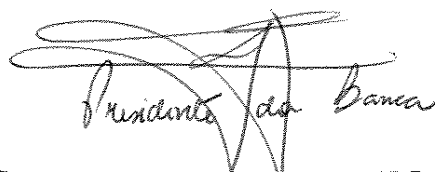


UNIVERSIDADE ESTADUAL DE CAMPINAS
FACULDADE DE ENGENHARIA AGRÍCOLA
DEPARTAMENTO DE CONSTRUÇÕES RURAIS

Baruer

Este exemplar corresponde a redação final da dissertação de Mestrado defendida por Edgardo Olivares Gómez e aprovada pela Comissão Julgadora em 04 de outubro de 1996. Campinas, 09 de dezembro de 1996.


Presidente da Banca

**PROJETO, CONSTRUÇÃO E AVALIAÇÃO PRELIMINAR DE UM
REATOR DE LEITO FLUIDIZADO PARA GASEIFICAÇÃO DE
BAGAÇO DE CANA-DE-AÇÚCAR**

por

Edgardo Olivares Gómez

Campinas, outubro de 1996

São Paulo

UNIVERSIDADE ESTADUAL DE CAMPINAS
FACULDADE DE ENGENHARIA AGRÍCOLA
DEPARTAMENTO DE CONSTRUÇÕES RURAIS

9440086

**PROJETO, CONSTRUÇÃO E AVALIAÇÃO PRELIMINAR DE UM
REATOR DE LEITO FLUIDIZADO PARA GASEIFICAÇÃO DE
BAGAÇO DE CANA-DE-AÇÚCAR**

Autor: Edgardo Olivares Gómez

Orientador: Prof. Dr. Luís Augusto Barbosa Cortez

Dissertação apresentada à comissão de Pós-Graduação da Faculdade de Engenharia Agrícola como parte das exigências para a obtenção do título de Mestre em Engenharia Agrícola, área de concentração de Construções Rurais.

Campinas, outubro de 1996

São Paulo

I. CHAMADA:	
Unicamp	
OL4p	
1.	Ex.
FUNDO BC/	31584
PROC.	281197
C	☐
D	☒
PREÇO	R\$ 11,00
DATA	02/09/97
Nº	CPD

CM-0009912-1

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

OL4p

Olivares Gómez, Edgardo

Projeto, construção e avaliação preliminar de um reator de leito fluidizado para gaseificação de bagaço de cana-de-açúcar / Edgardo Olivares Gómez. --Campinas, SP: [s.n.], 1996.

Orientador: Luís Augusto Barbosa Cortez.
Dissertação (mestrado) - Universidade Estadual de Campinas, Faculdade de Engenharia Agrícola.

1. Gaseificação. 2. Leito fluidizado. 3. Bagaço de cana. 4. Energia da biomassa. I. Cortez, Luís Augusto Barbosa. II. Universidade Estadual de Campinas. Faculdade de Engenharia Agrícola. III. Título.

“...Eu creio invencivelmente que a ciência e a paz
trunfarão sobre a ignorância e a guerra, que os
povos se entenderão, não para destruir, mas
para edificar.”

Luis Pasteur

Dedico este trabalho à memória da minha mãe e do meu pai, pela lição de vida que me deram, a minha querida esposa Isabel, pelo grande amor, compreensão e apoio, à minha filha Cynthia, por ser ela parte de mim e a um irmão de ontem que parece de sempre, Ivan, pela possibilidade que me deu de conhecê-lo

AGRADECIMENTOS

Ao Prof. Dr. Luís Augusto Barbosa Cortez, pela amizade, ajuda e orientação no trabalho;

À Fundação de Amparo à Pesquisa do Estado de São Paulo-FAPESP, pela concessão da bolsa de estudo;

Ao Prof. Dr. Caio Glauco Sanchez, pelo apoio na realização dos ensaios experimentais, tanto pessoalmente quanto em equipamentos, local, instrumentação e tempo de consulta;

Ao Prof. Dr. Electo Silva Lora, pela participação nos experimentos e pelas várias vezes em que solicitei sua cooperação e paciência na discussão dos mais diversos problemas relacionados com o trabalho de tese;

Ao Sr. Themistocles Rocha Neto, pela sua imprescindível ajuda na construção do protótipo de gaseificador e pelos conhecimentos por ele transmitidos;

Ao Prof. Dr. Luis Ernesto Brossard Perez, da Universidad de Oriente, Cuba, pela imensa colaboração para o trabalho;

Aos técnicos e funcionários do Laboratório de Combustíveis e Combustão do Departamento de Engenharia Térmica e de Fluidos da Faculdade de Engenharia Mecânica-UNICAMP, Luiz Zanaga, Antonio Maurício di Pieri, Gonçalves Aparecido Plinis, Luis Gama e Luciano Rodrigo da Silva;

Aos técnicos e funcionários da TERMOQUIP ENERGIA ALTERNATIVA LTDA., Edivaldo, José Maria, Marisa e todos os demais;

Aos estudantes de Mestrado Fernando Lucambio do IMEC-UNICAMP e Lino Rosell da FEE-UNICAMP, pela valiosa colaboração e amizade;

Às secretárias da Pós-Graduação da Faculdade de Engenharia Agrícola-UNICAMP, Ana Paula (Aninha) e Marta, pela amizade e orientação na solução dos problemas co-relacionados com a tese e outros;

Às secretárias do Departamento de Construções Rurais da FEAGRI-UNICAMP Vanessa e Deyse, pela amizade e ajuda no dia a dia;

À minha querida família no Brasil, Leonilde, Telma, Adail e Daniel, pela grande força que sempre me deram;

À toda minha família em Cuba, pelo apoio e a paciência que tiveram em todo momento;

Aos colegas e amigos da Pós-Graduação Eduardo Barreda, Maria Eugenia, Leila, Yamilia, Ester, Rafael, Gilberto, Martha, Saul, Victor, Rogério, e todos em geral, pelo grande apoio e sinais de afeto e carinho;

Aos colegas da Pós-Graduação Simona e Junior (el pequeño), pela amizade sincera e colaboração na redação e correção da tese;

A Rosilene da FEM-UNICAMP pela sua participação nos experimentos.

Aos funcionários da FEAGRI-UNICAMP Dagoberto, Chico Dario e especialmente Anésio, pelos laços de respeito e afeto;

Ao Sr. Robison pela grande ajuda na elaboração dos desenhos e fotografias;

Ao Departamento de Termoenergética-Universidad de Oriente, Cuba;

Ao Brasil que me recebeu;

A Cuba que me viu nascer e crescer

ÍNDICE

ÍNDICE DE FIGURAS.....	i
ÍNDICE DE TABELAS.....	iv
RESUMO	vi
ABSTRACT	viii
NOMENCLATURA.....	x
1. INTRODUÇÃO.....	1
1.1. A biomassa como fonte de energia no mundo	1
1.2. Tecnologias alternativas para a conversão termoquímica da biomassa.....	4
1.3. A tecnologia de gaseificação de bagaço de cana-de-açúcar em leito fluidizado	6
1.4. Motivação.....	9
2. OBJETIVOS.....	13
3. REVISÃO BIBLIOGRÁFICA.....	14
3.1. A biomassa vegetal no Brasil. Papel dos sub-produtos da indústria canavieira (bagaço e palha da cana-de-açúcar)	14
3.2. A tecnologia de gaseificação como alternativa de conversão.....	17
3.2.1. Principais opções de reatores para sistemas de gaseificação.....	19
3.2.1.1. Reatores de leito fixo (reatores tradicionais).....	20
3.2.1.2. Reatores de leito fluidizado	22
3.2.2. Tecnologia de gaseificação em leito fluidizado	26
3.3. Principais projetos de pesquisa desenvolvidos na área de gaseificação de biomassa em leito fluidizado	30
3.3.1. Sistema de alimentação de combustível para reatores de leito fluidizado.....	38
3.3.2. Sistema de distribuição do agente de fluidização	40
3.3.3. Mecanismo de partida do reator de leito fluidizado	41
3.4. A tecnologia BIG/GT-CC	42
3.5. Experiências na gaseificação de bagaço de cana-de-açúcar em leito fluidizado no Brasil.....	47
4. CARACTERIZAÇÃO FÍSICO-QUÍMICA DA BIOMASSA	49
4.1. Introdução	49
4.2. Preparação da matéria-prima.....	49

4.3. Material e métodos.....	51
4.3.1. Análise imediata.....	51
4.3.2. Análise do poder calorífico	53
4.3.3. Análise granulométrica	54
4.3.4. Densidade aparente.....	57
4.4. Tratamento e análise dos resultados	57
4.4.1. Análise imediata.....	57
4.4.2. Análise do poder calorífico	59
4.4.3. Análise granulométrica	60
4.4.4. Densidade aparente.....	65
5. MATERIAL E MÉTODOS	66
5.1. Introdução	66
5.2. Características fluidodinâmicas do leito fluidizado	66
5.2.1. Velocidade superficial da mínima fluidização.....	66
5.2.2. Velocidade terminal	70
5.2.3. Queda de pressão em leito fluidizado	72
5.3. Projeto e construção da instalação de gaseificação em leito fluidizado	74
5.3.1. Características gerais	74
5.3.2. Dimensionamento e detalhes construtivos	77
5.3.2.1. Dimensionamento do reator	77
5.3.2.2. Dimensionamento do sistema de distribuição de ar	83
5.3.2.3. Dimensionamento do sistema de alimentação de combustível	93
5.3.2.4. Dimensionamento do ciclone.....	97
5.4. Montagem experimental.....	102
5.4.1. Introdução.....	102
5.4.2. Procedimento de calibração do sistema de alimentação de combustível.	
Análise preliminar das incertezas nas medições.....	104
5.4.3. Sistema de amostragem do gás combustível e acondicionamento da amostra.	
Análise cromatográfica	109
5.4.4. Instrumentação e equipamentos de medida.....	110
5.5. Procedimento experimental	112

5.5.1. Partida do reator.....	112
5.5.2. Controle da vazão do agente de gaseificação (ar) e de combustível	114
5.5.3. Ensaios experimentais.....	115
6. RESULTADOS E DISCUSSÃO.....	118
6.1. Introdução	118
6.2. Avaliação do desempenho do gaseificador.....	118
6.2.1. Metodologia para a análise dos resultados experimentais.....	119
6.2.2. Metodologia de avaliação energética do gaseificador. Programa de cálculo para o balanço de energia e massa	120
6.3. Resultados experimentais e discussão dos resultados.	128
6.3.1. Introdução.....	128
6.3.2. Desempenho do sistema de alimentação de combustível e de distribuição de ar	129
6.3.3. Apresentação e discussão dos modelos de correlação.....	133
7. CONCLUSÕES E SUGESTÕES PARA TRABALHOS FUTUROS	150
8. REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS.....	152
ANEXOS.....	159

ÍNDICE DE FIGURAS

Figura 1.1 - Consumo de energia primária no mundo a partir de várias fontes (MUTANEN, 1993)	2
Figura 1.2 - Processo de gaseificação da biomassa (MUTANEN, 1993)	5
Figura 1.3 - Esquema da unidade de gaseificação em escala de planta piloto do IPT-São Paulo	9
Figura 3.1 - Consumo total de fontes primárias de energia no Brasil. Balanço energético nacional, 1995 (ano base 1994)	15
Figura 3.2 - Tecnologias alternativas para a conversão energética dos combustíveis sólidos	19
Figura 3.3 - Protótipos de gaseificadores de leito fixo	21
Figura 3.4 - Esquema do reator de “topo aberto” do Indian Institute of Science (MUKUNDA, 1995)	23
Figura 3.5 - Esquema de um reator de leito fluidizado de 1ª geração	24
Figura 3.6 - Esquema de um reator de leito fluidizado circulante	25
Figura 3.7 - Sistemas de alimentação para reatores de leito fluidizado	40
Figura 3.8 - Foto da placa de distribuição de ar com os borbulhadores. Distribuidor utilizado no reator avaliado	42
Figura 3.9 - Configuração da tecnologia BIG/GT-STIG	45
Figura 3.10 - Planta em escala demonstrativa da tecnologia BIG/GT-CC	46
Figura 4.1 - Comparação entre a densidade proposta e os valores amostrais obtidos	62
Figura 4.2 - Função de densidade de probabilidade	63
Figura 4.3 - Histograma de distribuição de tamanhos das partículas para duas amostras típicas de palha de cana	64
Figura 5.1 - Regime fluidodinâmico do sistema sólido-gás em condições de fluxo vertical ascendente	73
Figura 5.2 - Foto do sistema de gaseificação	77
Figura 5.3 - Algoritmo de cálculo dos principais parâmetros de projeto	81
Figura 5.4 - Esquema dimensional do protótipo de reator de leito fluidizado	84
Figura 5.5 - Obtenção gráfica da velocidade de mínima fluidização	88

Figura 5.6 - Modelo dimensional do borbulhador com tampa.....	92
Figura 5.7 - Dimensões construtivas da placa de distribuição.....	92
Figura 5.8 - Esquema dimensional do sistema de alimentação de biomassa.....	96
Figura 5.9 - Esquema dimensional do ciclone.....	103
Figura 5.10 - Estrutura de montagem do sistema de gaseificação.....	103
Figura 5.11 - Curva de vazão de bagaço de cana “ <i>in natura</i> ”.....	106
Figura 5.12 - Curva de vazão de pellets de bagaço de cana.....	106
Figura 5.13 - Curva de vazão de bagaço de cana “ <i>in natura</i> ” em função do número de vezes que foi descarregado.....	107
Figura 5.14 - Sistema de amostragem do gás.....	109
Figura 5.15 - Cromatógrafo utilizado nos testes de gaseificação.....	110
Figura 5.16 - Cromatograma típico.....	111
Figura 5.17 - Curva de vazão de ar.....	112
Figura 5.18 - Gráfico que representa o aquecimento do leito durante a partida do reator.....	115
Figura 6.1 - Esquema para ilustrar o balanço energético do gaseificador.....	121
Figura 6.2 - Curva de ajuste do produto ($c_{cinz} t$) em função da temperatura t	122
Figura 6.3 - Esquema do sistema de alimentação proposto.....	130
Figura 6.4- Condições fluidodinâmicas do leito de material inerte no início da fluidização.....	132
Figura 6.5 - Poder calorífico inferior do gás em função do fator de ar.....	135
Figura 6.6 - Poder calorífico inferior do gás em função da temperatura média do leito.....	136
Figura 6.7 - Concentração de CO, H ₂ e CH ₄ em função do fator de ar.....	137
Figura 6.8 - Concentração de CO, H ₂ e CH ₄ em função da temperatura média do leito.....	138
Figura 6.9 - Perdas de energia no gaseificador em função do fator de ar.....	139
Figura 6.10 - Vazão de sólidos elutriados do leito em função do fator de ar.....	141
Figura 6.11 - Vazão de carbono no resíduo sólido elutriado em função do fator de ar.....	142
Figura 6.12 - Concentração de carbono no resíduo sólido em função do fator de ar.....	144
Figura 6.13 - Temperatura média do leito em função do fator de ar.....	145
Figura 6.14 - Eficiência a frio e a quente do gaseificador em função do fator de ar.....	146

Figura 6.15 - $\text{kg}_{\text{gás}}/\text{kg}_{\text{comb.}}$ em função do fator de ar	147
Figura 6.16 - Eficiência a frio e a quente do gaseificador em função da taxa específica de gaseificação	148

ÍNDICE DE TABELAS

Tabela 1.1 - Produção de energia elétrica e demanda de vapor para uma usina típica de açúcar ou destilaria de álcool segundo diferentes variantes de cogeração (OGDEN et al., 1990)	7
Tabela 3.1 - Safra sucroalcooleira na região centro-sul (dados do AIAA)	15
Tabela 3.2 - Melhor variante da tecnologia de gaseificação para diferentes níveis de capacidade de produção de energia elétrica, (BLACKADDER et al., 1992)	26
Tabela 3.3 - Parâmetros de operação, eficiência, características construtivas e da biomassa (gaseificadores em escala de laboratório)	31
Tabela 3.4 - Parâmetros de operação, eficiência, características construtivas e da biomassa (gaseificadores em escala de planta piloto)	33
Tabela 3.5 - Parâmetros de operação, eficiência, características construtivas e da biomassa (unidades em escala de plantas demonstrativas/comerciais)	36
Tabela 4.1 - Variedades de cana-de-açúcar do bagaço e da palha estudadas	50
Tabela 4.2 - Série de peneiras utilizadas na análise de distribuição granulométrica do bagaço da cana-de-açúcar	56
Tabela 4.3 - Série de peneiras utilizadas na análise de distribuição granulométrica da palha da cana-de-açúcar	56
Tabela 4.4 - Resultados da análise imediata obtidos na literatura para as biomassas avaliadas	59
Tabela 4.5 - Resultados obtidos da análise imediata	59
Tabela 4.6 - Resultados obtidos da análise do poder calorífico superior (base seca)	60
Tabela 4.7 - Composição elementar média utilizada nos cálculos	60
Tabela 4.8 - Resultados da análise granulométrica do bagaço de cana	61
Tabela 4.9 - Resultados do cálculo das probabilidades	61
Tabela 4.10 - Resultados da análise granulométrica para a palha de cana	64
Tabela 5.1 - Melhores valores do fator de ar para diferentes tipos de biomassa	78
Tabela 5.2 - Características do bagaço de cana-de-açúcar utilizado nos cálculos do projeto	80
Tabela 5.3 - Parâmetros de operacionais e de projeto assumidos durante os cálculos	80

Tabela 5.4 - Parâmetros de projeto calculados.....	82
Tabela 5.5 - Composição química do concreto refratário isolante utilizado no reator.	82
Tabela 5.6 - Granulometria da alumina utilizada como material inerte do leito (grão 46)	113
Tabela 5.7 - Vazão de ar estimada.....	116
Tabela 5.8 - Vazão de combustível estimada.....	117

RESUMO

OLIVARES, E.G. Projeto, construção e avaliação preliminar de um reator de leito fluidizado para gaseificação de bagaço de cana-de-açúcar.
Campinas: FEAGRI/UNICAMP, 1996. (Dissertação-Mestrado em Engenharia Agrícola)*

O interesse atual pela gaseificação de biomassa no mundo está baseado em dois aspectos principais: (a) A possibilidade de se desenvolver comercialmente a tecnologia BIG/GT-CC (Biomass Integrated Gasifiers /Gas Turbine-Combined Cycles) que permite diminuir o custo do kW.h desde valores de aproximadamente 8 centavos utilizando a tecnologia convencional (com ciclo Rankine), até valores estimados de 3,8 centavos utilizando a tecnologia BIG/GT-CC de segunda geração (com turbinas a gás mais eficientes) e (b) A sua utilização contribui na melhoria do balanço de CO₂, de NO_x e de SO_x na atmosfera, quando comparado com os combustíveis fósseis. Sem dúvida, o primeiro destes aspectos tornaria a energia obtida a partir da biomassa competitiva com relação à energia obtida a partir dos combustíveis convencionais.

Nesta direção vários projetos estão sendo desenvolvidos em diversos países do mundo, por empresas do setor energético, instituições de pesquisa e grupos de pesquisa a nível de universidades.

A Faculdade de Engenharia Agrícola-UNICAMP em colaboração com o Departamento de Engenharia Térmica e de Fluidos da Faculdade de Engenharia Mecânica-UNICAMP, desenvolveu o projeto de um protótipo de reator de leito fluidizado de 280 kW de potência térmica visando a gaseificação dos subprodutos da agroindústria sucroalcooleira, o bagaço e a palha da cana-de-açúcar. Para tanto foi necessário desenvolver uma metodologia aproximada de dimensionamento do reator, que embora não considere uma teoria rigorosa constitui uma útil ferramenta prática. O projeto considerou também o dimensionamento do sistema de

* Orientador: Prof. Dr. Luís Augusto Barbosa Cortez

distribuição do agente de gaseificação (ar), do sistema de alimentação de biomassa e do ciclone da instalação de gaseificação.

A construção e montagem da instalação e da estrutura de suporte foi realizada pela **TERMOQUIP ENERGIA ALTERNATIVA LTDA**, de Campinas, São Paulo.

Os primeiros testes a frio e em condições de gaseificação permitiram comprovar as dificuldades e limitações impostas pelo sistema de alimentação (do tipo rosca sem-fim), devido às quais foi praticamente impossível desenvolver os experimentos quando trabalhando com bagaço ("*in natura*") e palha da cana.

Como resultado dos testes realizados utilizando pellets de bagaço de cana, verificou-se um aceitável desempenho energético do reator para a faixa de fator de ar empregada de 0,17 até 0,22. O poder calorífico inferior médio do gás obtido foi de 4 MJ/Nm^3 , valor considerado bom na gaseificação com ar. Os maiores valores da eficiência a frio e a quente do gaseificador (29,23 % e 33,42% respectivamente) foram obtidos para um valor de 0,22 do fator de ar, não sendo verificado neste ponto seu valor máximo por limitações na operação do reator para maiores valores do fator de ar. Elevados valores das perdas ao meio ambiente são, provavelmente, a principal causa das baixas eficiências. Nestas perdas são consideradas as perdas de energia pelo carbono não gaseificado que permaneceu no leito e as perdas com o alcatrão e os particulados sólidos no gás de saída do ciclone, as quais não foram avaliadas por falta de medidas experimentais.

O completamento da avaliação do desempenho do reator é feita com o cálculo das perdas de energia com a entalpia sensível do gás de saída e com o resíduo sólido que sai por baixo do ciclone, cujos valores foram aceitáveis na faixa de fator de ar estudada.

ABSTRACT

The present interest in biomass gasification throughout the world is fundamented in two main aspects: a) the potential for commercial development of the BIG/GT-CC (Biomass Integrated Gasifiers/Gas Turbine-Combined Cycles) technology which allows costs of US\$ 0,038/kWh against some US\$ 0,08/kWh when utilizing existing the Rankine cycle conventional systems; b) the use of biomass gasification may contribute to improve the CO₂ balance and reduce NO_x and SO_x emissions in the atmosphere because the source of energy utilized is biomass and recovers a carbon which is already present in the biosphere.

Several projects are being oriented in this direction throughout the world and are lead by private companies and research groups from universities. The School of Agricultural Engineering- FEAGRI from the State University of Campinas-UNICAMP, Brazil, in cooperation with the School of Mechanical Engineering-FEM/UNICAMP has developed a prototype of a fluidized-bed reactor to gasify by-products from the sugar-ethanol industry, such as the bagasse and the trash (leaves and tops). To implement this research it was necessary to develop a method for sizing the reactor combining practical parameters and a theoretical approach. In this project it was considered also the sizing of other auxiliary systems: the gasifying agent (air) distribution, the biomass feeding, and the cyclone for gas purification.

The construction and assembling of the whole installation as well as the structure was conducted by Termoquip Energia Alternativa Ltda, a leading enterprise dedicated to biomass gasifier construction with factory located in Campinas, Brazil.

The first "cold" tests in gasification conditions allowed to confirm the difficulties and limitations imposed by the biomass feeding system (screw type). It was almost impossible to conduct experiments when working with bagasse "*in natura*" and straw. However, the obtained results when bagasse pellets were used indicated acceptable reactor energy efficiency for an air factor in the range of 0.17 to 0.22. The obtained gas low heating value was 4 MJ/Nm³ which was considered acceptable for air gasification. The higher reactor "cold" and "hot" efficiencies were 29,23% and 33.42%, respectively. They were obtained for air factors of 0.22. However, it was not possible to obtain higher efficiencies because the reactor operating conditions did not allow tests with higher air factors. High energy losses to the environment are probably the main cause for low efficiencies. Within these losses are included the non-gasified carbons which

remained in the reactor bed and the losses with tar and solids or particulate found in the exiting gas after the cyclone. These losses were not evaluated due to the lack of appropriated experimental equipment.

The overall thermodynamic evaluation was done calculating the energy losses from the sensible enthalpy from the exiting gas which values were considered acceptable for the studied air-factor.

NOMENCLATURA

A_g	Área da secção transversal do reator, m^2
A_i	Área da secção transversal da tubulação de entrada de ar no plenum, m^2
A_{rsf}	Número de Arquimedes do sistema sólido-fluido
B	Fechamento do balanço de massa, %
c_{carsoi}	Teor de carbono fixo no resíduo sólido, %
CO	Concentração de monóxido de carbono no gás combustível, % (em volume)
CH_4	Concentração de metano no gás combustível, % (em volume)
C^u	Teor de carbono no combustível, % (em massa)
c_a	Fator que considera a inclinação do alimentador em relação à horizontal
c_D	Coefficiente de arraste
C_D	Coefficiente de descarga do orifício
d_p	Diâmetro médio das partículas do material inerte do leito, m
d_i	Diâmetro interior dos bicos de ar, m
d_{or}	Diâmetro dos orifícios dos bicos de ar, m
D_e	Diâmetro equivalente do leito, m
D_r	Diâmetro da secção transversal do reator, m
D	Diâmetro da rosca do alimentador de combustível, m
D_c	Diâmetro do corpo do ciclone, m
E_{ff}	Eficiência a frio do gaseificador, %
E_{fq}	Eficiência a quente do gaseificador, %
$\dot{E}_d$	Demanda de energia do processo, MW
E_{mg}	Eficiência média do gaseificador, %
$\dot{E}_t$	Potência térmica do gaseificador, MW
f_{seg}	Fator de segurança
FA	Fator de ar
g	Aceleração da gravidade, m/s^2
hl_{min}	Altura mínima do leito expandido, m
hl_v	Entalpia de vaporização da água a $25^\circ C$, kJ/kg

H	Altura do leito expandido, m
H_2	Concentração de hidrogênio no gás combustível, % (em volume)
H_{mf}	Altura do leito nas condições de mínima fluidização, m
H_f	Altura do leito estacionário de partículas, m
H^u	Teor de hidrogênio no combustível, % (base úmida)
H^s	Teor de hidrogênio no combustível, % (base seca)
k_{fg}	Vazão específica de gás combustível (referente à vazão de combustível), Nm^3/kg_c
L_g	Comprimento da rosca, m
$\dot{m}_{crs}$	Vazão de carbono sólido no resíduo, kg/h
$\dot{m}_c$	Vazão de combustível como sendo alimentado ao reator, kg/h
$\dot{m}_{rs}$	Vazão de resíduo sólido, kg/h
n	Velocidade da rosca do alimentador de combustível, r.p.m.
N	Potência do transportador de rosca sem-fim, kW
N_o	Número de orifícios por borbulhador de ar
O^u	Teor de oxigênio no combustível, % (base úmida)
PCI_g	Poder calorífico inferior do gás combustível, MJ/Nm^3
PCS_c^s	Poder calorífico superior do combustível, MJ/kg_c (base seca)
PCI_c^u	Poder calorífico inferior do combustível, MJ/kg_c (base úmida)
ΔP_l	Queda de pressão do gás no leito de partículas sólidas, Pa
ΔP_d	Queda de pressão do gás no distribuidor, Pa
$q_{gs_{ciel}}$	Perda relativa de energia com a entalpia sensível do gás (à t_s), %
$q_{car_{ciel}}$	Perda relativa de energia com o resíduo sólido (à t_s), %
$q_{cin_{ciel}}$	Perda relativa de energia com a entalpia sensível das cinzas (à t_s), %
$q_{ma_{ciel}}$	Perda relativa de energia ao meio ambiente (à t_s), %
$\dot{Q}_{vg_{max}}$	Potência volumétrica máxima de saída do gaseificador, MW/m^3
$Q_{vb_{max}}$	Capacidade volumétrica máxima do gaseificador, $t/m^3.h$
Q_f	Massa da rosca por metro linear de comprimento, kg/m
Q_g	Massa do material contido no transportador por metro linear de rosca, kg/m
$R_{a/c}$	Relação ar/combustível, $kg_{ar}/kg_{comb.}$

$R_{g/c}$	Relação gás combustível produzido por quilograma de combustível, kg_g/kg_{comb} .
Re_{sf}	Número de Reynolds do sistema sólido-fluido
s	Passo da rosca do alimentador de combustível, m
S^u	Teor de enxofre no combustível, % (base úmida)
T_{ml}	Temperatura média do leito, °C
T_{fb}	Temperatura do gás no freeboard, °C
TEG	Taxa específica de gaseificação, $kg/m^2 \cdot h$
v	Velocidade linear do transportador (alimentador), m/s
v_t	Velocidade terminal da partícula ou do conjunto de partículas, m/s
v_{t1}	Velocidade tangencial do gás à entrada do ciclone, m/s
v_{tr}	Velocidade de transporte pneumático, m/s
v_{sg}	Velocidade superficial do gás de fluidização, m/s
v_{mf}	Velocidade superficial de mínima fluidização, m/s
v_{or}	Velocidade do gás através dos orifícios, m/s
$\dot{V}_{ar}$	Vazão volumétrica de ar, Nm^3/h
$\dot{V}_{arc}$	Vazão volumétrica de ar corrigida à temperatura do leito, m^3/h
$\dot{V}_g$	Vazão de gás combustível, Nm^3/h
VA	Volume de ar estequiométrico, Nm^3/kg_c

LETRAS GREGAS

ρ_s	Densidade do material sólido do leito (alumina), kg/m^3
ρ_g	Densidade do gás, kg/m^3 (ou kg/Nm^3 em condições normais)
ρ_p	Densidade das partículas sólidas coletadas no ciclone, kg/m^3
ρ	Densidade do combustível, kg/m^3
ϵ_{mf}	Porosidade do material do leito na condição de mínima fluidização
ϵ_f	Porosidade do material do leito na condição de leito estacionário
μ_g	Viscosidade dinâmica do gás, Pa.s
ϕ	Esfericidade das partículas sólidas do leito
γ	Peso específico do combustível alimentado ao reator, kg/m^3

Ψ	Coeficiente de eficiência de carga da rosca de alimentação
η	Eficiência mecânica do sistema de transporte, %
μ_{gr}	Coeficiente de atrito do material sobre o duto do alimentador
μ_{gs}	Coeficiente de atrito do material sobre as pás da rosca
μ	Coeficiente de atrito das polias no sistema de transmissão
μ_a	Coeficiente considerado para transmissões diretas

ÍNDICES INFERIORES

$()_{arc}$	ar corrigido
$()_c$	combustível
$()_{carsol}$	carbono fixo no resíduo sólido
$()_{cycl}$	ciclone
$()_{ff}$	a frio
$()_f$	estacionário (fixo)
$()_{fb}$	freeboard
$()_g$	gás
$()_{min}$	mínima
$()_{max}$	máxima
$()_{ml}$	média do leito
$()_{mf}$	mínima fluidização
$()_{mg}$	média do gaseificador
$()_q$	a quente
$()_r$	reator
$()_{rs}$	resíduo sólido
$()_{sg}$	superficial do gás
$()_t$	terminal
$()_{tr}$	transporte pneumático

ÍNDICES SUPERIORES

$()^u$	úmido
$()^s$	seco

1. INTRODUÇÃO

1.1. A biomassa como fonte de energia no mundo

Pode-se definir a biomassa como todo material orgânico renovável produzido direta ou indiretamente pelos vegetais (plantas em geral) através do processo de fotossíntese (CURVELO 1991 e CHEREMISINOFF et al., 1980). São considerados também como biomassa, o esterco e os resíduos sólidos domésticos, industriais e comerciais (lixo).

Segundo o pesquisador finlandês MUTANEN (1993), anualmente se produz, pela fotossíntese, entre 5 e 8 vezes mais energia em forma de biomassa vegetal, que a energia comumente consumida pelo homem a partir de todas as outras fontes. Por outro lado, segundo JOHANSSON, et al. (1993) prevê-se que para o ano 2050 a produção de energia elétrica a partir da biomassa será de 4.000 TWh/ano, correspondente a quase a oitava (1/8) parte da produção mundial de energia elétrica que será de 32.000 TWh/ano.

A biomassa é a fonte de energia mais antiga e seu uso dominou quase totalmente até meados do século XIX. Desde então, a participação da biomassa tem diminuído no suprimento de energia no mundo todo, como decorrência do grande aumento na demanda total de energia a partir do carvão, gás natural, óleo combustível e energia nuclear. A Figura 1.1 mostra o consumo de energia primária no mundo a partir de várias fontes de energia. Pode-se observar, contudo, que a biomassa representa cerca de 15% da energia total utilizada (MUTANEN, 1993). Por outro lado, segundo HALL (1991), atualmente a biomassa representa aproximadamente 14% da energia consumida no mundo, correspondente a 25 milhões de barris equivalente de petróleo (bEP) por dia, constituindo para os países em desenvolvimento uma fonte energética equivalente, em média, de 35% de seu consumo energético total.

Mesmo em alguns países desenvolvidos, a biomassa desempenha um importante papel na produção de energia total. Nos Estados Unidos, por exemplo, em 1991, os biocombustíveis tiveram uma participação de 3,5% no total da energia produzida que foi de $89,15 \times 10^{15}$ kJ (2.200×10^6 toneladas equivalente de petróleo (tEP), ou 15.400×10^6 bEP), representando por volta de $3,12 \times 10^{15}$ kJ. A capacidade de geração de energia elétrica a partir da biomassa cresceu de cerca de 200 MWe em 1979 até cerca de 6.000 a 8.000 MWe em 1992. Segundo um trabalho publicado e promovido pelo "The Royal Institute of International Affairs" na

Inglaterra em 1994 (PATTERSON, 1994). O Departamento de Energia dos Estados Unidos declarou que a capacidade instalada de energia elétrica vai aumentar até 25.000 MW para o ano 2010. HALL (1991), reporta 4% de participação da biomassa no total de energia produzida nos Estados Unidos ($1,5 \times 10^6$ bEP) e 14% de participação na Suécia.

