. Para obter a relação estequimétrica se utilizou a Equação 3.7 apresentada por Sánchez (1994). Ao atingir 700°C, iniciava-se o processo de gaseificação aumentando a taxa de alimentação de casca segundo o Fator de Ar do experimento. A temperatura de gaseificação da casca de arroz recomendada pelos autores é entre 700 e 850° C.

A densidade aparente da casca de arroz é muito baixa em relação às outras biomassas, por isso o silo (com capacidade de 13 kg de casca de arroz) teve de ser ser recarregado inúmeras vezes durante o aquecimento do reator. Para carrega-lo, interrompia-se o fornecimento de ar para que a fumaça gerada na queima da casca dentro do reator não saisse pelo silo até o laboratório.

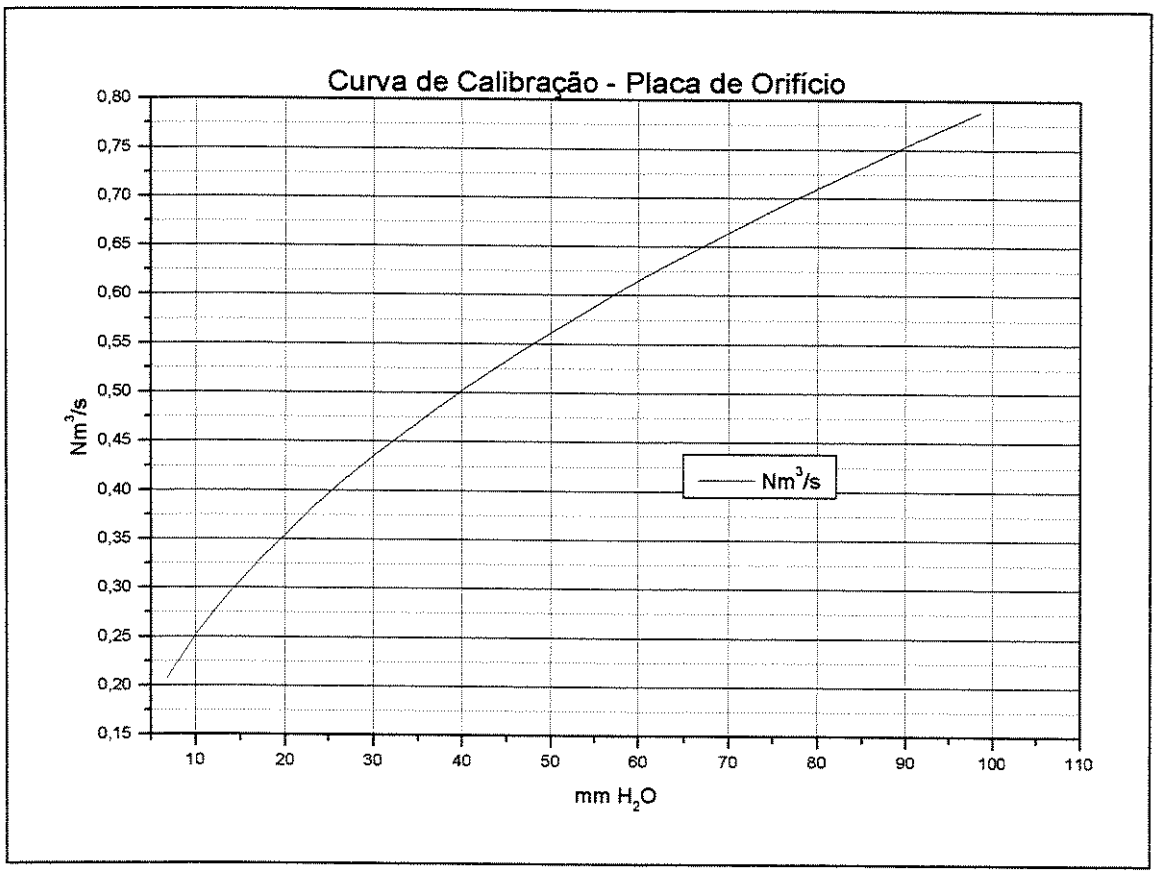


Figura 3.5. Curva de Calibração da Placa de Orifício.

3.3.2 Controle da vazão de Ar

A medição da vazão de ar fornecida pelo compressor foi realizada através da queda de pressão em placa de orifício. A tomada de pressão foi feita utilizando-se um manômetro em U. A Figura 3.5 mostra a relação entre a diferença de pressão no manômetro e a vazão de ar em Nm^3/min.

3.3.3 Controle da vazão de Gás de aquecimento

A vazão de GLP era medida com um rotâmetro que trabalha na faixa de 0 até 5 NL/min. No "start-up" do pré-aquecedor necessitava-se pouca vazão de GLP, aproximadamente 2 NL/min, quando o pré-aquecedor era ligado aumentava-se simultaneamente a vazão de ar e o do GLP,

sempre mantendo uma mistura perto da relação estequiométrica, até atingir 5 NL/min no rotâmetro. Mantinha-se nesse ponto para aquecer o reator e o material inerte.

3.3.4 Taxa de Alimentação

Como mencionado anteriormente, a relação ar combustível é uma das variáveis mais importantes na otimização da gaseificação. No caso de gaseificadores em leito fluidizado, há duas entradas físicas: o ar de fluidização e o combustível sólido. O volume de ar para a fluidização é mantido constante nos experimentos, embora a velocidade superficial possa variar um pouco com a variação na temperatura do leito. Neste caso, resta a vazão de combustível no reator como a variável para controlar a relação ar combustível e a gaseificação.

Esta variável é modificada através de um sistema de alimentação, como mostra a Figura 3.6.

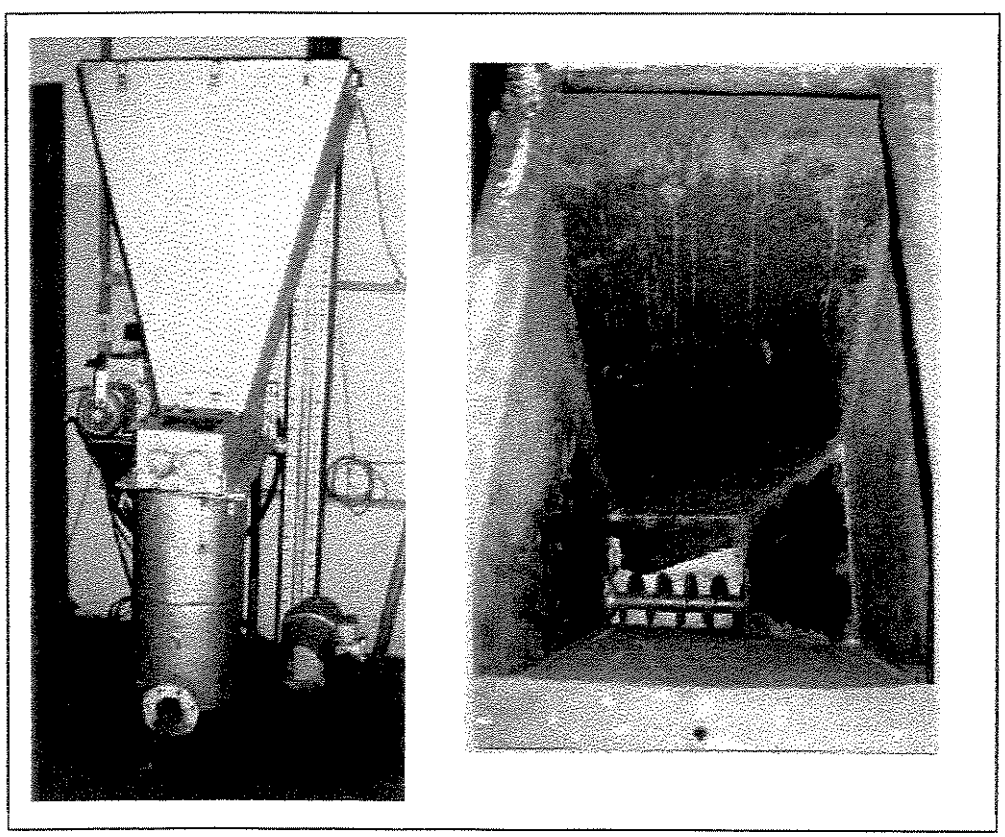


Figura 3.6. Sistema de Alimentação de Casca de Arroz.

3.3.5 Gaseificação

Quando o leito de alumina superava 700° C, recarregava-se o silo para poder passar para a etapa de gaseificação e manter o reator o máximo de tempo nesta etapa. Para recarrega-lo realizava-se o mesmo procedimento utilizado no aquecimento. Ao ser iniciado novamente o fornecimento de ar, a temperatura do reator reduzia. Continuava-se em regime de combustão por uns minutos até atingir 700°C, depois aumentava-se a taxa predeterminada para a gaseificação.

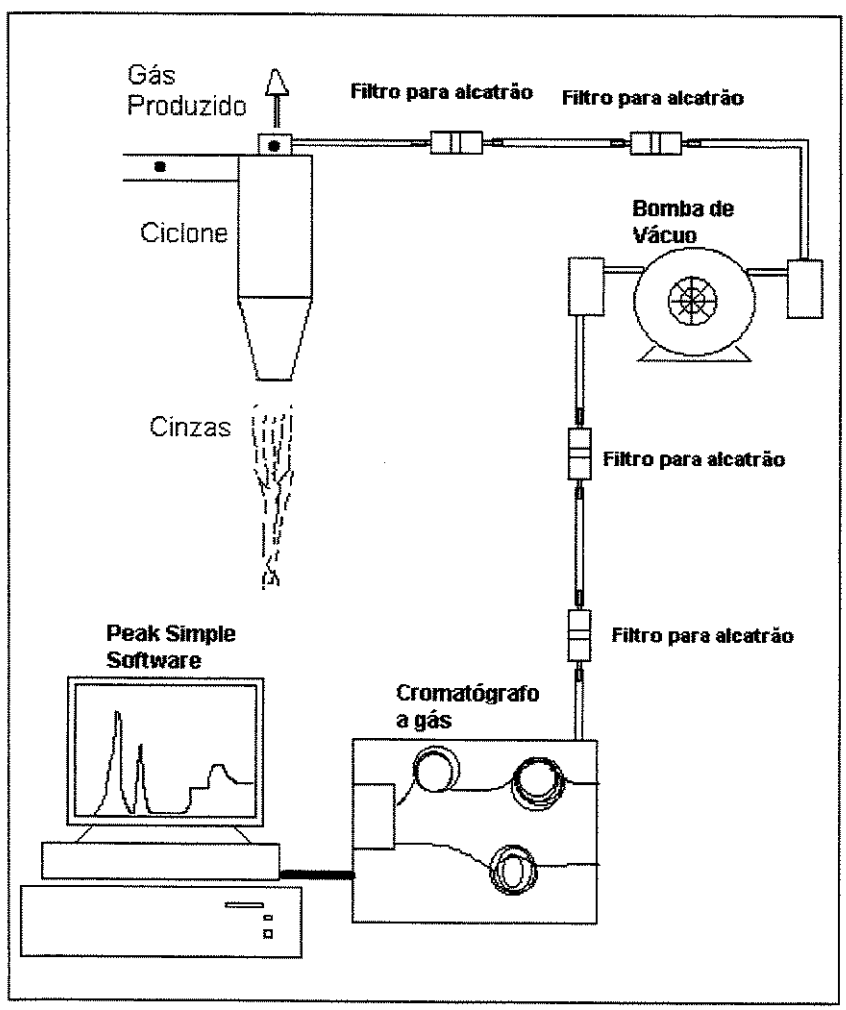


Figura 3.7 Esquema do Sistema de Amostragem

Neste instante, a fumaça que saía pela chaminé tornava-se escura e amarela, o que significava o inicio da gaseificação.

