

Nestor Proenza Pérez

**MODELAGEM FLUIDODINÂMICA DO BAGAÇO DE CANA-DE-AÇÚCAR:
PROJETO DE GASEIFICADOR DE LEITO FLUIDIZADO BORBULHANTE**

Guaratinguetá

2016

Nestor Proenza Pérez

**MODELAGEM FLUIDODINÂMICA DO BAGAÇO DE CANA-DE-AÇÚCAR:
PROJETO DE GASEIFICADOR DE LEITO FLUIDIZADO BORBULHANTE**

Tese apresentada à Faculdade de
Engenharia do Campus de Guaratinguetá,
Universidade Estadual Paulista, para a
obtenção do título de Doutor em
Engenharia Mecânica na Área Transmissão
e Conversão de Energia

Orientador: Prof. Dr. Júlio Santana Antunes

Co-Orientador: Prof. Dr. José Luz Silveira

Guaratinguetá

2016

P438 Pérez, Nestor Proenza
m Modelagem fluidodinâmica do bagaço de cana de
açúcar: projeto de gaseificadores de leito fluidizado
borbulhante / Nestor Proenza Pérez.- Guaratinguetá , 2016
179 f.: il.
Bibliografia: f. 159

Tese (Doutorado) – Universidade Estadual Paulista,
Faculdade de Engenharia de Guaratinguetá, 2016
Orientador: Prof. Dr. Júlio Santana Antunes
Co orientador: Prof. Dr. José Luz Silveira

1. Bagaço de cana 2. Gaseificadores 3. Fluidização I.
Título

CDU 633.61

NESTOR PROENZA PÉREZ

ESTA TESE FOI JULGADA ADEQUADA PARA A OBTENÇÃO DO TÍTULO DE
“DOUTOR EM ENGENHARIA MECÂNICA”

PROGRAMA: ENGENHARIA MECÂNICA
ÁREA: ENERGIA


APROVADA EM SUA FORMA FINAL PELO PROGRAMA DE PÓS-GRADUAÇÃO

Prof. Dr. José Antonio Perrella Balestieri
Coordenador

BANCA EXAMINADORA:



Prof. Dr. JULIO SANTANA ANTUNES
Orientador / UNESP-FEG



Prof. Dr. CELSO EDUARDO TUNA
UNESP/FEG



Prof. Dr. PEDRO MAGALHÃES SOBRINHO
UNESP/FEG



Prof. Dr. JOSÉ RUI CAMARGO
UNITAU



Prof. Dr. RONNEY ARISMEL MANCEBO BOLOY
CEFET/RJ

Junho de 2016

DADOS CURRICULARES

NESTOR PROENZA PEREZ

NASCIMENTO: 24/05/1979 – CAMAGUEY / CUBA

FILIAÇÃO: René Nestor Proenza Castellanos

Norma Paulina Pérez Garcia

1998/2003 - Graduação em Engenharia Mecânica.

Universidad de Camaguey, Cuba

2003/2012 - Professor do Departamento Engenharia Mecânica.

Universidad de Camaguey, Cuba.

2005-09/2005 – Curso de Especialização em Bioenergia

Universidade Estadual Paulista (UNESP). Brasil

2008/2010 - Mestrado em Eficiência Energética /Engenharia Mecânica.

Universidad de Camaguey, Cuba.

04/2008-07/2008 - Curso de Especialização em Sistemas de Energias

Renováveis. (Biodiesel).

Universidade Politécnica de Estocolmo (KTH). Suécia

2012-2016 - Curso de Pós-Graduação em Engenharia Mecânica,

Doutorado, Faculdade de Engenharia, Campus de Guaratinguetá. Universidade

Estadual Paulista (FEG-UNESP). Brasil.

Dedicatória

A minha filha, meu maior tesouro, o motor impulsor nos momentos difíceis, a fonte de inspiração e de perseverança nos momentos de fraqueza.

A minha esposa, por toda a paciência e amor apresentado em todos os momentos, em todos os instantes, por ensinar-me que o amor engendra a maravilha.

A minha família, por confiar, por estar sempre presentes em todo momento, ainda que longe daqui, pelos conselhos sempre acertados.