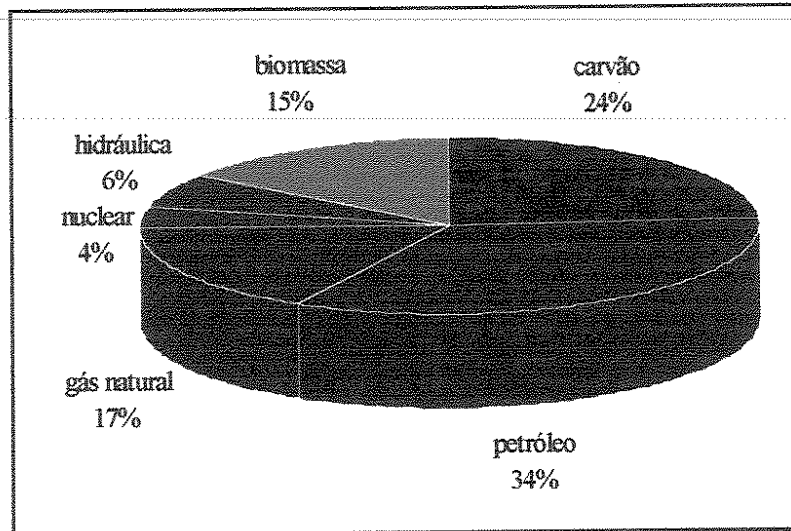


Figura 1.1 - Consumo de energia primária no mundo a partir de várias fontes (MUTANEN, 1993)

São várias as razões que tornam atrativa a utilização da biomassa para fins energéticos. Em geral as mais importantes são:

1. A biomassa constitui uma riqueza natural própria e renovável, com elevada disponibilidade e relativa facilidade de uso;
2. Representa uma fonte renovável e segura de energia não vinculada diretamente às variações de preços e suprimentos dos combustíveis líquidos importados;
3. O uso da biomassa como fonte de energia permite a países em desenvolvimento diminuir suas importações de petróleo, contribuindo assim para melhorar significativamente o chamado “balanço de pagamentos”;
4. A biomassa é, do ponto de vista energético, um combustível substancialmente limpo quando comparada com os combustíveis fósseis. A sua conversão termoquímica contribui na melhora do balanço de CO_2 e de óxidos de nitrogênio e de enxofre na atmosfera.

Esta última questão constitui hoje uma das principais razões que tornam crescente a tendência ao uso da biomassa. A criação de um fundo das Nações Unidas administrado pelo

Banco Mundial para promover investimentos em áreas vinculadas com o cuidado do meio ambiente, chamado de GEF (Global Environmental Facility) ratifica este fato.

Entre os principais tipos de biomassa geralmente considerados como possíveis fontes de energia, temos: resíduos agrícolas e florestais, madeira e resíduos da madeira, resíduos comerciais e domésticos e resíduos de processos industriais.

O bagaço de cana-de-açúcar constitui, após a madeira (lenha), o tipo de biomassa com maior importância e potencial como combustível. O grande desenvolvimento da agro-indústria canavieira, na grande maioria dos países produtores de açúcar de cana, propiciou um incremento acelerado na produção e no processamento industrial, de cerca de 1.104×10^6 toneladas de cana, no mundo (SILVA et al., 1994). No Brasil, esta quantidade está hoje em torno de 250×10^6 a 270×10^6 toneladas/ano-safra (para a safra de 1995-1996 a produção prevista é de 254×10^6 toneladas), sendo considerado por isto o maior produtor de cana-de-açúcar no mundo e, ocupando aproximadamente 25% da produção mundial.

Nas condições atuais das usinas, isto significaria produzir em torno de $62,5 \times 10^6$ a $67,5 \times 10^6$ toneladas de bagaço de cana com 50% de umidade (base úmida). Considerando que aproximadamente 5% desta quantidade é comercializada pelas usinas, representaria em torno de 3×10^6 a $3,4 \times 10^6$ toneladas de bagaço de cana excedente. Esta quantidade de bagaço excedente é, na sua grande maioria, comercializada como combustível industrial (WALTER, 1994).

Por outro lado, segundo CORTEZ et al. (1992), dos combustíveis disponíveis no mercado interno Brasileiro, o bagaço de cana-de-açúcar é aquele que apresenta o menor custo por Gigacalorias, quando comparado com outros energéticos disponíveis, como, por exemplo, a madeira e derivados do petróleo. Seu preço chega a ser menos da metade da lenha, um quinto do carvão vegetal, um quarto do óleo combustível e um nono do GLP para a indústria. Mas, com a decrescente oferta de lenha, mais notadamente no Estado de São Paulo, a política de aproveitamento e a valorização energética do bagaço de cana passará a ser uma realidade.

Outro dos sub-produtos da cana-de-açúcar que tem despertado interesse para o seu aproveitamento como energético e que poderia ser utilizado visando este fim, é a palha de cana. No caso deste sub-produto, obtido no próprio campo como resultado da colheita da cana, na área agrícola é considerado como um adubo natural do próprio solo e, por isto, entre outras razões, é deixado nele após a colheita. No entanto, considerando que a quantidade de palha de

cana que fica no campo é muito grande, aproximadamente 50% deste sub-produto poderia ser aproveitado com fins energéticos.

As tecnologias de gaseificação e/ou pirólise, principalmente em reatores de leito fluidizado para instalações de pequeno e médio porte, poderiam tornar possível a valorização destes sub-produtos.

Já em instalações de grande porte, uma possível via de valorização e de criação de novos mercados para o bagaço de cana-de-açúcar é tornar viável, técnica e economicamente, a tecnologia alternativa de gaseificação em leito fluidizado com fins de cogeração, os conhecidos sistemas **BIG/GT-CC** (Biomass Integrated Gasifiers/Gas Turbine-Combined Cycles).

1.2. Tecnologias alternativas para a conversão termoquímica da biomassa.

Segundo **BRIDGWATER (1991)**, a gaseificação, a pirólise e a liquefação constituem as principais tecnologias alternativas básicas para a conversão termoquímica da biomassa estudadas hoje no mundo, e com muitas possibilidades futuras. Cada uma delas oferece uma faixa ampla de oportunidades de utilização dos produtos obtidos, operando com diferentes configurações de equipamentos e parâmetros de trabalho.

A gaseificação, definida como a conversão da biomassa ou de qualquer combustível sólido, em um gás combustível, através da oxidação parcial a temperaturas elevadas, constitui uma excelente tecnologia de conversão termoquímica para a biomassa, atendendo à possibilidade de utilização dos gases obtidos, como combustível, e assegurar seu aproveitamento energético em instalações que disponham de fornos (para a geração direta de calor), motores de combustão interna e turbinas a gás (para a geração de potência mecânica e energia elétrica) etc. O gás combustível obtido, em termos gerais, deve ser um gás livre de alcatrão e particulados sólidos.

As etapas que descrevem o processo de gaseificação podem ser explicadas através da Figura 1.2. Na primeira etapa um processo endotérmico, através do qual, o combustível é termoquimicamente convertido em gás de baixo ou médio poder calorífico. Neste processo, chamado de pirólise, são obtidos componentes voláteis a temperaturas inferiores a 600°C através de complexas reações. Os voláteis incluem hidrocarbonetos, hidrogênio, monóxido de carbono, dióxido de carbono, alcatrão e vapor de água. No caso da biomassa, que tem alto teor

de voláteis (70-86%, base seca), este processo de pirólise desempenha um papel muito importante dentro do processo de gaseificação. A segunda etapa corresponde a conversão do carbono fixo (char) através de um processo de gaseificação e/ou combustão. Nesta reação, uma determinada parte do carbono é queimada, provendo a energia necessária para a pirólise e para a gaseificação do carbono remanescente. Este processo de conversão pode ser realizado em vários tipos de reatores: de leito fixo contracorrente, de leito fixo concorrente e de leito fluidizado são os mais comumente utilizados.

No processo de gaseificação são empregadas temperaturas elevadas, na faixa de 800 a 1000 °C quando se utiliza ar como agente de gaseificação e na faixa de 1000 - 1400°C quando se utiliza oxigênio puro. A tecnologia de gaseificação com ar é mais simples e frequentemente a mais utilizada, devido ao alto custo dos outros agentes de gaseificação e problemas de segurança das instalações, embora o custo de produção do oxigênio tem-se reduzido. No caso da gaseificação com ar é produzido um gás combustível de baixo poder calorífico, geralmente de 4 a 7 MJ/Nm³, composto de um 60 % de nitrogênio (% em volume) aproximadamente.

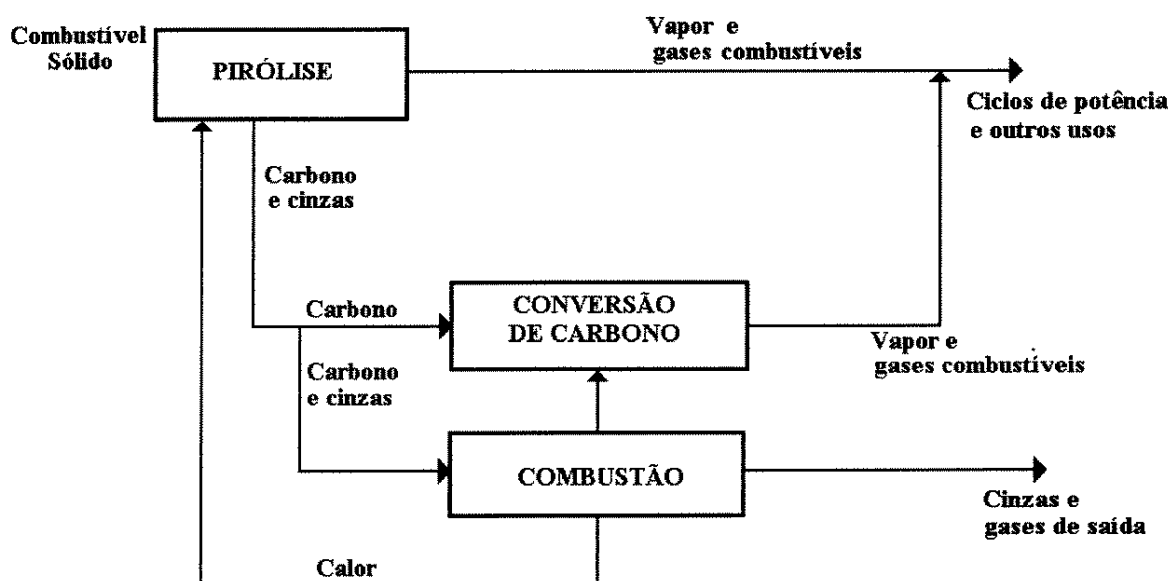


Figura 1.2 - Processo de gaseificação da biomassa (MUTANEN, 1993)

A tecnologia de gaseificação utilizando oxigênio como agente de gaseificação permite obter um gás combustível de maior qualidade quanto ao poder calorífico e conteúdo de alcatrão. Neste caso o poder calorífico do gás encontra-se na faixa de 10-15 MJ/Nm³

As razões práticas para se decidir pela gaseificação de biomassa são numerosas e dependem muito das condições locais. A gaseificação de biomassa pode reduzir a dependência de regiões e países às flutuações nos preços dos combustíveis importados, além de considerar as vantagens que apresentam os combustíveis gasosos, em geral, sobre os sólidos, entre as quais destacam-se: facilidade de distribuição, alta eficiência da combustão devido à possibilidade de ser controlada, queima com baixa emissão de poluentes e possibilidade da utilização em motores de combustão interna e turbinas a gás para produzir trabalho mecânico e energia elétrica (SANCHEZ, 1994).

Dadas estas condições, pode-se considerar então a gaseificação da biomassa como uma tecnologia alternativa de conversão altamente interessante, promissora e viável, sobretudo num país com características econômicas e geográficas ideais como o Brasil.

Todos os produtos obtidos a partir desta tecnologia podem ser aproveitados diretamente ou, através de diversos processos de conversão, obter-se outros produtos secundários.

Em instalações de pequeno porte resulta mais econômico e competitivo a produção de energia elétrica a partir da utilização de bio-óleos (combustível líquido obtido a partir da pirólise), queimando-os em motores de combustão interna. Já em instalações de grande porte a gaseificação se apresenta mais promissora para a produção de energia elétrica.

1.3. A tecnologia de gaseificação de bagaço de cana-de-açúcar em leito fluidizado

O uso dos sub-produtos da agro-indústria sucro-alcooleira no Brasil e no mundo, especificamente o bagaço de cana, vem sendo avaliada dentro de um contexto maior que aquele em que se considera a sua utilização como combustível primário nas caldeiras das usinas de açúcar e álcool para a geração de energia.

Segundo WALTER (1994) uma possível alternativa de diversificação da utilização do bagaço de cana-de-açúcar, é a produção de eletricidade em larga escala através da realização de melhorias tecnológicas nos atuais sistemas convencionais de cogeração e a viabilização de

novos sistemas propostos. Nesta segunda questão, a tendência na geração de eletricidade deve ser definitivamente direcionada no desenvolvimento de duas tecnologias: o uso de turbinas de vapor de extração-condensação e dos sistemas **BIG/GT-CC**.

A tecnologia **BIG/GT-CC**, concebida para a produção de potência elétrica em larga escala, permitiria a geração de energia elétrica dentro e fora do período de safra. Na Tabela 1.1 são oferecidos dados de produção de potência elétrica e de demanda de vapor referidos a usinas típicas de açúcar e destilarias de álcool segundo diferentes sistemas de cogeração. No caso dos sistemas **BIG/GT-CC** aparecem dois tipos de configurações.

Segundo estes dados, os ciclos combinados integrados aos sistemas de gaseificação de biomassa oferecem maiores índices de produção de energia elétrica por tonelada de cana processada, além de apresentarem maiores eficiências globais quando comparados com os sistemas convencionais.

Tabela 1.1 - Produção de energia elétrica e demanda de vapor para uma usina típica de açúcar ou destilaria de álcool segundo diferentes variantes de cogeração (OGDEN et al., 1990)

Sistema tecnológico utilizado	Produção específica de energia elétrica, kWh/t de cana	Demanda específica de vapor, kg/t de cana
convencional com turbina de contrapressão	15 - 24	350 - 500
convencional com turbina de extração-condensação (27 MW)	100 - 150	até 500
BIG/GT-CC-STIG (53 MW)	250 - 280	até 300
BIG/GT-CC-ISTIG (111 MW)	300 - 330	até 250

Neste caso os gaseificadores que apresentam maior viabilidade comercial são os de leito fixo e leito fluidizado, embora os esforços no desenvolvimento tecnológico estão voltados para o uso do segundo tipo, devido a sua maior flexibilidade quanto as características da biomassa e maior capacidade com relação aos de leito fixo.

A procura de sistemas de gaseificação em leito fluidizado para bagaço de cana-de-açúcar “*in natura*”, capazes de operar de forma estável, contínua e com regimes de carga variável, constitui uma tarefa importante na atualidade. O futuro é ainda mais promissor considerando a sua aplicação em instalações **BIG/GT-CC** para a produção de energia elétrica.

Os trabalhos de pesquisa nesta direção visam, principalmente, a obtenção de um protótipo de reator com sistema de alimentação de bagaço de cana simples, eficiente e que garanta a quantidade requerida de combustível para diferentes condições de operação.

Nenhuma solução definitiva tem sido publicada com relação ao problema do trabalho compatível reator-sistema de alimentação de bagaço de cana "*in natura*", principalmente para sistemas de médio e grande porte. Não há resultados práticos ainda, essencialmente pelas grandes dificuldades que se apresentam na alimentação deste combustível.

No Brasil, o Instituto de Pesquisas Tecnológicas do Estado de São Paulo (IPT) tem realizado estudos num gaseificador de leito fluidizado em escala de planta piloto utilizando pellets de bagaço de cana. Na Figura 1.3 aparece um esquema da instalação de gaseificação.

Alguns dados de operação e de projeto são os seguintes (SOUZA-SANTOS, 1987):

- Teor de umidade do combustível - 9,28 % (b.u.);
- Densidade aparente do combustível - 420 kg/m³;
- Vazão mássica de combustível - 181 kg/h;
- Material inerte do leito - areia;
- Densidade aparente da partícula de material inerte - 2.300 kg/m³;
- Vazão mássica e volumétrica do agente de gaseificação (ar) - 248 kg/h (192 Nm³/h);
- Temperatura do combustível entrando no leito - 30°C;
- Temperatura do ar entrando no leito - 60°C;
- Valor médio da pressão absoluta de operação do leito - 102,3.10³ Pa;
- Diâmetro interior do reator na secção do leito - 480 mm;
- Diâmetro interior do reator na secção do freeboard - 480 mm;
- Altura desde a base do leito até o topo do freeboard - 2.400 mm;
- Espessura da camada de refratário na secção do leito e do freeboard - 145 mm;
- Placa de distribuição de ar tipo bicos de ar;
- Diâmetro dos orifícios dos bicos - 3 mm;
- Número de orifícios na placa - 300

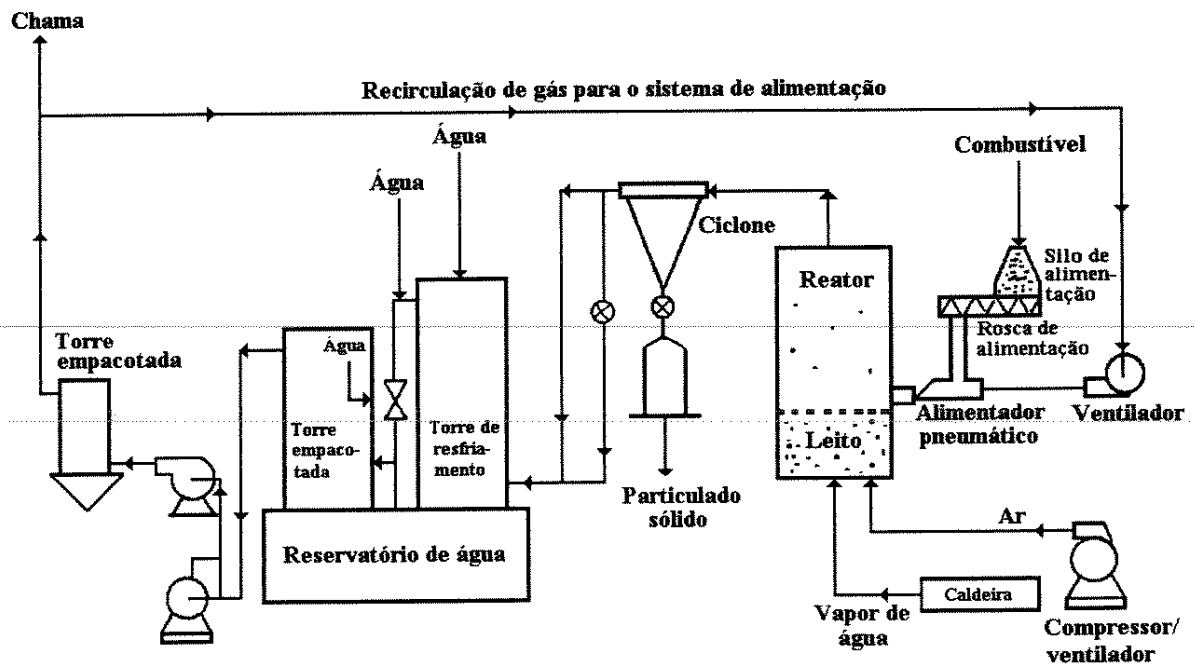


Figura 1.3 - Esquema da unidade de gaseificação em escala de planta piloto do IPT-São Paulo

1.4. Motivação

A gaseificação constitui um processo termoquímico de conversão energética dos combustíveis sólidos, sendo considerada até hoje, como um processo alternativo de conversão.

A partir da década de 70 muitos programas de pesquisa foram implantados visando o desenvolvimento da tecnologia de gaseificação, como consequência da primeira grande crise de petróleo. A tendência ao uso mais geral e eficiente de combustíveis da biomassa, como, madeira e resíduos da madeira, bagaço de cana-de-açúcar e outros sub-produtos agro-industriais, tornou-se uma realidade.

A grande importância da gaseificação com relação às outras tecnologias de conversão termoquímica da biomassa é a sua utilização para a produção de energia elétrica em grande escala através dos sistemas **BIG/GT-CC**. Os dados oferecidos por **ELLIOT e BOOTH (1993)** indicam que o uso deste tipo de tecnologia permite reduzir o custo do kWh desde valores de aproximadamente 0,080 US\$, com a utilização da tecnologia convencional (ciclo Rankine), até um valor estimado de 0,038 US\$ utilizando sistemas **BIG/GT-CC** de segunda

geração (com turbinas a gás mais eficientes, de até 43%). Isto faz a energia obtida a partir da biomassa competitiva com relação à obtida a partir do combustível fóssil.

Para a conversão energética via gaseificação destes combustíveis sólidos a maioria dos programas de pesquisa têm-se direcionados no uso de reatores de leito fluidizado. As vantagens são evidentes, sendo esta tecnologia a única que permite uma grande flexibilidade no uso de biocombustíveis de características físico-químicas diversas (densidade, tamanho de partículas, umidade etc.), além de outras vantagens. Em instalações de grande porte visando a cogeração de energia (tecnologia **BIG/GT-CC**), todos os reatores usados são de leito fluidizado (1ª e 2ª geração).

Considerações feitas por **SANCHEZ (1994)**, demonstram que a necessidade de se procurar um projeto de uma instalação de gaseificação, visando a obtenção de um gás de qualidade com alta confiabilidade e segurança, adaptada às condições particulares do combustível e de operação, constitui um dos maiores problemas no desenvolvimento da tecnologia de gaseificação. Dois fatores são considerados relevantes neste caso, eles são : tipo de biomassa a ser processada e uso final do gás combustível (qualidade do gás). Segundo dados reportados para diferentes tipos de gaseificadores para biomassa (requerimentos do combustível e parâmetros médios de operação), pode-se dizer que o gaseificador em leito fluidizado é o único que praticamente permite trabalhar com combustíveis com tamanho de partículas na faixa de 1-10 mm, presentes comumente na biomassa polidispersa, como por exemplo, o bagaço de cana-de-açúcar. .

Os trabalhos desenvolvidos na área de gaseificação de biomassa têm sido encaminhados fundamentalmente, nas seguintes direções:

1. Obtenção de potência mecânica e energia elétrica em sistemas de pequeno porte através do uso de motores de combustão interna;
2. Substituição de combustíveis líquidos e gasosos em alguns processos industriais, por exemplo, indústria de cerâmica fina de revestimento;
3. Produção de gás de síntese que constitui matéria-prima para processos químicos e produção de metanol, e
4. Geração de energia elétrica em grande escala através do uso de sistemas **BIG/GT-CC**.

Considerando estas aplicações, a bibliografia reporta o uso de biomassa polidispersa (biomassa com granulometria variando numa faixa bastante grande e baixa densidade) em

gaseificadores do tipo de topo aberto (na Índia) para sistemas de pequeno porte (**SANCHEZ, et al., 1994**) e gaseificadores de leito fluidizado para sistemas de pequeno, médio e grande porte, principalmente para a produção de potência mecânica e energia elétrica através de motores de combustão interna (**CLARK e GOODMAN 1985**), substituição de combustíveis líquidos e gasosos (**OMNIFUEL SYSTEM**) e para a produção de eletricidade em grande escala através de sistemas **BIG/GT-CC**. Neste último caso, o projeto leva em consideração a utilização de gaseificadores atmosféricos ou pressurizados. Segundo (**BLACKADDER et al., 1992**), recorre-se à gaseificação pressurizada, principalmente para a geração de potência em ciclos combinados, devido ao fato de que a vantagem na diminuição das dimensões do reator por causa de trabalhar a altas pressões, só aparece para capacidades acima de 150 MW, além de que estes sistemas apresentam sérios problemas com a alimentação do combustível e outros. Para baixas e médias capacidades a utilização de gaseificadores atmosféricos que utilizam sistemas de alimentação do combustível mais simples, é tecnicamente mais vantajoso.

Muitos resíduos agroindustriais de caráter polidisperso, tais como: bagaço e palha de cana-de-açúcar, casca de arroz, casca de café etc., são difíceis de gaseificar através de processos equivalentes em leitos moventes (métodos tradicionais), tanto contracorrente como concorrente, devido a problemas relacionados com as suas características físico-químicas e granulométricas. Portanto, a gaseificação em leito fluidizado se apresenta bastante promissora, sendo considerada uma opção viável tecnicamente para a conversão energética destes resíduos.

No entanto o principal interesse pela gaseificação do bagaço de cana-de-açúcar surge, na realidade, como consequência do estudo e desenvolvimento dos sistemas **BIG/GT-CC** para a produção de energia elétrica em grande escala, havendo, portanto, poucos trabalhos desenvolvidos e limitadas publicações na área de gaseificação de bagaço de cana-de-açúcar em reatores de leito fluidizado. **SILVA e SANCHEZ (1994)**, atribuem diversas causas a este fato:

1. Facilidade de produção de vapor e eletricidade a partir de sistemas convencionais com caldeiras e turbinas de vapor para garantir as necessidades das próprias usinas de açúcar;
2. Ser caro o transporte do bagaço a distância sem prévia compactação, devido a sua baixa densidade. Isso limita seu possível uso por outros setores para aplicações de baixa potência;
3. Dificuldades na sua gaseificação em sistemas tradicionais devido a seu caráter polidisperso e fibroso.

Para configurar de maneira viável a alternativa da gaseificação do bagaço de cana-de-açúcar e outras biomassas de caráter polidisperso em reatores de leito fluidizado, visando o desenvolvimento de equipamentos industriais de alta eficiência e operando de forma confiável e segura em plantas de cogeração através de sistemas **BIG/GT-CC**, além de outras possibilidades de aplicação de menor escala, é preciso ainda aprofundar-se no estudo e desenvolvimento desta tecnologia quando trabalhar com estes tipos de biomassas, através da avaliação de instalações pilotos e a realização de testes de laboratório.

Este trabalho pretende oferecer as principais experiências adquiridas durante a elaboração do projeto, construção do protótipo, montagem e realização dos ensaios experimentais preliminares, em uma instalação de gaseificação com reator em leito fluidizado em escala experimental de planta piloto. O bagaço de cana-de-açúcar constituiu a principal fonte de matéria-prima.

Os resultados obtidos neste trabalho, embora sejam preliminares e não conclusivos para este equipamento, podem ser úteis em termos de suporte e consulta para novos estudos, cálculos de projeto e futuras pesquisas.

2. OBJETIVOS

Este trabalho de tese tem como objetivo apresentar o estudo preliminar da avaliação do funcionamento de uma instalação de gaseificação em leito fluidizado em escala de planta piloto. Nesse sentido, foi realizado o projeto da instalação de gaseificação, o cálculo dos principais parâmetros de operação do reator e o balanço energético do gaseificador. Trabalhou-se com pellets de bagaço de cana-de-açúcar como fonte de matéria-prima.

Os objetivos específicos da tese são:

1. Projeto, construção e montagem do sistema de gaseificação em leito fluidizado em escala de planta piloto;
2. Apresentação dos resultados obtidos a partir da realização dos testes preliminares de operação do reator, visando avaliar o seu comportamento energético e o desempenho dos principais componentes que integram o sistema de gaseificação;
3. Verificar e interatuar com alguns dos principais problemas que se apresentam durante a operação do equipamento;
4. Realizar a avaliação energética preliminar do sistema.

3. REVISÃO BIBLIOGRÁFICA

3.1. A biomassa vegetal no Brasil. Papel dos sub-produtos da indústria canavieira (bagaço e palha da cana-de-açúcar)

Atualmente estão sendo definidas em muitos países europeus e nos Estados Unidos diversas políticas de apoio e fomento ao uso de energéticos de origem vegetal (TETTI, 1995). O interesse de muitas empresas é trabalhar pela obtenção de combustíveis limpos e renováveis, praticamente todos derivados da biomassa.

O Brasil reúne condições agrícolas e econômicas ideais para desenvolver e se beneficiar das tecnologias de utilização da biomassa para fins energéticos. Pelas suas características geográficas e clima tropical tem uma posição privilegiada no mundo quanto à produção de biomassa em grande escala.

Segundo o Ministério das Minas e Energia (1995), no Brasil a biomassa representa cerca de 24,4% do consumo total de energia do país, o que representa 48,6 milhões de toneladas equivalentes de petróleo (tEP). Desta fração, a lenha que representou 26,0% do consumo total de energia do país em 1977, hoje representa 12,1% (dezembro de 1994), enquanto que os produtos da cana-de-açúcar e outras fontes primárias renováveis, que representavam apenas 5,5% e 0,4% respectivamente, em 1977, hoje representam 10,7% e 1,6% respectivamente do consumo total de energia (dezembro de 1994). A Figura 3.1 mostra o consumo total de fontes primárias de energia no Brasil. Observa-se como a participação da lenha apresenta uma tendência de decréscimo ao contrário dos subprodutos da cana-de-açúcar e outras fontes primárias renováveis, cuja tendência de participação incrementou-se.

Segundo estimativas feitas pela Associação das Indústrias de Açúcar e Alcool do Estado de São Paulo (AIAA) no JORNALCANA (dezembro de 1995), a produção de cana de açúcar prevista para a safra de 1995/96 na região Centro-Sul e comparadas com os resultados da safra de 1994/95 são oferecidos na Tabela 3.1.

Considerando que o bagaço de cana-de-açúcar representa por volta de 25% da massa da cana verde, para uma produção de cana referente à safra do ano de 1995/96, de 254 milhões de toneladas, o bagaço obtido (com umidade em torno de 50%, base úmida) seria de 63,5 milhões de toneladas.

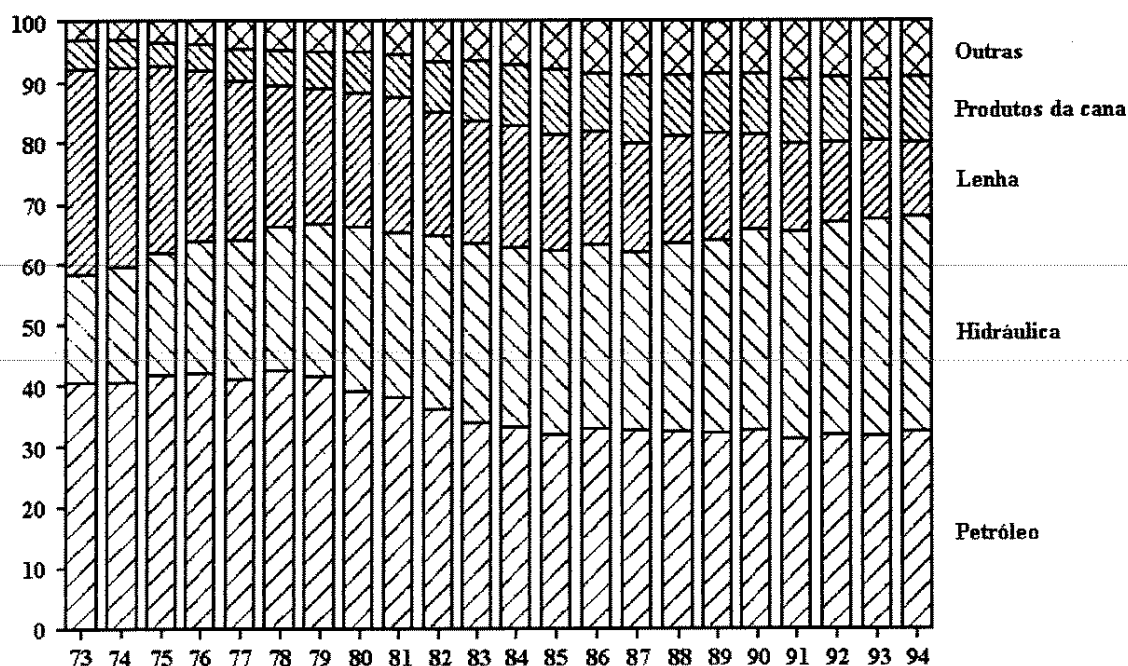


Figura 3.1 - Consumo total de fontes primárias de energia no Brasil, %
Fonte: Balanço Energético Nacional, 1995 (ano base 1994)

Tabela 3.1 - Safra sucroalcooleira na região Centro-Sul (dados do AIAA)

	Safra de 1994/95	Safra de 1995/96
Produção de cana-de-açúcar, t	196x10 ⁶	202x10 ⁶
Produção de açúcar, sacas de 50kg	170x10 ⁶	181x10 ⁶
Produção de álcool, bilhões de litros	11,2	10,6

Atualmente, o bagaço de cana é praticamente todo utilizado como fonte de energia nas próprias usinas de açúcar e destilarias de álcool, gerando vapor de água para o processo e para a produção de energia elétrica. No entanto, seu uso como combustível em outras indústrias, ou mesmo o incentivo para outras aplicações e, fundamentalmente, para a cogeração de energia elétrica, poderia melhorar o estado de valorização atual deste sub-produto e o balanço energético e econômico da agroindústria canavieira. Isto poderia resultar em grandes excedentes de bagaço para a sua comercialização. Os excedentes de bagaço de cana no Estado de São Paulo representam hoje cerca de 5% da produção nacional.

O bagaço de cana que hoje se comercializa no Brasil é utilizado como combustível por indústrias vizinhas às usinas de açúcar. Segundo **WALTER, (1994)**, o mercado de bagaço de cana como combustível está mais consolidado em algumas regiões do Estado de São Paulo, sendo que as perspectivas de incremento desse mercado são limitadas em função de fatores como o custo do transporte, sazonalidade da oferta etc. Porém, as quantidades excedentes e comercializadas poderiam ser aumentadas com o melhoramento das condições tecnológicas das usinas e destilarias ou valorizando este sub-produto através de sua aplicabilidade em outros processos.

Mesmo considerando todos os fatores negativos mencionados, a política atual de aproveitamento energético dos sub-produtos da agroindústria canavieira no Brasil torna-se mais real se levarmos em conta o aumento crescente do preço da lenha no mercado, além das vantagens produzidas do ponto de vista ambiental e social, em termos de comparação com outros combustíveis, quando estes são transformados energeticamente.