Quando a temperatura mantinha-se estável, o que ocorria em cerca de 10 minutos, iniciava-se a coleta de amostras de gás que foram analisadas no cromatógrafo. As amostras foram coletadas em sacos de plásticos que eram analisadas posteriormente, pois o cromatógrafo demora 18 minutos para cada análise. Como a gaseificação ocorria em 50 a 60 minutos, eram coletadas 5 amostras de gás. A figura 3.7 mostra o esquema para a amostragem do gás.

3.3.6 Sistema de Aquisição de Dados de Temperatura

O sistema de aquisição de dados consiste de um computador com o Programa WorkBench, que recebe os sinais dos termopares que estão colocados no reator e converte a tensão gerada pelos termopares em unidades de temperatura CELSIUS. O programa grava as medidas num arquivo o qual é analisado depois de cada teste em gráficos. Os termopares utilizados foram do tipo K. A Figura 3.8 mostra o esquema do sistema de aquisição de dados.

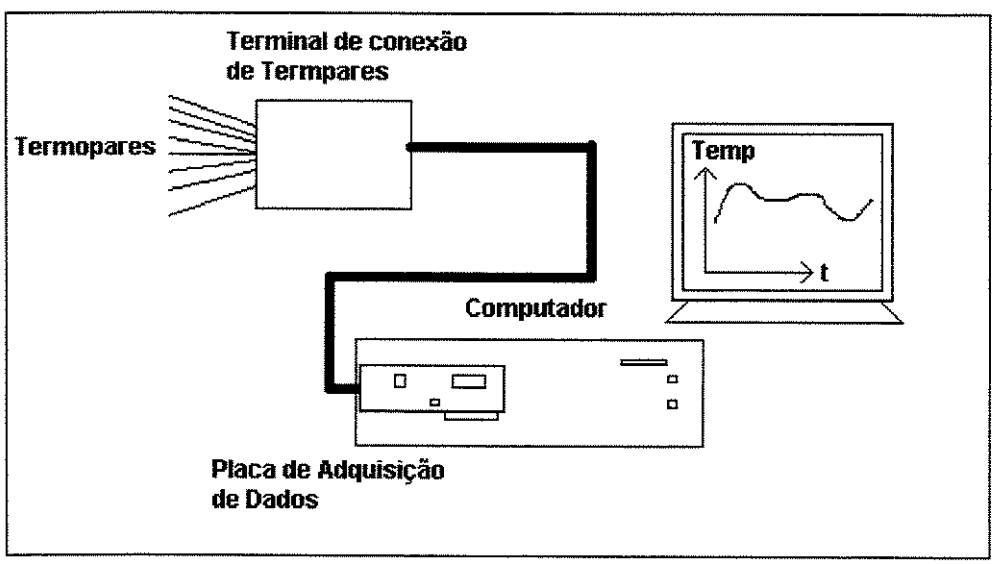


Figura 3.8 Esquema do Sistema de Aquisição de Dados

UNICAMP
BIBLIOTECA CENTRAL

3.3.7 Método de Análise de Resultados

A análise de resultados visa a avaliação da gaseificação para as diferentes alturas de leito utilizadas. Desta forma pôde-se concluir o efeito que as diferentes alturas de leito e do fator de ar tiveram sobre a eficiência do gaseificador e sobre o poder calorífico do gás. Seguiu-se o procedimento de Sanchez (1994).

As variáveis controladas e monitoradas durante a gaseificação foram:

1. Vazão de ar alimentado no gaseificador, V_{ar}, Nm^3/s

2. Vazão de gás obtido, V_g, Nm^3/s, obtido através de relação da quantidade de N_2 que entra no reator (no ar) e a quantidade que sai (gás produzido).

3. Vazão de combustível alimentado ao reator, m_c, kg/s

4. Vazão de finos elutriados, m_{cin}, kg/s

5. Temperaturas do leito em diferentes pontos do gaseificador, T_{li}, °C

6. Temperatura do gás no freeboard, T_{gi}, °C

7. Temperatura do gás na entrada e saída do ciclone, T_{ce} e T_{cs}, °C

8. Composição do gás produzido, C_{CO}, C_{H2}, C_{CH4}, C_{N2}, C_{O2}, C_{CO2}, %

9. Teor de carbono nas cinzas elutriadas, C_{carb}, %

Após obter essas variáveis, foram calculadas as seguintes variáveis de resposta:

1. Relação ar / combustível, a/c

2. Fator de ar, FA

3. Poder calorífico inferior do gás produzido, PCI_g, MJ/Nm^3

4. Temperatura média do leito, T_l, °C

5. Eficiência a frio e a quente do gaseificador, Ef_f e Ef_q, %

6. Perda por carbono não queimado nas cinzas, q_{carb}, %.

7. Perda por calor sensível no gás saindo do ciclone, q_{gcicl}, %

8. Perda por calor sensível nas cinzas, saindo na temperatura do ciclone, q_{scicl}, %

9. Perda ao meio ambiente, q_{ma}, %

3.3.8 Método de Desligamento do Reator

O desligamento do reator se fez com os seguintes cuidados:

1. Desligar de maneira que o reator sofra o menor incremento de temperatura possível, pois pode ocorrer regime de combustão, e causar fusão das cinzas.

2. O desligamento deve ser de tal forma que seja fácil voltar a ligar e que não tenha necessidade de retirar a alumina para limpar e voltar a realimenta-la

3. O reator deve ficar o mais frio possível para ser feita a manutenção ou se precisar algum conserto, e logo poder voltar a utiliza-lo. Deve-se esclarecer que cada experimento leva um dia para ser feito, e com muito trabalho manual.

A partir dos cuidados anteriores utilizou-se o seguinte procedimento para o desligamento:

1. Interromper a alimentação de combustível.

2. Monitorar a temperatura o leito de alumina para evitar que supere 1000° C.

3. Quando a temperatura superar 850° C diminui-se a vazão de ar. Este incremento de temperatura deve-se ao fato do que combustível no leito entra em combustão, devido à diminuição da alimentação de combustível.

4. Quando a temperatura diminuir, pode-se aumentar a velocidade de fluidização para queimar rapidamente todo o combustível no leito. Ao aumentar a velocidade, aumenta a elutriação das cinzas, isto retira a cinza do leito.

5. Se a temperatura começa a diminuir quando se aumenta a velocidade de fluidização, isto significa que todo o combustível no leito reagiu com o ar.

6. O fornecimento de ar é interrompido, e os outros equipamentos (rosca doscificadora e alimentadora, os medidores de vazão, etc.) são desligados. A água de resfriamento da rosca de alimentação se interrompe 24 horas após o desligamento do reator. Isto evita o desgaste da rosca pela alta temperatura da alumina do leito que faz contato com a rosca.

Fizeram-se serviços de manutenção entre experimentos para manter um padrão nos resultados, evitando-se influência fora do controle.

Os serviços de manutenção entre experimentos foram a troca de filtros do sistema de amostragem de gás e das mangueiras de conexão, já que o gás contém muito alcatrão - o que entupia as as colunas do cromatógrafo.

A limpeza das colunas do cromatógrafo se fazia dependendo do funcionamento deste. Quando os picos ficavam muito unidos ou irregulares regeneravam-se as colunas para os picos ficassem nos tempos de detecção normais e definidos. No reator se verificava a rosca dosadora do silo, já que houve ocasiões nas quais o alcatrão da casca condensava na rosca, travando-a e dobrando-a.

Após cada experimento se processavam os dados de temperatura obtidos do sistema de aquisição de dados e se analisavam no cromatógrafo as amostras de gás guardadas nos sacos de amostragem.

3.4 Balanço Energético do Gaseificador

Seguiu-se a metodologia de Sánchez (1994) para o cálculo do balanço energético do gaseificador. A biomassa é um combustível complexo quando comparado com combustíveis derivados do petróleo, o que dificulta o cálculo do volume de ar necessário para fazer combustão estequiométrica. Utilizou-se a Equação 3.7 (Sánchez, 1994) para o cálculo da relação estequiométrica teórica da casca de arroz.

$$VA = 0{,}0889.(C + 0{,}375.S) + 0{,}265.H - 0{,}033.O \qquad (3.7)$$

Onde C = teor de carbono na biomassa, % em massa,

S = teor de enxofre, % em massa,

H = teor de hidrogênio, % em massa,

O = teor de oxigênio, % em massa.

O fator de ar (FA) é calculado através da equação 3.8.

$$FA = \frac{V_{ar}}{m_c . VA} \tag{3.8}$$

O poder calorífico inferior do gás gerado pelo gaseificador é calculado utilizando-se a Equação 3.5:

$$PCI_g = 0{,}126C_{co} + 0{,}358C_{ch4} + 0{,}108C_{h2} \tag{3.5}$$

Para fazer os cálculos do balanço energetico do gaseificador em base úmida utilizam-se as seguintes equações:

$$Q_d = Q_{útil} + Q_g + Q_{cin} + Q_{ma} \tag{3.9}$$

$$Q_d = Q_{ar} + Q_{comb} \tag{3.10}$$

$$Q_{útil} = \left(\frac{V_g}{m_c}\right) PCI_{gás} \tag{3.11}$$

$$Q_{cin} = Q_{carb} + Q_{sc} \tag{3.12}$$

$$Q_{ar} = FA\ (h_{a2} - h_{a1}) \tag{3.13}$$

$$h_{a1} = VA\ cp_{a1}\ T_{a1} \tag{3.14}$$

$$h_{a2} = VA\ cp_{a2}\ T_{a2} \tag{3.15}$$

$$Q_{util} = \frac{V_g PCI_g}{m_c} \tag{3.16}$$

$$Q_g = h_g \tag{3.17}$$

$$h_{gas} = \frac{[C_{CO}.h_{CO} + ... + C_{CO_2}.h_{CO_2}].V_g}{m_c} \tag{3.18}$$

$$Q_{carb} = \left(\frac{m_{cin}}{m_c}.100\right).C_{carb} PCI_{carb} \tag{3.19}$$

$$Q_{sc} = \left(\frac{m_{cin}}{m_c}.100\right).c_{cin}(T_s - T_e) \tag{3.20}$$

$$c_{cin} = 0{,}832 + 0{,}00167\ T_{cin} \tag{3.21}$$

As perdas ao meio ambiente podem ser estimadas com a seguinte equação:

$$Q_{ma} = \sum_{i=1}^{n}\left(\frac{u_i.A_i}{m_c}\right).(T_{si} - T_e) \tag{3.22}$$

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_{sc} = perda de energia pela entalpia das cinzas, MJ/kg comb