Agradecimentos

Aos Professores Dr. Júlio Santana Antunes e Dr. José Luz Silveira, pela confiança e orientação precisa nos momentos certos, nesta etapa de minha vida.

Aos professores do Departamento de Energia e aos responsáveis das disciplinas recebidas na graduação e pós-graduação, que insentivaram o amor pelas ciências e formaram a base para o meu desenvolvimento.

Ao professor Dr. Luis Rogério de Oliveira Hein, chefe do Laboratório de Imagens de Materiais do Departamento de Materiais da FEG, pela sua imensa colaboração e assistência na aquisição e tratamento das imagens.

Ao técnico de laboratório Flávio Augusto Bernardes da Silva, Laboratório de Materiais de Construção Civil da FEG, pelo apoio oferecido nas análises realizadas.

Ao estudante de graduação Rodrigo Orefise Dentello pela ajuda nos experimentos e amizade conquistada.

A Daniel Travieso, pelo companheirismo, apoio e amizade, por toda a ajuda desde os primeiros momentos, pelas sugestões precisas e idéias certas no decorrer desta tese e por sua participação nos experimentos.

Aos funcionários da Faculdade de Engenharia de Guaratinguetá, pela dedicação, presteza e comprometimento, em especial aos técnicos Rizzato e Rodolfo, sem os quais teria sido impossível o desenvolvimento desta pesquisa.

Aos meus companheiros do LOSE (Laboratório de Otimização de Sistemas Energéticos), pela ajuda e amizade. Especialmente ao Fernando, Justo, Jose Ramón, Agustín e Einara pelo companheirismo e apoio em todos os momentos.

O científico não tem por objetivo um resultado imediato. Ele não espera que suas idéias avançadas sejam facilmente aceitas. Seu dever é criar as bases para aqueles que estão por vir, e sinalizar o caminho.

Nikola Tesla

PEREZ, N. P. **Modelagem fluidodinâmica do bagaço de cana-de-açúcar: projeto de gaseificador de leito fluidizado borbulhante 2016. 179 f.** Teses (Doutorado em Engenharia Mecânica) – Faculdade de Engenharia do Campus de Guaratinguetá, Universidade Estadual Paulista, Guaratinguetá, 2016.

RESUMO

Neste trabalho foi realizada a caracterização física, geométrica e fluidodinâmica do bagaço de cana-de-açúcar visando o projeto e dimensionamento de um gaseificador de leito fluidizado borbulhante para pequena e média capacidade térmica (até 25 MW térmicos). As principais propriedades físicas e químicas como massa específica real, aparente e a granel, assim como os teores de umidade, cinzas, material volátil e carbono fixo presentes neste material foram determinadas aplicando normas vigentes para este tipo de resíduo. Também foi realizada uma caracterização geométrica através de técnicas de análise de imagens, determinando-se a esfericidade e razão de aspecto para todas as faixas de diâmetro de partículas estudadas, obtendo-se um valor médio de 0,39 no caso da esfericidade para o bagaço em seu estado natural. Através do estudo fluidodinâmico verificou-se que partículas de bagaço de cana com diâmetros característicos entre 0,59 – 9,5 mm não são fluidizáveis, apresentando uma tendência a coesão e formação de canais preferenciais. Foi constatado que o emprego dos modelos existentes até agora para a previsão da velocidade mínima de fluidização (V_{mf}), tanto para partículas de bagaço, quanto para misturas delas com material inerte, não preveem de forma adequada este parâmetro. Indicando erros entre 85% e mais de 100% em cada um desses casos, pelo que foram desenvolvidos dois novos modelos específicos para partículas de bagaço de cana e para misturas delas com areia, os quais previram com melhor exatidão os valores da (V_{mf}), com um erro máximo de 6,3%, para partículas de bagaço, e de até 30% para 88% das 25 condições experimentais testadas no caso de misturas. Conclui-se também que, para garantir uma boa fluidização, a fração em massa máxima de bagaço na mistura deve ser entre 2 - 5%. Uma nova metodologia é proposta baseada nos novos modelos desenvolvidos para a determinação da (V_{mf}), tornando possível o projeto e dimensionamento de gaseificadores de leito fluidizado borbulhante, sendo determinado que reatores trabalhando com misturas de bagaço e areia são 30% maiores que reatores empregando somente partículas de bagaço de cana-de-açúcar com uma eficiência a frio de 58,5%.