São dois os fatores mais ponderativos no crescimento da valorização futura do bagaço e demais sub-produtos da indústria sucroalcooleira, sendo eles:

1. O possível reajuste na política de preços da energia elétrica excedente produzida pelas usinas de açúcar e álcool, a partir da intenção do Governo Federal em privatizar os serviços de geração de energia elétrica. Isto logicamente, pode tornar viável economicamente a atividade de produção de energia elétrica na agroindústria sucroalcooleira a partir do uso em maior escala destes subprodutos e de novas tecnologias;
2. A grande disponibilidade e potencial energético que representa a quantidade de palha de cana-de-açúcar que fica no campo após a colheita. Segundo estimativas, essa quantidade representa hoje mais de 1,5 vezes o bagaço excedente. Isto, sem considerar os trabalhos que estão sendo desenvolvidos, visando viabilizar a curto prazo a colheita de cana crua (cana sem queimar), o que incrementaria a produção de palha, com disponibilidade imediata de uso. Recentemente, no município de Ribeirão Preto, SP, produtores de cana, ecologistas etc., discutiram a questão da queimada de cana-de-açúcar. O resultado desta reunião foi a proibição das queimadas no município e a determinação da mecanização total da colheita de cana num prazo determinado.

Atualmente existem perspectivas de desenvolvimento de algumas configurações de instalações próprias para usinas e destilarias de álcool, com eficiências na ordem de mais de 2

vezes a do ciclo convencional, com índice de geração de eletricidade na faixa de 200 a 300 kWh/ton. de cana, baixos custos unitários de capital, além de reportarem benefícios ambientais.

3.2. A tecnologia de gaseificação como alternativa de conversão

O petróleo, como fonte de energia relativamente barata, eficiente e de fácil utilização, inibiu durante muito tempo o desenvolvimento de tecnologias alternativas para a obtenção de outras fontes de energia a partir de biomassa. Na Figura 3.2 são apresentados os diferentes processos tecnológicos alternativos para se realizar a conversão termoquímica do combustível sólido, que são: gaseificação, pirólise e liquefação, além dos respectivos produtos primários e secundários obtidos e, seus usos.

Entre as tecnologias apresentadas, a gaseificação, ao transformar o combustível sólido em gás também combustível, amplia consideravelmente o seu campo de aplicações e consequentemente, o seu potencial de substituição de derivados do petróleo, além de ter melhores características de transporte, melhor eficiência de conversão energética e que pode ser utilizado como matéria prima de outros processos (**TERMOQUIP ENERGIA ALTERNATIVA LTDA.**).

Em aplicações industriais, a gaseificação apresenta diversas vantagens em relação a queima direta ou combustão (**SANCHEZ et al., 1994 e TERMOQUIP ENERGIA ALTERNATIVA LTDA.**), entre elas temos:

1. O combustível gasoso pode ser convenientemente distribuído por tubulação;
2. Pouca ou nenhuma modificação é necessária nas câmaras de combustão quando um combustível líquido ou gasoso derivado de petróleo é substituído;
3. Obtém-se uma chama de alta temperatura, estável e limpa, sem necessidade de equipamentos anti-poluição após a queima;
4. O gás de gaseificação pode ser utilizado em vários tipos de fornos e aquecedores industriais, nos locais onde limitações de espaço ou do processo impedem a instalação de fornalhas;
5. A eficiência global da gaseificação/combustão do gás pode, em alguns casos, ser superior à combustão direta, uma vez que a combustão direta de algumas biomassas têm a eficiência

reduzida pelo grande excesso de ar necessário para obter uma queima total (**OMNIFUEL SYSTEM**);

6. Ao substituir derivados de petróleo, o gás elimina os problemas de corrosão, poluição e contaminação do produto causados pelo enxofre e partículas sólidas de carbono livre, e
7. A geração de eletricidade em diversas escalas pode ser realizada sem a necessidade de um ciclo de vapor (ciclo de Rankine), ocorrendo simplesmente pela queima do gás num motor de combustão interna (pequena escala), ou em uma turbina a gás (média e grande escala).

Segundo alguns autores (in: **ASSUMPÇÃO, 1981**) os sistemas compostos de gaseificação-combustão podem possuir ainda certas vantagens sobre o sistema de combustão direta, pois, geralmente, a conversão do carbono sólido residual é maior, a fornalha trabalha com um combustível mais limpo e os pirolenhosos e alcatrões produzidos durante a gaseificação podem ser transformados na própria fornalha.

Porém, a gaseificação possui algumas desvantagens técnicas que devem ser levadas em consideração, entre elas temos:

- A tecnologia é mais complicada que a queima direta e deve-se ter especial atenção com os aspectos de segurança, uma vez que os gases produzidos são tóxicos. Em geral a maioria dos problemas ocorrem no manuseio do combustível, no sistema de alimentação e na limpeza dos gases. Do ponto de vista operacional, em instalações de gaseificação trabalha-se com operações complexas (**SANCHEZ et al., 1994**).

Pode-se dizer então que considerando fatores como: preço, reservas, tecnologias e impactos ambientais e sociais, de importância fundamental no setor energético nacional, a tecnologia de gaseificação de biomassa pode não só ser viável técnica e economicamente, mas também tornar mais interessante a utilização de combustíveis renováveis (biomassa vegetal), contribuindo para uma condição de melhor aproveitamento do potencial renovável existente em países como Brasil.

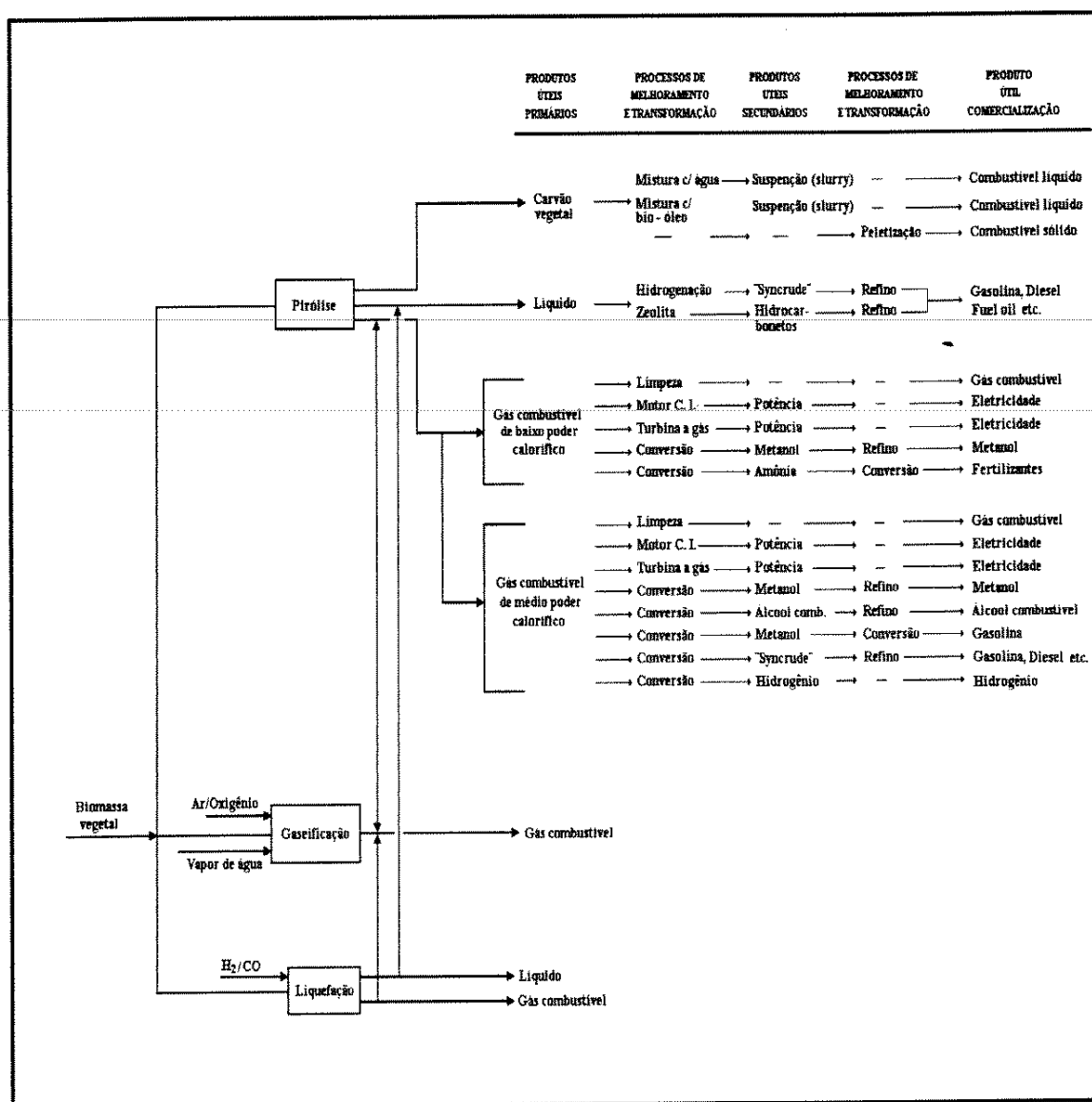


Figura 3.2 - Tecnologias alternativas para a conversão energética dos combustíveis sólidos

3.2.1. Principais opções de reatores para sistemas de gaseificação

O tipo mais antigo e mais difundido de gaseificador que se conhece é o gaseificador de leito fixo, também chamado de leito móvel, uma vez que o mesmo tem movimento descendente lento. Na verdade, todos os gaseificadores deste tipo devem ser chamados de leito móvel.

Por volta do início da Primeira Guerra Mundial gaseificava-se principalmente carvão e turfa (SANCHEZ et al., 1994). A tecnologia da gaseificação teve pouca evolução até o

estágio de desenvolvimento atingido no final da Segunda Guerra Mundial devido ao aumento de preços de combustíveis fósseis. Nesta ocasião, o carvão vegetal e a madeira (lenha) começaram a ser os únicos combustíveis utilizados comercialmente.

Até hoje, a madeira (lenha) apresenta-se como matéria-prima ideal para gaseificação. Quando processada em equipamento específico, cujo projeto leva em conta as suas características físico-químicas e gaseificada com ar, produz gás combustível com poder calorífico inferior entre 3.350-6.699 kJ/Nm³ e com eficiências energéticas de aproximadamente 90% (**TERMOQUIP ENERGIA ALTERNATIVA LIMITADA**).

Os reatores mais utilizados até hoje para se realizar o processo de gaseificação podem ser divididos em dois grupos:

3.2.1.1. Reatores de leito fixo (reatores tradicionais)

Os gaseificadores com reatores de leito fixo podem ser classificados, no fundamental, em dois tipos: o gaseificador contracorrente e o gaseificador concorrente.

Principais características:

1. Podem ser atmosféricos ou pressurizados (até 3 MPa);
2. São sistemas simples e eficientes trabalhando com combustíveis de alta densidade e granulometria não-fina (10-100 mm), por exemplo, cavacos de madeira, carvão e resíduos de biomassa densificados. Sua eficiência energética pode variar na faixa de 60-90 %;
3. Têm uma baixa potência volumétrica, kJ/m³-s;
4. Geralmente são utilizados para gaseificar madeira e carvão.

Na Figura 3.3 (a) mostra-se o gaseificador de leito fixo mais simples, o contracorrente. Este tipo de gaseificador tem a vantagem de pré-aquecer a carga de combustível que desce ao reator pelo gás ascendente, garantindo condições para a obtenção de uma elevada eficiência térmica e um gás com poder calorífico inferior da ordem de 6,28 MJ/Nm³.

Os gases produzidos neste gaseificador arrastam uma grande quantidade de particulados sólidos, alcatrões e outros produtos da pirólise, uma vez que o gás gerado não passa pela zona de combustão e o alcatrão não é craqueado. Isto inibe a utilização direta do gás em motores de combustão interna, sendo limitada só para sistemas onde estes são queimados. A temperatura de saída dos gases do gaseificador encontra-se na faixa de 250°C e 400°C, variando em função

da temperatura na zona de oxidação, altura do leito de material sobre a zona de pirólise e a umidade do combustível (OLADE, 1987).

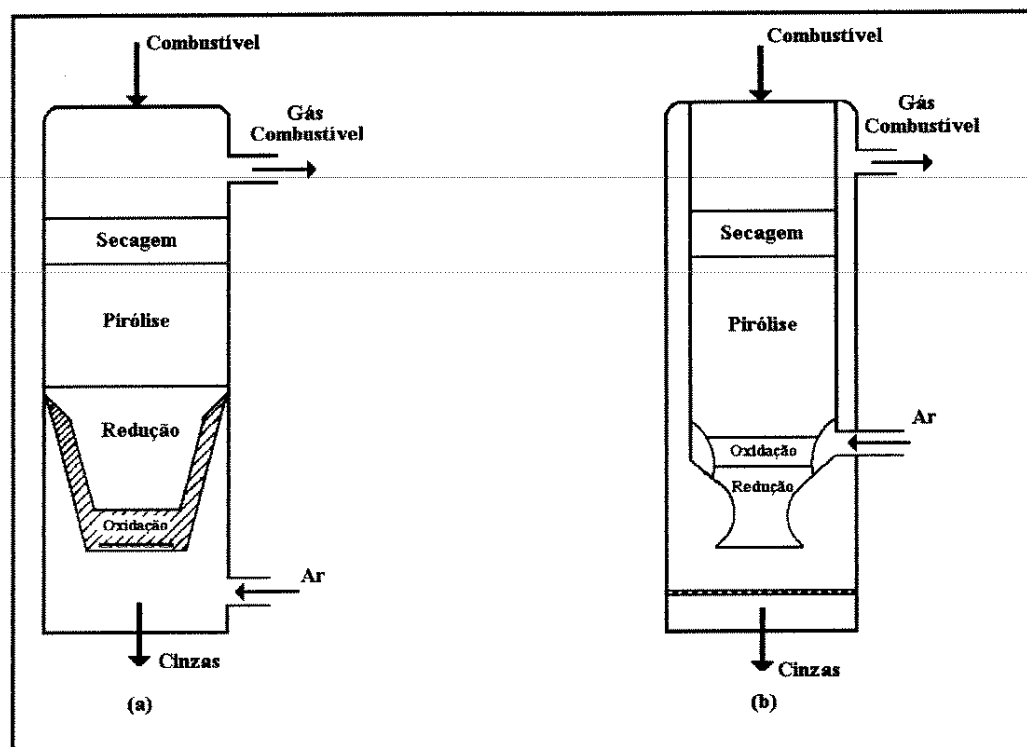


Figura 3.3 - Protótipos de gaseificadores de leito fixo

Os principais gasogênios de pequeno porte para veículos ou para movimentar motores estacionários, utilizados na Europa, foram baseados num projeto concorrente particular para lenha e outros resíduos não carbonizados. Caracterizado por produzir um gás com baixo teor de alcatrão, quando comparado com o gaseificador contracorrente, o gaseificador concorrente foi amplamente usado para acionar motores de combustão interna pelo fato de responder mais rapidamente às variações da taxa de produção de gás.

Neste tipo de gaseificador, Figura 3.3 (b), as zonas de combustão e de redução estão posicionadas de forma oposta aos gaseificadores contracorrente (SANCHEZ, 1994). O gás flui no mesmo sentido descendente que o combustível sólido. Esta característica de projeto deste tipo de gaseificador levou em conta a possibilidade de converter o alcatrão e os pirolenhosos formados na zona de pirólise do gaseificador em gás combustível, evitando a sua possível condensação em tubulações e outras partes dos motores.

Os alcatrões, voláteis e pirolenhosos são obrigados a passar pela zona de combustão do gaseificador, onde, sob determinadas condições de operação controladas, são craqueados. Assim, estes sistemas apresentam um estrangulamento (garganta) ao nível da zona de combustão, onde são posicionados os bicos para a alimentação do ar. Nesta região cria-se então uma zona de elevada temperatura que permite a conversão dos alcatrões que passam por ela.

Sendo o diâmetro prático máximo da garganta em torno de 300 mm este tipo de gaseificador apresenta a grande desvantagens de ter a capacidade limitada em torno de aproximadamente 580 kW (OLADE, 1987), além de produzir um gás com elevado teor de cinzas e fuligem. A temperatura de saída dos gases do gaseificador está por volta de 700°C, maior que no gaseificador contracorrente (OLADE, 1987).

Este tipo de gaseificador apresenta-se sensível à umidade e ao teor de cinzas no combustível, afetando a sua eficiência térmica e o poder calorífico do gás combustível.

Motivados pela necessidade de produzir energia elétrica a partir da biomassa em pequena escala, na faixa de 3,7 a 100 kW, o Combustion, Gasification and Propulsion Laboratory (CGPL), do Indian Institute of Science, em Bangalore, apresentaram uma variante do gaseificador concorrente visando evitar problemas relacionados com a fusão das cinzas do combustível como consequências das elevadas temperaturas na zona de combustão. O projeto é resultado de um programa de desenvolvimento da tecnologia de gaseificação para madeira definida pelo instituto (MUKUNDA, 1995).

Na Figura 3.4 é mostrado um esquema do reator. O gaseificador é conhecido como gaseificador de topo aberto, uma vez que o combustível e o ar para a gaseificação são supridos pela parte superior do reator. O sistema não tem estrangulamento ao nível da zona de combustão e sim entrada de ar lateral através de bicos de ar situados a 1/3 da altura do reator.

3.2.1.2. Reatores de leito fluidizado

- **Reatores de 1ª geração:** São os leitos fluidizados simples, chamados também na literatura de "The bubbling bed" ou de leito borbulhante baseados no esquema mostrado na Figura 3.5.

Características:

1. As partículas sólidas elutriadas (arrastadas pelo fluxo de gás) do leito não recirculam novamente;
2. Têm baixa conversão de carbono e menor eficiência, devido ao fato anterior, são maiores as perdas por carbono não queimado como fuligem no gás de saída ou no alcatrão produzido e não polimerizado.

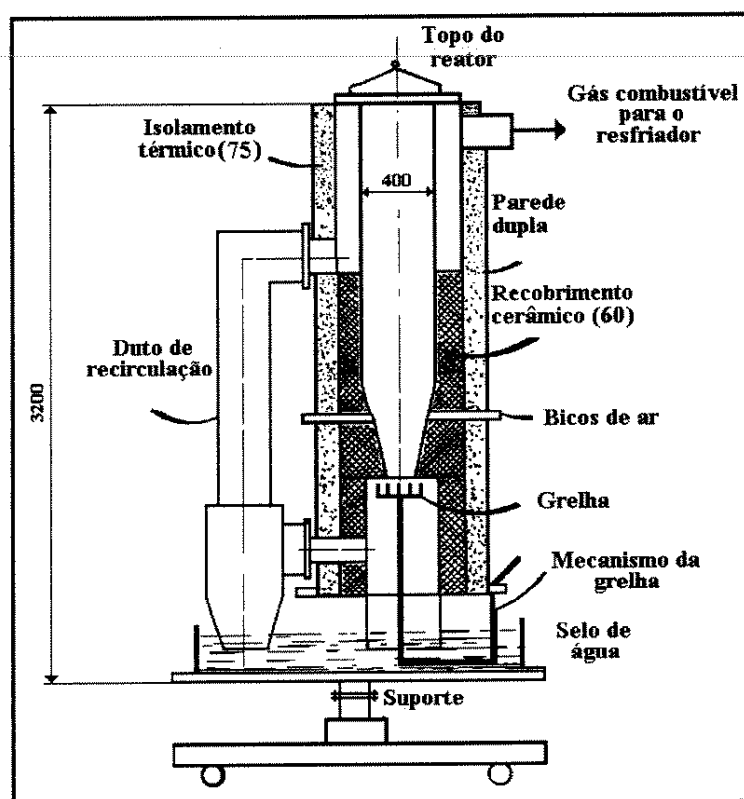


Figura 3.4 - Esquema do reator de “topo aberto” do Indian Institute of Science (MUKUNDA, 1995)

Neste tipo de reator, as partículas do combustível são mantidas em suspensão num leito de material inerte (areia, alumina, dolomita etc) fluidizado pelo agente de gaseificação (ar, oxigênio, ar enriquecido com oxigênio etc.). O combustível é alimentado diretamente na zona do leito, no entanto existem outras variantes que alimentam o combustível a determinada distância acima do leito ou pelo topo do reator. Neste tipo de reator para gaseificação trabalha-se com velocidade superficial do gás numa faixa de valores para os quais não é possível, teoricamente, atingir o transporte pneumático das partículas do leito.

- **Reatores de 2ª geração:** Os reatores de segunda geração são os pertencentes ao grupo conhecido como reatores de leito circulante. Na Figura 3.6 é mostrado um esquema básico e simples de um reator de leito fluidizado circulante.

Características:

1. As partículas sólidas elutriadas do leito recirculam novamente;
2. O sistema opera em regime de leito fluidizado rápido com elevadas taxas de recirculação do material do leito. É um regime intermediário entre o leito borbulhante e o regime de transporte pneumático;
3. Devido à recirculação, o tempo de residência das partículas de combustível no leito é maior, sendo maior a conversão de carbono (>95% para algumas instalações);
4. Por isso, a eficiência do gaseificador é maior, além de garantir sistemas de maiores capacidades específicas, $\text{kg/m}^3\text{h}$.

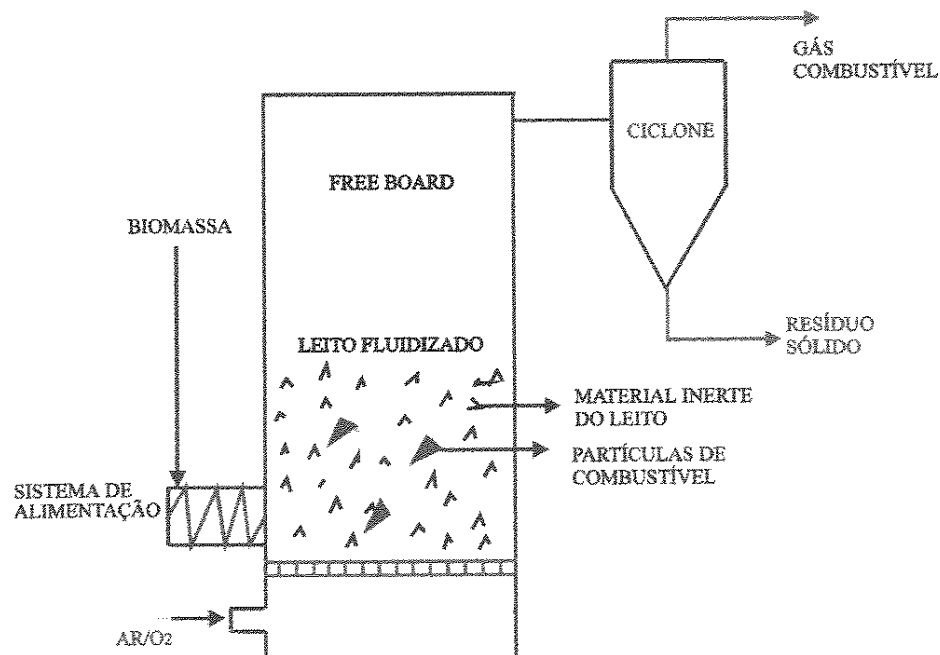


Figura 3.5 - Esquema de um reator de leito fluidizado de 1ª geração

Segundo pesquisas feitas pela firma sueca **STUDSVIK ENERGITEKNIK AB**, para instalações com capacidade acima de $100 \text{ MW}_{\text{fuel}}$ é recomendável o uso da técnica de leito fluidizado circulante (no 1º estágio).

Os gaseificadores de 1^a e 2^a geração podem operar da seguinte forma:

1. à pressão atmosférica (ou pressões pouco acima da pressão atmosférica). Neste caso se diz que o gaseificador é do tipo atmosférico;
2. sobre-pressão (pressão bem acima da pressão atmosférica). Neste caso se diz que o gaseificador é do tipo pressurizado.

O principal critério para se decidir pela gaseificação atmosférica ou pressurizada é fundamentalmente econômico, desempenhando um papel importante o fator de economia de escala. Para instalações de grande porte a gaseificação pressurizada apresenta-se com vantagens. Uma análise de projeto mostra que as vantagens econômicas na diminuição do diâmetro do reator ficam demonstradas só para capacidades acima de 150 MW_{th}. No entanto, para este valor de capacidade do sistema, os custos do complexo sistema de alimentação de combustível e de filtragem do gás quente são elevados.

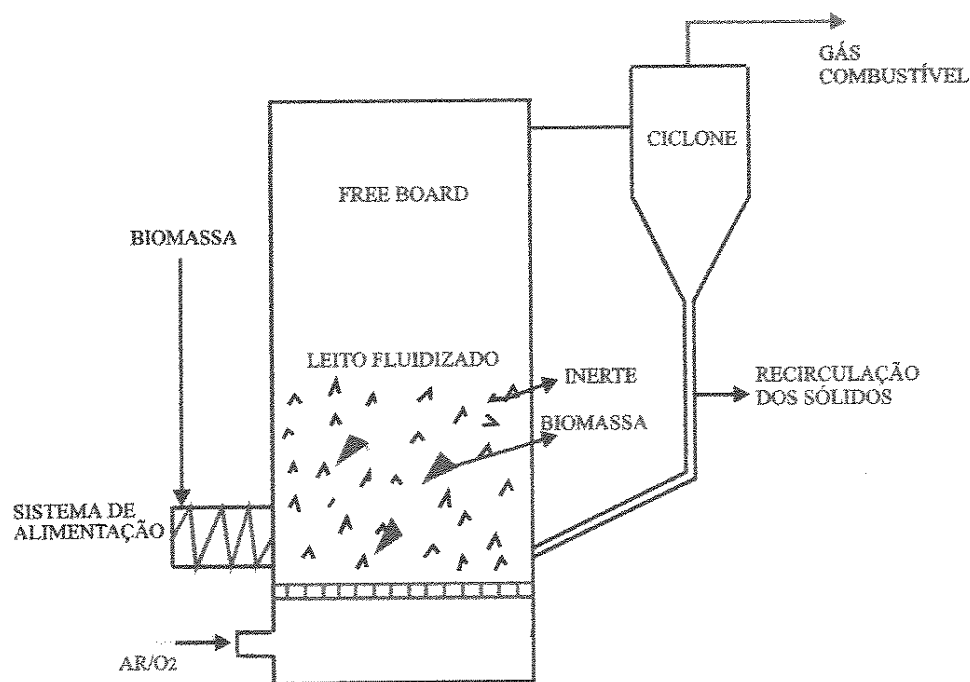


Figura 3.6 - Esquema de um reator de leito fluidizado circulante

Existe uma faixa de capacidade onde a gaseificação atmosférica pode ser economicamente competitiva. Uma avaliação, feita por pesquisadores da antiga firma **STUDSVIK AB** da Suécia, define a melhor variante desta tecnologia segundo diferentes níveis

de capacidade de produção de energia elétrica. Na Tabela 3.2 é oferecida a melhor variante de reator de gaseificação com relação à capacidade de produção de energia elétrica.

No caso específico de sistemas de potência, a gaseificação pressurizada começou a ter grande interesse a partir de 1989 com o desenvolvimento dos sistemas **BIG/GT-CC**.

3.2.2. Tecnologia de gaseificação em leito fluidizado

Atualmente, estudos indicam que um aceitável potencial de resíduos vegetais, principalmente resíduos florestais e agrícolas (sub-produtos agroindustriais), são aproveitados energeticamente em gaseificadores de leito móvel, visando obter, além de gás combustível, obter resíduo sólido com elevada percentagem de carbono fixo e de elevado poder calorífico, ou seja, um carvão vegetal de qualidade energética (**BILBAO et al., 1990 e TIANGCO e JENKINS, 1990**).

Tabela 3.2 - Melhor variante da tecnologia de gaseificação para diferentes níveis de capacidade de produção de energia elétrica, (BLACKADDER et al., 1992)

CAPACIDADE DE PRODUÇÃO DE ENERGIA ELÉTRICA, MW_e	MELHOR VARIANTE DE TECNOLOGIA DE GASEIFICAÇÃO
< 1-5	Gaseificação atmosférica. Gaseificadores de leito fixo e fluidizado de 1ª geração mediante cogeração com MCI (Motor de Combustão Interna).
3-10 até 50-80	Gaseificação atmosférica. Gaseificadores de leito fluidizado circulante com reator catalítico para o craqueamento do alcatrão. Uso de Turbina a Gás ou MCI.
>50-80	Gaseificação pressurizada integrada a ciclos combinados (sistemas BIG/GT-CC).

Porém, estes tipos de gaseificadores, apresentam restrições ao funcionamento com biomassa de granulometria pequena e com alto teor de cinzas, exigindo algumas modificações construtivas para poder utilizar estes tipos de combustíveis (**MANURUNG, e BEENACKERS, 1985 e TIANGCO, et al., 1986**).

MANURUNG e BEENACKERS, (1985), referem-se a alguns dos problemas vinculados com as propriedades da casca de arroz que apresentam-se durante a operação de um gaseificador “*downdraft*” (concorrente) com capacidade de 10-50 kg/h, entre eles temos :

1. Pobre distribuição de oxigênio devido à formação de canais pelo diâmetro pequeno das partículas;

2. Falta de um projeto funcional do sistema de remoção contínua das cinzas, e
3. Fusão nas zonas de alta temperatura do reator.

No entanto, a gaseificação em leito fluidizado apresenta-se como a mais promissora em termos de desempenho integral, devido à possibilidade de utilização como combustível dos resíduos agrícolas, abundantes e de baixo valor comercial, tais como, o bagaço e a palha de cana-de-açúcar, casca de arroz, casca de café, serragens, etc. A grande disponibilidade, alia-se ao fato de que, geralmente, o processamento dos produtos agrícolas que dão origem a estes resíduos requerem grandes quantidades de energia. A gaseificação com reator de leito fluidizado poderá apresentar vantagens devido às características peculiares destes combustíveis, com relação principalmente as suas características de umidade, granulometria, e baixa densidade (SANCHEZ et al., 1994 e MANIATIS e KIRITSIS, 1992).

Pesquisadores como MANIATIS et al. (1990), referem-se a algumas das vantagens dos gaseificadores de leito fluidizado em relação aos gaseificadores de leito móvel, entre elas:

1. operação isotérmica do reator. A temperatura média do leito é geralmente homogênea, não existindo zonas com temperaturas excessivamente alta que possa propiciar a fusão das cinzas e seguidamente a formação de escória;
2. podem-se obter equipamentos de alta capacidade;
3. a operação e o controle do reator é relativamente simples;
4. possibilidade de realizar o "scale-up", e
5. possibilidade de operação com diferentes tipos de biomassas de diferentes granulometrias e características físico-químicas.

Sobre a base das pesquisas realizadas e experiências obtidas durante a operação de instalações de gaseificação em leito fluidizado, reportadas e consultadas na literatura, as vantagens de realizar a gaseificação em reatores de leito fluidizado poderiam ser definidas como sendo as seguintes:

1. Alta flexibilidade no combustível: Este tipo de reator é praticamente o único que permite processar uma faixa ampla de combustíveis sólidos de baixa densidade e de granulometria pequena e diferente;
2. Alta taxa de transferência de calor pela mistura do material inerte do leito aquecido com a matéria-prima a processar, em condições de uniformidade da temperatura no reator. Este

fato melhora as condições em que transcorrem as principais reações químicas nas fases sólido-gás, gás-gás e outras;

3. Alta conversão de carbono com tempos de residências das partículas de combustível reduzidos: Pelo fato de trabalhar com partículas de combustível de pequeno tamanho, diminui o tempo de residência, o que leva a conseguir elevada produção de gás com reatores de dimensões relativamente pequenas;
4. Alta potência volumétrica, MW/m^3 : Permite sistemas de maiores capacidades de conversão de energia com reatores de dimensões relativamente pequenas. **MANIATIS e BUEKENS (1984)** define $\dot{Q}_{\text{VG}}$ de $1,16 \text{ MW/m}^3$ como sendo a potência volumétrica máxima, possível de se atingir em gaseificadores de leito fluidizado para biomassa. **SANCHEZ e SILVA (1994)** obtiveram um valor ajustado da potência volumétrica de $1,4 \text{ MW/m}^3$ durante a gaseificação de casca de arroz em leito fluidizado.

Devido a todas estas vantagens, hoje, a gaseificação em reatores de leito fluidizado se apresenta muito promissora, sendo considerada praticamente a tecnologia mais viável tecnicamente para a conversão térmica de resíduos de biomassa de caráter polidisperso. A sua integração em ciclos combinados de potência para instalações de grande porte (tecnologia BIG/GT-CC) torna mais atrativa sua utilização.

Na bibliografia constam algumas informações sobre a avaliação de gaseificadores de leito fluidizado operando com diferentes tipos de biomassa, tais como: resíduos de algodão (**MANIATIS e KIRITSIS, 1992**); serragem (**MANIATIS et al., 1990**) e casca de arroz (**SANCHEZ et al., 1994**). Porém, existe muito pouca informação sobre a gaseificação de bagaço e palha de cana-de-açúcar que permita dispor de parâmetros de desempenho destes equipamentos com relação a possíveis aplicações práticas e projetos.