Q_{cin} = perda total de energia nas cinzas, MJ/kg comb

Q_{ma} = perda de calor ao meio ambiente, MJ/kg comb

Q_{ar} = energia do ar fornecido pelo compressor, MJ/kg comb

PCI = poder calorífico inferior do combustível, MJ/kg comb

h_{a1} = entalpia do ar na entrada do compressor, MJ/kg comb

h_{a2} = entalpia do ar na saída do compressor, MJ/kg comb

V_{ar} = volume de ar, Nm^3/s

VA = volume estequiométrico de ar, Nm^3/kg comb

FA = fator de ar, adimensional

cp_{a1} = calor específico do ar a t_{a1}, $MJ/Nm^3\ ^oC$

cp_{a2} = calor específico do ar a t_{a2}, $MJ/Nm^3\ ^oC$

T_{a1} = temperatura do ar na entrada do compressor, ^oC

T_{a2} = temperatura do ar na saída do compressor, ^oC

V_g = vazão de gás na saída do reator, Nm^3/s

m_c = vazão mássica de combustível entrando no reator, kg/s

PCI_g = poder calorífico inferior de gás produzido, MJ/Nm^3

C_{CO} = concentração de CO no gas produzido, %

C_{CH4} = concentração de CH_4 no gás produzido, %

C_{H2} = concentração de H_2 no gás produzido, %

h_g = entalpia do gás, MJ/kg comb

h_{CO} = entalpia do CO a t_s, MJ/kg comb

h_{CO2} = entalpia de CO_2 a t_s, MJ/kg comb

c_{cin} = calor específico das cinzas, MJ/kg comb

C_{carb} = concentração de carbono fixo nas cinzas, %

T_{cin} = temperatura das cinzas, no ciclone, °C

PCI_{carb} = poder calorífico inferior do carbono fixo, 32,804 MJ/kg

T_s = temperatura do gás antes do ciclone, °C

T_e = temperatura de entrada do combustível no reator, °C

u_i = coeficiente de transferência de calor numa seção i, MJ/m^2

A_i = área na seção i do reator, °C

m_{cin} =vazão mássica de cinzas, kg/s

3.4.1 Eficiência do reator

Para se avaliar a eficiência do reator, utilizou-se as seguintes equações empregadas por Sanchez (1994):

$$q_{util} = Q_{util}\ 100 / Q_d \quad (3.23)$$

$$q_g = Q_g\ 100 / Q_d \quad (3.24)$$

$$q_{carb} = Q_{carb}\ 100 / Q_d \quad (3.25)$$

$$q_{sc} = Q_{sc}\ 100 / Q_d \quad (3.26)$$

$$q_{ma} = Q_{ma}\ 100 / Q_d \quad (3.27)$$

ou dividindo a Equação 3.9 por Q_d e multiplicando por 100 da a seguinte equação:

$$100 = q_{util} + q_g + q_{carb} + q_{sc} + q_{ma} \quad (3.28)$$

A eficiência a frio é dada por:

$$Ef_f = Q_{útil} / Q_d \quad (3.26)$$

E a eficiência a quente é dada por:

$$Ef_q = Ef_f + q_g \tag{3.27}$$

Vale ressaltar que Q_{ma} foi calculada pela Equação 3.9 e não pela 3.22.

Capítulo 4

Resultados

A seguir se apresentam os resultados de laboratório das analises imediata e elementar, e dos experimentos de fluidização da casca de arroz em minileito. Após se apresentam os resultados dos experimentos de gaseificação e por último os problemas experimentais.

4.1 Resultados das Análises de Laboratório

Pode-se ver que na analise imediata do presente trabalho (tabela 4.1) e de Mansaray e Ghaly (1997) a maior diferença é de 10,1% no teor de cinza, nos outros componentes a maior diferença é de 3% da umidade. A casca analisada por Mansaray e Ghaly (1997) foi retirada de arroz cultivado em Mermentau, Louisiana, Estados Unidos e a casca deste trabalho foi retirada de arroz cultivado em Mogi Guaçu, SP; esta diferença de região de cultivo pode causar esta diferença nas cascas. A tabela 3.1 mostra os resultados da análise imediata do presente trabalho. No anexo 4 estão os dados de um dos experimentos feitos para a análise imediata.

Tabela 4.1 Analise Imediata (presente trabalho)

	% base seca	Desv Pad. +/-
Umidade	9,76	0,083
Carbono Fixo	10,07	0,373
Voláteis	68,89	0,427
Cinzas	21,04	0,478

Na analise elementar as amostras secas foram analisadas na Central Analítica do Instituto de Química da UNICAMP com o analisador elementar Perkin Elmer 2400, os resultados dessa análise encontram-se na Tabela 3.2. Para o cálculo da relação estequiométrica utilizou-se a Equação 3.1 com os valores obtidos nesta analise elementar.

Tabela 4.2 Análise elementar CHN (presente trabalho)

Elemento	% em peso, b.s.
C	39,57
H	5,55
N	0,36
O_2	33,48
Cinza, S, Cl, e outros elementos	21,04

Média de duas determinações

As maiores diferenças (de 5%) foram encontradas no teor de carbono e nas cinzas, S, CL, e outros elementos.

O resultado da analise com o calorímetro isotérmico deu um Poder Calorífico Inferior da casca de 15,29 MJ/kg. No Anexo 2 mostra-se um dos resultados do experimento. O poder calorífico de Mansaray e Ghaly (1997) é menor que o do presente trabalho. Isto deve-se a que a casca de este trabalho tem maior concentração de carbono e hidrogênio.

A velocidade de mínima fluidização que o ensaio no mini leito forneceu foi de 0,16 m/s com uma temperatura de operação de 40°C. O gráfico do comportameto da alumina no ensaio encontra-se no Anexo 1. O resultado teórico calculado está dentro da faixa encontrada experimentalmente. A velocidade de mínima fluidização na temperatura de gaseificação calculou-se com a Equação 3.5.

4.2 Resultados dos Experimentos de Gaseificação

A figura 4.1 mostra o comportamento da temperatura no reator desde o início da alimentação da casca de arroz em taxa de gaseificação até o silo ficar sem combustível. A temperatura do leito começa a aumentar no momento em que a casca entra no reator na relação estequiométrica (desde 16:48 horas até 16:58 horas). A taxa de gaseificação começa às 16:58 horas. A temperatura fica estável até 17:28, quando acaba a casca no silo e a temperatura no leito começa a subir, por haver combustão novamente (desde 17:28 até 17:30). Nota-se que a

temperatura do freeboard é menor do que a do leito, o que assegura que a maior parte das reações estão acontecendo no leito.

Após serem feitas as modificações necessárias no silo (seção 4.2) os experimentos foram feitos sem problema. As velocidades de fluidização utilizadas para as alturas de leito de 0,5 0,8 e 1,2m foram calculadas para manter o tempo de residência em 0,7s, um tempo de residência médio.e no qual se operou sem problemas o gaseificador.

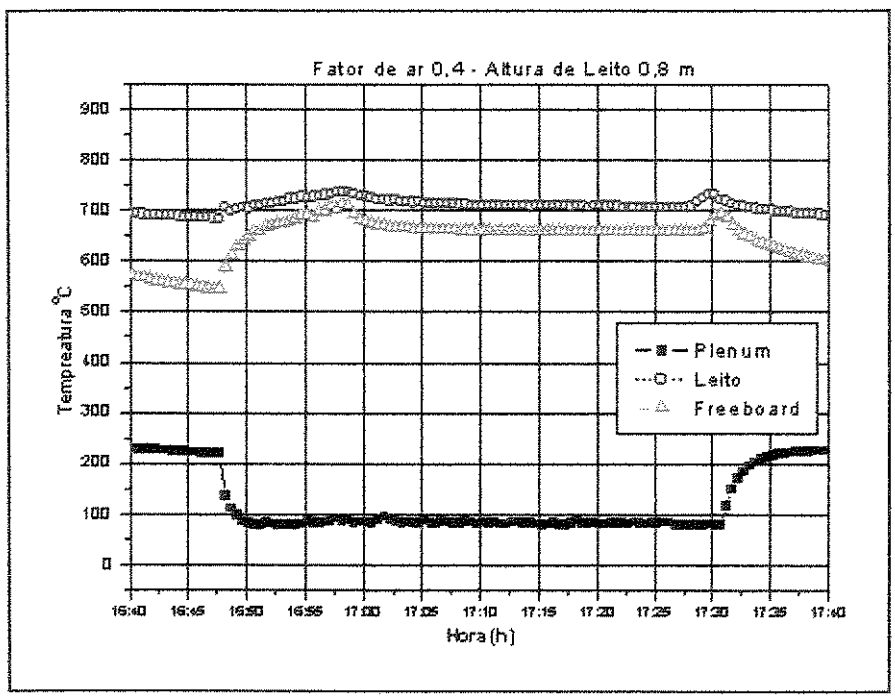


Figura 4.1. Perfil da Temperatura de Gaseificação do Reator.

Nas figuras seguintes mostram-se os resultados obtidos nos experimentos. As figuras contém as seguintes informações: Concentração do Gases (CO, H_2, CH_4), Poder Calorífico Inferior do Gás, Temperatura do Leito, Perdas e por último Eficiência do Reator. Nos resultados observou-se que na concentração dos gases houve uma alta dispersão dos dados. Isto deveu-se ao curto tempo da cada experimento causado pela pequena quantidade de casca que o silo podia armazenar. O curto tempo não permitiu que o sistema se estabiliza-se completamente. Isto tambem causou que o poder calorifico calculado com formula a partir de estes resultados dessem com uma alta dispersão tambem.

UNICAMP
BIBLIOTECA CENTRAL
SEÇÃO CIRCULANTE

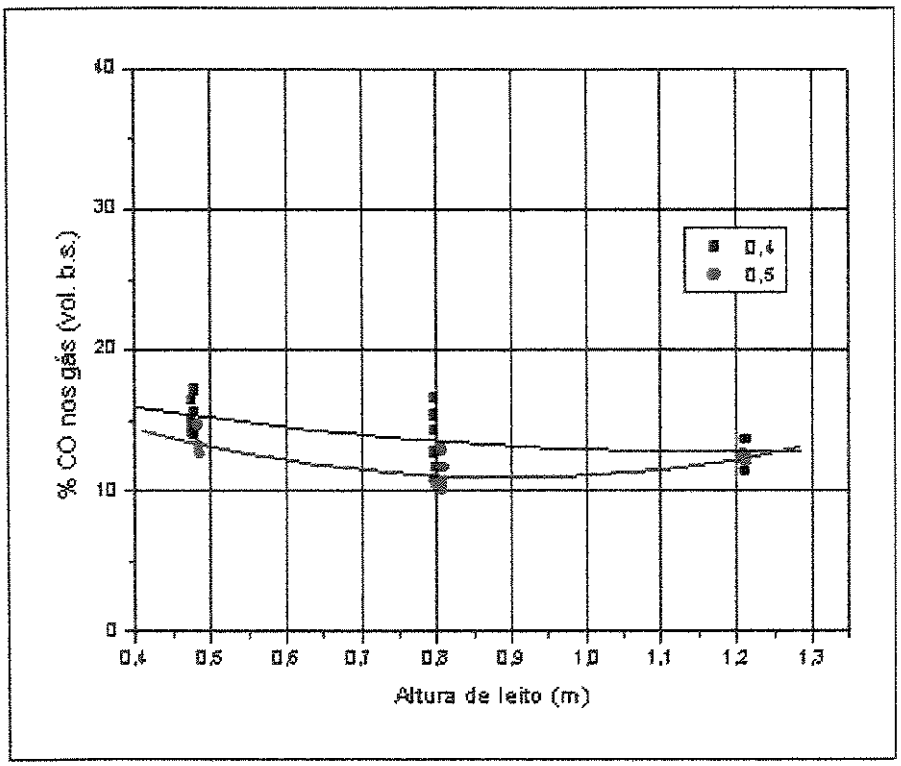


Figura 4.2. Concentração de CO.

A concentração do CO tem o comportamento esperado com o FA de 0,4 (Figura 4.2). Pode-se ver que a concentração de CO no gás é maior no FA 0,4 que no FA de 0,5. Isto está de acordo com Sánchez (1994) e com Flanigan et al. 1987. Esta diferença entre os dois fatores de ar deve-se a que em um FA de 0,5 maior quantidade de CO é consumido pelo oxigênio. As reações 2.3 e 2,4 não ocorrem tão rapido. Este fenômeno é ajudado pela maior temperatura atingida pelo reator com FA de 0,5.