PALAVRAS-CHAVE: Bagaço de cana-de-açúcar, Fluidodinâmica, Velocidade mínima de fluidização, Modelagem, Gaseificador de Leito Fluidizado Borbulhante.

PEREZ, N. P. **Fluid dynamics modeling of sugarcane bagasse: bubbling fluidized bed gasifiers project. 2016. 179 f.** Thesis (Doctorate in Mechanical Engineering) – Energy Department, Engineer Faculty of Guaratinguetá, São Paulo State University, 2016.

ABSTRACT

In this work is carried out a physical, geometric and fluid-dynamics characterization of sugarcane bagasse, aiming to design and sizing a bubbling fluidized bed gasifier for small and medium power (up to 25 MW thermal). The main physical and chemical properties as real density, bulk density and apparent density, as well as, the content of moisture, ash, volatile matter and fixed carbon present in the bagasse, were determined by applying the standards norms suitable for this type of residue. It was also made a geometric characterization by image analysis techniques, being determined the sphericity and aspect ratio for all diameter ranger of studied particles, obtaining an average value of 0.39 in the case of sphericity for bagasse in it is natural form. Through the fluid dynamic study it was found that bagasse particles with typical diameters between 0,59 – 9,5 mm are not fluidizable, showing a tendency to cohesion and formation of preferential channels. It has been found that the use of the existing models to date for determination of the minimum fluidization velocity for bagasse particles and for mixtures of them with inert, do not predict the right way this parameter, introduced errors of up to 85% to over 100% in both cases, therefore were developed two new models specifically for sugarcane bagasse particles and mixtures of them with sand, with a maximum error of 6.3% in the first case, and 30% for the 88% of the 25 experimental conditions tested in the case of mixtures. Concluding that to ensure a good fluidization, the maximum mass fraction of bagasse in the mixture should be between 2 - 5%. A new methodology is proposed based on the new models developed, making possible the design and dimensioning of the bubbling fluidized bed gasifier, determining that reactors working with mixtures of sugarcane bagasse and sand are 30% higher than reactors employing solely sugarcane bagasse particles, with a cold gas efficiency of 58.5%.

KEYWORDS: Sugarcane bagasse, Fluidodinamic, Modeling, Minimum fluidization velocity, Modelling, Bubbling fluidized bed gasifier

SUMÁRIO

CAPITULO 1. CONSIDERAÇÕES INICIAIS	24
1.1 INTRODUÇÃO.....	24
1.2 MOTIVAÇÃO.....	25
1.3 JUSTIFICATIVA.....	27
1.4 OBJETIVOS.....	29
1.5 ESTRUTURA DA TESE.....	30
CAPITULO 2. APROVEITAMENTO ENERGÉTICO DA BIOMASSA	31
2.1 TECNOLOGIAS DE CONVERSÃO TERMOQUÍMICA DA BIOMASSA.....	31
2.2 TEORIA DA GASEIFICAÇÃO.....	33
2.3 TIPOS DE GASEIFICADORES.....	35
2.4 GASEIFICADORES DE LEITO FLUIDIZADO.....	36
2.4.1 Vantagens da gaseificação em reatores de leito fluidizado borbulhantes para baixa e média capacidade térmica vs gaseificadores de leito fluidizado circulante.....	38
2.4.2 Principais tecnologias desenvolvidas na área de gaseificação de biomassa em leito fluidizado borbulhante.....	40
2.5 EXPERIÊNCIAS NA GASEIFICAÇÃO DE BAGAÇO DE CANA-DE-AÇÚCAR EM LEITO FLUIDIZADO BORBULHANTE.....	42
CAPÍTULO 3: CARACTERIZAÇÃO DO BAGAÇO DE CANA-DE-AÇÚCAR	44
3.1 CARACTERIZAÇÃO FÍSICA E GEOMÉTRICA DO BAGAÇO DE CANA.....	44
3.1.1 Análise granulométrica.....	45
3.1.2 Determinação da largura, comprimento e esfericidade do bagaço de cana-de-açúcar.....	48
3.1.3 Software ImageJ.....	52
3.1.4 Resultados das análises.....	52