SANCHEZ e SILVA, (1994), na Faculdade de Engenharia Mecânica - FEM/UNICAMP, têm usado um reator de leito fluidizado, em escala de laboratório, para diferentes tipos de biomassa (casca de arroz, serragem, borra de café e bagaço de cana). O desempenho do reator oferece valores da eficiência máxima a frio de 34% quando gaseifica-se serragem com fator de ar de 0,25 e temperatura do leito de 780°C , produzindo um gás com poder calorífico inferior de $3,7 \text{ MJ/Nm}^3$ (base úmida). No caso da gaseificação da casca de arroz, a eficiência máxima a frio foi de 43% com fator de ar de 0,55 e temperatura do leito de 760°C , produzindo um gás com poder calorífico inferior de $3,1 \text{ MJ/Nm}^3$ (base úmida). Neste

caso, o reator foi operado com velocidade superficial do gás de aproximadamente 0,75 m/s para evitar aglomeração das cinzas fundidas com o material inerte do leito, quando operando a velocidades mais baixas. A altura do leito variou-se na faixa de 280 a 570 mm, não tendo mostrado influência significativa nos resultados para valores acima de 480 mm. Os valores máximos observados para a concentração de CO, H₂ e CH₄ no gás obtido corresponderam a um fator de ar em torno de 0,4.

A concentração de CO, H₂ e CH₄ no gás combustível produzido durante a gaseificação da borra de café apresentou uma queda com o fator de ar, sendo que as curvas de ajuste da concentração de H₂ e CH₄ mostraram um ponto de inflexão em torno do fator de ar de 0,14. Só foi possível ensaiar a borra de café na faixa de fator de ar de 0,11 até 0,22 por limitações no alimentador utilizado. A máxima eficiência obtida de 28% (a quente) e de 20% (a frio) correspondera com um fator de ar de 0,22. O maior poder calorífico inferior do gás combustível obtido foi para um fator de ar de 0,11. Durante os ensaios foram realizadas mudanças na velocidade superficial do gás visando variar o fator de ar.

Os ensaios de gaseificação de bagaço de cana de açúcar (a granel) são discutidos no item 3.5 deste capítulo.

MANIATIS et al. (1990), oferece valores dos melhores parâmetros de desempenho para um reator de leito fluidizado gaseificando serragem (madeira) de eficiência térmica de 65% para um fator de ar na faixa de 0,2 a 0,4 com temperatura do leito de 820°C e poder calorífico superior do gás de 6,5 MJ/Nm³.

Em todos os casos, os estudos demonstram que a composição do gás, ou seja o poder calorífico do gás produzido, é função direta da temperatura de operação do leito, a qual depende da relação ar/combustível ou do fator de ar (**MANIATIS e KIRITSIS, 1992**). Este parâmetro demonstrou ser o mais importante para a operação em modo de gaseificação. Não se consegue manter reações autotérmicas com fatores de ar abaixo de 0,2 (**MANIATIS et al., 1990**).

3.3. Principais projetos de pesquisa desenvolvidos na área de gaseificação de biomassa em leito fluidizado

Vários têm sido os projetos de pesquisa desenvolvidos no mundo a escala experimental de laboratório, de planta piloto e protótipos demonstrativos/comerciais, com aplicação para sistemas de gaseificação de biomassa com reator de leito fluidizado de 1^a e 2^a geração, atmosféricos e pressurizados.

Uma revisão feita sobre parâmetros de operação e desempenho, além de características construtivas e da biomassa correspondente a algumas das principais instalações de gaseificação em leito fluidizado, é oferecida nas Tabelas 3.3 a 3.5.

Verifica-se que a biomassa mais estudada é a madeira, existindo muito poucas informações sobre gaseificação de bagaço de cana-de-açúcar "*in natura*" ou a granel e nenhuma informação sobre o uso da palha de cana.

O principal objetivo das pesquisas a nível de laboratório é a determinação dos melhores parâmetros de operação do reator para diferentes tipos de biomassa. Em todos os casos, com a base dos resultados obtidos em instalações deste tipo, são elaborados projetos de plantas de maior porte. Entre estes parâmetros, o fator de ar é o mais importante, o qual define a temperatura do leito e a eficiência do gaseificador. Todas as instalações a nível de laboratório correspondem a reatores de leito fluidizado borbulhante (**BFB**).

Sobre as principais informações oferecidas nas Tabelas 3.3 a 3.5 pode-se concluir o seguinte:

- Os valores reportados de temperatura do leito variam na faixa de 600°C a 970°C, porém, a grande maioria dos valores recomendados encontram-se na faixa de 750°C e 800°C. Problemas com a fusão das cinzas do combustível e a sua aglomeração com o material do leito, podem acontecer durante a operação do leito a temperaturas acima de 850°C, principalmente no caso específico da gaseificação de biomassa com elevado teor de cinzas, por exemplo, a casca de arroz (**MANIATIS, 1990**).

Para plantas em escala piloto o valor médio encontrado foi de 807°C. **CZERNIK et al. (1993)**, sugere que o incremento da temperatura média do leito de 743 até 857°C provoca uma diminuição da quantidade de alcatrão nos gases em 5 vezes.

Tabela 3.3 - Parâmetros de operação, eficiência, características construtivas e da biomassa (Gaseificadores em escala de laboratório)

No.	Biomassa	Tipo de gaseificador	Capacidade, MWth	Pressão de operação, MPa	Temperatura do leito, °C	Diâmetro do reator, mm	Agente de gaseificação	Umidade da biomassa, % (b.u.)	Fator de ar
1	Serragem	BFB	-	0,1	777	200	ar	12,9	0,25
2	Resíduos da madeira	BFB	-	0,1	700-950	300	ar	10-25	-
3	Madeira	BFB	-	0,1	680-975	800	ar	10-14	0,26-0,9
4	Aparas de madeira	BFB	-	0,1	800-900	150	ar	7,3	0,30
5	Madeira	BFB	-	0,1	750-950	-	ar	-	-
6	Casca de arroz	BFB	-	0,1	759	200	ar	10,0	0,55
7	Casca de arroz	BFB	-	0,1	600-850	-	ar	-	0,24-0,45
8	Casca de arroz	BFB	-	0,1	720-870	406	ar	14,0	0,48-0,76
9	Borra de café	BFB	-	0,1	780	200	ar	5,7	0,22
10	Casca de cacau	BFB	-	0,1	800-900	150	ar	13,1	0,3-0,6
11	Casca de coco	BFB	-	0,1	650-900	-	ar	-	0,15-0,35

Um efeito semelhante foi detectado por VAN DEN AARSEN et al. (1983), reportando, para madeira, teores de alcatrão de 10 000 mg/Nm³ para temperaturas do leito de 700°C, enquanto que para temperaturas do leito de 900°C os teores de alcatrão medidos foram de 400 mg/Nm³. Em sistemas BIG/GT-CC, a firma sueca STUDEVIK AB (RENSFELT, 1988), reporta 99% de eficiência para a tecnologia de craqueamento do alcatrão com dolomita utilizando craqueadores de leito fluidizado circulante (CFB cracker). Este sistema de limpeza utiliza temperaturas de trabalho na faixa de 850°C a 900°C, a qual é controlada através da injeção de ar pelo fundo do craqueador e, obtém-se valores do teor de alcatrão < 200 mg/Nm³.

- Valores reportados da **velocidade superficial do gás** encontram-se em torno de 0,7 m/s (SANCHEZ e SILVA, 1994). Durante os cálculos de projeto uma variante praticamente apropriada e que oferece resultados satisfatórios é a de assumir a velocidade superficial do gás como aproximadamente 2 vezes a velocidade superficial de mínima fluidização.

Resultados obtidos por SANCHEZ, (1994), durante a gaseificação de diferentes tipos de biomassas demonstraram a validade do valor deste coeficiente em torno de 2. BOATENG,

(1992), num trabalho realizado numa instalação de gaseificação em leito fluidizado em escala de laboratório, utilizando casca de arroz como combustível e vapor de água como agente de fluidização, reporta o valor do coeficiente que relaciona a velocidade superficial do gás e a velocidade superficial de mínima fluidização como sendo 1,55.

Tabela 3.3Continuação

No.	Poder calorífico do gás, MJ/Nm ³	Altura do leito estático, mm	Composição do gás, %			Altura do reator, mm	Eficiência do gaseificador, %	Referências
			CO	H ₂	CH ₄			
1	3,8	480-570	14,5	8,2	4,1	2000	35F-47Q	Sanchez, 1994
2	4,5-6,0	300-1000	-	-	-	-	68-76	Van den Aarsen, 1983
3	6,7 (PCS)	-	13,2	10,7	5,2	4000	70-73	Maniatis et al., 1989
4	5,0 (PCS)	-	9,6-16,1	3,2-6,8	2,6-4,4	1000	52F	Shoeters et al., 1989
5	6,8 (PCS)	-	17,1	12,0	4,9	-	75F	Castellan et al., 1984
6	2,9 (PCS)	480-570	11,7	4,3	2,8	2000	43F-60Q	Sanchez, 1994
7	5,7 (PCS)	-	10,4	4,7	6,0	-	40	Maniatis, 1990
8	4,1-6,3	600	12,2	4,7	6,7	3600	63-67F	Hartiniati and Y., 1989
9	-	480-570	13,5	7,0	4,0	2000	20F-28Q	Sanchez, 1994
10	1,3-4,5 (PCS)	-	6,0-12,0	5,0-15,0	1,2-2,2	1000	50	Schoeters et al., 1989
11	6,3 (PCS)	-	12,3	8,0	4,0	-	80	Maniatis, 1990

Nos cálculos de projeto, a velocidade superficial de mínima fluidização é calculada, basicamente, a partir das propriedades do material inerte do leito (porosidade do leito, densidade aparente do material, diâmetro médio das partículas etc.) e não das propriedades da biomassa a ser utilizada. Neste caso, adota-se, como primeira aproximação, uma velocidade superficial do gás aplicável para diferentes tipos de biomassas.

Foi definido em nosso projeto que trabalhando com alumina como material inerte do leito (tipo grana 46), com diâmetro médio das partículas (considerando o diâmetro do conjunto de frações de partículas avaliadas pela análise granulométrica) de 0,379 mm e densidade

aparente da partícula de 1.760 kg/m^3 , a velocidade superficial de mínima fluidização está em torno de $0,40 \text{ m/s}$.

São muito pouco os valores reportados da velocidade superficial do gás para gaseificação de biomassa. **BRIGDWATER, (1984)** e **HARTINIATI e YUUVIAL (1989)** trabalharam com velocidade de $0,4$ a $0,5 \text{ m/s}$. Já **SANCHEZ e SILVA (1994)** recomendam trabalhar com velocidade superficial do gás em torno de $0,75 \text{ m/s}$ para a operação segura do reator.

Tabela 3.4 - Parâmetros de operação, eficiência, características construtivas e da biomassa (Gaseificadores em escala de planta piloto)

No	Biomassa	Tipo de gaseificador	Capacidade, MW_{th}	Pressão de operação, MPa	Temperatura do leito, $^{\circ}\text{C}$	Diâmetro do reator, mm	Agente de gaseificação	Umidade da biomassa, % (b.u.)	Fator de ar
1	Resíduos de madeira (IGT)	BFB	0,89	2,2	837	-	ar/vapor	10,8	0,17
2	Talos de algodão	BFB	1,7	0,1	725	844	ar	-	0,25-0,30
3	Resíduos de madeira (LURGI)	CFB	2,5	0,1	820	-	ar/vapor	15	-
4	Palha de trigo	BFB	-	0,1	950	230	ar	-	-
5	Pellets de bagaço	BFB	-	0,1	650-850	480	ar/vapor	9,2	-
6	Bagaço	BFB	-	2,1	850	-	Oxigênio	-	-
7	Palha de arroz	BFB	-	0,1	755	660	ar	-	-
8	Madeira e resíduos de madeira	BFB	1,7	0,1	743	300	ar	12,8-16,8	0,298
9	Resíduos de madeira	CFB	0,75	0,1	864-974	410	ar	-	0,20
10	Cortiça e aparas de madeira (STUDS-VICK)	CFB	2,0	0,1	750-900	-	ar pré-aquecido	30-35	-

Como conclusão, pode-se dizer que o valor recomendado de velocidade superficial do gás durante o trabalho em regime de gaseificação em leito fluidizado borbulhante está na faixa de $0,7$ a $0,75 \text{ m/s}$.

Tabela 3.4.....Continuação

No.	Poder calorífico do gás, MJ/Nm ³	Altura do leito estático, mm	Composição do gás, %			Altura do reator, mm	Eficiência do gaseificador, %	Referências
			CO	H ₂	CH ₄			
1	10,0	-	10,7	32,5	14,3	-	77F	Evans et al., 1987
2	6,8	800	-	-	-	-	-	Maniatis and K., 1992
3	5,86	-	18,7	14,1	3,5	-	80,2	Mehrling and R., 1986
4	3,0-3,5	-	12,2	5,6	3,3	-	-	Clark and Goodman, 1985
5	5,6 (PCS)	250-380	17,9	4,7	5,6	2700	57F-62Q	Baptista, 1986
6	12,6	-	26,11	18,3	17,3	-	67F	Overend et al., 1994
7	5,3 (PCS)	-	13,0	9,2	6,3	2300	-	Lamorey et. al., 1985
8	5,2-8,2 (PCS)	600	15,3	9,0	3,7	4000	84,8F	Czernik et al., 1992
9	7,19	-	16,1	13,24	7,32	4000	75,0F	Bingyan et al., 1993
10	4,0 to 7,0	-	-	-	-	-	-	Rensfelt, 1988.

- A eficiência do gaseificador varia entre 35 e 84 %. Valores mais frequentes variam na faixa de 60 a 70 %. Em instalações em escala de planta piloto reportam-se valores médios de 74,4 %. Os valores mais altos atingidos para a eficiência energética se referem ao caso de resíduos de madeira como combustível. Nas Tabelas "Q" e "F" indicam eficiência a quente e a frio respectivamente;
- Fator de ar: definido como a relação entre a quantidade real de ar suprido ao gaseificador por kg de combustível e a quantidade estequiométrica em combustão, constitui o parâmetro fundamental de operação que influencia tanto a temperatura do leito como a eficiência do gaseificador. Os melhores e mais frequentes valores do fator de ar variam em torno de 0,2 a 0,3. Neste caso obtém-se os maiores valores do poder calorífico do gás e da eficiência.

Para uma determinada velocidade superficial do gás durante a operação do reator de leito fluidizado, o fator de ar vê-se limitado pela capacidade de alimentação estável da rosca-sem-fim. Tem sido demonstrado que a qualidade do isolamento externo do reator constitui um parâmetro que influencia o fator de ar. MANIATIS et al. (1989), definem como 0,2 o menor

até 800 mm, sendo 600 mm o valor mais freqüente reportado, (HARTINIATI et al., 1989; MANIATIS et al., 1992 e CZERNIK et al., 1993);

Tabela 3.5 - Parâmetros de operação, eficiência, características construtivas e da biomassa (unidades em escala de plantas demonstrativas/comerciais)

No.	Biomassa	Tipo de gaseificador	Capacidade MWth	Pressão de operação MPa	Temperatura do leito °C	Diâmetro do reator mm	Agente de gaseificação	Umidade da biomassa % (b.u.)	Fator de ar
1	Resíduos de madeira (BIO-FLOW)	CFB	18	2,4	950-1000	-	ar pré-aquecido	45-55	-
2	Resíduos de madeira (TPS)	CFB	65	0,18	-	-	ar pré-aquecido	35	-
3	Cortiça de árvores (LURGI)	CFB	16	0,1	800	-	ar	15	-
4	RDF pellets (STUDS VIK)	CFB	20	0,003-0,005	800-900	-	ar	1,6-11,9	-
5	Resíduos de madeira (OMNI-FUEL)	BFB	23	0,1	760	-	ar	-	-

RDF - Refuse Derived Fuel

- Altura do leito expandido: os valores reportados correspondem a 1,25 vezes a altura do leito estático, (SANCHEZ e SILVA, 1994). É possível calcular a altura mínima do leito expandido conhecendo-se o diâmetro do reator, consumo de biomassa e a capacidade volumétrica máxima ($\dot{Q}_{VB}$), calculada por CZERNIK et al. (1993), como sendo 1,12 toneladas de biomassa/m³ de leito-hora, para um gaseificador de 300 mm de diâmetro operando com resíduos de madeira.
- Lugar de introdução do combustível no reator: a maior parte dos pesquisadores trabalham com dois lugares de introdução do combustível no reator:

1. A uma determinada distância acima da placa distribuidora de ar, neste caso, entre 100 e 300 mm acima da placa;
2. À altura do leito expandido.

Afirma-se que a introdução do combustível acima da placa permite maior tempo de residência, recomendando-se assim para combustíveis de granulometria fina (MANIATIS e KIRITSIS, 1992).

Tabela 3.5.....Continuação

No.	Poder calorífico do gás MJ/Nm ³	Altura do leito estático mm	Composição do gás, %			Altura do reator mm	Eficiência do gaseificador %	Referências
			CO	H ₂	CH ₄			
1	5,0	-	-	-	-	-	82-83	Lundqvist, 1993
2	-	-	-	-	-	-	43	Strom et.al., 1982
3	-	-	30,0	28,8	8,2	-	-	Mehrling and R., 1986
4	7,0-8,5 (PCS)	-	9,0-13,0	7,0-9,0	6,0-9,0 (C _n H _m)	-	94-96 (ECC)	Campagnola, 1994
5	4,99 (PCS)	-	11,0	7,5	6,3	-	-	Omnifuel 1990

- O valor máximo recomendado de umidade da biomassa durante a operação é de aproximadamente 20 % (base úmida). No caso de algumas biomassas, por exemplo o bagaço de cana-de-açúcar, recomenda-se sua secagem inicial. Neste caso a experiência tem demonstrado que é tecnologicamente muito difícil alimentar bagaço de cana-de-açúcar com elevados teores de umidade através dos sistemas tradicionais de rosca-sem-fim;

Em unidades em escala demonstrativa/comercial predomina o uso da tecnologia de gaseificação com reatores de leito fluidizado circulante. Empresas Europeias como a **BIOFLOW** (firma joint-venture) e a **TPS TERMINSKA PROCESSOR** (antiga **STUDSVIK AB**) contam com muita experiência neste campo de atuação. A capacidade térmica destas instalações varia na faixa de 16 a 65 MW;

- A maioria dos trabalhos publicados nesta área indicam a importância do sistema de alimentação de biomassa na operação constante, segura e eficiente da instalação. Flutuações na taxa de alimentação de biomassa afeta a qualidade do gás e a temperatura do leito.

3.3.1. Sistema de alimentação de combustível para reatores de leito fluidizado

Basicamente existem 4 tipos fundamentais de sistemas de alimentação de combustível a serem utilizados em reatores de leito fluidizado (BASU, P., 1984). Entre eles, o sistema de rosca-sem-fim é o mais comumente utilizado nas instalações de gaseificação em leito fluidizado, mesmo quando combinado com outros sistemas, por exemplo, o sistema pneumático.

Os transportadores de rosca-sem-fim baseiam-se na alimentação do combustível através do deslocamento positivo da rosca. Podem ser construídos de passo variável, procurando criar um selo de pressão que evite vazamentos de gás a partir do reator.

A sua seleção e dimensionamento prevê determinados requerimentos quanto ao tipo e características do combustível utilizado, capacidade do reator etc. Alguns projetos deste tipo de transportador têm incorporado um sistema de resfriamento da rosca na região perto da descarga quente do alimentador, procurando evitar a degradação térmica do combustível e o aparecimento de problemas de operação.

O sistema de alimentação constitui um parâmetro importante de definição da operação estável e eficiente do reator de leito fluidizado. A biomassa fibrosa, como o bagaço de cana-de-açúcar, é de difícil alimentação. A experiência prática mostra que para a alimentação destes combustíveis precisa-se da remoção constante do mesmo no silo para garantir a sua queda.

Deve ser lembrado que durante o trabalho contínuo da rosca, em regime normal de operação, a alimentação de combustível sempre vai ser afetada por determinados fatores, dentre os quais temos:

1. Presença e condições de operação do leito;
2. Efeito da fluidização do material presente no leito, e
3. Contaminação própria da rosca.

Existem duas variantes as quais diferem pela utilização ou não de uma válvula rotativa entre a rosca primária e a secundária, que levam o combustível desde o silo de armazenagem até o reator (Figura 3.7 a e b). JOLLEZ et al. (1991), recomendam a introdução pelo alimentador de 20% do ar total.

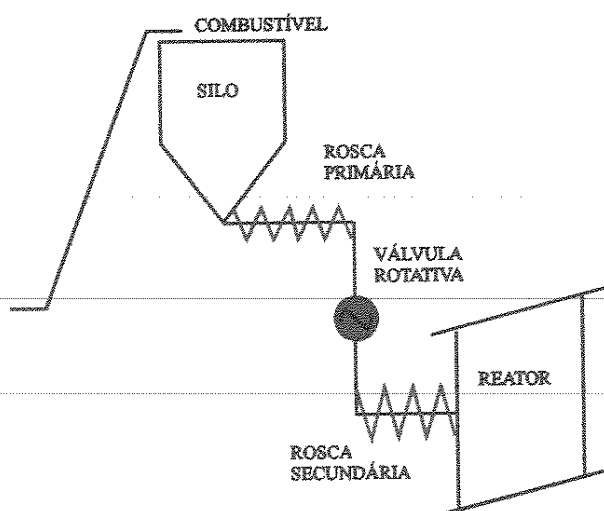
A alimentação do combustível deve ser uniforme para manter constante a composição do gás e a temperatura do leito. Uma alteração na taxa de alimentação do combustível, modifica rapidamente a composição do gás e a temperatura do leito (SANCHEZ, 1994).

Do ponto de vista de operação, a literatura também refere-se a algumas particularidades que têm a biomassa, principalmente os resíduos agrícolas, necessárias a considerar no projeto do sistema de alimentação e que podem dar origem a problemas operacionais que resultam em fracassos, estas particularidades são:

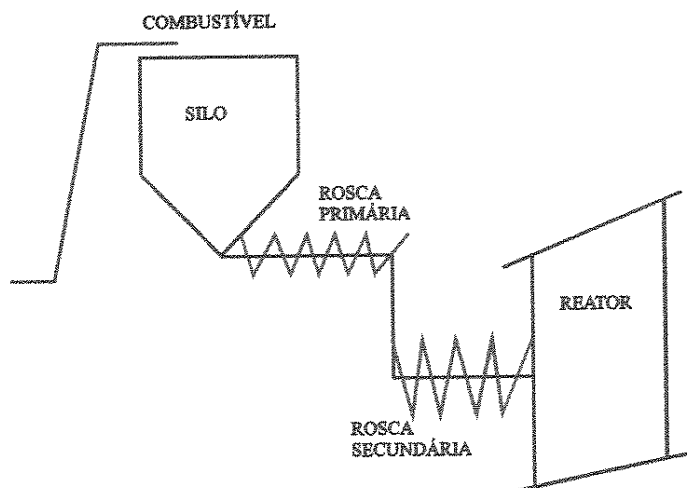
1. Baixa densidade “bulk” que propicia problemas durante o manuseio, remoção e alimentação ao reator;
2. Elevado teor de cinzas em algumas biomassas (ou baixa temperatura de fusão das cinzas) que pode propiciar problemas de fusão no leito fluidizado, quando se trabalha com temperaturas muito altas;
3. Elevado teor de material inerte que pode dar origem a atrito da rosca e outras partes mecânicas, além de acelerar a fusão no leito;
4. Elevado teor de umidade quando “*in natura*” o que reduz significativamente a eficiência da gaseificação, e
5. A sua biodegradabilidade dá origem a odores e problemas de armazenagem durante períodos de tempo longos.

No caso do bagaço de cana-de-açúcar, a experiência tem demonstrado que é muito difícil alimentá-lo em sistemas de rosca-sem-fim com teores de umidade acima de 10% (base úmida).

A experiência prática tem demonstrado que a realização do projeto de um sistema de alimentação tipo rosca-sem-fim, visando seu uso em instalações de combustão e gaseificação em leito fluidizado, deve constituir uma tarefa a ser efetuada com extremo cuidado. A falta de informações, ou mesmo informações erradas com relação às variáveis que participam nos cálculos, influi de forma significativa no valor da taxa de alimentação da rosca quando “fria”.



(a)



(b)

Figura 3.7 - Sistemas de alimentação para reatores de leito fluidizado.

a - com válvula rotativa (MANIATIS et al., 1988)

b - sem válvula rotativa (JOLLEZ et al., 1991)

3.3.2. Sistema de distribuição do agente de fluidização

Existem diferentes tipos de sistemas de distribuição do agente de fluidização ao reator. Os distribuidores de ar tipo "bubble caps" ou borbulhadores estão sendo muito utilizados hoje em instalações de leito fluidizado devido as suas vantagens sobre as placas planas perfuradas, entre elas temos:

1. Os bicos dificultam a queda dos sólidos através dos orifícios da placa;
2. A distribuição do gás geralmente é mais uniforme, garantindo uma melhor fluidização;
3. Entre a placa e a parte superior dos bicos forma-se uma camada de sólidos (material inerte do leito), quase em repouso que atua como isolante e protege a placa das altas temperaturas.

No entanto, apesar destas vantagens, a bibliografia é praticamente inexistente quanto ao projeto deste tipo de distribuidores.

BASU, (1984), considera as seguintes propriedades como desejadas num distribuidor:

- Favorecer uma fluidização estável e uniforme;
- Minimizar o atrito entre os materiais do leito;
- Evitar perda de material do leito através dos orifícios;
- Garantir uma total fluidização à velocidade e temperatura de operação numa faixa bastante ampla;
- Minimizar a existência de zonas mortas no distribuidor.

Como resultado destas análises, decidiu-se, neste trabalho, selecionar e dimensionar um distribuidor de ar tipo “de bicos de ar”. A metodologia utilizada nos cálculos de projeto foi baseada em **BASU, (1984)** desenvolvida para combustores de leito fluidizado e inclui equações de comprovação para garantir as propriedades acima descritas. Depois de realizado o cálculo, foram definidas as dimensões dos bicos (altura e diâmetro do bico, diâmetro dos orifícios de saída do ar, posição e inclinação dos orifícios no bico etc.). Na Figura 3.8 mostra-se uma foto da placa de distribuição de ar com os borbulhadores utilizada no reator.

3.3.3. Mecanismo de partida do reator de leito fluidizado

Geralmente se realiza um pré-aquecimento do reator com um combustível gasoso até uma temperatura determinada, a partir da qual começa-se alimentar a biomassa com o ar ajustado em regime de combustão até alcançar a temperatura de operação. **JOLLEZ et al. (1991)**, recomendam desligar o queimador de partida quando a temperatura do leito atinge 400°C. **HARTINIATI e YOUNG, (1989)**, recomendam a temperatura de 505°C-530°C para desligar o queimador e **MANIATIS et al. (1989)**, recomendam começar a alimentação intermitente de biomassa à temperatura de 350°C e desligar o queimador de gás de partida à

500°C. Neste caso, o tempo total de partida pode variar entre 2 e 2,5 horas. Os autores oferecem um gráfico de partida mostrando as diferentes etapas do aquecimento do leito na partida.

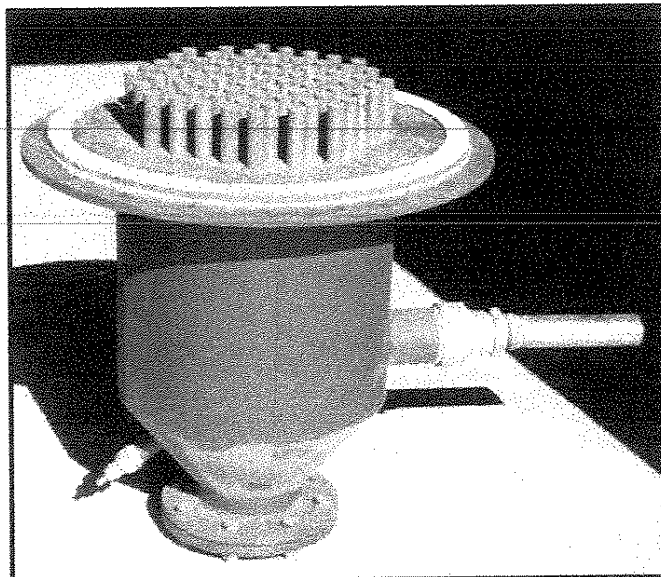


Figura 3.8 - Foto da placa de distribuição de ar com os borbulhadores. Distribuidor utilizado no reator avaliado

O leito também pode ser aquecido sem fluidização, queimando o gás introduzido num "plenum" acima do leito estacionário. Uma vez atingida a temperatura requerida desliga-se o gás, aumenta-se o ar até começar a fluidização e começa-se a alimentação de biomassa em regime de combustão. Um método similar de aquecimento do reator foi utilizado neste trabalho (ver capítulo 5).

3.4. A tecnologia BIG/GT-CC

Um ciclo combinado (CC) é um ciclo que combina o uso de uma turbina a gás e uma turbina de vapor para fins de geração de energia elétrica. Hoje existem unidades deste tipo que utilizam gás natural como combustível na instalação de turbina a gás, com eficiência acima de 50%. No entanto, a partir da década de 1980 começaram a ser desenvolvidos trabalhos visando o uso de combustíveis sólidos para fins de geração de energia elétrica, através do uso de ciclos combinados integrados a sistemas de gaseificação (tecnologia BIG/GT-CC).

Um dos primeiros combustíveis utilizados nesta direção foi o carvão mineral, que convenientemente gaseificado, produz um gás combustível usado em turbinas a gás numa configuração chamada de ICG-CC (Integrated Coal Gasifier-Combined Cycles). Existem unidades demonstrativas deste tipo baseadas em diferentes projetos em grande escala, utilizando gaseificadores de grande porte, construídos por firmas industriais como a **LURGI**, **TEXACO** e **KROPP-KOPPERS**, entre outras.

A utilização da biomassa de caráter polidisperso como combustível em instalações de gaseificação integradas a ciclos combinados de produção de energia elétrica, torna mais interessante o uso deste tipo de instalações para unidades de grande porte. De qualquer modo, a tecnologia de gaseificação com maior perspectiva é a tecnologia em leito fluidizado circulante, com gaseificadores atmosféricos e pressurizados.

A tendência atual para instalações de grande porte é usar gaseificadores pressurizados, devido a suas vantagens em relação à gaseificação atmosférica. Em instalações atmosféricas precisa-se resfriar e limpar o gás para logo ser comprimido antes de entrar na câmara de combustão da turbina a gás, limitando a eficiência da instalação e apresentando problemas com relação a condensação dos vapores de alcatrão. No entanto, neste tipo de instalações os vapores de álcalis não constituem um sério problema, pelo fato de que podem ser condensados. O problema dos sistemas pressurizados está na limpeza do gás quente, pois utilizam sistemas muito mais complicados de alimentação do combustível, resultando num problema difícil de resolver. Por se tratar de biomassa de baixa densidade, a condensação dos vapores de álcalis e o projeto do equipamento requer extremos cuidados nos seus componentes toda vez que o sistema for trabalhar sob pressão.

Uma variante interessante de configuração dos ciclos combinados atualmente desenvolvida no mundo resulta na possibilidade de utilizar parte do vapor gerado na caldeira de recuperação para alimentar o combustor da turbina a gás. Esta solução, melhora a eficiência global do sistema até em duas vezes ou mais, além de aumentar a potência elétrica da instalação e diminuir consideravelmente os custos capitais instalados (\$/kW). Na Figura 3.9 é oferecido um esquema de uma proposta de configuração de um sistema BIG/GT-STIG (Steam Injected Gas Turbine).

Este tipo de tecnologia é muito promissora para a cogeração nas usinas de açúcar ou destilarias de álcool, pelo fato de constituir o bagaço de cana-de-açúcar uma das biomassas com maiores disponibilidades e potencial energético.

O incremento da produção de energia elétrica nas usinas de açúcar constituiria outra importante fonte de renda. A aplicação da tecnologia BIG/GT-CC nas usinas de açúcar e álcool permitiria obter um índice de produção de energia elétrica em torno de 250 a 330 kWh/ton de cana, em comparação com 100 a 150 kWh/tn de cana para sistemas convencionais com turbinas de extração-condensação e, aproximadamente, de 15 a 24 kWh/tn de cana para os sistemas de cogeração atuais com turbinas de contrapressão (WALTER, 1994).

O gaseificador é suprido com biomassa (bagaço de cana-de-açúcar) e agente de gaseificação (ar + vapor). Como resultado da conversão termoquímica da biomassa é obtido um gás combustível, composto fundamentalmente de CO, CO₂, H₂, CH₄, N₂, O₂ e outros hidrocarbonetos. Um sistema de limpeza do gás a quente permite eliminar os particulados, alcatrão e compostos alcalinos, que afetam a operação eficiente da turbina a gás. O gás limpo é conduzido até a câmara de combustão da turbina a gás, na qual é injetado também vapor. A caldeira de recuperação aproveita a entalpia dos gases quentes à saída da turbina a gás para produzir o vapor utilizado no gaseificador, na câmara de combustão da turbina e no processo tecnológico de produção de açúcar ou álcool.

Uma configuração BIG/GT-CC-STIG para este tipo de usinas poderia tornar o sistema mais promissor pelo fato de utilizar o vapor gerado na caldeira de recuperação para a produção de energia elétrica em uma turbina de vapor. O vapor de baixa pressão seria usado no processo.

Existem vários projetos e programas de pesquisa, em escala de unidades demonstrativas, a partir da tecnologia de gaseificação de biomassa em leito fluidizado integrada a ciclos combinados de potência (tecnologia BIG/GT-CC).

A companhia finlandesa **AHLSTROM**, tem desenvolvido e construído em colaboração com a companhia **SYDKRAFT AB**, em Värnamo, Suécia, uma planta em escala demonstrativa com aplicação da tecnologia BIG/GT-CC. O gaseificador do tipo de leito fluidizado circulante pressurizado para biomassa, com sistema de resfriamento e limpeza do gás e turbina a gás. A entalpia sensível "residual" dos gases à saída da turbina a gás é utilizada como fonte de energia para gerar vapor de água e, produzir energia elétrica numa turbina de

vapor. O projeto chama-se **AHLSTROM PYROFLOW**. Criou-se então uma “joint-venture” chamada de **BIOFLOW LTDA.**, visando desenvolver e comercializar a nova tecnologia.