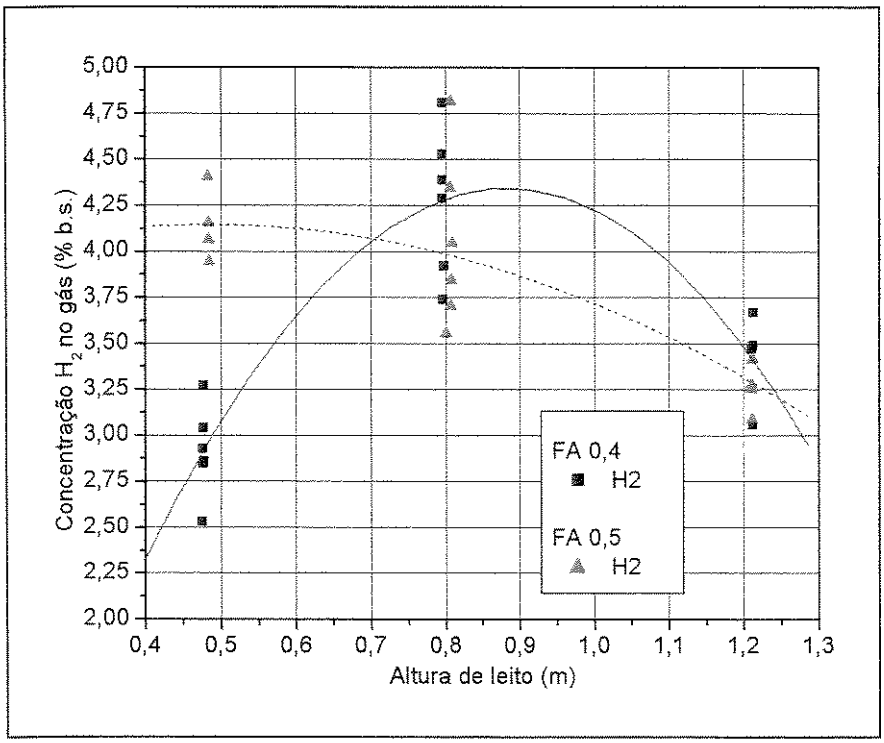


Figura 4.3. Concentração de H_2.

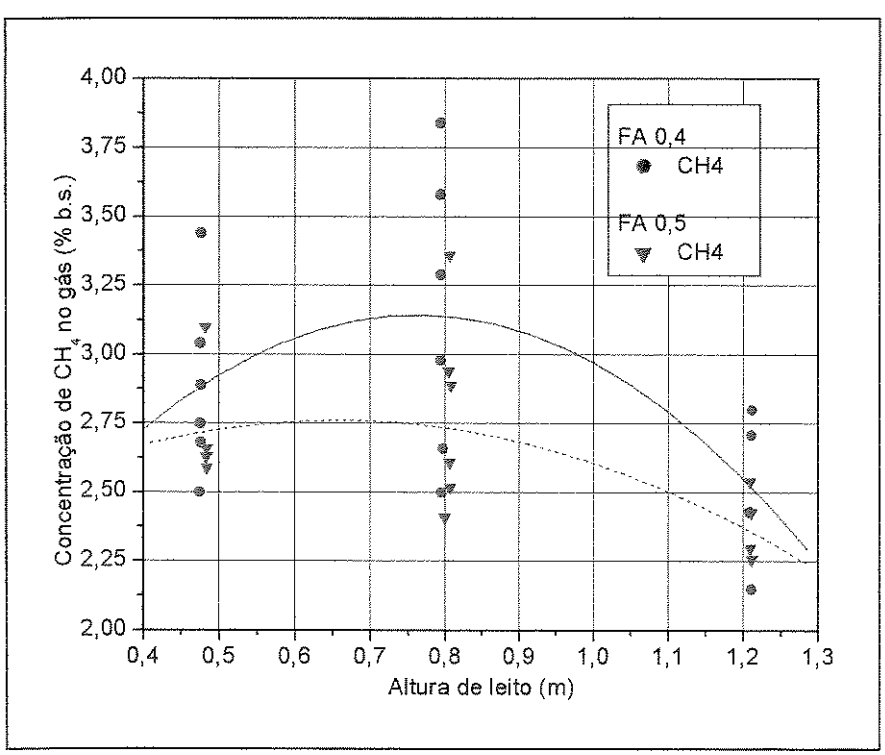


Figura 4.4. Concentração de CH_4.

No caso do CH_4, (Figura 4.4) o comportamento é parecido ao do CO mas a variação é muito menor por que depende muito dos voláteis gerados na gaseificação (Ramirez, 1999). A influência dos voláteis na produção de CH_4 é percebida quando se gaseifica combustível sólido em reatores pressurizados.

Para o H_2 (Figura 4.3) não se vê uma tendência clara com relação ao FA, mas os valores obtidos concordam com a literatura. O comportamento do H_2 poderá ser estudado em trabalhos futuros; no presente trabalho o CO é o que tem maior influência sobre os parâmetros de saida do sistema.

Nota-se que a medida que a altura de leito aumenta a concentração dos gases diminui. Pode-se também ver nas figuras 4.5 até 4.8, que em todas há uma diminuição de todas as variáveis da gaseificação. Isto indica claramente que com uma maior altura do leito a qualidade da gaseificação é perdida.

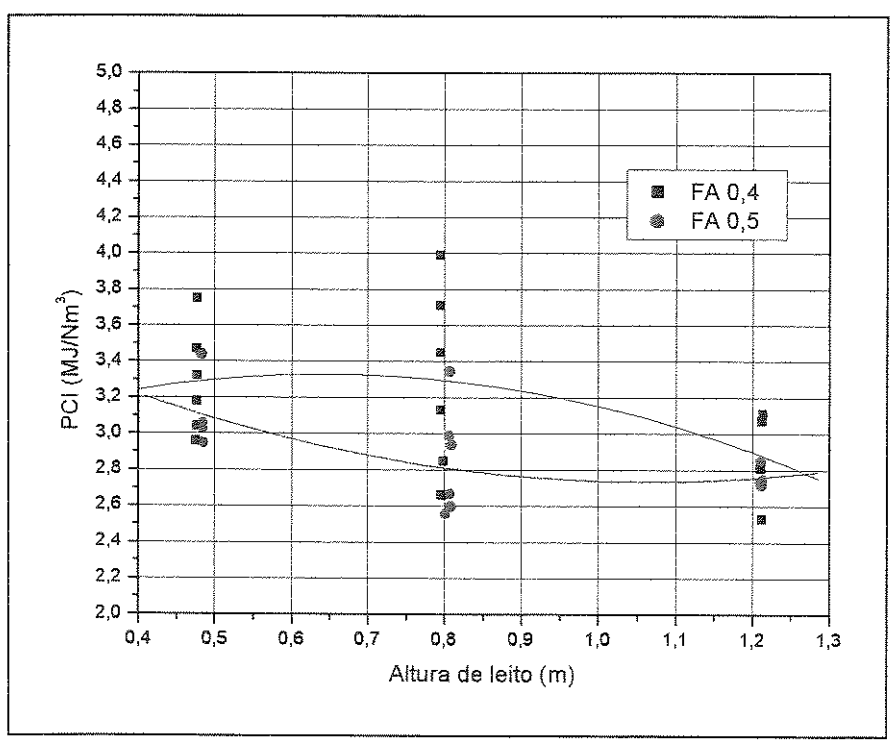


Figura 4.5. Poder Calorífico Inferior do Gás.

O poder calorífico está diretamente relacionado com as concentrações dos gases, diminuindo com o aumento da altura de leito. O maior PCI obtido por Sánchez (1994) foi de 3,3

MJ/Nm^3. Utilizando a equação 3.5, no presente trabalho o maior PCI foi de 3,2 MJ/Nm^3, 4% de diferença comparado com Sánchez (1994). Entretanto em comparação com Flanigan, que obteve PCI de 5 MJ/ Nm^3, há uma diferença de 40%.

Na Figura 4.6 se vê como a temperatura tem uma tendêndcia a subir com o aumento da altura de leito além das curvas convergirem para altura de 1,2m. A tendência a subir deve-se a que na altura de leito de 0,80m e 1,21m utilizou-se velocidades de fluidização mais altas quando se aumentava a altura de leito. Isto causou reações exotérmicas fora do leito e a oxidação do CO com oxigênio no freeboard.

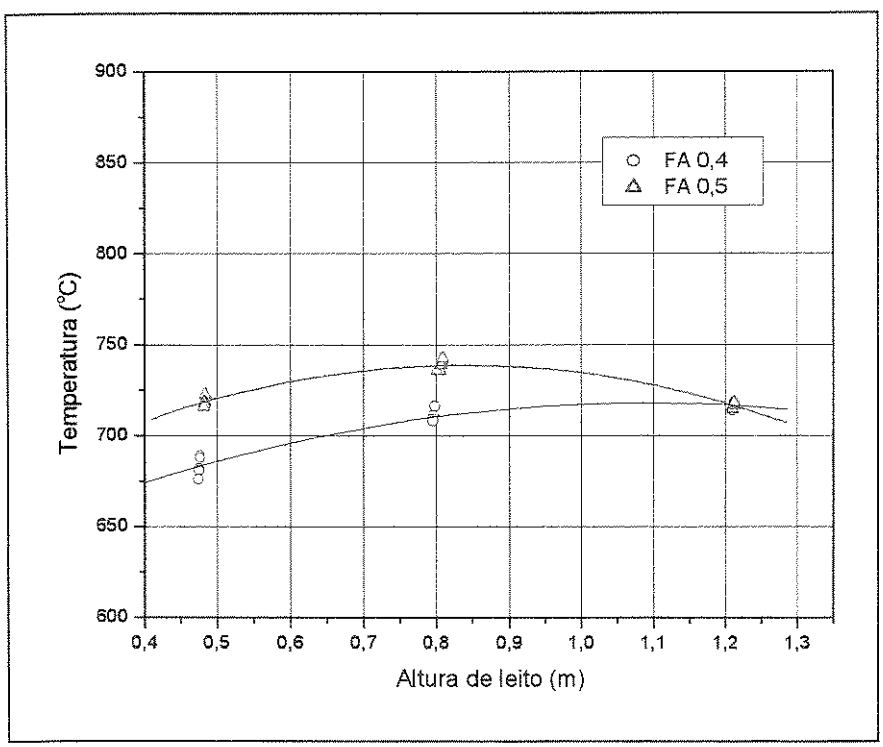


Figura 4.6. Temperatura do Leito.

Pode-se ver na Figura 4.7 como as perdas na cinza e no gás aumentam com a altura de leito. Como com maior altura de leito a velocidade de fluidização aumentou, este aumento fez com que saisse mais gás e, como o reator operou com temperatura maior, aumentou as perdas sensiveis no gás. Acontece algo parecido com as perdas na cinza, ao se aumentar a velocidade de fluidização,

maior quantidade de cinza sai do reator, com menos tempo de reação, e com maior temperatura,.levando mais calor do reator.

A eficiência é maior com Fator de Ar de 0,5 , o que concorda com Sanchez (1994), mas pode-se ver como a diferença diminui a medida que a altura de leito aumenta.