3.2 MASSA ESPECÍFICA DO BAGAÇO DE CANA-DE-AÇÚCAR.....	59
3.2.1 Massa específica real.....	59
3.2.2 Massa específica aparente.....	60
3.2.3 Massa específica a granel.....	63
3.3 COMPOSIÇÃO QUÍMICA DO BAGAÇO DE CANA-DE-AÇÚCAR.....	65
3.3.1 Análise imediata.....	65
3.3.2 Análise elementar.....	69
3.4 PODER CALORIFICO.....	70
CAPITULO 4. MODELAGEM FLUIDODINÂMICA DE UM LEITO FLUIDIZADO.....	74
4.1 TIPOS DE FLUIDIZAÇÃO.....	74
4.2 MODELOS DE LEITO FLUIDIZADO.....	76
4.3 MODELO PROPOSTO.....	83
4.4 DETERMINAÇÃO DOS PRINCIPAIS PARÂMETROS FLUIDODINAMICOS PARA A IMPLEMENTAÇÃO DO MODELO PROPOSTO.....	84
4.4.1 Velocidade mínima de fluidização.....	84
4.4.2 Velocidade terminal.....	91
4.4.3 Velocidade e dimensão das bolhas.....	93
4.4.4 Velocidade de fluxo pistão (<i>slugging</i>).....	96
4.4.5 Expansão e queda de pressão num leito fluidizado.....	96
4.4.6 Porosidade.....	98
4.4.7 Freeboard e TDH (transport disengaging height).....	101
4.5 DESCRIÇÃO DA INSTALAÇÃO EXPERIMENTAL.....	104
4.5.1 Procedimento experimental.....	106
4.6 RESULTADOS EXPERIMENTAIS E DA MODELAGEM FLUIDODINAMICA.....	107
4.6.1 Partículas de areia (material inerte).....	107

4.6.2 Velocidade mínima de fluidização e parâmetros fluidodinâmicos de partículas homogêneas (bagaço de cana-de-açúcar).....	112
4.6.3 Velocidade mínima de fluidização e parâmetros fluidodinâmicos de partículas heterogêneas. Misturas de bagaço de cana e material inerte	117
CAPITULO 5. PROJETO E DIMENSIONAMENTO DE UM GASEIFICADOR DE LEITO FLUIDIZADO BORBULHANTE PARA O BAGAÇO DE CANA.....	127
5.1 ESTUDOS PRÉVIOS	127
5.2 DETERMINAÇÃO DOS PARÂMETROS DE OPERAÇÃO	130
5.2.1 Fator de ar	130
5.2.2 Eficiência do gaseificador	131
5.2.3 Temperatura média do leito.....	131
5.2.4 Velocidade superficial do gás.....	132
5.3 GASEIFICADOR DE LEITO FLUIDIZADO BORBULHANTE PROPOSTO	133
5.3.1 Resultados do dimensionamento da instalação proposta.....	135
5.4 PROJETO DO SISTEMA DE DISTRIBUIÇÃO DE AR.....	138
5.5 PROJETO DO SISTEMA DE ALIMENTAÇÃO DE BAGAÇO DE CANA.....	140
5.6 PROJETO DO SEPARADOR CICLÔNICO.....	143
5.7 SELEÇÃO DO VENTILADOR OU COMPRESSOR	145
5.8 AVALIAÇÃO TERMODINÂMICA DO GASEIFICADOR.....	146
5.8.1 Resultados da avaliação termodinâmica.....	150
CAPÍTULO 6. CONCLUSÕES E SUGESTÕES PARA TRABALHOS FUTUROS.....	156
REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS.....	159
APÊNDICE	171