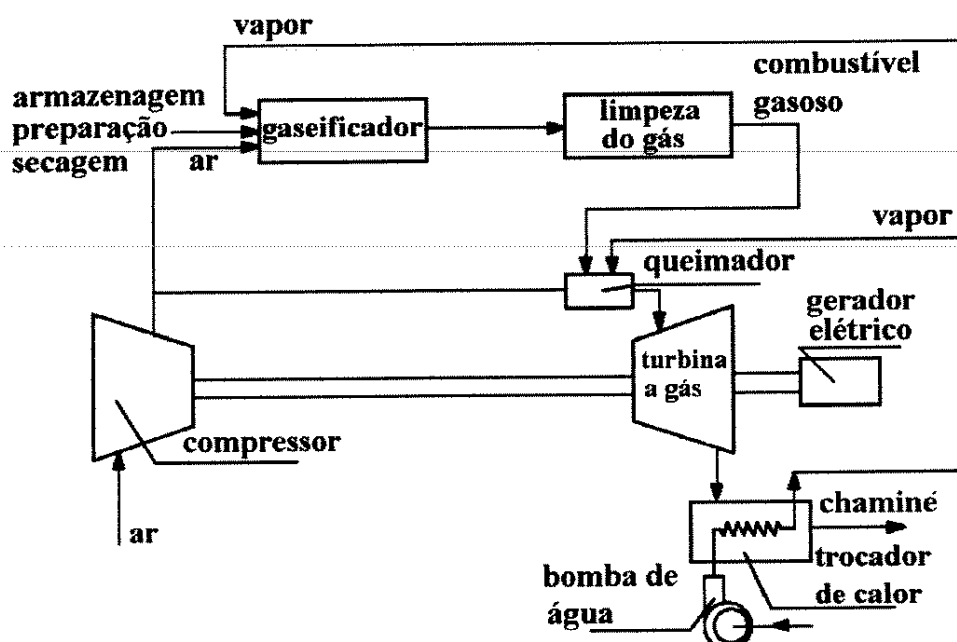


Figura 3.9 - Configuração da tecnologia BIG/GT-STIG

O gaseificador opera com uma pressão de aproximadamente 2,4 MPa e uma temperatura na faixa de 950°C e 1000°C e utiliza resíduos de madeira como combustível, com secagem desde uma umidade inicial de 50% até uma umidade final na faixa de 10 a 20%. O poder calorífico do gás produzido é de aproximadamente 5 MJ/Nm³ e a eficiência energética do processo está na faixa de 82-83%. O sistema gera 6 MW_e e 9 MW_{th}.

A firma Sueca **STUDSVIK AB**, atual **TPS TERMISKA PROCESSOR**, desenvolveu um sistema integrado com gaseificador em leito fluidizado circulante e craqueador, para diferentes tipos de biomassas (turfa, resíduos derivados de combustíveis, cavacos de madeira e lignito).

O gaseificador opera com temperatura do leito na faixa de 750°C-900°C e utiliza ar primário e ar secundário, dependendo da carga. O gás combustível produzido tem um poder calorífico na faixa de 4-7 MJ/Nm³ e a eficiência energética a quente do gaseificador é aproximadamente de 90%. O gás obtido apresenta baixo teor de alcatrão, sendo que o processo

opera com baixa emissão de óxidos de enxofre (SO_x) e de nitrogênio (NO_x). Na Figura 3.10 mostra-se um esquema da planta em escala demonstrativa.

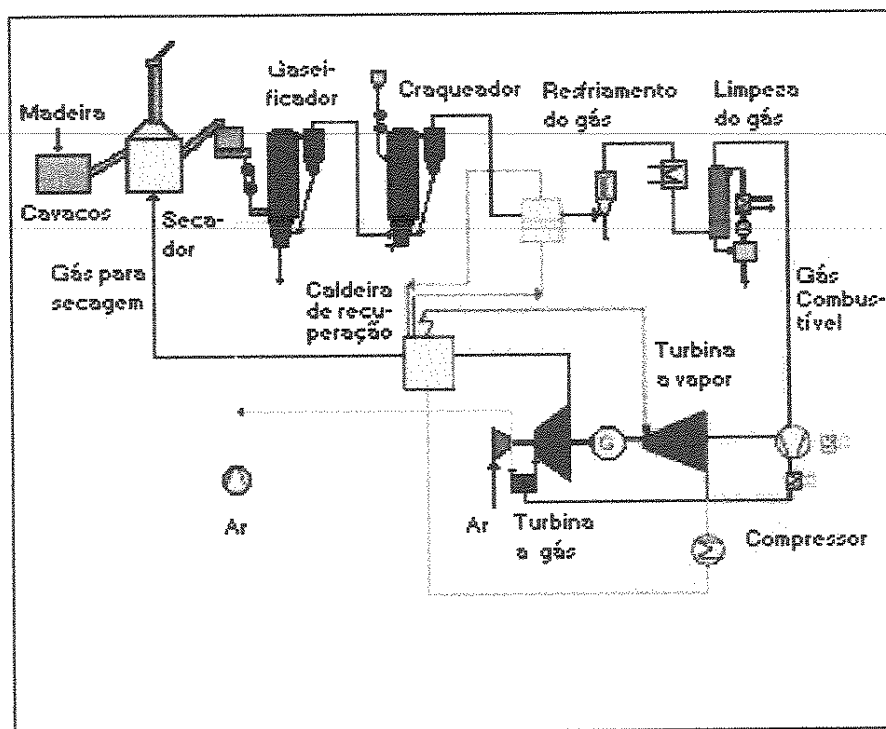


Figura 3.10 - Planta em escala demonstrativa da tecnologia BIG/GT-CC

No Brasil, a Companhia Hidroelétrica de São Francisco (**CHESF**) desenvolve um projeto para o uso da biomassa, neste caso, cavacos de madeira (eucalipto), para a geração de energia elétrica através do sistema BIG/GT-CC. Este programa inclui a participação da Eletrobrás, a Companhia Internacional de Petróleo Shell e afiliados no Brasil, a Companhia Vale do Rio Doce e a Fundação de Ciência e Tecnologia do Rio Grande do Sul (**CIENTEC**). Os sistemas de gaseificação e limpeza do gás estão sendo desenvolvidos pelas firmas **TPS/STUDSVIK** e **BIOFLOW**. A capacidade de geração é de 25 MW_e.

Estima-se que a tecnologia **BIG/GT-CC** não deverá ser apenas atrativa comercialmente mas também deverá oferecer importantes benefícios ambientais, fundamentalmente referidos com a melhora do balanço de CO_2 na atmosfera devido ao uso da biomassa. Segundo **WALTER, (1994)**, a utilização destes sistemas nos próximos anos, em escala comercial, dependerá do grau de desenvolvimento e rapidez na solução dos problemas atuais.

3.5. Experiências na gaseificação de bagaço de cana-de-açúcar em leito fluidizado no Brasil

Com relação à gaseificação em leito fluidizado utilizando bagaço de cana-de-açúcar como combustível, poucos trabalhos têm sido publicados. Um estudo experimental da gaseificação de bagaço de cana é reportado por **BAPTISTA, (1986)**, do (IPT), utilizando pellets de aproximadamente 6 x 8 mm de bagaço "*in natura*" e ar como agente de gaseificação.

Utilizou-se um reator de 480 mm de diâmetro interno com uma camada de refratário interno de 145 mm. A alimentação do combustível foi feita sobre o leito, através de uma rosca transportadora-ejetora, utilizando-se como fluido de transporte uma parte dos gases produzidos. A alimentação do agente de gaseificação foi feita pela parte inferior do reator, através de um "plenum" com 60 "stand-pipes" para suprir o ar e 12 para a injeção de GLP. Os testes foram feitos para uma vazão de ar fixa.

Dos resultados experimentais obtidos a partir dos testes, verificou-se que o poder calorífico máximo do gás produzido foi de $5,6 \text{ MJ/Nm}^3$, correspondente a um valor da relação ar/combustível aproximadamente de 1,1, sendo que para valores da relação ar/combustível abaixo de 1,0 e acima de 1,2, existe um decréscimo do valor do poder calorífico. Para um valor da relação ar/combustível de 1,25, verificou-se uma eficiência máxima a quente de aproximadamente 62% e uma eficiência máxima a frio de aproximadamente 55%. Para valores acima de 1,25 e abaixo de aproximadamente 1,05 ocorre um ligeiro decréscimo dos rendimentos.

A temperatura média do leito variou na faixa de 650°C a 850°C , com tendência a aumentar conforme houve um aumento da relação ar/combustível. Verificou-se também, a partir dos testes, que para uma mesma vazão de ar e combustível alimentado, a vazão de finos elutriados aumenta conforme aumenta a altura do leito fixo de material inerte. Para uma mesma altura do leito, no mesmo reator e a mesma vazão de ar, a vazão de finos elutriados aumentou conforme diminui a relação ar/combustível (maior quantidade de combustível alimentado).

SILVA e SANCHEZ, (1994) apresentam os resultados preliminares de um estudo experimental da gaseificação do bagaço de cana-de-açúcar em leito fluidizado num reator em escala de laboratório, realizado na Faculdade de Engenharia Mecânica-FEM da Universidade

Estadual de Campinas (UNICAMP), visando o estudo da influência de alguns parâmetros de projeto e operação sobre o processo de gaseificação desta biomassa.

Utilizou-se um reator cilíndrico de 200 mm de diâmetro interior, revestido internamente com concreto refratário de 25 mm de espessura. A altura total do reator foi de 2000 mm. Foi utilizado ar como agente gaseificador suprido pela parte inferior do reator através de uma placa distribuidora. A biomassa é alimentada ao reator através de uma rosca-sem-fim resfriada e a alimentação é feita diretamente ao volume do leito. Os experimentos foram realizados com uma altura do leito estático na faixa de 480 a 570 mm e a velocidade superficial do ar foi de 0,75 m/s.

A partir dos testes verificou-se que o aumento da temperatura do leito com relação ao fator de ar é menos intenso quando comparado com outras biomassas; o máximo valor da temperatura do leito obtida de 775°C corresponde a um valor do fator de ar de aproximadamente 0,35.

Observou-se uma diminuição das concentrações de CO, H₂ e CH₄ com o aumento do fator de ar, não aparecendo valores máximos nas curvas de ajuste.

Os valores de rendimento a frio e a quente do gaseificador obtidos nos experimentos, comprovaram a baixa eficiência de conversão do bagaço com relação a outras biomassas pesquisadas.

Os experimentos demonstraram que a impossibilidade de alimentar o fluxo necessário de bagaço para a operação com valores mais baixos do fator de ar, constituiu um aspecto de importante relevância nos baixos valores de eficiência de conversão.

Do ponto de vista de projeto, a análise indicou que o bagaço de cana-de-açúcar, devido ao alto conteúdo de finos (particulados finos), precisa de alturas do leito maiores com relação a outras biomassas, além de considerar o aumento do diâmetro do reator na zona do free-board a fim de diminuir a velocidade do gás.

4. CARACTERIZAÇÃO FÍSICO-QUÍMICA DA BIOMASSA

4.1. Introdução

Qualquer tipo de trabalho científico realizado utilizando-se um determinado material, deve partir da sua caracterização físico-química. No caso da utilização deste material para fins energéticos, o pleno conhecimento das suas propriedades físico-químicas, resulta de imprescindível importância durante os cálculos de projeto das diferentes instalações de conversão termoquímicas.

O conhecimento de algumas das principais propriedades físicas dos materiais sólidos porosos é de grande valor, quando se estudam os sistemas em regime de fluidização ou se estudam os fenômenos que caracterizam os sistemas fluido-partícula, como a densidade aparente do material, granulometria etc.

A determinação das propriedades químicas e técnicas do material combustível, como a composição química elementar, composição imediata e poder calorífico, permitem conhecer a potencialidade do combustível utilizado e constituem a base dos cálculos térmicos dos equipamentos energéticos em geral.

Embora a literatura especializada ofereça informações sobre as características físico-químicas dos combustíveis mais comumente utilizados, é recomendável a sua determinação experimental durante o desenvolvimento da pesquisa. Para a biomassa vegetal polidispersa, geralmente um estudo particular e cuidadoso deve ser realizado uma vez que não foram encontradas normas específicas para este tipo de biocombustível.

Neste trabalho foi realizada a determinação experimental da densidade aparente, composição imediata, poder calorífico e da composição granulométrica, para o bagaço e a palha da cana-de-açúcar.

4.2. Preparação da matéria-prima

Em 11 de janeiro de 1996 recebemos, através da **COPERSUCAR** (Cooperativa dos Produtores de Cana, Açúcar e Alcool do Estado de São Paulo), da usina açucareira Santa Luiza Ltda. em São Paulo, um lote de 2,56 toneladas de bagaço de cana e 0,26 toneladas de palha de cana. A palha de cana encontrava-se em fardos de aproximadamente 300x300x300

mm. Paralelamente foi recebido da empresa **GRANOL INDÚSTRIA, COMÉRCIO E EXPORTAÇÃO S/A**, 1 tonelada de pellets de bagaço de cana-de-açúcar.

O bagaço e a palha da cana-de-açúcar correspondiam à safra de 1994-1995. O bagaço de cana da usina Santa Luiza Ltda. foi obtido a partir de diversas variedades de cana de açúcar, processadas em uma moenda de 5 ternos (1-939,8x1.981,2 mm e 4-762x1.524 mm), precedida por 1 picador SD-2, 1 picador COP-8 e 1 desfibrador COP-5. É, portanto, um bagaço bem representativo das usinas da COPERSUCAR. As variedades de cana de açúcar que deram origem a estes resíduos são listadas na Tabela 4.1.

Considerando que os biocombustíveis usados em gaseificadores de leito fluidizado devem apresentar determinadas características em termos de granulometria e teor de umidade, foi necessário realizar a secagem de todo o bagaço e palha de cana recebido.

A secagem do material se realizou ao sol por um período de vários dias. Pela simples observação visual do material e a realização de algumas análises de acompanhamento da sua umidade, ficou evidente que o material encontrava-se com teor de umidade na faixa recomendada (em torno de 15% a 20% (b.u.)) e possível para ser utilizado no sistema de gaseificação. Comprovou-se que o material muito úmido era praticamente impossível de ser alimentado pelo sistema de rosca-sem-fim utilizado, mesmo em condições da rosca fria.

Tabela 4.1 - Variedades de cana-de-açúcar do bagaço e da palha estudadas (COPERSUCAR, 1996)

Número de variedades	Variedade de cana de açúcar	Área plantada, %
1	RB-72454	13,71
2	RB-765418	2,27
3	RB-785148	0,96
4	SP-701143	12,32
5	SP-711081	10,76
6	SP-711406	7,93
7	SP-713146	0,55
8	SP-716163	22,37
9	SP-718210	0,07
10	SP-781233	0,29
11	SP-791011	25,16
12	SP-791230	0,49
13	SP-791287	0,08
14	SP-792312	1,23
15	SP-811763	0,67
16	SP-816115	0,09
17	Viveiro	1,04

Observação: A palha de cana enfardada utilizada nas análises foi obtida a partir da variedade de cana-de-açúcar nº1.

Depois de seca, a palha de cana foi submetida a um processo de trituração, usando para tais fins um triturador de resíduos orgânicos marca TRAPP modelo TR-200, com três facas de diferentes tamanhos e crescentes na direção do bocal de saída do triturador. A potência do motor elétrico do triturador era de 1,1 kW e gira a 3.540 rpm.

A determinação experimental de qualquer uma das propriedades físico-químicas de interesse pressupõe, como etapa inicial, uma adequada seleção das amostras. No caso da palha da cana-de-açúcar, foi necessário realizar primeiramente a mistura da quantidade total de material, uma vez que não foi possível obter uma adequada uniformidade, mesmo após a trituração.

Para cada tipo de biomassa estudada foram selecionadas cuidadosamente algumas amostras da quantidade total. No caso do bagaço e da palha da cana, as amostras corresponderam a 5 sacos de 100 litros e foram coletadas nos extremos e no centro da pilha. Depois de serem misturadas e quarteadas por várias vezes um quarto final destas amostras foram hermeticamente vedadas num saco plástico.

Devido à sua grande homogeneidade, a seleção da amostra de pellets de bagaço de cana foi realizada com a mistura de 3 sacos de pellets selecionados ao acaso da quantidade total que era de 15 sacos.

4.3. Material e métodos

4.3.1. Análise imediata

A análise imediata de um combustível qualquer oferece as frações em peso de umidade, voláteis, cinzas e carbono fixo da amostra. A análise imediata foi efetuada segundo as normas correspondentes ao carvão mineral (normas da ASTM-Standard Methods for Proximate Analysis of Coal and Coke), neste caso as normas da ASTM D-3172 até D-3175.

Quando em lugar de carvão mineral se necessita caracterizar tipos de biomassas, tais como o bagaço e a palha da cana-de-açúcar, os pesquisadores realizam modificações às técnicas antes propostas visando adequá-las à nova matéria-prima. Estas modificações

resultam, contudo, em grande diversidade entre os diversos grupos de pesquisa, conduzindo a resultados científicos que, em alguns casos, podem ser contraditórios entre si.

Para a realização das análises foram utilizados os seguintes materiais:

1. cadinhos com tampa;
2. estufa (Marca QUIMIS modelo Q.314.242);
3. mufla (Marca MERSE modelo Melf, 1992);
4. balança eletrônica de laboratório (Marca MICRONAL, modelo B200), precisão de 0,001g;
5. dessecador;

As técnicas de análise inicialmente utilizadas foram as relacionadas a seguir:

Norma inicialmente utilizada (ASTM)	Parâmetro medido
D-3172 (valor calculado)	carbono fixo
D-3173	umidade
D-3174	cinzas
D-3175	voláteis

A análise imediata foi realizada de acordo com as modificações colocadas em prática por **SANCHEZ (1994)** e detalhadas a seguir:

Procedimento para a análise imediata:

1. Colocou-se os cadinhos e as tampas por 1 hora na estufa a 110°C;
2. Colocou-se os cadinhos e as tampas no dessecador por 30 minutos;
3. Pesou-se os cadinhos com as tampas;
4. Colocou-se aproximadamente 1g de amostra nos cadinhos, tampou-se e pesou-se;
5. Colocou-se os cadinhos destampados e as tampas na estufa por 2 horas a 110°C;
6. Colocou-se os cadinhos tampados no dessecador por 30 minutos;
7. Pesou-se os cadinhos tampados. O procedimento se repetiu até peso constante;
8. Guardou-se as amostras tampadas no dessecador;
9. Aqueceu-se a mufla até 950°C;
10. Colocou-se os cadinhos com as amostras secas na mufla por 6 minutos. Deixou-se as tampas na estufa;
11. Colocou-se os cadinhos no dessecador tampado. Deixou-se por 1 hora;
12. Pesou-se os cadinhos e depois guardou-se no dessecador;

13. Com a mufla “fria” (temperatura $<300^{\circ}\text{C}$) colocou-se os cadinhos destampados, aqueceu-se lentamente até 750°C e manteve-se nesta temperatura durante 2 horas;
14. Colocou-se os cadinhos no dessecador e tampou-se. Deixou-se por aproximadamente 1 hora;
15. Pesou-se os cadinhos com tampa e resíduo.

O passo nº9 corresponde à determinação dos voláteis, enquanto que o nº13 corresponde à determinação das cinzas.

A análise de umidade foi realizada anteriormente às outras análises e foi determinada pelo método do forno de secagem, secando-se as amostras num forno com circulação natural de ar à temperatura entre 104°C e 110°C até não ocorrer mais variação do peso (SANCHEZ, 1996). O procedimento para a análise de umidade segue os passos desde o nº 1 até o nº7 na metodologia anteriormente descrita.

A determinação do carbono fixo foi feita por diferença.

4.3.2. Análise do poder calorífico

Para a realização dos balanços de energia e massa necessários para avaliar o desempenho energético do gaseificador, é indispensável conhecer o poder calorífico do combustível utilizado.

A determinação do poder calorífico superior das amostras de biomassa foi realizada utilizando-se a técnica da bomba calorimétrica. Foi empregado o calorímetro isotérmico do Laboratório de Combustíveis e Combustão do Departamento de Engenharia Térmica e de Fluidos da Faculdade de Engenharia Mecânica da UNICAMP e utilizando o procedimento de análise descrito por SANCHEZ (1996).

Neste tipo de ensaio uma amostra de aproximadamente 1 grama de peso é queimada no interior da bomba do calorímetro com atmosfera de oxigênio sob alta pressão (aproximadamente 2.549 kPa).

O poder calorífico superior do combustível pode também ser determinado através de equações empíricas à partir da composição elementar do mesmo. Uma das equações que permite obter boas estimativas do poder calorífico superior de biomassas é a equação desenvolvida pelo Institute of Gas Technology-IGT (MAKRAY, 1984). Outras equações

empíricas são reportadas na literatura, sendo que a equação de Mendeleiev oferece uma boa exatidão dos cálculos.

O poder calorífico superior do combustível seco obtido experimentalmente através de ensaios de laboratório, pode ser convertido a poder calorífico superior (base úmida) e poder calorífico inferior (base úmida) através de métodos analíticos.

A equação utilizada, neste trabalho, para determinar o poder calorífico inferior (base úmida) das biomassas estudadas, a partir do poder calorífico superior (base seca) obtido por meio de ensaios de laboratório e cálculo posterior, é a equação reportada por **MAKRAY (1984)**. Nesta equação é descontado do poder calorífico superior (base seca), a água da biomassa, a energia necessária para vaporizar essa água e o calor latente de vaporização da água formada na combustão. A equação é a seguinte:

$$PCI(b.u) = PCS(b.s) \left(1 - \frac{U}{100} \right) - 22,11H - 0,442 \left[\left(\frac{U}{18} \right) - \left(\frac{HU}{2} \right) \right] \dots MJ/kg \quad (4.1)$$

onde: H é a fração em peso de hidrogênio na biomassa seca;
 U é a umidade em % (base úmida) da biomassa e
 PCS(b.s.) é o poder calorífico superior da biomassa em base seca

4.3.3. Análise granulométrica

Uma das análises físicas mais importantes em termos de caracterização dos combustíveis sólidos é a determinação da sua composição granulométrica. Esta análise caracteriza a distribuição das partículas do material em frações atendendo às suas dimensões. O processo de caracterização de tamanhos das partículas do combustível é muito delicado, isto porque os resultados finais dependerão, segundo o método utilizado, de fatores tais como: metodologia e normas utilizadas, equipamento, tempo de análise, tamanho da amostra, além de outros.

A composição granulométrica do bagaço de cana-de-açúcar depende da variedade de cana de origem, do esquema de preparação da moenda na usina e, em grande parte, do estado técnico dos equipamentos que realizam estas operações no período da safra (**BEATON e SILVA, 1991**).

Para a determinação da distribuição dos tamanhos do bagaço e da palha da cana-de-açúcar, optou-se neste trabalho, pelo método das peneiras padronizadas. O resultado da análise

por peneiragem é influenciado pelo tamanho relativo da amostra, pelo tempo de peneiragem ou classificação e pelo equipamento utilizado (MEIRELLES, 1984).

Baseado nestes critérios e considerando as normas gerais existentes para a realização deste tipo de análise para outros materiais, decidiu-se trabalhar com o seguinte método:

- Nas amostras previamente selecionadas de material foi tirada uma sub-amostra. Esta sub-amostra foi quarteada várias vezes e um quarto dela foi seca em estufa durante 24 horas. Esta amostra seca em estufa foi novamente quarteada e um quarto deixada em um saco aberto à atmosfera, por vários dias, até atingir a umidade de equilíbrio à temperatura ambiente;
- Colocou-se a série de peneiras selecionadas no equipamento vibratório;

No caso do bagaço de cana, a série consistia de 11 peneiras metálicas de secção circular com malha metálica e orifícios quadrados, divididas em 2 baterias, uma de 6 peneiras e outra de 5 peneiras, quando montadas no vibrador.

No caso da palha da cana-de-açúcar, a série consistia em 19 peneiras de madeira de secção retangular, com malha metálica e orifícios redondos, divididas em 2 baterias, uma de 10 peneiras e a outra de 9 peneiras, quando montadas no classificador comercial de grãos. Optou-se por utilizar este equipamento, no caso da palha de cana, pela inviabilidade prática de usar as peneiras da série Tyler para um material composto de fibras muito alongadas e de baixa densidade. Por outro lado, testes iniciais comprovaram que com o movimento horizontal produzido pelo eixo excêntrico da máquina, conseguiam-se resultados mais confiáveis e reprodutibilidade nos ensaios.

Procuramos seguir, quando possível, a norma de formar uma série tipo $a_n = a_{n-1} (2)^{0.5}$ e de usar um número viável de peneiras, isto porque o bagaço e a palha da cana apresentam uma grande dispersão de tamanhos de partícula. No entanto, para a análise da palha não foi possível cumprir a norma.

Utilizou-se as peneiras padronizadas da série Tyler com as características listadas na Tabela 4.2 para a análise granulométrica do bagaço de cana. Para a análise granulométrica da palha de cana foram utilizadas peneiras para classificação de grãos com as características listadas na Tabela 4.3, e cuja identificação é feita em unidades que representam a fração 1/64 de polegadas.

Tabela 4.2 - Série de peneiras utilizadas na análise de distribuição granulométrica do bagaço da cana-de-açúcar

Tyler	1/2	3/8	1/4*	4	6	8	14	20	35	48	100
Abertura, mm	12,7	9,52	6,35	4,76	3,36	2,38	1,19	0,84	0,42	0,297	0,149

Observações: O sobrescrito (*) na série Tyler indica polegadas. Os outros valores indicam mesh.

Tabela 4.3 - Série de peneiras utilizadas na análise de distribuição granulométrica da palha da cana-de-açúcar

Número de identificação	Abertura (fração em polegada)	Abertura mm		Número de identificação	Abertura (fração em polegada)	Abertura mm
23	23/64	9,13		13	13/64	5,16
22	11/32	8,73		12	3/16	4,76
21	21/64	8,33		11	11/64	4,37
20	5/16	7,94		10	5/32	3,97
19	19/64	7,54		09	9/64	3,57
18	9/32	7,14		08	1/8	3,17
17	17/64	6,75		-	-	2,4
16	1/4	6,65		-	-	2,0
15	15/64	5,95		-	-	1,5
14	7/324	5,56				

- 100 gramas de bagaço de cana e 60 gramas de palha de cana foram colocados na peneira superior (peneira de maior abertura). Coloca-se uma tampa e o conjunto é fixado na máquina vibratória. Segundo **MEIRELLES (1984)**, a massa da amostra convencional deve ser no mínimo 60 gramas para materiais finamente granulados;
- Algumas experiências prévias realizadas com os tipos de biomassa da análise, permitiram comprovar que o tempo tecnicamente confiável e econômico para a peneiragem era de 20 minutos para o bagaço de cana e 30 minutos para a palha de cana;
- Foram pesadas, em balança eletrônica de laboratório, as frações retidas em cada peneira e posteriormente calculadas as porcentagens com relação ao peso total da amostra final.

Comumente calcula-se a dimensão característica (diâmetro de partícula) da enésima fração mássica, considerando a média aritmética entre a abertura de duas peneiras adjacentes.

Outras equações para o cálculo deste parâmetro são utilizadas por vários pesquisadores (BERNHARDT, 1993).

Para o conjunto de partículas (de forma não esférica e de variados tamanhos) que compõem a biomassa, define-se um diâmetro médio. O diâmetro médio definido em termos da área superficial das partículas, como descrito por KUNII e LEVENSPIEL (1977), é calculado a partir da seguinte equação:

$$d_p = \frac{1}{\sum \frac{x_i}{d_{pi}}} \quad (4.2)$$

onde: x_i é a fração mássica das partículas com diâmetro médio igual a d_{pi} e d_{pi} é o diâmetro médio das partículas retidas entre uma peneira e a sua subsequente, mm.

4.3.4. Densidade aparente

O bagaço e a palha da cana-de-açúcar são sólidos porosos, portanto possuem densidade real ou da fibra que considera o volume realmente ocupado pelo sólido, densidade aparente da partícula que considera o volume aparente, ou seja, o sólido e os poros, e a densidade aparente do material amontoado que leva em conta os vazios existentes entre as partículas.

Este parâmetro foi determinado experimentalmente, toda vez que foi necessário conhecer seu valor nas condições da biomassa como alimentadora do reator, especificamente relacionado com seu teor de umidade.

4.4. Tratamento e análise dos resultados

4.4.1. Análise imediata

Na Tabela 4.4 são oferecidos dados da análise imediata (sem considerar a umidade) para as biomassas avaliadas neste trabalho, segundo diferentes pesquisadores. Os resultados da análise imediata realizada para o bagaço, a palha e os pellets de bagaço de cana, de acordo com a metodologia anteriormente descrita, modificada em alguns aspectos, são mostrados na Tabela 4.5. As diferenças observadas ao comparar os valores dos parâmetros de ambas Tabelas deve-se, principalmente, às características da amostra analisada e a o método de análise utilizado.

Para cada um dos parâmetros calculados foi determinado o desvio padrão, coeficiente de variação e intervalos de confiança, segundo o teste-t para médias com nível de significância de 5%.

Os experimentos realizados segundo as normas demonstram que as amostras secas procedentes do passo nº7 se inflamam imediatamente na mufla a 950°C (passo nº10), deixando cinzas na parte superior da amostra, ao final do tempo de aquecimento previsto. Este fato provoca, evidentemente, uma alteração nos resultados. Porém, o resíduo do passo nº11 contém sempre partículas de carbono fixo.

As modificações realizadas à norma utilizada para a realização da análise de voláteis e de cinzas foram as seguintes:

1. As amostras para a determinação dos voláteis tinham a sua umidade de equilíbrio à temperatura ambiente;
2. A temperatura para a análise dos voláteis foi de 750°C e 3 minutos de aquecimento utilizando cadinhos tampados;
3. A temperatura para a análise das cinzas foi de 850°C-900°C mantendo a sequência e tempo de aquecimento para a mufla descrito na norma.

Durante a realização da análise imediata dos pellets de bagaço de cana foi encontrada uma informação que consideramos interessante. Embora o teor de cinzas deste material seja relativamente baixo quando comparado com o teor de cinzas do bagaço de cana "*in natura*" e da palha de cana, a temperatura de fusão das cinzas dos pellets ensaiados estava em torno de 900°C.

Este valor de temperatura foi encontrado realizando-se testes numa mufla, onde colocamos uma amostra de uma grama de bagaço pelletizado. Variando a temperatura da câmara aos poucos, entre valores de 700°C até 900°C, observamos que em torno deste último valor de temperatura, já aparecia cinza fundida. Na verdade, não foi definido se esta temperatura de 900°C corresponde à temperatura de início do amolecimento das cinzas de bagaço de cana ou, simplesmente, se durante a fabricação dos pellets colocou-se algum elemento externo no bagaço de cana que diminuiu a sua temperatura de início do amolecimento das cinzas. Um valor de temperatura do início do amolecimento das cinzas para o bagaço de cana de 960°C em atmosfera oxidante é reportado por IPT-SÃO PAULO(1990).

Isto foi finalmente comprovado durante os testes de gaseificação, quando para temperaturas de operação em torno desse valor ou um pouco acima, se produzia o colapso do leito fluidizado.

4.4.2. Análise do poder calorífico

Os resultados obtidos em laboratório para o poder calorífico superior das biomassas estudadas encontram-se na Tabela 4.6.

Tabela 4.4 - Resultados da análise imediata obtidos na literatura para as biomassas avaliadas

Biomassa	Voláteis, % (b.s.)	Cinzas, % (b.s.)	Carbono fixo, % (b.s.)	Bibliografia
Bagaço de cana " <i>in natura</i> "	84,04	3,25	12,71	Rodriguez et al., 1992
Pellets de bagaço de cana	86,0	1,0	13,0	Baptista, 1986.
Palha de cana	73,4	7,5	19,1	Eiland and Clayton, 1982

Tabela 4.5 - Resultados obtidos da análise imediata

Umidade-U, % (base seca)				
Biomassa	Valor médio	Desvio padrão	Coefficiente de variação	Intervalos de confiança
Bagaço de cana " <i>in natura</i> "	9,85	1,374	0,139	$\pm 0,852$
Pellets de bagaço de cana	10,23	0,313	0,030	$\pm 0,254$
Palha de cana (triturada)	9,72	0,385	$3,961 \cdot 10^{-2}$	$\pm 0,367$
Voláteis, % (base seca)				
Bagaço de cana " <i>in natura</i> "	81,67	0,633	$7,751 \cdot 10^{-3}$	$\pm 0,392$
Pellets de bagaço de cana	83,47	0,841	0,010	$\pm 0,692$
Palha de cana (triturada)	71,34	1,317	$1,846 \cdot 10^{-2}$	$\pm 1,256$
Cinza, % (base seca)				
Bagaço de cana " <i>in natura</i> "	2,35	0,513	0,218	$\pm 0,318$
Pellets de bagaço de cana	2,18	0,114	0,052	$\pm 0,192$
Palha de cana (triturada)	7,66	1,294	0,169	$\pm 1,234$
Carbono fixo, % (base seca)				
Bagaço de cana " <i>in natura</i> "	15,98	0,859	$5,375 \cdot 10^{-2}$	$\pm 0,532$
Pellets de bagaço de cana	14,35	1,144	0,079	$\pm 1,219$
Palha de cana (triturada)	20,99	0,942	$4,488 \cdot 10^{-2}$	$\pm 0,898$

Na Tabela 4.7 são apresentados os dados da análise elementar utilizados nos cálculos de projeto e de avaliação da instalação de gaseificação.