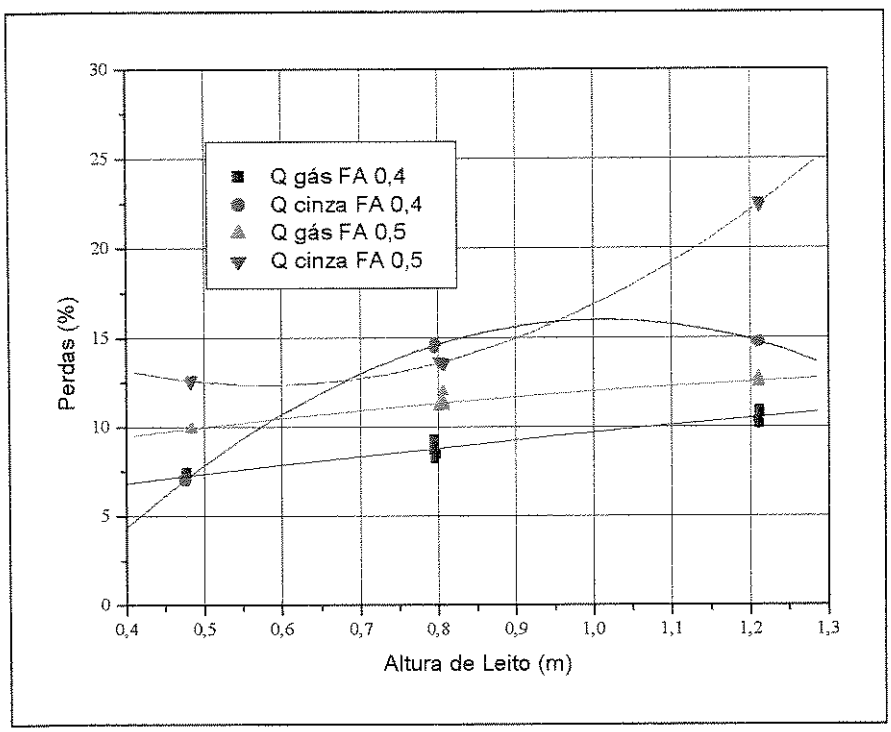


Figura 4.7. Perdas no Gaseificador.

Esta diminuição da eficiência, assim como da concentração dos gases e do PCI, pode estar relacionada com a qualidade da gaseificação. As alturas de leito de 0,80m e 1,21m são grandes em comparação a 0,48m (a menor altura neste trabalho) e às alturas entre 0,6 e 0,7m do trabalho de Sánchez (1994). Segundo Kunii e Levenspiel para assegurar uma fluidização homogênea e sem fluidização pistonada deve-se operar o reator a uma altura menor, dada pela equação 4.2.

$$z_s = 60.d_t^{0,175} cm \qquad (4.2)$$

Onde d_t é o diâmetro interno do reator em m.

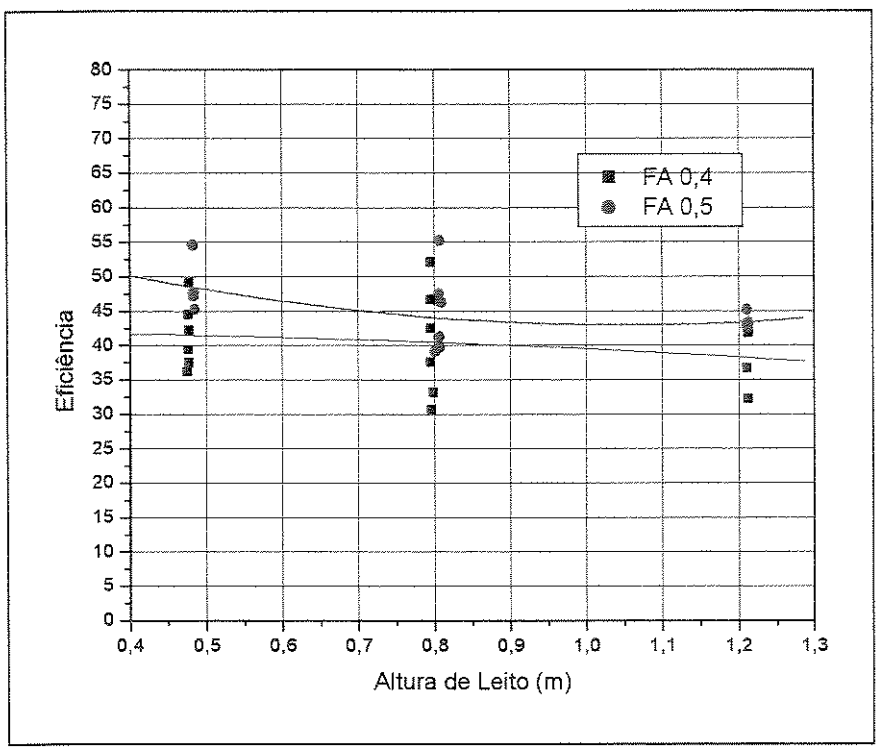


Figura 4.8. Eficiência da Gaseificação.

Para este caso, a maior altura de leito expadido permitida no reator deste trabalho deveria ser de 0,46m para evitar fluidização pistonada, utilizando a equação 4.2. Como pode-se apreciar as três alturas deste trabalho sobrepassaram esta.

Outro detalhe que influiu é a velociade superficial nas alturas de 0,80 e 1,2m, as velocidades utilizadas sobrepassaram as velocidades utilizadas por Sánchez (1994) de 0,75 m/s. A velocidade máxima recomendada por Flanigan et al.(1987) é de no máximo 1m/s. Neste trabalho calcularam-se as velocidades de 0,8, 1,1 e 1,6 m/s para alturas de leito de 0,5, 0,80 e 1,2m respetivamente.

Pode-se perceber que ao manter o tempo de residência igual para todos os experimentos feitos no trabalho influi a que não ocorram mudanças significativas nas variáveis de avaliação do

reator, como a eficiência, y % as perdas. O FA é a variável de influença que mais influi nos gaseificadores.

Tabela 4.3. Resultados Obtidos

FA 0,5	Temperatura (°C)	**Média**	**719**	**739**	**717**
		Desv. Pad +/-	2,79	3,01	1,45
	Eficiência a Frio (%)	**Média**	**48,57**	**44,12**	**43,49**
		Desv. Pad +/-	3,55	6,02	1,04
	Velocidade (m/s)	**Média**	**0,80**	**1,06**	**1,58**
		Desv. Pad +/-	0,00	0,00	0,00
	Tempo Resd. (s)	**Média**	**0,61**	**0,76**	**0,77**
		Desv. Pad +/-	0,00	0,00	0,00
	PCI (MJ/m^3)	**Média**	**3,11**	**2,81**	**2,76**
		Desv. Pad +/-	0,19	0,30	0,05
FA 0,4	Temperatura (oC)	**Média**	**684**	**710**	**716**
		Desv. Pad +/-	5,36	3,07	1,55
	Eficiência a Frio (%)	**Média**	**41,49**	**40,49**	**38,21**
		Desv. Pad +/-	4,83	8,18	4,74
	Velocidade (m/s)	**Média**	**0,77**	**1,03**	**1,58**
		Desv. Pad +/-	0,00	0,00	0,00
	Tempo Resd. (s)	**Média**	**0,62**	**0,77**	**0,77**
		Desv. Pad +/-	0,00	0,00	0,00
	PCI (MJ/m3)	**Média**	**3,29**	**3,30**	**2,88**
		Desv. Pad +/-	0,29	0,51	0,27
	Altura de Leito (m)	**Média**	**0,48**	**0,80**	**1,21**
		Desv. Pad +/-	0,00	0,01	0,00

Na Tabela 4.3 onde se mostra um resumo dos resultados obtidos nos experimentos, pode-se ver como o aumento no FA aumenta a temperatura, porem, devido a que o tempo de residência se manteve praticamente constante, a mudança na eficiência nao é sensivel.

Tabela 4.4. Potência Alimentada ao reator e Fornecida pelo Reator.

FA 0,5	Potência (kW)	**Alimentada**	**54,89**	**69,95**	**105,44**
		Desv Pad. +/-	0,00	0,00	0,00
		No gás	**26,66**	**30,86**	**45,86**
		Desv Pad. +/-	1,95	4,21	1,10
	P Vol. (MW/m^3)	**Volumétrica**	**1,75**	**1,22**	**1,21**
		Desv Pad. +/-	0,13	0,16	0,03
FA 0,4	Potência (kW)	**Alimentada**	**67,53**	**94,36**	**127,10**
		Desv Pad. +/-	0,00	0,00	0,00
		No gás	**28,02**	**38,20**	**48,57**
		Desv Pad. +/-	3,26	7,72	6,03
	Pot. Vol. (MW/m^3)	**Volumétrica**	**1,87**	**1,53**	**1,28**
		Desv Pad. +/-	0,22	0,31	0,16
	Altura de Leito (m)	**Média**	**0,48**	**0,80**	**1,21**
		Desv Pad. +/-	0,00	0,01	0,00

Pode-se aumentar a potência com pouca diminuição da eficiência o que é mostrado na Tabela 4.4. Obteve-se uma faixa de variação da potência em 72% e 73% para os Fatores de Ar de 0,4 e 0,5 respectivamente.

4.3 Problemas Experimentais

Durante as primeiras tentativas não foi possível realizar os experimentos como planejado. Um dos problemas era que o aquecedor não aumentava a temperatura do reator até 750° C, só atingia a temperatura 450° C (a temperatura de auto-ignição da biomassa). Outro problema era que a rosca de alimentação do reator parou de girar nas duas primeiras tentativas de alimentação de casca de arroz ao reator.

Resolveu-se o problema da temperatura aquecendo o leito até 450° C com GLP. Complementava-se com a alimentação de casca de arroz para fazer combustão no leito e desta forma aquecê-lo. Na primeira tentativa desta solução, aos 10 minutos, a rosca de alimentação parou. Pode-se ver o perfil de aquecimento do reator no Figura 4.8 e o momento em que a casca começa a entrar no reator e o GLP é desligado (12:30 horas). As 13:30 horas pode-se observar

que o leito é colapsado para realimentar o silo com casca de arroz, processo repetido pelo menos três vezes por experimento, pois o silo utilizado tem pouco capacidade para combustíveis de baixa densidade aparente.

O problema da alimentação do combustível aconteceu quando começava-se a alimentar a casca. Esta ao entrar no reator pirolisava e gerava gases voláteis condensaveis. Os condensáveis ao ter contacto com a casca do silo condensaram e colaram a casca entre si. Este processo fazia com que a casca ficasse entrelaçada na saida do silo, atrapalhado a alimentação, até o momento em que a rosca parava de girar pelo atrito da casca na rosca na saída do silo.

Dos condensáveis da casca, o alcatrão é o que mais contribui para este problema. Como a casca que está no silo e na rosca dosificadora está na temperatura ambiente, os gases condensavam facilmente na casca.

A solução para resolver este problema foi pressurizar o silo, evitando que os gases gerados no reator entrassem no silo. Colocou-se uma mangueira com uma válvula controladora para subir a pressão do silo um pouco acima da pressão do leito do reator. Com esta modificação evitou-se por completo este problema da condensação dos voláteis, pois o ar que entra pelo silo evita que os gases condensáveis entrem. A Figura 4.9 mostra o esquema do silo pressurizado.

Também notou-se que, quando se começava a alimentar a casca, a temperatura do reator diminuia e logo começava a subir novamente mas numa taxa muito baixa, ficando inclusive em patamares de temperatura constante por minutos. Isto deve-se a que a potência térmica do combustível que estava no reator não era suficiente para aquecê-lo. Este fenômeno fez com que se aumentasse a potência do reator (mais casca e mais ar na mesma relação estequiométrica) para fornecer mais calor. Desta forma forneceu-se mais energia ao reator para vencer sua "inércia térmica". Este conceito foi utilizado para todos os outros experimentos.