LISTA DE FIGURAS

Figura 1: Produção, Consumo e Disponibilidade de bagaço	26
Figura 2. Principais tecnologias de conversão termoquímica da biomassa.....	31
Figura 3. Etapas do processo de gaseificação.....	34
Figura 4: Distribuição granulométrica do bagaço de cana-de-açúcar	47
Figura 5: Porcentagem de massa retida em cada peneira	48
Figura 6: Características geométricas das partículas de bagaço de cana.....	49
Figura 7: Formas geométricas assumidas para o estudo do bagaço de cana	51
Figura 8: Determinação das dimensões pelo ajuste de uma elipse.....	52
Figura 9: Imagens obtidas no MEV.....	53
Figura 10: Dimensões medias das partículas de bagaço de cana	55
Figura 11: Resultados da análise de esfericidade das partículas de bagaço de cana	57
Figura 12: Massa específica do bagaço de cana em função do diâmetro da peneira	60
Figura 13: Massa específica aparente do bagaço de cana em função do diâmetro da peneira.....	62
Figura 14: Massa específica a granel em função da altura de empilhamento do bagaço de cana .	64
Figura 15: Massa específica a granel do bagaço de cana	65
Figura 16: Comparação dos resultados do (<i>PCS</i>) obtido de forma analítica e experimental	73
Figura 17: Influência da umidade no <i>PCS</i> e <i>PCI</i>	73
Figura 18: Tipos mais comuns de fluidização.	74
Figura 19: Representação esquemática da teoria de duas fases.....	75
Figura 20: Modelo de leito borbulhante	77
Figura 21: Determinação gráfica da Velocidade Mínima de Fluidização (V_{mf}).....	84
Figura 22: Balanço de forças sobre uma part. em movimento numa corrente de gás ascendente	92
Figura 23: Formação de bolhas no leito.	94
Figura 24: Regiões num reator de leito fluidizado borbulhante	101

Figura 25: Movimento das partículas acima do leito borbulhante do reator.	102
Figura 26: Instalação experimental para ensaios de fluidização	105
Figura 27: Foto de microscópio do material inerte para a faixa de tamanho de 0,18 – 0,3 mm .	108
Figura 28: Velocidade mínima de fluidização em função da altura do leito estático	110
Figura 29: Velocidade mínima de fluidização do inerte em função da temperatura de trabalho..	110
Figura 30: Velocidade terminal do inerte (valores obtidos por simulação).....	111
Figura 31: Velocidade terminal do material inerte em função do diâmetro característico e da temperatura (Valores simulados).	112
Figura 32: Principais problemas na fluidização das partículas de bagaço de cana	113
Figura 33: Resultados experimentais e da modelação da (V_{mf}) para o bagaço de cana.....	114
Figura 34: Resultados experimentais e da modelação da (V_{mf}) para misturas de bagaço de cana e material inerte.....	117
Figura 35: Problemas de segregação na fluidização das misturas.....	119
Figura 36: Influência da fração mássica na velocidade mínima de fluidização	120
Figura 37: Comparação do TDH para partículas de bagaço de cana e misturas delas com material inerte	123
Figura 38: Número de Reynolds de mínima fluidização em função do número de Arquimedes para diferentes misturas (2-15%)	124
Figura 39: Comparação do modelo desenvolvido para a determinação da (V_{mf}) de misturas de bagaço de cana e areia e modelos indicados na literatura	126
Figura 40: Algoritmo de cálculo para a determinação do diâmetro interno do reator.....	128
Figura 41: Metodologia para o dimensionamento do reator.....	129
Figura 42: Comportamento dos fluxos mássicos em função da capacidade térmica do reator ...	136
Figura 43: Diâmetro interno do reator em função de sua capacidade térmica	136
Figura 44: Parâmetros dimensionais do GLFB	137
Figura 45: Tipos de distribuidores de placa de bicos.....	138
Figura 46: Modelo dimensional da placa de distribuição e do borbulhador	139

Figura 47: Problemas mais comuns quando se utilizam silos verticais.....	141
Figura 48: Sistema de alimentação projetado.....	142
Figura 49: Principais dimensões do ciclone	144
Figura 50: Fluxos mássicos e energéticos	146
Figura 51: Dimensões do isolamento	149
Figura 52: Comparação da análise elementar adotada com valores experimentais	151
Figura 53: Influência da temperatura de operação nos elementos constituintes do gás	152
Figura 54: Influência da umidade do bagaço de cana na composição do gás	153
Figura 55: Comparação dos resultados da comp. do gás modelada com dados experimentais ..	154
Figura 56: Variação do <i>PCI</i> do gás em função da umidade e da temperatura de operação.....	154
Figura 57: Diagrama de Sankey	155