Tabela 4.6 - Resultados obtidos da análise do poder calorífico superior (base seca)

Poder Calorífico Superior PCS (base seca), MJ/kg				
Biomassa	Valor médio	Desvio padrão	Coefficiente de variação	Intervalos de confiança
Bagaço de cana " <i>in natura</i> "	18,85	0,254	0,013	±1,13
Pellets de bagaço de cana	18,98	0,346	0,018	±1,545
Palha de cana (triturada)	n.c	n.c	n.c	n.c

n.c - não calculado experimentalmente

Tabela 4.7 - Composição elementar média utilizada nos cálculos

Biomassa	Componentes, % (base seca)						ref.bibl.
	C	H	O	N	S	Cinza	
Bagaço de cana " <i>in natura</i> "	44,80	5,35	39,55	-	0,01	-	Jenkins, 1990
Pellets de bagaço de cana	46,7	5,8	46,5	-	-	1,0	Baptista., 1986
Palha de cana	43,20	5,60	39,44	1,46	-	10,30	Jenkins, 1990

4.4.3. Análise granulométrica

Os resultados obtidos da análise granulométrica do bagaço e da palha da cana-de-açúcar estão ilustrados nas Tabelas 4.8 e 4.10 respectivamente.

Os dados da análise granulométrica do bagaço de cana (Tabela 4.8), foram ajustados com uma combinação linear da função de densidade de Weibull (HARTER, 1980; McLACHLAN e BASFORD, 1988). A função obtida é a seguinte:

$$f(x) = 0,4f_1(x) + 0,6f_2(x) \quad (4.3)$$

onde:

$$f_1(x) = 0,01215x^4 e^{-0,00243 x^5} \quad (4.4)$$

$$f_2(x) = 2,86372x^{1,3} e^{-1,24509 x^{2,3}} \quad (4.5)$$

Utilizando o teste de Kolmogorov-Smirnov de falta de ajuste ("goodness of fit"), foi comprovada a qualidade do ajuste da função proposta, $f(x)$. Na Tabela 4.9 se apresentam as probabilidades estimadas para as duas amostras P1 e P2, a probabilidade estimada pela função F , as diferenças entre os valores de probabilidade de acordo com a função e os valores de probabilidade para as duas amostras DIF1 e DIF2, ou seja:

$$DIF1 = |F - P1|$$

$$DIF2 = |F - P2|$$

Os valores máximos de DIF1 e de DIF2 definem, para cada amostra, o valor do estatígrafo de Kolmogorov usado para provar a bondade do ajuste da função proposta aos dados experimentais.

Tabela 4.8 - Resultados da análise granulométrica do bagaço de cana

Abertura da peneira (mm)	Fração mássica retida	
	Amostra n°1	Amostra n°2
0,000	0,01518	0,01107
0,149	0,05899	0,05734
0,297	0,12967	0,12475
0,420	0,28180	0,25754
0,840	0,09233	0,08853
1,190	0,06812	0,11469
2,380	0,15675	0,11167
3,360	0,09017	0,07042
4,760	0,05345	0,06237
6,350	0,03508	0,07646
9,520	0,01026	0,01207
12,700	0,00821	0,01308

Tabela 4.9 - Resultados do cálculo das probabilidades

Obs.	Diâmetro de peneira, mm	P1	P2	F	DIF1	DIF2
1	0,000	0,01518	0,01107	0,00930	0,005887	0,001774
2	0,149	0,05899	0,05734	0,03479	0,024201	0,022555
3	0,297	0,12967	0,12475	0,04938	0,080286	0,075369
4	0,420	0,28180	0,25754	0,24630	0,035504	0,011245
5	0,840	0,09233	0,08853	0,16893	0,076601	0,080397
6	1,190	0,06812	0,11469	0,15899	0,090877	0,044302
7	2,380	0,15675	0,11167	0,19103	0,034278	0,079357
8	3,360	0,09017	0,07042	0,14024	0,050063	0,069815
9	4,760	0,05345	0,06237	0,00105	0,052392	0,061316
10	6,350	0,03508	0,07646	0,00000	0,035084	0,076461
11	9,520	0,01026	0,01207	0,00000	0,010259	0,012070
12	12,700	0,00821	0,01308	0,00000	0,008207	0,013080

A partir dos resultados da Tabela 4.8 são obtidos os seguintes valores do estatígrafo:

	$D_{\max}$
Amostra 1	0,090877
Amostra 2	0,080397

O teste de hipótese neste caso é:

$$H_0: F(x) = H(x)$$

$$H_1: F(x) \neq H(x),$$

donde

$$H(x) = \int_0^x f(t) dt \quad (4.6)$$

e sabendo-se que $n \geq 10$ e $D_{\max} < \frac{1}{\sqrt{n}} = 0,288675$ para ambas amostras, temos um p-valor > 0.27 .

Este resultado permite afirmar que o ajuste obtido para a função de densidade proposta é satisfatório.

Graficamente as probabilidades anteriores possuem a seguinte aparência:

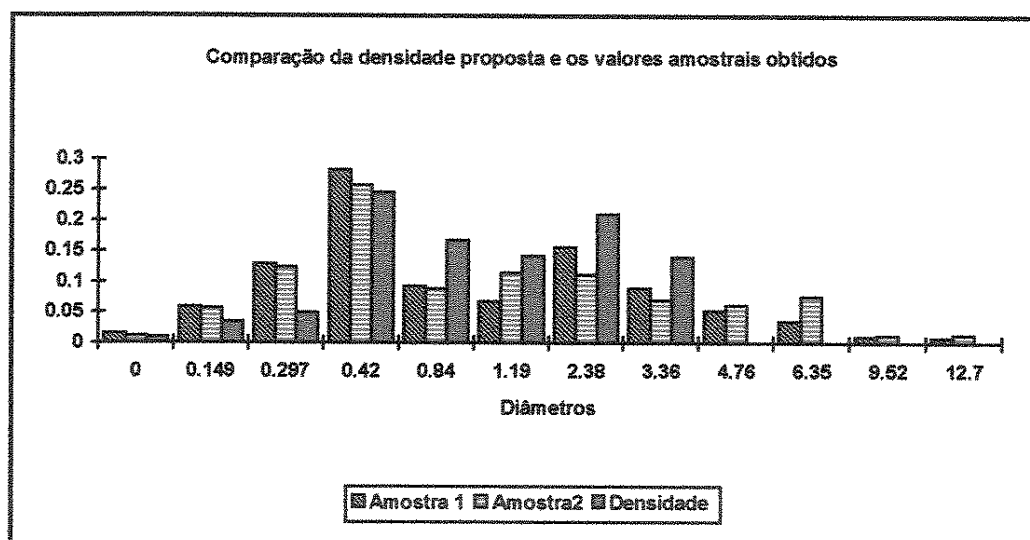


Figura 4.1 - Comparação entre a densidade proposta e os valores amostrais obtidos

Para calcular as probabilidades em intervalos, temos a seguinte expressão geral:

$$P(a < x < b) = \exp\{0.00243a^5 - 1.24509a^{2.3}\} - \exp\{0.00243b^5 - 1.24509b^{2.3}\} \quad (4.7)$$

Os valores modais são: 0,7112 y 3,1878 mm, sendo que o primeiro deles é o mais importante. A partir da função proposta obtemos o intervalo que delimita os valores do diâmetro da partícula que são mais frequentes:

$$P(0,55 < x < 1,25) = 0,6$$

No caso da palha de cana não foi interessante procurar a função de densidade de probabilidade de distribuição, pois esse material tinha sido processado visando reduzir suas folhas à partículas. O interesse neste caso se reduz apenas em conhecer a distribuição de partículas segundo os resultados da análise granulométrica. Outras condições de trituração da palha poderiam ter influenciado nos resultados, de maneira que seria impossível reproduzi-los.

A função ajustada tem como propriedade facilitar os cálculos estatísticos. O gráfico da função ajustada é:

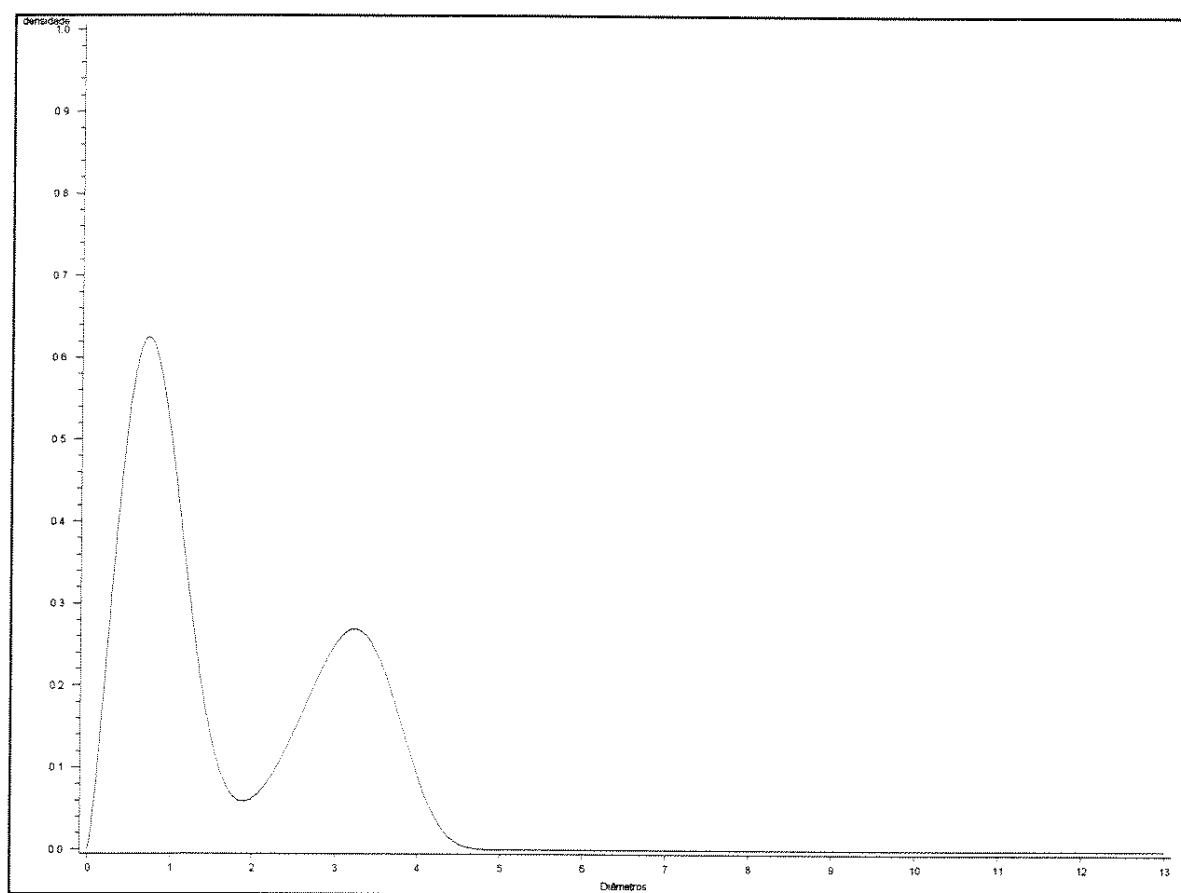


Figura 4.2 - Função de densidade de probabilidade

A Figura 4.3 mostra o histograma de distribuição de tamanhos das partículas para duas amostras típicas de palha de cana. Observa-se que a maioria das partículas concentram-se na peneira com abertura menor de 1,5 mm. As quantidades retidas nas outras peneiras são significativamente menores.

Tabela 4.10 - Resultados da análise granulométrica para a palha de cana

Diâmetro da peneira, mm	Fração mássica retida	
	Amostra N°1	Amostra N°2
0,000	0,05126	0,07920
1,5	0,02087	0,02506
2,0	0,01853	0,02389
2,4	0,02221	0,02139
3,17	0,02070	0,01604
3,57	0,01352	0,01387
3,97	0,02738	0,01888
4,36	0,02388	0,01470
4,76	0,02187	0,01621
5,16	0,02354	0,01805
5,55	0,02788	0,02089
5,95	0,02555	0,01571
6,35	0,03957	0,02690
6,74	0,07631	0,03860
7,14	0,07138	0,05998
7,54	0,03390	0,03375
7,94	0,08232	0,07536
8,33	0,07163	0,06216
8,73	0,06579	0,05831
9,13	0,24846	0,36324

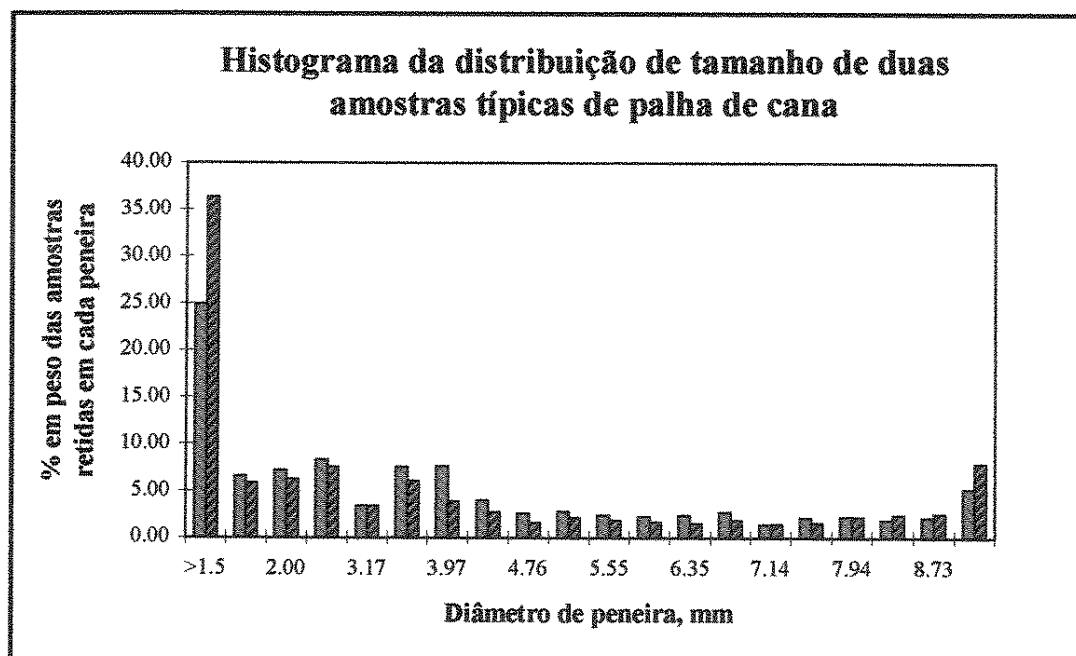


Figura 4.3 - Histograma de distribuição de tamanhos das partículas para duas amostras típicas de palha de cana

Os pellets de bagaço de cana-de-açúcar utilizados nos ensaios de gaseificação, constituíram pequenos cilindros de dimensões regularmente homogêneas. Porém, durante seu transporte e manuseio, certas vezes se produz sua deformação física parcial. Pelo fato anteriormente exposto foi necessário realizar-se a determinação de suas dimensões (diâmetro e comprimento).

A determinação das dimensões dos pellets de bagaço de cana foi realizada utilizando-se um paquímetro com precisão de 0,01 mm. Os valores médios obtidos foram os seguintes: diâmetro de 10 mm e comprimento de 15 mm.

4.4.4. Densidade aparente

O método mais simples de se determinar a densidade aparente do material amontoadado de um material sólido qualquer, é aquele em que se coloca uma quantidade determinada deste material num volume conhecido. A relação massa/volume constitui o parâmetro procurado.

Os valores de densidade aparente obtidos para cada tipo de biomassa ensaiada são os seguintes:

bagaço de cana " <i>in natura</i> "	62,45 kg/m ³ (U=9,85% b.s.)
pellets de bagaço de cana	587,48 kg/m ³ (U=10,23% b.s.)
palha de cana triturada	49,70 kg/m ³ (U=9,72% b.s.)

Observa-se a baixa densidade do bagaço de cana "*in natura*" e da palha de cana para os seus correspondentes teores de umidade. Isto constituiu a principal causa que limitou o seu uso durante os testes de gaseificação. Durante os primeiros ensaios da rosca a frio comprovou-se que era impossível alimentar a quantidade requerida de bagaço e palha de cana, para garantir a operação estável do gaseificador, em regime de gaseificação.

O resultado da densidade aparente dos pellets coincide perfeitamente com os resultados obtidos pela empresa **GRANOL INDÚSTRIA, COMÉRCIO E EXPORTAÇÃO S/A**.

5. MATERIAL E MÉTODOS

5.1. Introdução

No presente capítulo são apresentados e discutidos o material e os métodos experimentais utilizados nos ensaios de gaseificação. Considera-se importante abordar, inicialmente, alguns dos principais aspectos relacionados com a fluidodinâmica do leito fluidizado, levando-se em consideração a sua importância na fase de projeto e avaliação do projeto.

É descrita a metodologia de cálculo do projeto utilizada para realizar o dimensionamento de cada uma das principais partes do projeto do sistema de gaseificação em leito fluidizado, tais como: reator propriamente dito, sistema de alimentação de biomassa, sistema de distribuição do agente de gaseificação e fluidização (ar) e sistema de limpeza do gás (neste caso apenas o ciclone).

Durante a primeira etapa do trabalho, após a construção e montagem do modelo de gaseificador, realizou-se a construção e acondicionamento do sistema de amostragem de gás e de água de resfriamento da rosca de alimentação. Foi necessário, ainda, fazer a calibração da rosca a frio, visando obter as vazões do combustível para diferentes velocidades de rotação. A análise das incertezas nas medições durante este processo de calibração foi estimada, além do condicionamento do sistema de aquisição de dados para realizarmos as leituras de temperatura e do sistema de medição da vazão de ar.

Um esboço do procedimento experimental é feito, sendo apresentados os principais parâmetros monitorados durante os ensaios e a variação da temperatura do leito, durante a partida do reator, em função do tempo (gráfico de aquecimento do leito durante a partida).

5.2. Características fluidodinâmicas do leito fluidizado

5.2.1. Velocidade superficial da mínima fluidização

A velocidade superficial de mínima fluidização (v_{mf}), constitui-se num importante parâmetro que permite verificar se as condições de fluidização no leito de partículas sólidas tem sido alcançadas ou não (SOUSA-SANTOS, 1996).

Se num tubo vertical qualquer se coloca uma partícula sólida e passamos, em sentido ascendente, uma corrente de um gás, com velocidade tal que provoque sobre a partícula uma força de arraste igual ao peso da mesma imersa em gás, a partícula ficará suspensa na corrente de gás. Caso seja um conjunto de partículas, para garantir o fenômeno de suspensão, a velocidade superficial da corrente de gás deverá ser tal que a velocidade superficial real do gás nos interstícios entre as partículas seja aquela que provoque uma força igual ao peso das mesmas.

Segundo KUNII e LEVENSPIEL (1977) o início da fluidização ocorre quando o peso efetivo das partículas do material presente no leito for equilibrada pela força de arraste do gás em movimento. Matematicamente, esta formulação teórica fica definida como:

$$\Delta P A_g = A_g H_{mf} (1 - \varepsilon_{mf}) (\rho_s - \rho_g) g \quad (5.1)$$

onde:

ΔP é a queda de pressão do gás através do leito, N/m²;

A_g é a área da secção transversal do reator à altura do leito, m²;

H_{mf} é a altura do leito nas condições de mínima fluidização, m;

ε_{mf} é a porosidade do material do leito nas condições de mínima fluidização;

ρ_s é a densidade do material sólido do leito, kg/m³;

ρ_g é a densidade do gás, kg/m³;

g é a aceleração da gravidade, m/s².

Nas condições de mínima fluidização temos que:

$$\frac{\Delta P}{H_{mf}} = (1 - \varepsilon_{mf}) (\rho_s - \rho_g) g \quad (5.2)$$

Por outro lado, sabe-se que a queda de pressão num leito fixo (estacionário) de partículas não esféricas nas de iguais tamanhos é dada pela equação de Ergun, sendo:

$$\frac{\Delta P}{H_f} \cong 150 \frac{(1 - \varepsilon_f)^2}{\varepsilon_f^3} \frac{(\mu_g v_{sg})}{(\phi d_{pe})^2} + 1,75 \frac{(1 - \varepsilon_f)}{\varepsilon_f^3} \frac{(\rho_g v_{sg})^2}{(\phi d_{pe})} \quad (5.3)$$

onde:

H_f altura do leito estacionário de partículas, m;

ε_f porosidade do material inerte do leito na condição de leito estacionário;

- μ_g viscosidade dinâmica do gás, Pa.s;
 v_{sg} velocidade superficial do gás de fluidização, m/s;
 d_{pe} diâmetro da esfera com o mesmo volume que a partícula, m;
 ϕ esfericidade das partículas do leito, adimensional

Na maioria dos materiais, além dos sólidos não serem esféricos, eles são de diferentes tamanhos, sendo necessário caracterizá-los granulometricamente através do chamado diâmetro médio de partículas (d_p), já definido no capítulo 4 deste trabalho. Neste caso, a determinação da queda de pressão no leito fixo de partículas sólidas não-esféricas e com determinada distribuição de tamanho, é definida a partir da equação de Ergun, substituindo o d_{pe} pelo d_p da amostra, sendo que:

$$\frac{\Delta P}{H_f} \cong 150 \frac{(1-\varepsilon_f)^2}{\varepsilon_f^3} \frac{(\mu_g v_{sg})}{(\phi d_p)^2} + 1,75 \frac{(1-\varepsilon_f)}{\varepsilon_f^3} \frac{(\rho_g v_{sg})^2}{(\phi d_p)} \quad (5.4)$$

Na condição de mínima fluidização, a equação de Ergun para se estimar a perda de carga no leito, fica definida quando se combinam as equações 5.2 e 5.4, assim temos:

$$\frac{1,75}{(\phi \varepsilon_{mf}^3)} \left[\frac{d_p v_{mf} \rho_g}{\mu_g} \right]^2 + \frac{150(1-\varepsilon_{mf}) (d_p v_{mf} \rho_g)}{(\phi^2 \varepsilon_{mf}^3) \mu_g} = \frac{d_p^3 \rho_g (\rho_s - \rho_g) g}{\mu_g^2} \quad (5.5)$$

onde:

o termo $\left(\frac{d_p \rho_g v_{mf}}{\mu_g} \right)$ é o número de Reynolds da partícula (Re_p);

o termo $\left[\frac{d_p^3 \rho_g (\rho_s - \rho_g) g}{\mu_g^2} \right]$ é o número de Arquímedes para o sistema sólido-fluido.

Wen e Yu, citados por **KUNII e LEVENSPIEL (1977)**, sugerem as seguintes relações aplicáveis a uma grande variedade de sistemas sólido-fluido, caso os valores de ε_{mf} e ϕ sejam desconhecidas, ou só um deles seja conhecido:

$$\frac{1}{(\phi \varepsilon_{mf}^3)} \cong 14 \quad (5.6)$$

$$\frac{(1-\varepsilon_{mf})}{(\phi^2 \varepsilon_{mf}^3)} \cong 11 \quad (5.7)$$

Substituindo as equações 5.6 e 5.7 na equação de Ergun (5.5) para a condição de mínima fluidização, teremos as seguintes equações simplificadas:

- Para partículas pequenas, com baixos valores do número de Reynolds de partícula ($Re_p < 20$), onde predominam as perdas viscosas:

$$v_{mf} = \frac{d_p^2 (\rho_s - \rho_g) g}{1650 \mu_g} \quad (5.8)$$

- Para partículas grandes, elevados valores do Re_p (>1000), onde predominam as perdas de energia cinética:

$$v_{mf} = \left(\frac{d_p (\rho_s - \rho_g) g}{24,5 \rho_g} \right)^{0,5} \quad (5.9)$$

- Para uma grande variedade de sistemas de partículas e válida para toda a faixa de números de Reynolds de partícula:

$$\frac{d_p \rho_g v_{mf}}{\mu_g} = \left(c_1^2 + c_2 \frac{d_p^3 \rho_g (\rho_s - \rho_g) g}{\mu_g^2} \right)^{0,5} - c_1 \quad (5.10)$$

onde:

c_1 e c_2 são constantes obtidas experimentalmente, que englobam os valores de esfericidade e porosidade do material do leito. Os valores reportados na literatura são: $c_1=32,09$ e $c_2=0,0415$ (SANTANA e D'AVILA, 1986); $c_1=33,70$ e $c_2=0,0408$ (Wen e Yu, citados por KUNII e LEVENSPIEL, 1977); e $c_1=25,25$ e $c_2=0,0651$ (IGT, 1976, citado por SOUSA-SANTOS, 1996) especificamente para carvão mineral.

A equação 5.10 foi utilizada neste trabalho, durante o projeto de distribuidor de ar, para estimar a velocidade superficial de mínima fluidização. Porém, o uso de uma ou outra equação para prever a velocidade superficial de mínima fluidização, depende principalmente das informações disponíveis sobre as propriedades físicas e fluidodinâmicas do material do leito, além das propriedades físicas do agente de fluidização.

5.2.2. Velocidade terminal

Num leito fluidização gás-sólido, as partículas sólidas se movimentam sem conservar uma posição definida. Este estado fluidodinâmico é caracterizado por ter velocidade superficial superior à velocidade superficial de mínima fluidização e inferior à velocidade terminal de uma partícula ou do conjunto das mesmas, caracterizadas pelo diâmetro médio (d_p).

A velocidade terminal de uma partícula sólida ou do conjunto das mesmas, constitui outra das propriedades fluidodinâmicas dos materiais sólidos e pode ser definida, segundo **KUNII e LEVENSPIELD (1977)**, como a máxima velocidade do gás que limita o leito fluidizado, ou seja, a velocidade da partícula que produz a sua elutriação do reator.

Na prática, para se determinar a velocidade terminal das partículas de um material sólido qualquer, é utilizado o método da medida de velocidade da corrente do fluido necessária para se equilibrar a partícula sólida ou o conjunto das mesmas, mantendo-as suspensas nesta corrente gasosa. Determinações deste tipo têm sido realizadas para bagaço de cana-de-açúcar por **NEBRA (1985)** e **BARBOSA (1992)**.

A velocidade terminal de uma partícula ou do conjunto delas pode ser estimada, teoricamente, através do uso de diferentes equações que relacionam as propriedades físicas do material sólido e do gás que o percorre. **SOUSA-SANTOS (1996)** oferece o seguinte procedimento de cálculo para estimar a velocidade terminal de partículas esféricas.

1. Calcular o número de Reynolds da partícula por:

$$Re_p = \frac{d_p \rho_g v_t}{\mu_g}$$

onde:

$$v_t = \left(\frac{4(\rho_p - \rho_g)^2 g^2}{225 \rho_g \mu_g} \right)^{1/3} d_p \quad (5.11)$$

sendo ρ_p a densidade das partículas, kg/m^3 .

2. Se $0,4 < Re_p < 500$, então a velocidade terminal fica definida como sendo o valor calculado na equação 5.11;

3. Caso não seja cumprida a condição para a Re_p anterior, calcula-se a velocidade terminal através da seguinte equação:

$$v_t = \frac{g(\rho_p - \rho_g)^2 d_p^2}{18 \mu_g} \quad (5.12)$$

4. Calcula-se o Re_p . Caso esse valor seja menor que 0,4, estima-se a velocidade terminal pela equação 5.12;

5. Finalmente, se $Re_p > 500$, a velocidade terminal é calculada da seguinte forma:

$$v_t = \left(\frac{3,1(\rho_p - \rho_g) g d_p}{\rho_g} \right)^{0,5} \quad (5.13)$$

Concha e Almeida, citados por **SANTANA e D'AVILA (1986)**, oferecem uma outra metodologia para estimar a velocidade terminal das partículas do material sólido do leito. Esta metodologia utiliza equações empíricas numa larga faixa de números de Reynolds para partículas esféricas, sendo descrita a seguir:

1. Calcula-se a velocidade terminal pela seguinte equação:

$$v_t = \frac{V}{\left[\frac{0,75 \rho_g}{g \mu_g \left(\frac{\rho_s}{\rho_g} - 1 \right)} \right]^{0,33}} \quad (5.14)$$

onde:

$$V = \frac{20,52}{d} \left[\left(1 + 0,0921(d)^{1,5} \right)^{0,5} - 1 \right]^2 \quad (5.15)$$

$$d = \frac{d_p}{\left(\frac{3 \mu_g^2}{4 \Delta P \rho_g g} \right)^{0,33}} \quad (5.16)$$

Neste caso, ΔP é a queda de pressão no leito calculado pela equação 5.2.

2. Com o valor velocidade terminal determinada anteriormente, calcula-se o número de Reynolds da partícula, o coeficiente de arraste c_D e a velocidade terminal novamente. Assim temos:

$$Re_p = \frac{d_p \rho_g v_t}{\mu_g} \quad (5.17)$$

$$c_D = \left(0,63 + \frac{4,8}{Re_p} \right)^2 \dots \dots (\text{equação de Dellavale}) \quad (5.18)$$

$$v_t = \left(\frac{4(\rho_s - \rho_g) g d_p}{3 c_D \rho_g} \right)^{0,5} \quad (5.19)$$

3. Os valores da velocidade terminal calculados pelos equações 5.14 e 5.19 são comparadas. Caso sejam valores próximos, dentro da precisão requerida, adota-se como velocidade terminal do projeto, caso contrário, usa-se um método iterativo.

Neste trabalho, foi utilizada a metodologia apresentada por **SANTANA e D'AVILA (1986)** para estimar a velocidade terminal das partículas do material inerte usado no protótipo de reator. Assim, o valor calculado está em torno de 4 m/s, tendo a relação velocidade terminal/velocidade superficial superficial de mínima fluidização um valor de 9,75.

5.2.3. Queda de pressão em leito fluidizado

Um leito de partículas sólidas, num reator de leito fluidizado, passa por diferentes etapas sucessivas ao se aumentar a vazão do gás. O regime fluidodinâmico do sistema sólido-gás em fluxo vertical ascendente é apresentado na figura 5.1. Este regime caracteriza o comportamento que adotam as partículas sólidas que formam o leito quando um fluxo gasoso as atravessa.

Considerando um leito de partículas sólidas num reator pela base do qual é suprido um gás (ar) com uma certa velocidade superficial, fazendo crescer gradualmente esta velocidade, se produz um aumento progressivo da força de arraste sobre o sólido e, conseqüentemente, da perda de pressão através do leito. Nesta condição, as partículas oferecem menor resistência ao escoamento, havendo neste processo a expansão mais ou menos uniforme do leito. Com novos aumentos na velocidade superficial a expansão continua até ser atingida a velocidade de mínima

fluidização, em correspondência com a qual a força exercida pelo gás sobre o sólido se iguala completamente ao peso das partículas do leito. Este estágio é chamado de fluidização incipiente.

No estágio de início da fluidização ou fluidização incipiente, a relação $\Delta P_{\max}/P_{\text{est}}$ é igual a 1. Porém, normalmente a queda de pressão atinge um valor máximo ($\Delta P_{\max}$) um pouco maior que a pressão estática do leito (P_{est}).

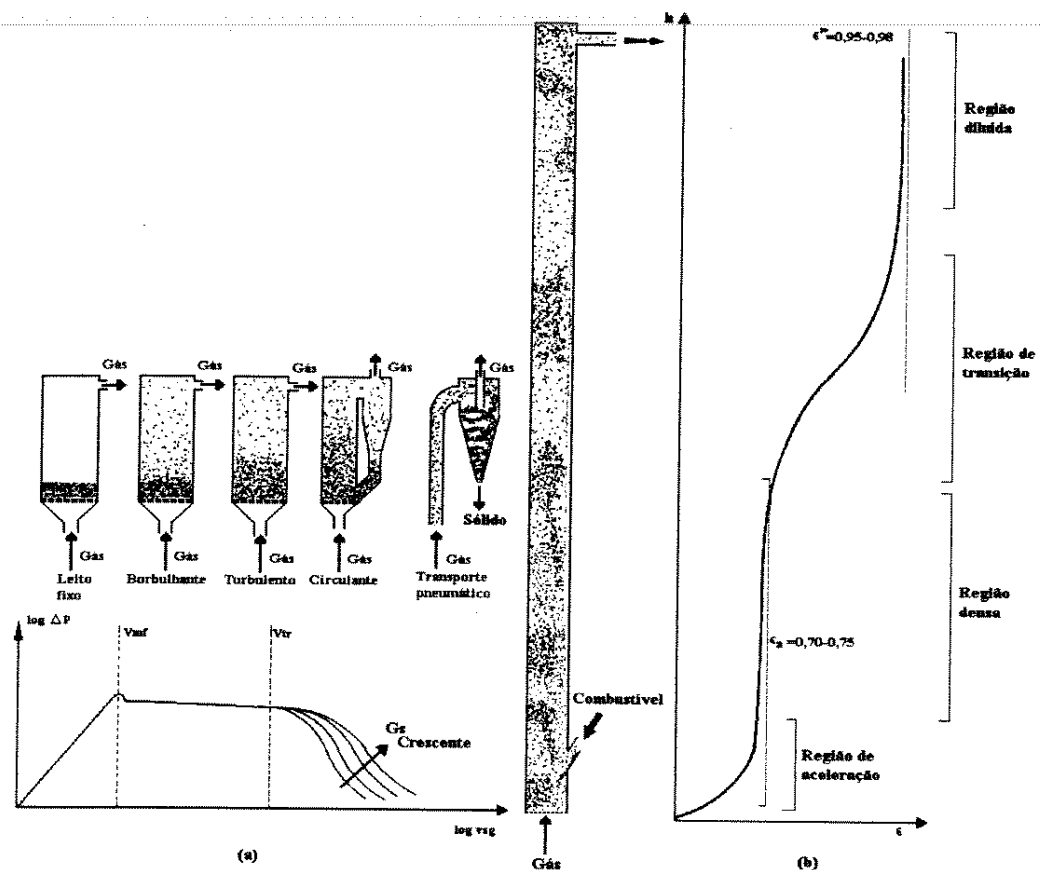


Figura 5.1 - Regime fluidodinâmico do sistema sólido-gás em condições de fluxo vertical ascendente

Com o aumento da velocidade superficial do gás acima da velocidade de mínima fluidização, a perda de pressão através do leito permanece substancialmente constante, enquanto o leito continua expandindo. Nesta etapa o sistema apresenta uma disposição bifásica: por um lado, uma fase densa (fase de emulsão) constituída de sólidos e de gás intersticial e por

outro, uma fase diluída constituída de bolhas, as quais aparecem ao longo do leito (fase de bolhas). Dessa forma, o reator opera em regime de leito fluidizado borbulhante.