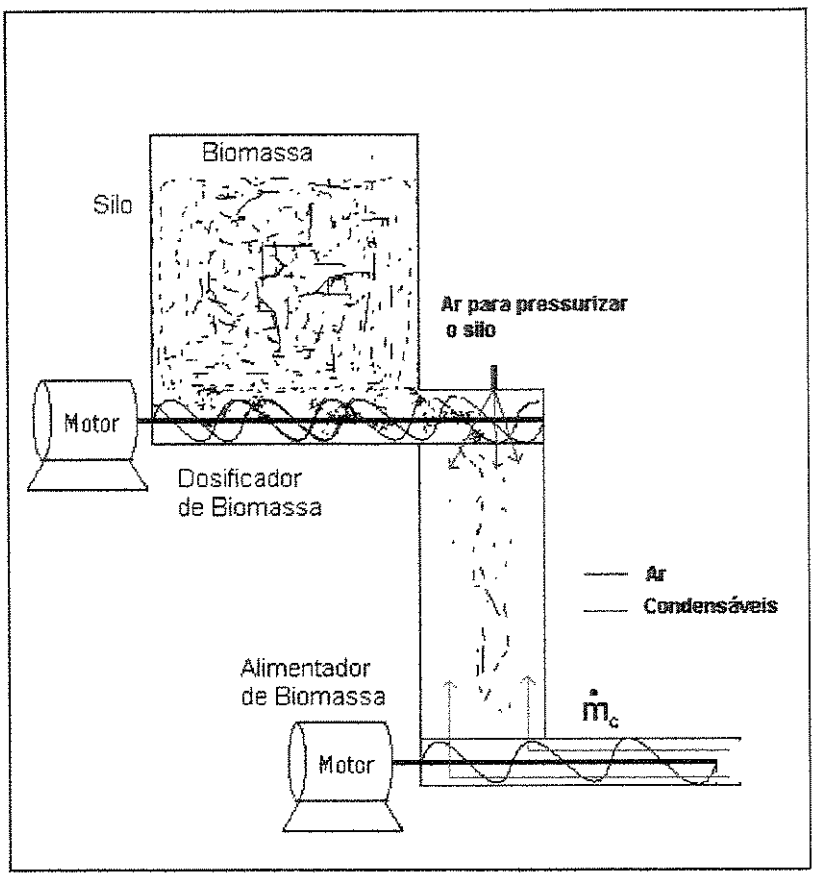


Figura 4.9. Pressurização do silo.

Como mencionado anteriormente, para cada experimento se carregou o silo varias vezes. Na Figura 4.10, pode-se perceber que o plenum subiu de temperatura rapidamente e após resfriava novamente. Isto deve-se ao necessário colapso do leito para efetuar-se a recargar.

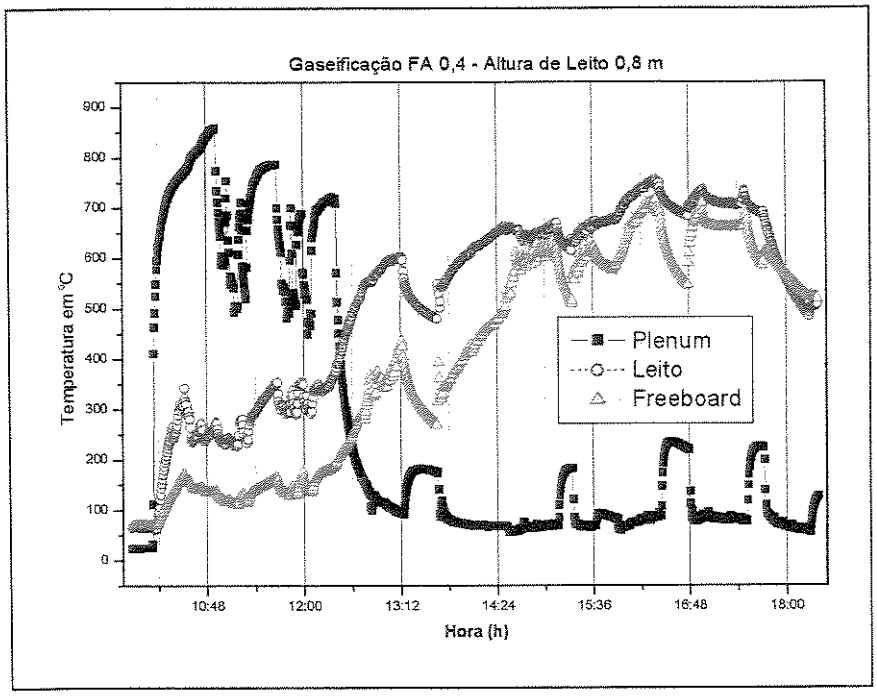


Figura 4.10. Perfil de Temperatura do Reator.

Capítulo 5

Conclusões e Sugestões para próximos trabalhos

5.1. Conclusões

1. Nas condições de operação utilizadas pode-se verificar que o aumento na potência fornecida ao reator diminuiu pouco a eficiência. O equipamento é flexivel, se a utilização final precisa de mais potência, pois sem queda na eficiência apresentou uma faixa de variação de 72%.

2. A casca é alimentada sem problemas se mantida seca. É um combustível que flui bem nas rosca de alimentação, oferecendo segurança de operação. Pode-se controlar a alimentação com poucas probabilidades de falha.

3. Pode-se variar as condições de operação do reator sem alterar muito a eficiência quando se opera o gaseificador nas condições (altura de leito, velocidade de fluidização, tempo de residência, e desenho do reator) utilizadas neste trabalho.

4. Nota-se uma tendência à queda de eficiência quando se aumenta a altura de leito. Isto significa que os reatores podem ser operados com altura de leito menores. Para este trabalho, a altura de leito expandido ideal seria de 0,45m para um reator de 0,2m de diâmetro interno.

5.2. Sugestões

1. Deve-se fazer experimentos com faixas mais amplas de altura de leito (alturas menores a 0,8 metros) onde a fluidização é mais uniforme. A melhor forma de assegurar leito uniforme, é com alturas de leito menores de 0,4m de leito expandido. Porem, deve-se assegurar velocidades de fluidização da ordem de 1m/s.

2. A calibração do sistema de alimentação deve ser feito com mais pontos para criar uma curva de calibração mais exata e real. Isto dará uma melhor confiabilidade ao mudar a taxa de alimentação em pequenas variações no meio do teste. Estas variações na taxa de alimentação às vezes são necessarias para manter a temperatura constante no reator.

3. Para a casca de arroz deve-se dimensionar um silo maior desenhado especialmente para combustíveis com baixa densidade. O silo que foi utilizado era pequeno. Com um silo maior daria mais tempo de operação continua, poupando trabalho para o operador do equipamento e permitindo maior tempo para a amostragem.

4. Estudar com mais detalhes o comportamento do leito fluidizado a quente e num reator em tamanho de planta piloto. Estudar detalhes como a altura de leito, velocidade de fluidização, e tamanho de bolhas (qualidade da fluidização). Conhecendo com mais detalhe o tipo de leito, a expansão total, e a qualidade em função da velocidade e da temperatura, estes dados forneceriam aos projetistas ferramentas valiosas para construir equipamentos mais eficientes.

5. Fazer os experimentos de gaseificação de casca de arroz com faixas de FA menores a 0,4 e maiores a 0,5 para obter mais dados e ter uma maior faixa de resultados. Assim poder-se-á analisar e obter os valores maximos e minimos dos parametros de gaseificação com facilidade.

Referências Bibliográficas

1. Bing yan Xu, Huang E. W., Flanigan V. J., Sitton O. C. Design and Operation of a 6 Inch Fluidized Bed Gasifier for Rice Hulls. Energy from Biomass and wastes IX; Symposium papers; presented January 28-February 1, 1985, Lake Buena Vista, Florida, p 595-615.

2. Bingyan Xu, Li Zongnan. A Study of Fluidized Bed Gasification for Rice Hulls. Advances in Solar Technology; proceedings of the Biennial Congress of the International Solar Energy Society; Hamburg, Federal Republic of Germany, p. 2312-2316, 1987.

3. Biomass Gasification Technology and Utilization, http://www.eurofirms.com/Biomasse/E/gasification/bio.htm, Developed and maintained by Chandrakant Turare, ARTES Institute, University of Flensburg, Germany, Email: chand@uni-flensburg.de.

4. Chatterjee, P. K. Datta, A. B., Kundu, K. M. Fluidized Bed Gasification of coal. *The Canadian Journal of Chemical Engineering v. 73 n. 4., 1995. P 204-210.*

5. Coovattanachai Naksitte, Biomass Gasification Research and Field Developments by the Prince of Songkla, Thailand. Biomass 1989, 18, 241-271.

6. Creamer, K. S., Jenkins, B. M. Small Scale Rice Hull Gas Producer-Gasoline Engine Performance. Papers Presented at the 1986 Summer Meeting from the American Society

of Agricultural Engineering. California Polytechnic State University, San Luis Obispo, CA.

7. Ergun, S. *Chemical Engineering Progress,* v.48, p.49, 1952.

8. Flanigan, V. J., Xu, B. Y., Huang W. E. Fluidized Bed Gasification of Rice Hulls. ASME - Petroleum Division. vol. 8 p 19-34, 1987.

9. Ganesh Anuradha, Grover Prem Dutt, and Iyer P. V. Ramachadra. Combustion and Gasification Characteristics of Rice Husk. *Fuel.* 1992, 71, 889-894.

10. Gow, T., Pidwirny, M., Greehouse Effect, internet page: http://royal.okanagan.bc.ca/mpidwirn/atmosphereandclimate/greenhouse.html, October 17, 1996.

11. Hao Liu, Zhijie Lin, Dechang Liu, Weiheng Wu, Combustion Characteristics of Rice Husk in Fluidized Beds. Proceedings of the 13th International Conference on Fluidized Bed Combustion. Part 1 (of 2). Orlando, Fl. 1995.

12. Hartinati, Soemardjo A., Youvial M. Performance of a Pilot Scale Fluidized Bed Gasifier Fueled by Rice Husk. *Pyrolysis and Gasification,* 1989, p257-263.

13. IBGE, Levantamento Sistemático da Produção Agrícola, Rio de Janeiro. v.12 n.1 p.1-64 Jan.1999.

14. Kunii, D., Levenspiel, O. *Fluidization Engineering.* Butterworth-Heinemann, 1991. 2nd Ed. 491p.

15. Mansaray, K. G., Ghaly, A. E. Agglomeration Characteristics of Alumina Sand-Rice Husk Ash Mixtures at elevated Temperatures. *Energy Sources.* 1997, 19, 1005-1025.

16. Mansaray, K. G., Ghaly, A. E. Thermal Degradation of Rice Husks in Nitrogen Atmosphere. *Bioresource Technology*. vol. 65, pp. 13-20, 1998.

17. Mendis, M. S., Stassen, H. E. M., Stiles, H. N. Biomass Gasification: Field Monitoring Results Part II. *Biomass*. 1989, 19, 19-35.

18. Natarajan, E., Nordin, A., and Rao, A. N. Overview of combustion and gasification of rice husk in fluidized bed reactors. *Biomass and Bioenergy*. 1998, 14(5,6), 533-546.

19. Natarajan, E., Ohman, M., Gabra, M., Nordin, A., Liliedahl, T., Rao, A. N. Experimental Determination of Bed Agglomeration Tendencies of some common Agricultural Residues in Fluidized Bed Combustion and Gasification, *Biomass and Bioenergy*, 1998, 15(2), 163-169.

20. National Renewable Energy Laboratory, Clean Energy BASICS, http://www.nrel.gov/clean_energy/whatisRE.html, 2000.

21. Panaka, P. Operating Experiences with Biomass Gasifiers in Indonesia. Advanced in Thermochemical Biomass Conversion, p 392-402, 1994.

22. Radovanovic, M. Fluidized Bed Combustion, Hemisphere Publishing Corporation, 1986.

23. Ramírez Behainne, J. J. Diminuição de H_2S na Gaseificação de Carvão Mineral Mediante Adição de Dolomita em Reator de Leito Fluidizado. Campinas: Faculdade de Engenharia Mecânica, Universidade Estadual de Campinas, 1999. 150p. Dissertação (Mestrado).