LISTA DE TABELAS

Tabela 1. Variante da tecnologia de gaseificação para diferentes níveis de capacidade de produção de energia elétrica.....	38
Tabela 2: Serie de Peneiras utilizadas na análise granulométrica do bagaço de cana-de-açúcar ..	46
Tabela 3: Resultados da análise granulométrica.....	47
Tabela 4: Resultados das medições manuais e computadorizadas	54
Tabela 5: Avaliação dos modelos para a determinação da largura e comprimento das partículas	56
Tabela 6: Valores médios da razão de aspecto e da esfericidade para cada faixa granulométrica	56
Tabela 7: Resultados e avaliação da modelagem da razão de aspecto e da esfericidade.....	58
Tabela 8: Valores da massa específica real de algumas biomassas	59
Tabela 9: Massa específica aparente do bagaço de cana	61
Tabela 10: Análise Imediata do bagaço de cana-de-açúcar.	66
Tabela 11: Técnicas de análises empregadas.....	66
Tabela 12: Resultados médios da análise imediata.....	69
Tabela 13: Análise Elementar do bagaço de cana-de-açúcar.....	70
Tabela 14: Valores médios do Análise Elementar do bagaço de cana-de-açúcar para o Brasil.....	70
Tabela 15: Valor das constantes C_1 e C_2	87
Tabela 16: Correlações empíricas para a determinação da (V_{mf}) em misturas binárias.....	91
Tabela 17: Principais características físico – química da areia	107
Tabela 18: Resultados da análise granulométrica do material inerte (areia)	107
Tabela 19: Resultados da análise de esfericidade da areia	108
Tabela 20: Resultados da modelagem fluidodinâmica para o bagaço de cana.....	116
Tabela 21: Resultados modelados dos demais parâmetros fluidodinâmicos das partículas de bagaço de cana	116

Tabela 22: Resultados experimentais e teóricos da fluidodinâmica de misturas de bagaço de cana e inerte	122
Tabela 23: Parâmetros de operação de gaseificadores de leito fluidizado borbulhante.	132
Tabela 23: Parâmetros de operação de gaseificadores de leito fluidizado..... Continuação	133
Tabela 24: Principais dimensões obtidas do dimensionamento para ambos reatores.....	137
Tabela 25: Principais parâmetros obtidos do dimensionamento da placa de distribuição.....	139
Tabela 26: Principais parâmetros do Sistema de alimentação	143
Tabela 27: Eficiência dos diferentes equipamentos utilizados para a injeção de ar	145
Tabela 28: Coeficientes de conductividade térmica	149
Tabela 29: Parâmetros para o cálculo do Q_{pma}	150
Tabela 30: Composição elementar média do bagaço de cana-de-açúcar.....	150
Tabela 31: Composição teórica do gás obtido na gaseificação do bagaço de cana	151
Tabela 32: Resultados obtidos do balanço energético	155

NOMENCLATURA

a	Largura da partícula	[m]
a_f	Constante de decaimento exponencial	[1/m]
a_i	Abertura da peneira inferior	[mm]
a_s	Abertura da peneira superior	[mm]
A_o	Área de cada orifício na placa perfurada	[m ²]
A_c	Área da seção transversal da coluna	[m ²]
A_{pe}	Área projetada da esfera	[m ²]
Ar	Número de Arquimedes	[-]
Ar_m	Número de Arquimedes da mistura	[-]
C	Concentração de reagentes	[mol/l]
C_{bs}	Fração em peso de Carbono na biomassa seca	[%]
C_{bu}	Fração em peso de Carbono na biomassa úmida	[%]
C_D	Coefficiente de arrasto da partícula	[-]
CF	Carbono fixo	[%]
C_o	Concentração inicial de reagentes	[mol/l]
C_b	Concentração de reagentes na fase de bolhas	[mol/m ³]
C_e	Concentração de reagentes na fase de emulsão	[mol/l]
$C_{pgás}$	Capacidade calorífica do gás	[J/kgK]
$C_{pcinzas}$	Capacidade calorífica das cinzas	[J/kgK]
CZ	Teor de cinzas	[%]
d_b	Diâmetro de uma esfera que tem o mesmo volume que a bolha	[m]
d_{bo}	Diâmetro inicial da bolha	[m]
d_{bm}	Diâmetro máximo esperado da bolha num leito profundo	[m]
d_{bvs}	Corresponde ao diâmetro volumétrico equivalente	[m]
d_e	Diâmetro de uma esfera do mesmo volume da partícula a ser medida	[m]
d_{ec}	Diâmetro da menor esfera circunscrita na partícula	[m]
d_p^-	Diâmetro Sauter	[m]
d_p	Diâmetro da partícula	[m]