Com um aumento posterior na velocidade superficial, a disposição do leito muda gradualmente, passando ao estado turbulento, caracterizado por uma distribuição dispersa do sólido no leito. O leito permanece neste regime até que seja atingida a velocidade de transporte, na proximidade da qual experimenta-se um aumento brusco da quantidade de partículas elutriadas, provocando o esvaziamento do leito quando é atingido o regime de transporte pneumático. Este regime é caracterizado por diversas concentrações de sólidos no fluxo de recirculação.

O comportamento da curva na região onde a velocidade superficial do gás é maior que a velocidade de transporte das partículas, ou seja, as zonas compreendidas entre os regimes de recirculação e de transporte pneumático, está grandemente influenciado pela vazão de sólidos realimentados pela base da câmara de reações, no caso do reator de leito fluidizado circulante. Portanto, as divergências entre as diferentes curvas paramétricas em G_s para valores da velocidade superficial do gás crescentes.

O gráfico da perda de carga em função da velocidade superficial do gás é muito útil como indicativo da qualidade da fluidização, especialmente quando a observação visual não é possível.

Perdas de energia por colisão e atrito entre as partículas sólidas do leito e entre elas e a superfície das paredes internas do reator provocam desvios dos dados experimentais de queda de pressão em relação aos valores calculados a partir da equação 5.2.

5.3. Projeto e construção da instalação de gaseificação em leito fluidizado

5.3.1. Características gerais

Visando realizar experimentos de gaseificação, utilizando o bagaço de cana-de-açúcar como principal fonte de matéria-prima, foi desenvolvido o projeto de um protótipo de gaseificador experimental em escala de planta piloto. O projeto foi realizado pelo grupo de pesquisa na linha de energização rural do Departamento de Construções Rurais da Faculdade de Engenharia Agrícola da UNICAMP, em colaboração com o Departamento de Engenharia Térmica e de Fluidos da Faculdade de Engenharia Mecânica da mesma universidade.

O protótipo do sistema de gaseificação desenvolvido apresenta característica modular. Cada um dos módulos estão interligados através de flanges visando a facilidade de manutenção, limpeza e modificações, caso seja necessário. As diferentes partes do sistema são: o reator propriamente dito, constituído pelo plenum, a zona do leito, a zona do free-board e a zona de desengajamento ou zona de saída de gases, o sistema de alimentação de combustível, tipo rosca-sem-fim com silo de alimentação, o sistema de distribuição de ar, tipo com bicos ou borbulhadores de gás, e o sistema de limpeza de particulados sólidos elutriados do reator, neste caso, um ciclone. Na Figura 5.2 mostra-se uma foto do sistema de gaseificação.

O reator de leito fluidizado é construído de aço carbono com chapas de 3,17 mm e diâmetro exterior de 577 mm, revestido internamente de isolamento térmico refratário até uma altura correspondente à altura do free-board, sendo neste caso de 2.000 mm. O diâmetro interior do reator é de 417 mm e a espessura do concreto refratário de 80 mm.

O sistema está dividido em diferentes zonas interligadas por meio de flanges e parafusadas, permitindo oferecer manutenção ao reator e troca de componentes quando for necessário. Estas zonas são (Figura 5.4):

1. O corpo principal do reator (zona do leito), abaixo da qual se localiza a placa distribuidora de ar.
2. O ar foi fornecido por um compressor, por baixo da placa para garantir uma distribuição uniforme na secção do reator. A placa de distribuição de ar é do tipo de bicos de ar, sistema projetado para evitar os possíveis entupimentos que ocorrem quando se utilizam placas perfuradas, além de ter outras vantagens. Seu diâmetro exterior, considerando a flange, é de 630 mm. O sistema está composto de 69 bicos de ar de 12 mm de diâmetro interno situados triangularmente em toda a secção transversal da placa. A placa tem uma espessura de 9,52 mm. A altura dos bicos é de 111 mm e a altura até os orifícios de saída de cada bico é de 103 mm. Cada bico de ar tem 4 orifícios de saída do ar de 4 mm de diâmetro situados a 45°;
3. Nesta zona foi acoplado também, o alimentador de combustível do tipo rosca-sem-fim de passo variável de 150 mm de diâmetro que funciona como supridor de combustível ao interior do reator, motor elétrico-redutor e depósito do combustível sendo alimentado (silo). O silo possui secção praticamente retangular e é constituído de um sistema de remoção constante do combustível formado por 2 agitadores horizontais. A rosca é convenientemente resfriada com

água em fluxo forçado. A entrada do alimentador de combustível está situada no volume do leito a 260 mm da placa distribuidora;

4. Acima da secção do leito estava localizada a zona do free-board, definida como zona que compreende desde a superfície do leito fluidizado até uma altura onde a porosidade do material sólido é aproximadamente 0,95 (quando trabalhando em regime de leito fluidizado circulante).

Na zona de free-board é definida também a altura até onde chegam as partículas que são jogadas da superfície do leito (partículas com velocidade terminal > velocidade superficial do gás), fixando assim, a altura mínima que deve ter o reator para evitar a extração do seu interior das partículas que compõem o leito (**TDH-Transport Disengaging Height**). A altura total do free-board é de 1.000 mm. A altura total do reator é de 4.195 mm.

5. Na parte mais alta do reator localiza-se a zona de saída dos gases (bem acima do freeboard), cuja função é reduzir a velocidade dos gases e partículas ascendentes procurando fazer com que as partículas menores caiam de volta à zona do leito. A relação diâmetro da zona de saída dos gases e diâmetro interno do reator é de 2. **BOATENG (1992)** reportam valores deste parâmetro construtivo como sendo 1,5;

6. Após a zona de desengajamento (zona de saída dos gases) um ciclone faz a separação das partículas finas do gás (cinzas e carbono livre no gás). A zona de saída dos gases e o ciclone foram construídos de chapas de aço inox de 2,5 mm de espessura.

7. Os gases provenientes do reator serão descarregados na atmosfera através de uma chaminé de 6 metros de altura (a partir do nível superior do reator), considerando que estes gases são altamente tóxicos, mas passando antes por um queimador a GLP com chama piloto. O material inerte do leito é alumina de granulometria conhecida e oferecida pelo fabricante (grão 46).

O gaseificador foi projetado para uma capacidade térmica de 280kW, produzindo 252,68Nm³/h de gás à temperatura de trabalho de 760°C. A eficiência energética adotada para os cálculos foi de 60%. Trabalhando com bagaço de cana-de-açúcar deveria ter-se um consumo de 104,46 kg/h e necessidade de 97,44Nm³/h de ar para uma velocidade superficial do ar (agente de gaseificação) de 0,75 m/s.

Todo o sistema foi montado sobre uma estrutura de aço carbono constituída de vigas tipo U. A estrutura foi fixada no chão (piso estruturado de concreto) através de chumbadores. Durante o projeto mecânico do equipamento e a posterior etapa de construção e montagem, procuramos levar em consideração os efeitos das dilatações térmicas na resistência mecânica do

metal do reator e, conseqüentemente, no funcionamento seguro da instalação. Para tais fins, o reator está fixado à estrutura de suporte só na zona do leito embora a parte superior do reator seja praticamente fixada pela tubulação de saída do gás. Isto permite que o corpo metálico se dilate livremente tanto para cima quanto para baixo, não interferindo no funcionamento da rosca de alimentação.

5.3.2. Dimensionamento e detalhes construtivos

5.3.2.1. Dimensionamento do reator

Embora não fosse possível encontrar na literatura regras gerais para realizar o dimensionamento do reator de leito fluidizado borbulhante em termos de diâmetro interno, altura do reator e altura do leito fluidizado; o estudo das características construtivas e de operação para modelos de reatores deste tipo com desempenho já comprovados, permitiu estabelecer critérios empíricos para o projeto.

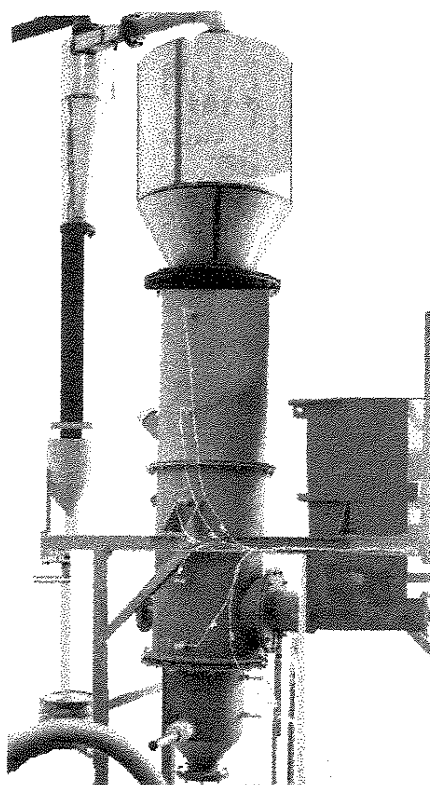


Figura 5.2 - Foto do sistema de gaseificação

O dimensionamento do protótipo do reator em leito fluidizado borbulhante da FEAGRI-FEM/UNICAMP, levou necessariamente em conta o uso de valores empíricos de alguns parâmetros do projeto e de operação. Assim temos, por exemplo, o fator de ar (definido como a relação entre a quantidade de ar suprida ao gaseificador e a quantidade estequiométrica calculada a partir da composição elementar da biomassa), cuja magnitude depende das condições específicas da fluidização e das características da biomassa. Um ponto de vista similar foi aplicado para outros parâmetros assumidos. Na tabela 5.1 são oferecidos os melhores valores do fator de ar para diferentes tipos de biomassa.

Tabela 5.1 - Melhores valores do fator de ar para diferentes tipos de biomassa

Biomassa	Fator de ar	Ref. bibliográfica
resíduos de madeira	0,27 - 0,33	CZERMIK, 1993
resíduos de madeira	0,2 - 0,4	MANIATIS, 1988
serragem	0,25	SANCHEZ, 1994
talos de algodão	0,3	MANIATIS, 1992
casca de arroz	0,55	SANCHEZ, 1994

Visando garantir o comportamento esperado do reator de leito fluidizado borbulhante foi introduzido o chamado fator de segurança (f_{seg}), cuja função é a de permitir um sobredimensionamento do reator visando garantir a potência térmica de saída demandada.

O algoritmo de cálculo da metodologia aproximada de dimensionamento do reator de leito fluidizado borbulhante utilizada neste trabalho é mostrada na Figura 5.3 e inclui equações de balanço e critérios empíricos para realizar o cálculo do diâmetro do reator e da altura do leito expandido. Deverá ser considerada e utilizada só como uma ferramenta útil e não como uma aproximação teórica rigorosa.

Os cálculos do projeto foram realizados considerando o bagaço de cana-de-açúcar como sendo a principal fonte de matéria-prima. As principais características deste combustível utilizados durante os cálculos são mostrados na Tabela 5.2 e os principais parâmetros do projeto calculados usando a metodologia proposta.

Os dados iniciais necessários para o cálculo, segundo a metodologia utilizada, são os seguintes:

1. Demanda de energia para o processo considerado;

2. Composição química elementar do combustível a ser gaseificado;
3. Eficiência energética do gaseificador;
4. Fator de ar recomendado de acordo ao tipo de biomassa e uso final do gás combustível obtido (valor estimado);
5. Temperatura média do leito recomendada para operação do reator sob condições seguras (valor médio assumido de acordo ao tipo de biomassa);
6. Velocidade superficial do gás recomendada para trabalhar com o reator em regime de fluidização borbulhante (valor médio recomendado);
7. Poder calorífico inferior do gás (valor médio recomendado de acordo ao tipo de biomassa e condições de operação do reator).

Observa-se na Figura 5.3 que a estimativa da vazão de combustível pode ser baseada na eficiência média assumida do gaseificador E_{mg} (item 5), ou a partir da relação conhecida da vazão de gás/kg de biomassa (base seca) (item 4).

O valor calculado da altura do leito expandido considerando o diâmetro do reator e a capacidade volumétrica máxima do gaseificador $\dot{Q}_{vb_{max}}$ (item 9), constitui o valor mínimo.

A simbologia utilizada no esquema do algoritmo de cálculo foi a seguinte:

- A_g área da secção transversal do reator, m;
 C^u , S^u , H^u , O^u taxas de carbono, enxofre, hidrogênio e oxigênio no combustível (base úmida), %;
 D_r diâmetro da secção transversal do reator, m;
 $\dot{E}_d$ demanda de energia do processo, kW;
 $\dot{E}_t$ potência do gaseificador, kW;
 E_{mg} eficiência média do gaseificador, %;
 f_{seg} fator de segurança;
 FA fator de ar;
 $h_{l_{min}}$ altura mínima do leito expandido, mm;
 h_v entalpia de vaporização da água a 25°C, kJ/kg;
 H^s teor de hidrogênio no combustível (base seca), %;
 K_{fg} relação da vazão do gás combustível produzido com a vazão mássica do combustível consumido, Nm³/kg_{comb};

- m coeficiente de correção pela umidade do combustível, $m=u^u/100-u^u$, adimensional;
 $\dot{m}_c$ vazão mássica de combustível, kg/h;
 PCI_g poder calorífico inferior do gás, MJ/Nm³;
 PCS_c^s poder calorífico superior do combustível (base seca), MJ/kg_{comb};
 PCI_c^u poder calorífico inferior do combustível (base úmida), MJ/kg_{comb};
 $\dot{Q}_{vb_{max}}$ capacidade volumétrica máxima do gaseificador, t/m³h;
 $\dot{Q}_{vg_{max}}$ potência volumétrica máxima do gaseificador, MW/m³;
 T_{ml} temperatura média do leito, °C;
 v_{sg} velocidade superficial do gás de fluidização, m/s;
 VA volume teórico de ar (combustão estequiométrica), Nm³/kg_{comb};
 $\dot{V}_g$ vazão volumétrica de gás combustível, Nm³/h;
 $\dot{V}_{ar}$ vazão volumétrica de ar, Nm³/h;
 $\dot{V}_{arc}$ vazão volumétrica de ar corrigida à temperatura do leito, m³/h;

Devemos assinalar que a eficiência média do gaseificador assumida correspondeu com o valor reportado para gaseificação de madeira em leito fluidizado (MANIATIS et al., 1988 e HARTINIATI et al., 1989).

Tabela 5.2 - Características do bagaço de cana-de-açúcar utilizado nos cálculos do projeto

Biomassa	Características da biomassa					
	C ^u %	H ^u %	H ^s %	S ^u %	O ^u %	PCS _c ^s MJ/kg
Bagaço de cana-de-açúcar	40,78	4,87	5,35	0,01	36,00	18,85

Tabela 5.3 - Parâmetros de projeto e operacionais assumidos durante os cálculos

	Parâmetros de projeto e operacionais						
	$\dot{E}_t$ kW	PCI _g MJ/Nm ³	E _{mg} %	FA	v _{sg} m/s	$\dot{Q}_{vb_{max}}$ t/m ³ h	T _{ml} °C
Valor assumido	280	4,0	60	0,25	0,75	1,12	760

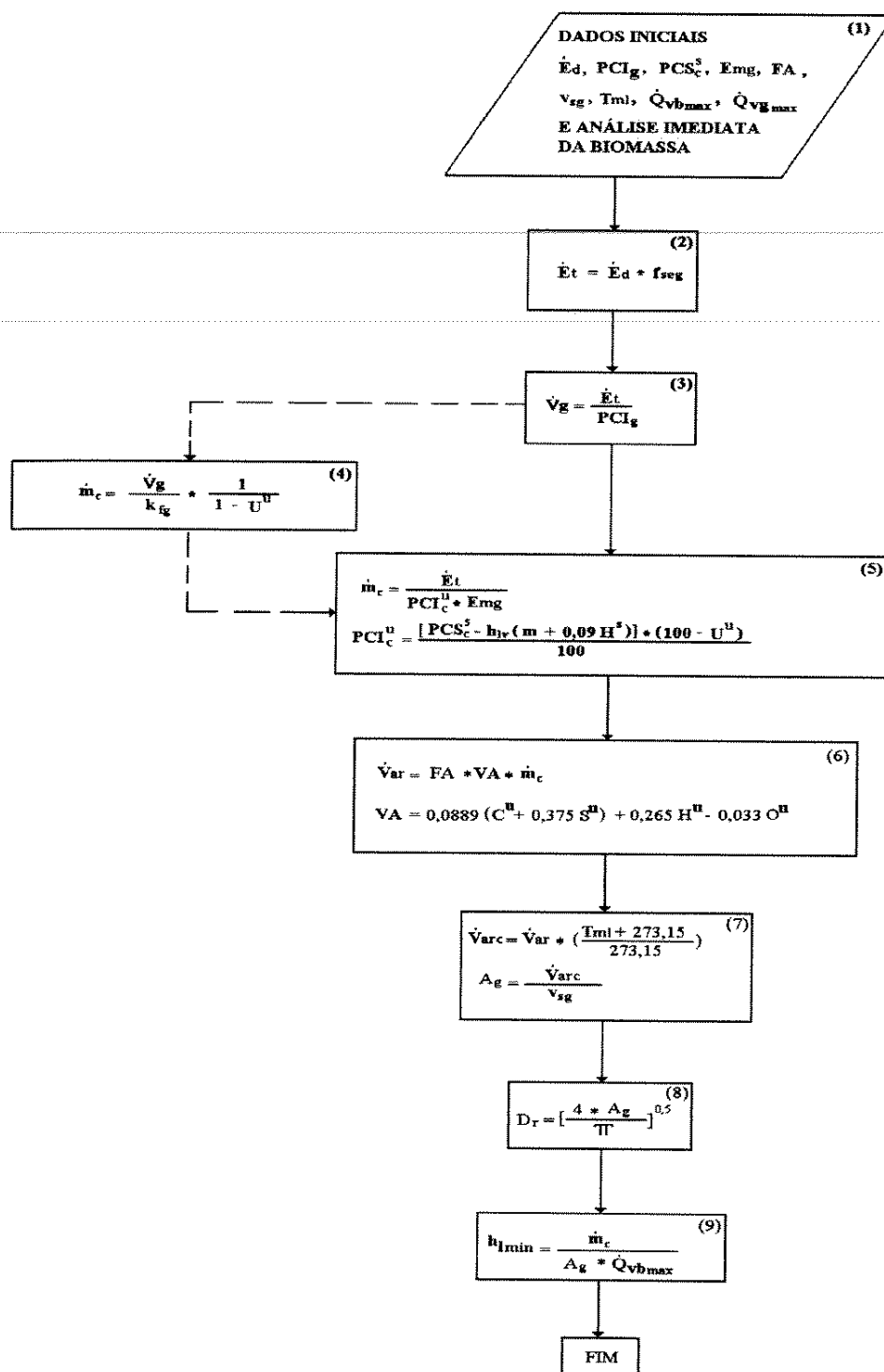


Figura 5.3 - Algoritmo de cálculo dos principais parâmetros de projeto

Tabela 5.4 - Parâmetros de projeto calculados

	Parâmetros de projeto calculados					
	$\dot{V}_{ar}$ Nm ³ /h	$\dot{m}_c$ kg/h	$\dot{V}_g$ Nm ³ /h	A_g m ²	D_r mm	$h_{\min}$ mm
Valores calculados	97,44	104,46	252	0,136	417	686

O diâmetro calculado a partir da metodologia proposta corresponde ao diâmetro do reator tanto à altura do leito como à altura do free-board. O metal do reator em ambas as zonas é protegido das elevadas temperaturas mediante a utilização de uma camada de concreto refratário isolante, marca CASTIBAR HVL 241 (classe B conforme norma PETROBRÁS), de 80 mm de espessura. A composição química deste concreto refratário isolante é mostrada na Tabela 5.5, segundo dados do fabricante.

Tabela 5.5 - Composição química do concreto refratário isolante utilizado no reator

Composição química (%)				
SiO ₂	Al ₂ O ₃	Fe ₂ O ₃	CaO	Alcalis
40/46	26/32	4,5/6,5	9,8/13	≤ 3,0

A sua condutibilidade térmica varia desde 0,26 W/mK para 200°C até 0,33 W/mK para 600°C.

O diâmetro do reator na zona de desengajamento ou zona de saída dos gases foi estimado a partir do critério construtivo de que a relação diâmetro do reator na zona de desengajamento/diâmetro do reator na zona do leito tem valores na faixa de 1,5 a 2, segundo dados de projeto encontrados na literatura para reatores de leito fluidizado em escala piloto (BOATENG, 1992; MANIATIS et al., 1988; HARTINIATI et al., 1989).

A altura do reator na zona do leito foi considerada como sendo de 1000 mm a partir dos resultados obtidos da altura mínima de 686 mm usando a metodologia aproximada de dimensionamento. Este mesmo valor de 1.000 mm foi aceito para considerar a altura do free-board. Isto porque na literatura consultada não se reporta nada em relação à estimativa destes parâmetros.

Na Figura 5.4 se mostra um esquema dimensional do reator do leito fluidizado

Foi realizada uma estimativa da perda de pressão no leito, no sistema de distribuição de ar e no ciclone da instalação de gaseificação, visando comprovar se o compressor disponível

para a realização dos testes de gaseificação garantiria a vazão de ar requerida segundo a sua curva de operação.

No caso da perda de carga (ou perda de pressão) no leito de material inerte, a estimativa foi feita a partir da equação 5.2 já vista anteriormente, considerando-se neste caso que o leito se encontra em condições estáticas. Para uma densidade média aparente do material inerte do leito (alumina tipo grão 46) de 1.760 kg/m^3 , uma porosidade do leito estacionário ou fixo de 0,4 (valor geralmente aceito para cálculos de projeto segundo **SANTANA e D'ÁVILA, 1986**), uma densidade do gás de fluidização (ar) de $0,342 \text{ kg/m}^3$ e uma altura do leito estacionário de 600 mm, a perda de carga é de 6.214,41 Pa (633,48 mm coluna de água). Se observa um valor quantitativo de perda de carga aproximadamente igual à altura do leito estacionário.

5.3.2.2. Dimensionamento do sistema de distribuição de ar

Devido as suas vantagens sobre as placas planas perfuradas, decidiu-se projetar um distribuidor de ar tipo “com borbulhadores tampados”. A metodologia aqui descrita foi desenvolvida por **BASU (1984)** para combustores de leito fluidizado. O procedimento de cálculo ilustra a aplicação de princípios gerais incluídos em projetos típicos de placas de distribuição de gás para reatores de leito fluidizado.

A estimativa da velocidade superficial do gás nas condições de mínima fluidização (v_{mf}), foi realizada a partir da metodologia proposta por **SANTANA e D'ÁVILA (1986)**. Neste caso, devido à falta de dados do sistema sólido-gás nas condições de mínima fluidização (altura e porosidade do leito), foi necessário assumir, no caso destes dois parâmetros, seus valores estimados correspondentes para a condição de leito expandido. A porosidade do leito expandido pode ser calculada a partir da seguinte equação:

$$H = \left[\frac{1 - \varepsilon_f}{1 - \varepsilon} \right] H_f \quad (5.20)$$

onde:

- H é a altura do leito expandido, mm;
- H_f é a altura do leito estacionário, mm;
- ε é a porosidade do leito expandido

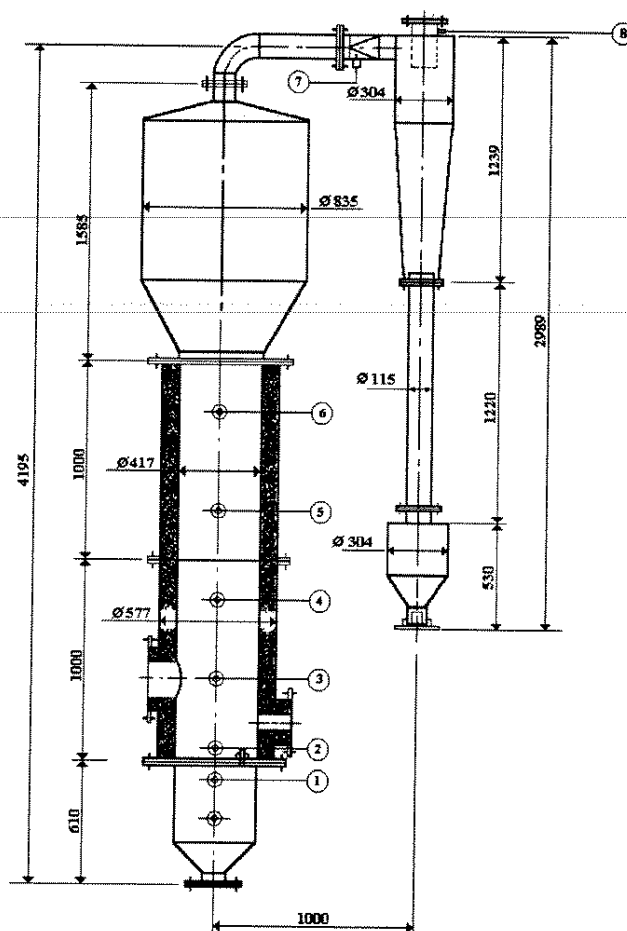


Figura 5.4 - Esquema dimensional do protótipo de reator de leito fluidizado

Calculando o valor da porosidade do leito na condição de mínima fluidização $\varepsilon = \varepsilon_{mf}$, para $\varepsilon_o = 0,4$, $H \cong 1,25.H_f \cong 1,25.600 = 750$ mm (SANCHEZ, 1994), temos que $\varepsilon_{mf} = 0,52$, o que parece ser um valor provável considerando que os valores de porosidade do leito na região densa de um reator de leito fluidizado circulante, encontram-se na faixa de 0,7 e 0,75 (COMITATO TÉCNICO ITALIANO, 1993). Considera-se então que $\varepsilon = \varepsilon_{mf} = 0,52$ e $H = H_{mf} = 750$ mm.

• PARÂMETROS DE PROJETO DA PLACA DE DISTRIBUIÇÃO DE AR

Tipo: placa de bicos de ar (borbulhadores com tampa ou "bubble cap type distributors"), calculados com configuração triangular;

v_{mf} velocidade mínima de fluidização. Seu valor será calculado;

v_{sg} velocidade de operação. Considerada para nossos cálculos como a velocidade superficial do gás, 0,75 m/s;

H_{mf} altura de mínima fluidização. Foi considerada como 1,25 vezes a altura do leito estacionário, sendo seu valor é 750 mm;

d_p diâmetro médio das partículas do material inerte do leito. Seu valor foi calculado pela equação 4.2 como sendo 0,379 mm;

A_g área da secção transversal do reator. Seu valor foi calculado como sendo 0,1366 m² para bagaço de cana;

A_i área da secção transversal da tubulação de entrada de ar ao plenum. Considerando um diâmetro de entrada de 76,2 mm, seu valor é 0,0045 m²;

ε_{mf} porosidade do leito na condição de mínima fluidização. Seu valor foi estimado como sendo a porosidade do leito fluidizado, igual a 0,52;

ρ_s densidade do material inerte do leito. Seu valor é 1.760 kg/m³;

ρ_g densidade do ar (neste caso ar a 30°C). Seu valor é igual a 1,165 kg/m³ (PAVLOV et al., 1981);

μ_g coeficiente dinâmico de viscosidade do ar à temperatura de 30°C Valor obtido em tabelas, e igual a 1,86x10⁻⁵ Pa.s;

A densidade do gás ρ_g à temperatura de operação estimada do reator (760°C) tem um valor de 0,342 kg/m³. A viscosidade dinâmica do ar μ_g à mesma temperatura é 4,4x10⁻⁵ Pa.s.

• ESTIMATIVA INICIAL DA VELOCIDADE MÍNIMA DE FLUIDIZAÇÃO

A velocidade mínima de fluidização, v_{mf} , determina a transição entre o leito fixo e o leito fluidizado e é independente da massa das partículas, isto é, da altura inicial do leito fixo (SANTANA e D'ÁVILA, 1986). Para este cálculo foi utilizada uma metodologia que aparece

descrita na referência anterior e que engloba alguns coeficientes determinados experimentalmente por estes autores.

Passos:

1. Calcular o número de Reynolds do sistema sólido-fluido;

$$\text{Re}_{sf} = [c_1^2 + c_2 A_{r_{sf}}]^{0,5} - c_1 \quad (5.21)$$

c_1 e c_2 são constantes que englobam os valores da esfericidade e porosidade do material do leito. Seus valores foram calculados por SANTANA e D'ÁVILA (1986) como sendo $c_1=32,09$ e $c_2=0,0415$;

$A_{r_{sf}}$ número de Arquimedes para o sistema sólido-fluido. Seu valor é calculado a partir da seguinte equação:

$$A_{r_{sf}} = \frac{(\rho_s - \rho_g) \rho_g d_p^3 g}{\mu_g^2} \quad (5.22)$$

onde:

g é a aceleração da gravidade, m/s^2 ;

ρ_g e μ_g referem-se à temperatura de 760°C .

2. Cálculo da velocidade v_{mf} ;

$$v_{mf} = \frac{\text{Re}_{sf} \mu_g}{\rho_g d_p} \quad (5.23)$$

3. Comprovar o valor obtido de velocidade mínima de fluidização (v_{mf}), a partir do cálculo do gradiente de pressão no leito expandido. O valor de velocidade correto é aquele que dá valores coincidentes para $\frac{\Delta P}{H}$ nas seguintes equações:

$$\frac{\Delta P}{H_{mf}} = f_m \frac{v_{mf}^2}{\sqrt{k}} \quad (5.24)$$

$$\frac{\Delta P}{H} = (\rho_s - \rho_g)(1 - \varepsilon)g \quad (5.25)$$

onde:

f_m fator de atrito. Calculado pela seguinte equação:

$$f_m = \frac{1}{Re_{sf}} + c \quad (5.26)$$

c coeficiente que é função da porosidade do leito. Seu valor é calculado pela seguinte equação:

$$c = \frac{0,143}{\varepsilon^{1,5}} \quad (5.27)$$

k - permeabilidade do leito. Seu valor é calculado pela equação de Kozeny-Carman

$$k = \frac{(d_p \phi)^2 \varepsilon}{36 \beta (1 - \varepsilon)^2} \quad (5.28)$$

onde:

ε porosidade do leito expandido. Seu valor é conhecido igual a 0,52;

ϕ esfericidade das partículas do leito. Seu valor foi estimado por Wen e Yu, para sistemas sólido-fluido pela equação 5.7 como sendo igual a 0,56;

β constante que depende da forma, tamanho e distribuição de tamanho das partículas. O valor sugerido por alguns pesquisadores é de 4.

Na primeira tentativa do cálculo de $\frac{\Delta P}{H}$ pelas equações 5.24 e 5.25 resultou que os valores apresentaram diferenças muito grandes, recomendando-se então fazer as iterações necessárias até a convergência. Neste caso, a convergência é obtida para um valor de $v_{mf} = 0,40$ m/s. A obtenção gráfica deste valor de velocidade superficial do gás na condição de mínima fluidização foi feita utilizando-se o programa EUREKA e é apresentada no gráfico da Figura 5.5. Neste gráfico a função $y=f(x)$ foi obtida igualando as equações 5.24 e 5.25.

Este valor obtido matematicamente considera-se aceitável, uma vez que para bagaço de cana-de-açúcar **SANCHEZ (1994)**, reporta valores da relação $f_v = \frac{v_{sg}}{v_{mf}}$ de 2, pelo que a v_{sg} calculada teria um valor aproximado ao nosso (0,75 m/s). Por outro lado, este valor de velocidade superficial do gás calculado encontra-se na faixa permissível de trabalho de 0,5 a 1,5 m/s.

```

y= (((0.000044/ (0.0001125*x)) + 0.381) * (x^2/0.0000000007^0.5)) - 8285.88
y=0
x<0.402556

```

Solution:

Variables		Values
x	=	.40255600
y	=	.00000000
Maximum error is		1.4399072

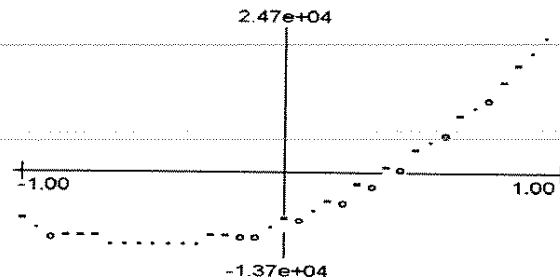


Figura 5.5 - Obtenção gráfica da velocidade de mínima fluidização

• PROJETO DA PLACA DE DISTRIBUIÇÃO DE AR (BASU, 1984)

1. Calcular a queda de pressão no leito nas condições de mínima fluidização

$$\Delta P_b = (\rho_s - \rho_g) H_{mf} (1 - \varepsilon_{mf}) g \quad (5.29)$$

2. Assumir um valor do diâmetro dos orifícios do bico. Geralmente assume-se que:

$$d_{or} = 4 \cdot d_p \quad (5.30)$$

3. Calcular o diâmetro equivalente do leito;

$$D_e = \frac{4 A_g}{\text{Perímetro}} \quad (5.31)$$

4. Cálculo da queda de pressão mínima no distribuidor para a total distribuição;

$$\Delta P_d = \Delta P_b [0,01 + 0,2(1 - e^{\frac{-D_e}{2H_{mf}}})] \quad (5.32)$$

4. Comprovar que $\Delta P_r < \frac{\Delta P_d}{100}$ (garantir uma distribuição uniforme do gás através dos orifícios da placa);

$$\Delta P_r = \rho_g \frac{(v_{sg} \frac{A_g}{A_i})^2}{2g} \quad (5.33)$$

onde $\rho_g = 1,165 \text{ kg/m}^3$;

ΔP_r é a queda de pressão do gás entrando nos orifícios da placa (“Rearrangement Resistance of Incoming Gas”).