24. Reed, T. B. Biomass Gasification Principles and Technology, Noyes Data Corporation, 1981.

25. Sanchez, C. G., Santos, F.J., e Peel, R. B. Liberação de Monóxido de Carbono na Pirólise em Leito Fluidizado de Biomassa. XI COBEM, Anais, p 97-100, São Paulo, 1991.

26. Sanchez, C. G. Estudos da Volatilização e da Gaseificação de Biomassa em Leito Fluidizado. Campinas: Faculdade de Engenharia Mecânica, Universidade Estadual de Campinas, 1994. 124p. Tese (Doutorado).

27. Sanchez, C. G. Gaseificação de Biomassa. Campinas: Departamento de Térmicas e Fluidos – FEM, Universidade Estadual de Campinas. I semestre, 1997, Notas de Aula.

28. Sharma, A., Rao, T. R. Kinetics of Pyrolysis of Rice Husk. *Bioresource Technology*, vol. 67, pp. 53-59, 1999.

29. Sofer Samir, S., Zaborsky Oskar, Biomass Conversion Process for Energy and Fuels, Plenum Press, 1981.

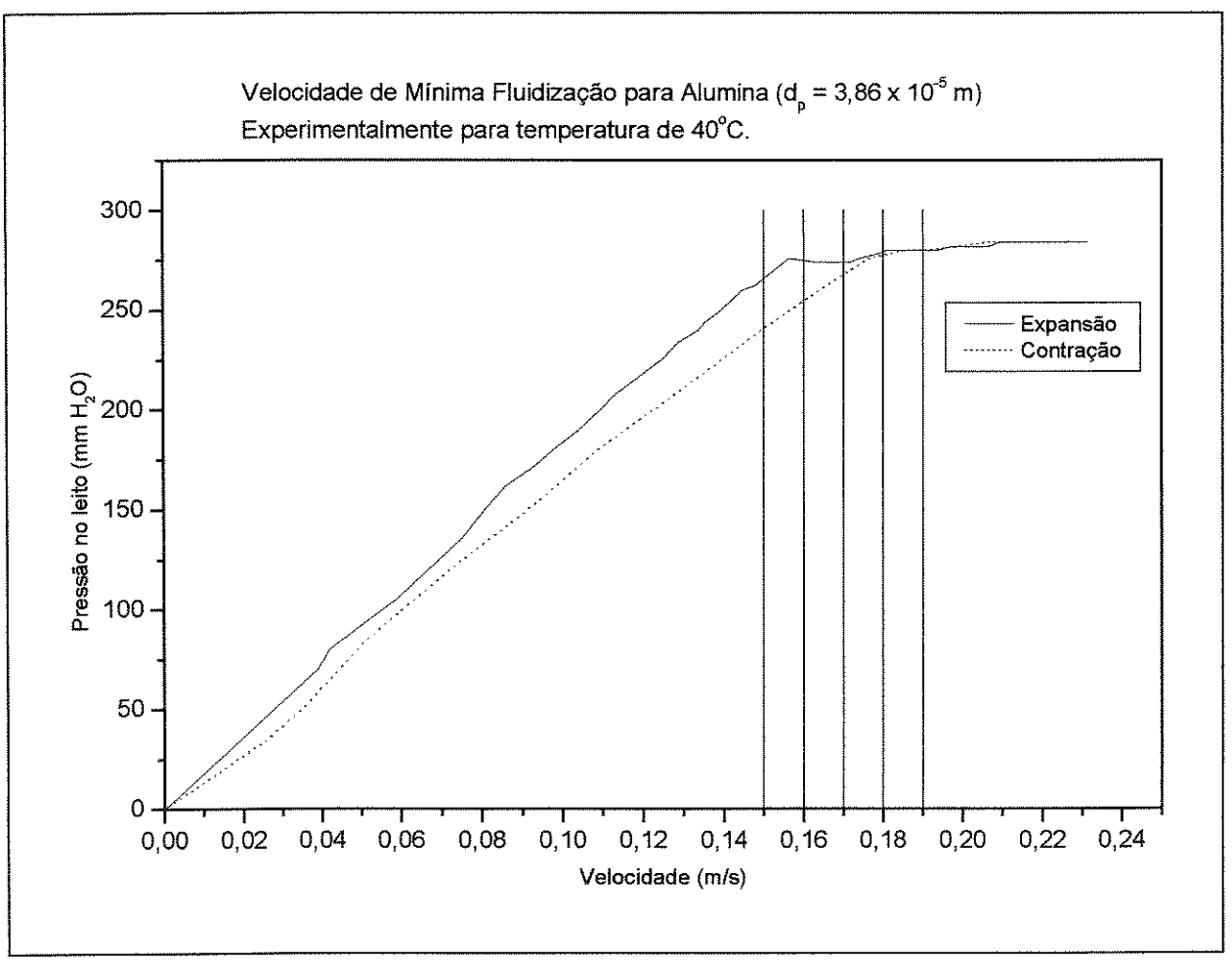
30. Tiangco, V. M., Jenkins, B. M., Goss, J. R., Chancellor, W. J. Design and Development of a Continuous Small-Scale Rice Hull Gas Producer, Papers Presented at the 1986 Summer Meeting from the American Society of Agricultural Engineering. California Polytechnic State University, San Luis Obispo, CA.

31. Velupillai, L., Mahin, D. B., Warshaw, J. W., Wailes, E. J. A Study of the Market for Rice Husk-to-Energy Systems and Equipment. Louisiana State University, Agricultural Center, 1997.

32. White, L. P., Plaskett, L. G. Biomass as Fuel, Academic Press, 1981.

ANEXOS

Anexo 1. Velocidade de mínima fluidização.



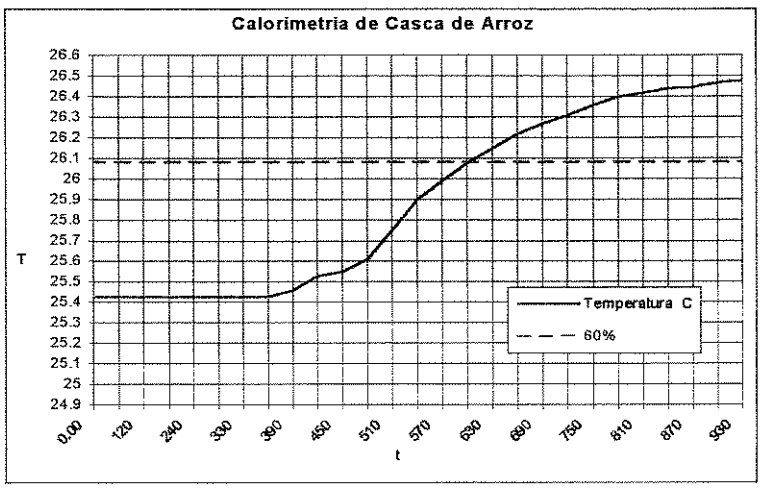
Velocidade de mínima fluidização a 40° C.

UNICAMP
BIBLIOTECA CENTRAL
SEÇÃO CIRCULANTE

Anexo 2. Calorímetro Isotérmico.

Tabla de Determinação de Poder Calorifico

Combustivel casca de arroz **Masa** 1.0316 gms
Tipo de filamento **Comprimento** 12 cms
Comprimento do fio de algodão 15 cms **Masa fio algodão** 0.0047 gms
Volume d´agua no corpo da bomba 1 ml
Volume de agua no calorimetro 2700 ml
Ajuste do agitador 80 % **Temperatura ambiente** 23 C
Volume de álcali padrão titulado 3.6 ml=cal/kg
Pressão na bomba 30 Kgf/cm^2



Temp (s)	Temperatura C	60%
0.00	25.43	26.084
60	25.43	26.084
120	25.43	26.084
180	25.43	26.084
240	25.43	26.084
300	25.43	26.084
330	25.43	26.084
360	25.43	26.084
390	25.46	26.084
420	25.53	26.084
450	25.55	26.084
480	25.61	26.084
510	25.75	26.084
540	25.9	26.084
570	25.99	26.084
600	26.08	26.084
630	26.15	26.084
660	26.22	26.084
690	26.27	26.084
720	26.31	26.084
750	26.36	26.084
780	26.4	26.084
810	26.42	26.084
840	26.44	26.084
870	26.45	26.084
900	26.47	26.084
930	26.48	26.084
960	26.49	26.084
990	26.49	26.084
1020	26.5	26.084
1050	26.51	26.084
1080	26.51	26.084
1110	26.51	26.084
1140	26.52	26.084
1170	26.52	26.084
1200	26.52	26.084
1230	26.52	26.084
1260	26.52	26.084
1290	26.52	26.084
1320	26.52	26.084
1350	26.52	26.084
1380	26.52	26.084
1420	26.52	26.084

60% de la temperatura
26.084

Hs=(t*A-e1-e3)/P
3528.928305

A	3404.11	cal/C	
e1	3.60	ml=cal	
e3	32.4	cal	(puede tener factor de 2.3 si es de cromel)
P	1.0316	gms	
t=tc-ta-r1*(b-a)-r2*(c-b)		t=	1.08
a	300		
b	600	seg (manualmente de la grafica)	
c	1140	seg (manualmente de la grafica)	
ta	25.43		
tc	26.51	manualmente de la grafica	
r1	0		

Anexo 3. Dados da Analise Imediata.

Cadinho	Amostra Umida + Cadinho	Amostra Seca + Cadinho	Carbono na Amostra + Cadinho	Cinza + Cadinho	Amostra Umida	Amostra Seca	Carbono Fixo + Cinza	Cinzas	Umidade %	Carbono %	Volaties %	Cinzas %
1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13
39.3658	40.6819	40.5652	39.7380	39.6090	1.3161	1.1994	0.3722	0.2432	0.0973	0.1076	0.6897	0.2028
38.5876	39.6718	39.5744	38.8857	38.7882	1.0842	0.9868	0.2981	0.2006	0.0987	0.0988	0.6979	0.2033
37.5676	38.7063	38.6041	37.8966	37.7865	1.1387	1.0365	0.3290	0.2189	0.0986	0.1062	0.6826	0.2112
40.1791	41.2561	41.1600	40.4778	40.3804	1.0770	0.9809	0.2987	0.2013	0.0980	0.0993	0.6955	0.2052
31.5577	32.6534	32.5563	31.8698	31.7676	1.0957	0.9986	0.3121	0.2099	0.0972	0.1023	0.6875	0.2102
29.7213	30.8510	30.7504	30.0419	29.9347	1.1297	1.0291	0.3206	0.2134	0.0978	0.1042	0.6885	0.2074
39.3561	40.5958	40.4844	39.7066	39.5949	1.2397	1.1283	0.3505	0.2388	0.0987	0.0990	0.6894	0.2116
38.5790	39.7943	39.6859	38.9265	38.8160	1.2153	1.1069	0.3475	0.2370	0.0979	0.0998	0.6861	0.2141
37.5546	38.7685	38.6604	37.9028	37.7938	1.2139	1.1058	0.3482	0.2392	0.0978	0.0986	0.6851	0.2163
40.1717	41.4669	41.3528	40.5412	40.4226	1.2952	1.1811	0.3695	0.2509	0.0966	0.1004	0.6872	0.2124
31.5539	32.7395	32.6354	31.8925	31.7872	1.1856	1.0815	0.3386	0.2333	0.0963	0.0974	0.6869	0.2157
29.7153	30.9444	30.8360	30.0626	29.9564	1.2291	1.1207	0.3473	0.2411	0.0967	0.0948	0.6901	0.2151
							Media		**9.76%**	**10.07%**	**68.89%**	**21.04%**
							Desvio Padrão		**0.08%**	**0.37%**	**0.42%**	**0.48%**

Anexo 4. Experimentos com Fator de Ar de 0,4.

FA	h leito teórico	h leito chauvenet	Temperatura	H2	O2	N2	CH4	CO	CO2	PCI	Vel fluid	Q gas	Q cin total	Q s carb	Q s cinza
0,4	0,4	0,477	689	3,04	2,19	65,57	2,68	13,93	12,59	3,04	0,77	7,19	7,17	3,84	3,33
		0,477	689	3,27	2,25	61,56	3,44	17,15	12,33	3,75	0,77	7,47	7,08	3,84	3,23
		0,476	682	2,93	1,91	65,15	2,75	14,90	12,36	3,18	0,77	7,10	7,09	3,84	3,25
		0,477	688	2,86	2,42	63,38	2,89	15,68	12,77	3,32	0,77	7,21	7,02	3,84	3,17
		0,476	681	2,85	2,35	62,95	3,04	16,46	12,35	3,47	0,77	7,27	7,04	3,84	3,20
		0,475	676	2,53	2,15	66,06	2,50	14,22	12,54	2,96	0,76	7,10	7,14	3,84	3,29
	Media	0,476	684,133	2,915	2,212	64,112	2,885	15,388	12,487	3,287	0,770	7,224	7,090	3,844	3,246
	Desvio Padra	0,001166308	5,356366928	0,245012683	0,178413	1,75373	0,328435	1,270264	0,175026	0,290774	0,004311	0,137062	0,057489	0	0,057488929
	varianca	1,36027E-06	28,69066667	0,060031215	0,031831	3,075568	0,107869	1,61357	0,030634	0,08455	1,86E-05	0,018786	0,003305	0	0,003304977
	% desvio	0,244873267	0,78294196	8,404757281	8,06524	2,735419	11,38278	8,254747	1,401652	8,846929	0,559626	1,897249	0,810901	0	1,771116278
	% varianca	0,000285598	4,19372442	2,059272129	1,43894	4,797185	3,738502	10,48571	0,245326	2,572458	0,002413	0,260041	0,046618	0	0,101819578

FA	h leito teórico	h leito chauvenet	Temperatura	H2	O2	N2	CH4	CO	CO2	PCI	Vel fluid	Q gas	Q cin total	Q s carb	Q s cinza
0,4	0,6	0,798	716	3,92	1,83	64,72	2,66	11,72	15,16	2,85	1,04	8,47	14,69	6,13	8,56
		0,796	711	3,74	3,30	65,19	2,50	10,80	14,48	2,66	1,03	8,21	14,45	6,13	8,32
		0,795	709	4,81	1,75	57,70	3,84	16,63	15,28	3,99	1,03	9,33	14,53	6,13	8,40
		0,795	708	4,39	1,88	61,01	3,29	14,26	15,18	3,45	1,03	8,95	14,68	6,13	8,55
		0,795	708	4,29	0,86	62,81	2,98	12,74	16,33	3,13	1,03	8,67	14,52	6,13	8,40
		0,795	708	4,53	1,65	59,78	3,58	15,36	15,11	3,71	1,03	9,05	14,59	6,13	8,46
	Media	0,796	709,883	4,278	1,880	61,865	3,140	13,583	15,253	3,298	1,032	8,780	14,574	6,125	8,449
	Desvio Padra	0,001230037	3,068984631	0,394157329	0,791086	2,916336	0,523772	2,228307	0,598754	0,509919	0,003222	0,409809	0,094303	0	0,094302676
	varianca	1,51299E-06	9,418666667	0,15536	0,625817	8,505017	0,274337	4,96535	0,358507	0,260017	1,04E-05	0,167943	0,008893	0	0,008892995
	% desvio	0,154621101	0,432322395	9,212870954	42,07903	4,714032	16,68062	16,40471	3,925399	15,46295	0,312243	4,66743	0,647045	0	1,11610803
	% varianca	0,00019019	1,326790787	3,631320608	33,28812	13,7477	8,736837	36,55472	2,35035	7,884851	0,001006	1,912753	0,061018	0	0,105251975

FA	h leito teórico	h leito chauvenet	Temperatura	H2	O2	N2	CH4	CO	CO2	PCI	Vel fluid	Q gas	Q cin total	Q s carb	Q s cinza
0,4	0,8	1,213	718	3,67	2,36	62,78	2,80	13,59	14,81	3,11	1,59	10,74	14,76	4,66	10,10
		1,212	717	3,06	1,27	67,14	2,15	11,39	15,00	2,53	1,58	10,13	14,82	4,66	10,16
		1,212	717	3,49	1,23	62,75	2,71	13,71	16,12	3,07	1,58	10,93	14,80	4,66	10,14
		1,210	714	3,47	1,31	65,26	2,43	12,41	15,13	2,81	1,58	10,37	14,76	4,66	10,10
	Media	1,212	716,474	3,421	1,544	64,479	2,521	12,773	15,262	2,881	1,583	10,541	14,786	4,660	10,126
	Desvio Padra	0,001111726	1,551127225	0,257859781	0,545978	2,126568	0,294095	1,093907	0,58495	0,267816	0,002482	0,361235	0,030755	0	0,030754662
	varianca	1,23594E-06	2,405995667	0,066491667	0,298092	4,522292	0,086492	1,196633	0,342167	0,071725	6,16E-06	0,130491	0,000946	0	0,000945849
	% desvio	0,091751993	0,216494609	7,537922953	35,35743	3,29807	11,66656	8,563993	3,832806	9,294801	0,156763	3,426839	0,211019	0	0,303713553
	% varianca	0,000102003	0,335810682	1,943727162	19,30437	7,01357	3,431074	9,368215	2,242001	2,489293	0,000389	1,237894	0,00649	0	0,009340608

Anexo 5. Experimentos com Factor de Ar de 0,5.

FA	h leito teórico	h leito chauvenet	Temperatura	H2	O2	N2	CH4	CO	CO2	PCI	Vel fluid	Q gas	Q cin total	Q s carb	Q s cinza
0,5	0,4	0,485	723	3,95	0,94	64,56	2,59	12,65	15,30	2,95	0,80	9,95	12,72	5,29	7,43
		0,484	719	4,07	1,57	63,56	2,66	12,97	15,18	3,03	0,80	9,92	12,54	5,29	7,25
		0,484	718	4,16	1,29	63,68	2,63	13,26	14,98	3,06	0,80	9,96	12,64	5,29	7,35
		0,484	718	4,16	1,29	63,68	2,63	13,26	14,98	3,06	0,80	9,96	12,64	5,29	7,35
		0,483	716	4,41	1,42	62,47	3,10	14,71	13,90	3,44	0,80	9,93	12,54	5,29	7,25
	Media	0,484	718,600	4,150	1,304	63,587	2,724	13,370	14,866	3,108	0,798	9,945	12,614	5,289	7,325
	Desvio Padra	0,000615063	2,792848009	0,165586195	0,230799	0,742925	0,211108	0,790719	0,559464	0,19075	0,002248	0,020874	0,075434	0	0,075434184
	varianca	3,78303E-07	7,8	0,027418788	0,053268	0,551938	0,044567	0,625236	0,313	0,036385	5,05E-06	0,000436	0,00569	0	0,005690316
	% desvio	0,127121943	0,388651268	3,990419826	17,70599	1,168359	7,750065	5,91421	3,763369	6,137524	0,281651	0,209893	0,517581	0	1,029771713
	% varianca	7,8188E-05	1,085443919	0,660758436	4,08652	0,868004	1,636102	4,676478	2,105471	1,170732	0,000633	0,004381	0,039043	0	0,077679989

FA	h leito teórico	h leito chauvenet	Temperatura	H2	O2	N2	CH4	CO	CO2	PCI	Vel fluid	Q gas	Q cin total	Q s carb	Q s cinza
0,5	0,6	0,808	742	3,85	1,42	66,17	2,52	10,15	15,90	2,60	1,07	11,24	13,69	5,87	7,82
		0,807	739	3,71	1,87	65,54	2,61	10,57	15,71	2,67	1,06	11,20	13,54	5,87	7,67
		0,806	736	4,35	1,65	63,88	2,94	11,66	15,53	2,99	1,06	11,48	13,61	5,87	7,74
		0,801	736	3,56	1,70	66,56	2,41	10,46	15,32	2,56	1,06	11,19	13,74	5,87	7,87
		0,801	736	3,56	1,70	66,56	2,41	10,46	15,32	2,56	1,06	11,19	13,74	5,87	7,87
		0,807	739	4,82	0,89	61,56	3,36	12,92	16,46	3,35	1,06	12,01	13,65	5,87	7,78
		0,809	743	4,05	1,43	64,48	2,89	11,68	15,48	2,94	1,07	11,35	13,58	5,87	7,71
	Media	0,806	738,571	3,984	1,525	64,961	2,733	11,127	15,671	2,811	1,062	11,380	13,643	5,873	7,778
	Desvio Padra	0,003376291	3,01466653	0,463639844	0,321233	1,820127	0,348753	0,996601	0,403974	0,2971	0,003165	0,299377	0,082848	6,88E-08	0,078051171
	varianca	1,13993E-05	9,088214286	0,214961905	0,10319	3,312862	0,121629	0,993214	0,163195	0,088269	1E-05	0,089627	0,006864	4,74E-15	0,006091985
	% desvio	0,419049334	0,408175352	11,63740718	21,07102	2,801878	12,76259	8,956681	2,577854	10,57091	0,298018	2,630761	0,568454	1,17E-06	1,00350237
	% varianca	0,001414832	1,230512573	5,395565649	6,768702	5,099774	4,450989	8,926241	1,041387	3,140621	0,000943	0,787589	0,047095	8,07E-14	0,078324535

FA	h leito teórico	h leito chauvenet	Temperatura	H2	O2	N2	CH4	CO	CO2	PCI	Vel fluid	Q gas	Q cin total	Q s carb	Q s cinza
0,5	0,6	1,211	716	3,26	1,73	64,65	2,54	12,59	15,24	2,85	1,58	12,82	22,56	6,92	15,64
		1,211	715	3,28	1,95	65,86	2,30	12,43	14,19	2,74	1,58	12,48	22,62	6,92	15,70
		1,212	717	3,09	1,87	65,60	2,43	12,06	14,96	2,72	1,58	12,61	22,54	6,92	15,62
		1,213	718	3,42	2,13	65,07	2,26	12,45	14,68	2,75	1,59	12,54	22,38	6,92	15,46
		1,213	718	3,42	2,13	65,07	2,26	12,45	14,68	2,75	1,59	12,54	22,38	6,92	15,46
	Media	1,212	716,856	3,292	1,964	65,247	2,356	12,394	14,747	2,761	1,584	12,599	22,497	6,920	15,577
	Desvio Padra	0,001041006	1,45221579	0,136674797	0,172395	0,479427	0,123369	0,198444	0,389744	0,049059	0,002324	0,132516	0,109802	0	0,109801527
	varianca	1,08369E-06	2,1089307	0,01868	0,02972	0,22985	0,01522	0,03938	0,1519	0,002407	5,4E-06	0,01756	0,012056	0	0,012056375
	% desvio	0,085895998	0,202581299	4,151304946	8,779234	0,734791	5,23565	1,601086	2,642926	1,776975	0,14671	1,051797	0,753388	0	0,704914124
	% varianca	8,94183E-05	0,294191761	0,567378759	1,513495	0,352279	0,645919	0,317726	1,030063	0,087177	0,000341	0,13938	0,082723	0	0,077400647