5. Bicos de ar;

5.1 Número de orifícios por bico;

Assume-se um valor para este parâmetro

5.2 Diâmetro interior dos bicos;

$$d_i = 1,5 d_{or} \sqrt{N_o} \quad (5.34)$$

5.3 Espessura da parede dos bicos. Assume-se um valor;

6. Espessura da placa distribuidora. Assume-se um valor;

7. Coeficiente de descarga do orifício;

$$C_D = 0,82 \left[\frac{t}{d_{or}} \right]^{0,13} \quad (5.35)$$

8. Velocidade do gás através do orifício;

$$v_{or} = \sqrt{(C_D)^2 2 \frac{\Delta P_d}{\rho_g}} \quad (5.36)$$

9. Número de orifícios por unidade de área da superfície do distribuidor;

$$N_{or} = \frac{v_{sg}}{v_{or}} \frac{4}{\pi d_{or}^2} \quad (5.37.a)$$

10. Número de bicos por unidade de área do leito;

$$N_b = \frac{N_{or}}{N_o} \quad (5.37.b)$$

11. Número total de bicos;

$$N_T = N_b A_g \quad (5.37.c)$$

12. Configuração (passo) dos bicos;

$$P = \frac{1}{\sqrt{N_b \sin 60^\circ}} (\text{triangular}) \quad (5.38)$$

13. Altura dos orifícios nos bicos;

$$h = \frac{1}{g^{0,2}} \left[\frac{6(v_{sg} - v_{mf})}{\pi N_{or}} \right]^{0,4} \quad (5.39)$$

14. Comprovação para garantir a operação estável dos orifícios da placa;

$$\frac{16\rho_g v_{sg}}{[\pi N_{or} C_D d_{or}^2]^2} > 800 \quad (5.40)$$

15. Comprovação de canalização (formação de canais preferenciais no leito);

$$\frac{v_{or}}{\sqrt{2g \frac{\Delta P_b}{\rho_g}}} < 1 \quad (5.41)$$

16. Comprovação da operação total dos orifícios;

- 16.1. Altura dos bicos;

$$h_s = 2P \quad (5.42)$$

- 16.2. Relação placa perfurada/bicos;

$$\frac{(1 - \frac{2}{\pi}) h_s \rho_s (1 - \varepsilon_{mf}) g}{1 - (\frac{v_{mf}}{v_{sg}})^2} < \Delta P_d \quad (5.43)$$

17. Comprovação da eliminação de zonas mortas (partículas entre os orifícios da placa e perto das paredes do leito);

- 17.1. Conversão de unidades. A metodologia de cálculo apresentada exige o uso dos seguintes parâmetros em centímetros (cm):

$$P' = P.100$$

$$d_{or}' = d_{or}.100$$

$$v_{mf}' = v_{mf}.100$$

$$v_{sg}' = v_{sg}.100$$

$$d_i' = d_i.100$$

$$N_{or}' = N_{or} 10^{-4} \left(\frac{1}{cm^2} \right)$$

Para distribuidores tipo placas com bicos:

17.2 - Cálculo da velocidade do gás na saída do orifício na condição de fluidização, cm/s;

$$v_j = \frac{v_{sg}}{\frac{\pi}{4} d_i^2 N_b} \quad (5.44)$$

17.3. Cálculo da velocidade do gás na saída do orifício na condição de mínima fluidização, cm/s;

$$v_{jmf} = \frac{v_{mf}}{\frac{\pi}{4} d_i^2 N_b} \quad (5.45)$$

17.4. Comprovação:

$$[0,62(v_j - v_{jmf}) d_i^2]^{0,45} + d_i \geq P \quad (5.46)$$

18. Porcentagem de abertura;

$$0,5 < N_{or} \frac{\pi}{4} d_{or}^2 100 < 3 \quad (5.47)$$

19. Ângulo de inclinação da cabeça dos bicos.

A literatura recomenda que este ângulo deve ser maior que o ângulo de repouso do material do leito. Foi aceito neste caso um valor de 45°.

Na Figura 5.6 se mostra o modelo dimensional do borbulhador com tampa e orifícios inclinados e na Figura 5.7 as dimensões construtivas da placa de distribuição.

A queda de pressão do gás durante a sua passagem pela placa de distribuição de ar anteriormente dimensionada, apresenta um valor em torno de 362,54 Pa (36,95 mm coluna d' água). Um valor de perda de carga de 82,2 mm coluna d' água foi obtido por **MORAES, et al. (1985)** durante ensaios de perda de carga em função da vazão de gás para borbulhadores de diferentes diâmetros, utilizando-se uma vazão de gás correspondente a uma velocidade superficial do gás de 0,75 m/s e um borbulhador de 15 mm de diâmetro interior.

Observe-se também que a perda de carga no distribuidor dimensionado corresponde a aproximadamente 6% da perda de carga no leito. Já **BASU (1984)** encontrou um valor em torno de 10% durante os cálculos de projeto feitos para um distribuidor do mesmo tipo do descrito aqui.

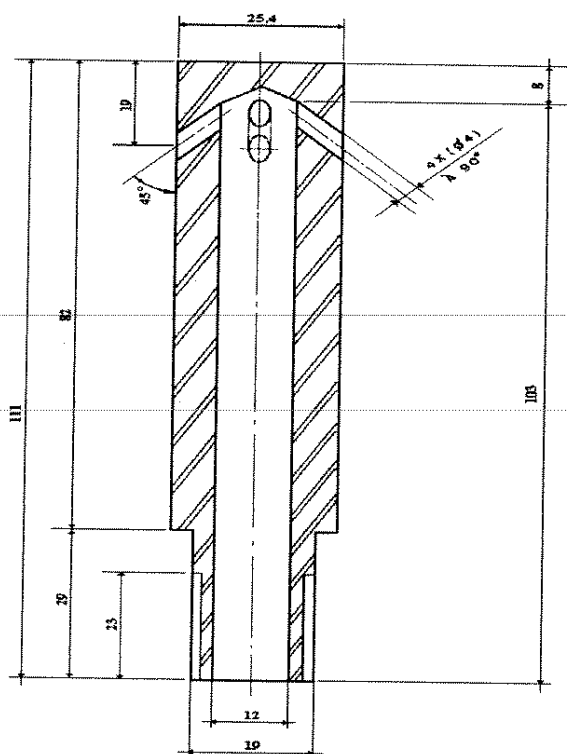


Figura 5.6 - Modelo dimensional do borbulhador com tampa

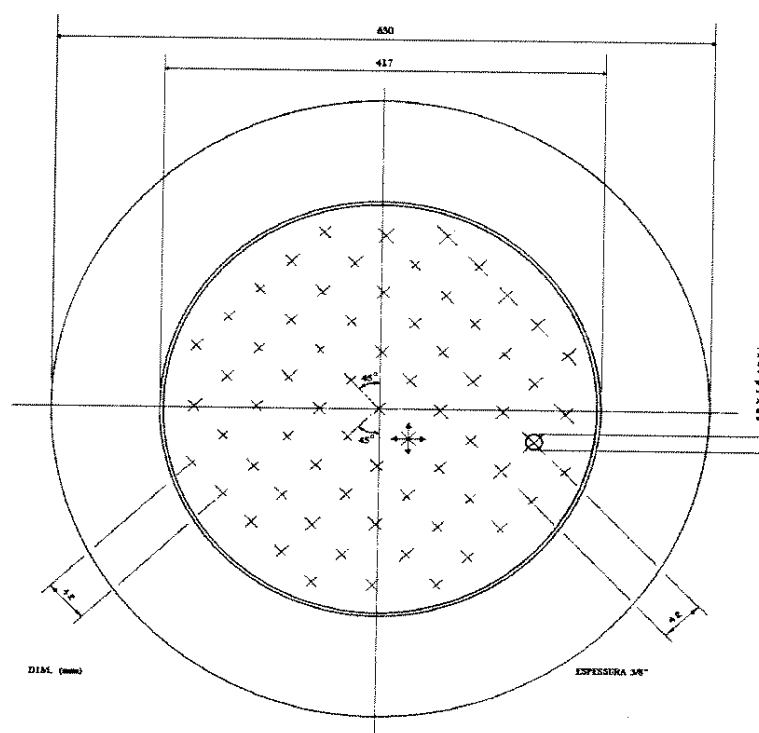


Figura 5.7 - Dimensões construtivas da placa de distribuição

As principais dimensões calculadas a partir da metodologia anteriormente oferecida (ver Figuras 5.6 e 5.7) são as seguintes:

1. Número de orifícios por borbulhador (bico)	4
2. Diâmetro dos orifícios	4mm
3. Diâmetro interno do borbulhador	12mm
4. Altura do borbulhador	82mm
5. Altura dos orifícios no borbulhador	19mm
6. Espessura da placa	9mm
7. Passo dos borbulhadores na placa	42mm

Algumas dimensões não calculadas pela metodologia foram aceitas considerando as características construtivas da placa e os recursos materiais disponíveis para a sua construção.

5.3.2.3. Dimensionamento do sistema de alimentação de combustível

Segundo SHANG (1984), as características inerentes ao sistema de alimentação de combustível é um fator de extrema importância no desempenho do sistema de combustão em leito fluidizado.

No caso da gaseificação em leito fluidizado, MANIATIS (1990) e SANCHEZ (1994) concordam quanto à necessidade de aprimoramento do sistema de alimentação de combustível no sistema de gaseificação, por ser este o componente que gera maiores dificuldades. Os problemas são ainda maiores quando trata-se de gaseificar materiais de densidade muito baixa e elevada coesividade, como é o caso do bagaço de cana-de-açúcar.

O protótipo de alimentador concebido neste trabalho é do tipo rosca-sem-fim, selecionado pela sua simplicidade de construção, operação e manutenção, além de serem baratos. Procurou-se considerar no projeto características construtivas importantes destes sistemas como o resfriamento da rosca e passo variável da rosca.

O projeto original do alimentador de rosca-sem-fim utilizado no sistema de gaseificação foi elaborado pela COPERSUCAR (Cooperativa dos Produtores de Cana, Açúcar e Alcool do Estado de São Paulo Ltda.). O projeto deste tipo de alimentador visa a determinação do diâmetro da rosca D para os outros parâmetros de projeto e operacionais conhecidos ou assumidos, segundo a seguinte equação (SPIVAKOVSKY e DYACHKOV, 1982):

$$\dot{m}_c = 60 \left(\frac{\pi D^2}{4} \right) s n \psi \gamma c_a \quad (5.48)$$

onde:

- D é o diâmetro da rosca-sem-fim do alimentador, m;
s é o passo da rosca-sem-fim do alimentador, m;
n é a velocidade da rosca-sem-fim do alimentador, r.p.m.;
 ψ é o coeficiente de eficiência de carga da rosca-sem-fim do alimentador;
 γ é o peso específico do material alimentador, kg/m³;
c_a é um fator que considera a inclinação da rosca-sem-fim do alimentador em relação à horizontal.

De acordo com os parâmetros de projeto e operacionais já definidos para o reator de leito fluidizado (item 5.3.2.1), o máximo valor estimado da vazão mássica de combustível para trabalhar com um fator de ar mínimo de 0,2 foi de aproximadamente 130 kg/h. Valores acima deste garantiriam o trabalho do reator com valores de fator de ar menores que 0,2. Isto poderia resultar teoricamente interessante em termos de avaliação do comportamento do reator. Assumiu-se portanto, uma vazão mássica de combustível de 140 kg/h, para este projeto.

Os outros parâmetros do projeto conhecidos ou assumidos foram os seguintes: passo da rosca s=D; velocidade da rosca n=27 r.p.m; $\psi=0,25$; $\gamma=120 \text{ kg/m}^3$ (para bagaço de cana-de-açúcar com 50% de umidade b.u.) e c_a=1 (para roscas horizontais). O valor de $\psi=0,25$ foi assumido considerando-se que este material se movimenta de forma moderadamente lenta e possui elevada abrasividade (SPIVAKOVSKY e DYACHKOV, 1982).

O valor calculado do diâmetro da rosca foi de 158 mm, porém o diâmetro nominal aceito foi de 150 mm. Observa-se, através da Equação 5.48, que sob determinadas condições fixas de operação da rosca é possível, variando sua velocidade, variar a taxa de alimentação. Esta possibilidade foi aproveitada durante os testes visando trabalhar na faixa de fator de ar requerida para o regime de gaseificação (0,2-0,4).

A variação da velocidade da rosca de alimentação foi feita utilizando um motovariador-reductor, modelo SEW-R70VUIDZ80N6, com potência de 1,5/0,75 kW, para uma faixa de variação de velocidade de 2,4 a 27 r.p.m..

A potência estimada do transportador de rosca-sem-fim foi de 1,31 kW, sendo utilizada a seguinte equação para seu cálculo, segundo **JERIE e HEEPKE (1951)**:

$$N = \frac{V}{75\eta} \left[Q_g \left(L_g \mu_{gr} + L_g \mu_{gr} \mu_{gs} 0,75 \frac{\pi D}{s} \right) (1 + \mu) + Q_f \frac{\pi D}{s} \mu_a \right] \quad (5.49)$$

onde:

- N é a potência do transportador, C.V.;
- V é a velocidade linear do transportador, m/s;
- η é a eficiência mecânica do sistema de transporte, decimal;
- Q_g é a massa do material contido no transportador por metro linear de rosca, kg/m;
- Q_f é a massa da rosca por metro linear de comprimento, kg/m;
- L_g é o comprimento da rosca, m;
- μ_{gr} é o coeficiente de atrito do material sobre o duto do transportador, adimensional;
- μ_{gs} é o coeficiente de atrito do material sobre as pás da rosca, adimensional;
- D é o diâmetro da rosca, m;
- S é o passo da rosca, m;
- μ é o coeficiente de atrito das polias na estação motora, adimensional;
- μ_a é o coeficiente considerado somente para transmissões diretas, seu valor é zero neste caso.

A velocidade linear do transportador, em m/s, é calculada como:

$$v = \frac{nS}{60} \quad (5.50)$$

A massa do material contido no transportador por metro linear de rosca, em kg/m, é calculado como:

$$Q_g = \frac{\dot{m}_c}{3,6v} \quad (5.51)$$

Os parâmetros não calculados foram assumidos segundo valores reportados por **JERIE e HEEPKE (1951)** para transportadores industriais.

Além da rosca propriamente dita, o sistema de alimentação de combustível é constituído de um sistema de resfriamento a água e silo. O sistema de resfriamento da rosca é constituído, simplesmente, por um cano de aço carbono que envolve o duto de alimentação numa região situada perto da descarga do alimentador. O espaço entre ambos os dutos forma uma camisa de

resfriamento com entrada e saída de água. O critério para a utilização da camisa de resfriamento tem sido incorporado, há muito tempo, em quase todos os projetos de combustores em leito fluidizado, visando evitar problemas de deformação da rosca pela combustão do combustível aglomerado como consequência da elevada temperatura de operação do leito (SHANG, 1984).

O silo é um depósito externo com tampa situado acima da rosca transportadora de combustível e tem a função de dar ao gaseificador autonomia de operação entre duas cargas. O seu volume foi calculado como sendo $0,19 \text{ m}^3$ considerando este sólido como um obelisco. Para uma vazão mássica máxima de biomassa de 140 kg/h a autonomia estimada de trabalho foi de 10 minutos (considerando o seu volume e o bagaço de cana-de-açúcar como combustível).

Um sistema de remoção constante do bagaço de cana dentro do silo foi concebido devido à acentuada tendência, já conhecida, que tem este material de oferecer grande resistência ao escoamento, prejudicando seriamente a estabilidade de operação do reator. Para facilitar o escoamento do bagaço de cana foram colocados dois agitadores constituídos de um eixo e várias pás, os quais garantiram, teoricamente, a movimentação total do bagaço dentro do silo e conseqüentemente, seu escoamento.

A Figura 5.8 mostra um esquema dimensional do sistema de alimentação utilizado no sistema de gaseificação, com o sistema de resfriamento, silo e rosca de alimentação.

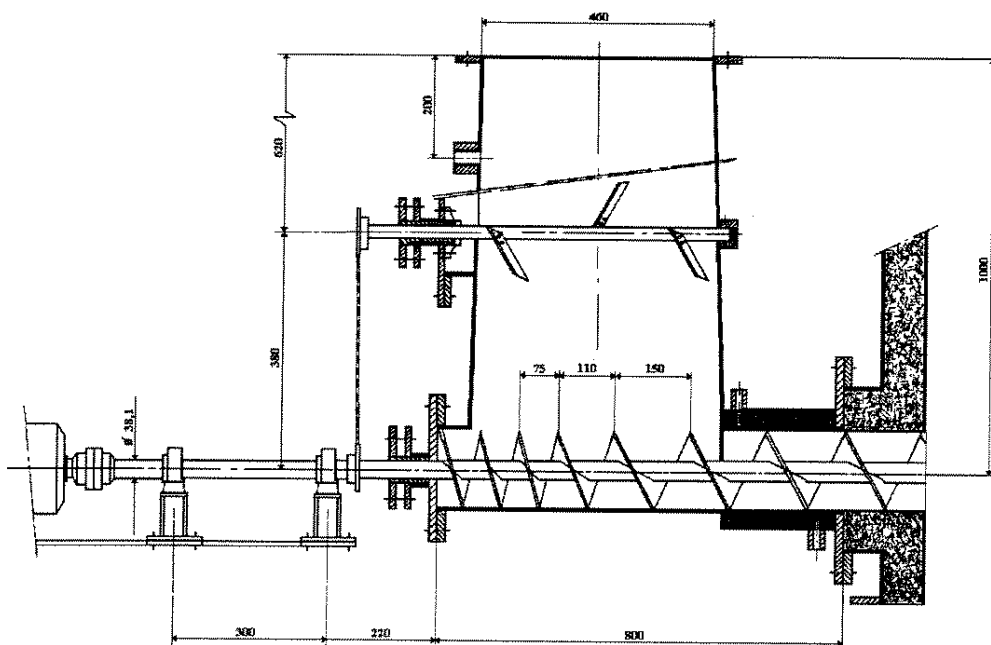


Figura 5.8 - Esquema dimensional do sistema de alimentação de biomassa

5.3.2.4. Dimensionamento do ciclone

Um sistema de limpeza de particulados sólidos (fuligem) do gás combustível de saída constitui, geralmente a primeira etapa no condicionamento do gás produzido pelo gaseificador.

Em instalações onde o gás combustível irá ter um uso final já definido, o sistema de limpeza apresenta-se como uma fase de extrema importância, visando garantir a qualidade do gás desejado. Assim temos que, em instalações onde o gás vai ser utilizado como combustível alternativo em Motores de combustão interna (MCI), o mesmo deve chegar até o motor “livre” de particulados sólidos e de alcatrão, os quais prejudicariam o desempenho deste equipamento e produziram problemas operacionais. Já em instalações de grande porte (sistemas com tecnologia BIG/GT-CC), o gás combustível necessita de maior limpeza, portanto “livre” de particulados sólidos, alcatrão e álcalis, todos eles considerados tecnicamente indesejáveis para garantir um bom desempenho e uma operação segura da turbina a gás.

Embora para outros usos o alcatrão presente no gás combustível não precise ser retirado, por exemplo, quando este é queimado diretamente em fornos ou fornalhas (como ocorre na TERMOQUIP ENERGIA ALTERNATIVA, LTDA.), deve-se tomar extremo cuidado para evitar a sua condensação em tubulações e/ou partes dos equipamentos, produzindo entupimentos e causando posteriores danos.

Neste caso, trata-se de um trabalho propriamente de pesquisa que visou avaliar o comportamento do reator de leito fluidizado e não a qualidade do gás produzido. Porém foi necessário, para realizar o balanço de energia e massa do gaseificador, determinar para cada condição de operação estabelecida, a vazão de sólidos elutriados do reator. Para isso foi necessário separar do gás o particulado sólido (carvão), tendo sido projetado um separador ciclônico. A metodologia do projeto é descrita a seguir:

DADOS NECESSÁRIOS PARA O DIMENSIONAMENTO DO CICLONE

• PARÂMETROS DO PROJETO

1. Vazão volumétrica de gás combustível, $\dot{V}_g = 252 \text{ Nm}^3/\text{h}$;
2. Temperatura do gás na saída do reator assumida como $t_s = 450^\circ\text{C}$;
3. Vazão volumétrica de gás à t_s , $\dot{V}_g^{ts} = 667,15 \text{ m}^3/\text{h}$;

4. Densidade das partículas coletadas no ciclone assumida como $\rho_p = 1.750 \text{ kg/m}^3$ (CALVERT e ENGLUND, 1984);
5. Velocidade tangencial do gás na entrada do ciclone, assumida inicialmente como $v_{t_1} = 20 \text{ m/s}$ (CALVERT e ENGLUND, 1984);
6. Densidade do gás combustível em condições normais em kg/Nm^3 . Seu valor foi calculado assumindo-se uma composição do gás (MANIATIS, 1988), dada pela seguinte equação:

$$\rho_{gas} = y_1 \rho_1 + y_2 \rho_2 + \dots + y_n \rho_n \quad (5.52)$$

onde:

$y_1, y_2, \dots, y_n$ são as frações em volume de cada componente no gás e,

$\rho_1, \rho_2, \dots, \rho_n$ são as densidades (em condições normais) de cada componente do gás

7. Densidade do gás combustível a t_s , $\rho_{gas}^{ts} = 0,462 \text{ kg/m}^3$.

- **Características construtivas**

1. Propõe-se um ciclone com entrada tangencial;
2. Ângulo do cone entre aproximadamente 7 e 8° para facilitar a queda do pó;
3. Material de construção do ciclone: aço inoxidável;
4. A superfície interior do ciclone deve ser o mais uniforme possível.

- **Cálculo dos parâmetros construtivos;**

Segundo (CALVERT e ENGLUND, 1984) para configurações standard de projeto de ciclones, adotam-se, para um ciclone de alta eficiência (modelo de Swift), os seguintes valores de parâmetros de projeto:

RELAÇÕES DE DIMENSÕES	VALOR DO PARÂMETRO
k_a	0,44
k_b	0,21
k_s	0,50
k_{D_e}	0,40
k_h	1,40
k_H	3,90
k_B	0,40

De acordo com os parâmetros anteriores pode-se calcular:

1. Altura do conduto de entrada ao ciclone, a ;

$$a = \left[\frac{(\dot{V}_g^{ts} k_a)}{(v_{t_1} k_b)} \right]^{0,5} = 139 \text{ mm} \quad (5.53)$$

Neste caso assume-se um valor de $v_{t_1} = 20 \text{ m/s}$ (CALVERT e ENGLUND, 1984).

também,

$$a = k_a D_c \quad (5.54)$$

A partir da equação 5.54 calcula-se o diâmetro do corpo do ciclone D_c conhecendo-se o valor de a obtido a partir da equação 5.53. O valor de D_c é de 316 mm.

2. Largura do conduto de entrada ao ciclone, b ;

$$b = k_b D_c = 66 \text{ mm} \quad (5.55)$$

3. Comprimento da tubulação de saída do ciclone, s ;

$$s = k_s D_c = 158 \text{ mm} \quad (5.56)$$

4. Diâmetro da tubulação de saída do ciclone, D_e ;

$$D_e = k_{D_e} D_c = 126 \text{ mm} \quad (5.57)$$

5. Altura da parte cilíndrica do ciclone, h ;

$$h = k_h D_c = 442 \text{ mm} \quad (5.58)$$

6. Altura total do ciclone, H ;

$$H = k_H D_c = 1.232 \text{ mm} \quad (5.59)$$

7. Diâmetro da parte mais estreita do cone (saída do pó), B ;

$$B = k_B D_c = 126 \text{ mm} \quad (5.60)$$

8. Comprovação dos cálculos sobre a base dos seguintes critérios:

$$a \leq s$$

$$b \leq [(D_c - D_e) / 2]$$

$$H \leq 3 D_c$$

$$[D_e / D_c] = 0,4 - 0,5$$

$$[H / D_e] = 8 - 10$$

$$s / D_e \cong 1$$

$$s / D_e \cong 1,24$$

9. Cálculo da velocidade tangencial limite permissível de entrada do gás ao ciclone, $v_{t_1(\max)}$;

Essa velocidade pode ser estimada de acordo à relação empírica de Kalen e Zenz (CALVERT e ENGLUND, 1984)

$$v_{t_1(\max)} = 22,6 \frac{[g \mu_g \rho_p k_b^{1,2} D_c^{0,201}]}{[\rho_g^2 (1 - k_b)]} \quad (5.61)$$

Na equação anterior o sistema de unidades utilizado para os parâmetros de acordo com a metodologia é o sistema Inglês de unidades.

onde,

- g Aceleração da gravidade, ft/s^2 ;
- μ_g Viscosidade dinâmica do gás à temperatura de 450°C , $\text{lb}\cdot\text{s}/\text{ft}^2$;
- ρ_p Densidade das partículas do leito de inertes, lb/ft^3 ;
- D_c Diâmetro do corpo do ciclone, ft ;
- ρ_g Densidade do gás à temperatura de 450°C , lb/ft^3 .

10. Cálculo da queda de pressão através do ciclone;

A queda de pressão através do ciclone foi estimada pelo método de Shepherd e Lapple (CALVERT e ENGLUND, 1984). Esta equação está corrigida para trabalhar com gases sujos, sendo que:

$$\Delta P_c = 5,12 \rho_{pg} v_{t_1}^2 N_H \quad (5.62)$$

onde:

ΔP_c é calculado em cm coluna d' água;

N_H é um número de unidades de velocidade de entrada. É um número adimensional que relaciona as características geométricas e as perdas por atrito no ciclone com a queda de pressão. Adota-se um valor de 9,24 de acordo ao Modelo de Swift (CALVERT e ENGLUND, 1984);

v_{t_1} é a velocidade tangencial do gás à entrada do ciclone (valor assumido), m/s ;

ρ_{pg} densidade do conjunto gás-partícula (gás sujo), g/cm^3 ;

$\Delta P_c = 96 \text{ mm}$ coluna d' água

Utilizando-se a equação 20-77, p.82 do **PERRY e CHILTON, (1973)** ajustada para ciclones com entrada tangencial do tipo de análise, para um valor de $N_H=8$ e considerando gás limpo ou livre de partículas, a queda de pressão calculada é de aproximadamente 40 mm coluna d' água. Por outro lado, segundo **OGAWA (1984)**, volume1, tabela 2, p.15, para um ciclone de diâmetro $D_c=0,1-0,4$ metros, a queda de pressão verifica-se entre 400 e 1200 Pa, ou seja, entre 40 e 120 mm coluna d' água.

11. Estima-se a eficiência do ciclone;

Foram utilizadas as equações desenvolvidas por **LEITH e LICHT (1972)**. Este modelo é válido para ciclones com diâmetro $D_c > 0,203$ metros e baixas pressões. A eficiência do ciclone para uma fração i de partículas de granulometria conhecida é calculada segundo o modelo de Leith e Licht pela seguinte equação:

$$E_{fi} = 1 - \exp(-M d_p^N) \quad (5.63)$$

onde:

d_p^N é o diâmetro da partícula na fração i , metros;

$$M = 2 \left[\frac{k V_g^{ts} \rho_p^i (n+1)}{D_c^3 18 \mu_g} \right]^{0,5N} \quad (5.64)$$

ρ_p^i é a densidade aparente das partículas na fração i , kg/m^3 ;

k é o parâmetro de configuração do ciclone. Segundo o modelo de Swift $k=699,2$ (**CALVERT e ENGLUND, 1984**);

μ_g é a viscosidade dinâmica do gás, Pa.s. Para uma temperatura do gás na entrada do ciclone $t_s=450^\circ\text{C}$ $\mu_g=31,8 \times 10^{-6}$ Pa.s;

$$n = 1 - \left[1 - 0,67 (D_c)^{0,14} \right] \left[\frac{T_s}{283} \right]^{0,3} \quad (5.65)$$

n é o parâmetro que define a velocidade tangencial do gás no interior do ciclone com relação à posição radial, e evidentemente, define a força centrífuga e a eficiência de separação, adimensional;

T_s é a temperatura absoluta do gás na entrada do ciclone (saída do reator), K;

$$N = \frac{1}{n+1} \quad (5.66)$$

Para um diâmetro das partículas a serem separadas no ciclone de $2,5 \times 10^{-6}$ metros a eficiência do ciclone estimada a partir da equação 5.63 é de 38%. Para partículas de maior diâmetro a eficiência será maior.

12. Finalmente calcula-se a perda de carga total do conjunto leito-placa de distribuição-ciclone:

$$\Delta P_{gaseif.} = \Delta P_{leito} + \Delta P_d + \Delta P_c \quad (5.67)$$

e igual a 766,43 mm coluna d' água.

Com este parâmetro conhecido pode-se, estimando a queda de pressão do gás e do ar nos dutos da instalação, selecionar o compressor ou o ventilador a ser utilizado nos testes de gaseificação. Em nosso caso, um compressor estava disponível, assim limitamo-nos somente a comparar as suas características operacionais com os resultados obtidos.

O gás combustível deixa o ciclone e vai para a chaminé na saída da qual é queimado utilizando uma chama piloto.

Na Figura 5.9 mostra-se um esquema do ciclone dimensionado com detalhe nos parâmetros construtivos calculados anteriormente e na Figura 5.10 um esquema dimensional da estrutura de montagem da instalação do gaseificador.

5.4. Montagem experimental

5.4.1. Introdução

A instalação experimental para a realização dos ensaios de gaseificação está constituída, além do reator de leito fluidizado, dos seguintes componentes:

1. Sistema para o fornecimento do agente de gaseificação (ar): compressor, placa-orifício e válvulas de controle de vazão;
2. Equipamentos e instrumentos de medida: termopares, sistema de aquisição de dados, placa-orifício, balança, tacômetro e conjunto cromatográfico para análise de gases;
3. Sistema de amostragem do gás combustível e condicionamento da amostra.

Horas antes do início de cada teste era feito um trabalho de revisão de cada um destes equipamentos e instrumentos, visando corrigir falhas. Alguns deles eram calibrados antes de cada ensaio, como o conjunto cromatográfico, pela sua sensibilidade e importância.

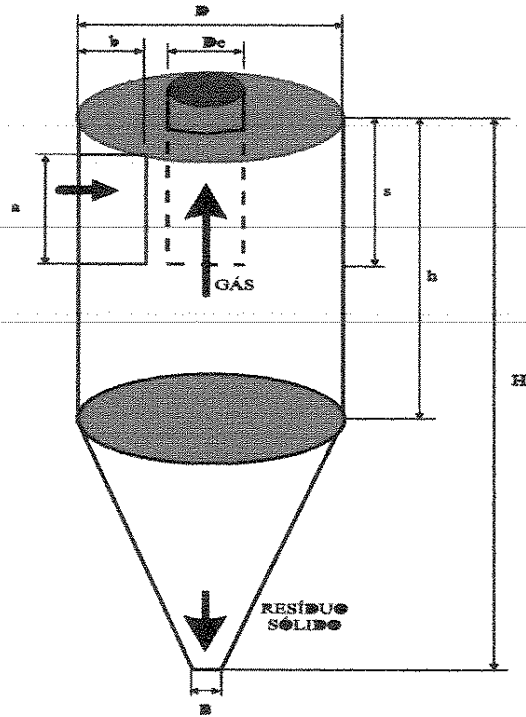


Figura 5.9 - Esquema dimensional do ciclone

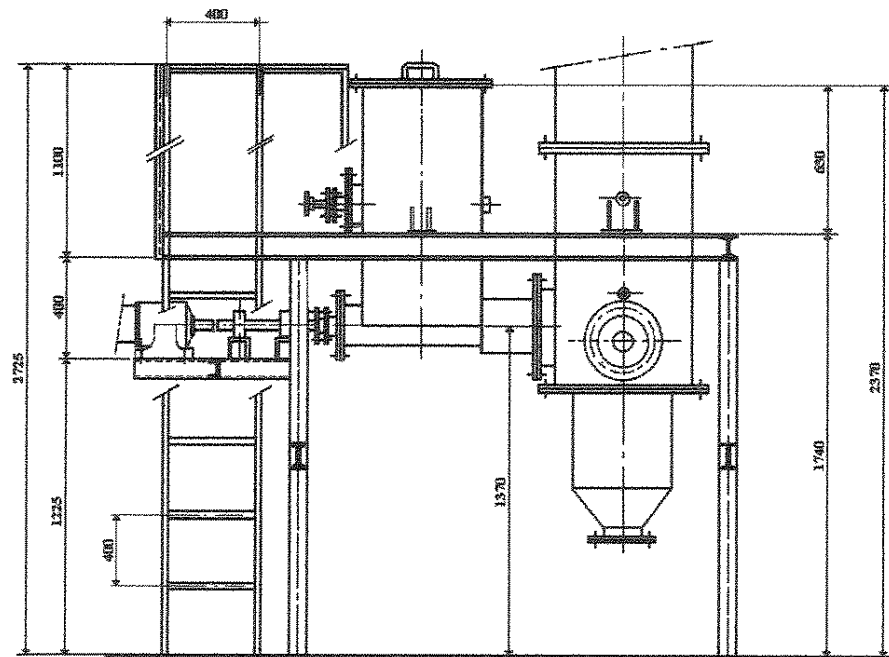


Figura 5.10 - Estrutura de montagem do sistema de gaseificação