d_{pb}	Diâmetro da partícula de biomassa	[cm]
d_{pm}	Diâmetro da mistura binária	[m]
d_{pi}	Diâmetro de uma partícula entre duas peneiras consecutivas	[m]
d_{pin}	Diâmetro da partícula de inerte	[m]
D_r	Diâmetro do leito	[m]
E_o	Taxa de arrastamento na superfície do leito	[kg/m ² s]
$E_{i\infty}$	Taxa de arrastamento para $h > TDH$	[kg/m ² s]
$ERMA$	Error relativo médio absoluto	[%]
f_{sg}	Fator de segurança	[-]
g	Aceleração da gravidade	[m/s ²]
H	Altura do leito expandido ou fluidizado	[m]
H_{bs}	Fração em peso de hidrogênio na biomassa seca	[%]
H_{bu}	Fração em peso de hidrogênio na biomassa úmida	[%]
H_f	Altura do leito fixo	[m]
H_{mf}	Altura do leito na condição de mínima de fluidização	[m]
H_{total}	Altura total do gaseificador	[m]
l	Comprimento da partícula	[m]
l_{or}	Passo dos orifícios na placa	[cm]
m_{ar}	Fluxo mássico de ar	[kg/h]
m_b	Fluxo mássico de bagaço	[kg/h]
m_{bi}	Massa de biomassa	[kg]
m_c	Massa do recipiente (cadinho)	[g]
m_{cb}	Massa do cadinho mais amostra de biomassa	[g]
m_{cinzas}	Massa de cinzas na amostra	[g]
m_{cin}	Fluxo mássico de cinzas	[kg/h]
m_f	Massa final do recipiente com a amostra	[g]
m_g	Fluxo volumétrico do gás	[Nm ³ /h]
$m_{gás}$	Fluxo mássico de gás	[kg/h]
$m_{H_2O\text{vapor}}$	Fluxo mássico do vapor de água proveniente da umidade do bagaço	[kg/h]
m_i	Massa inicial do recipiente com a amostra	[g]
m_{in}	Massa de material inerte	[kg]

m_p	Massa da partícula	[kg]
MV	Material volátil	[%]
N_{or}	Número de orifícios por unidade de área	[orifícios/cm ²]
N_T	Capacidade Térmica total	[kW]
O_{bs}	Fração em peso de oxigênio na biomassa seca	[%]
PCI_b	Poder Calorífico Inferior da biomassa,	[kJ/kg]
PCI_g	Poder Calorífico Inferior do gás,	[kJ/Nm ³]
PCS_b	Poder Calorífico Superior da biomassa em base seca	[kJ/kg]
P_1	Pressão de entrada no ventilador	[Pa]
P_2	Pressão de saída do ventilador	[Pa]
ΔP_c	Perda de carga no ciclone	[Pa]
ΔP_l	Queda de pressão do gás através do leito	[Pa]
ΔP_p	Perda de carga através da placa de distribuição de ar	[Pa]
Q	Fluxo volumétrico	[m ³ /s]
Q_{arc}	Vazão de ar corrigida à temperatura do leito	[m ³ /s]
Q_{ar}	Fluxo volumétrico de ar	[Nm ³ /h]
Q_b	Fluxo volumétrico visível de bolhas	[m ³ /s]
Q_{cinzas}	Fluxo de calor perdido nas cinzas	[kW]
$Q_{gás}$	Fluxo de calor disponível no gás gerado	[kW]
Q_{pma}	Fluxo de calor perdido ao meio ambiente	[kW]
Q_{pmag}	Fluxo de calor perdido ao meio ambiente pelo gás no ciclone	[kW]
Q_{TDB}	Fluxo de calor disponível no bagaço	[kW]
RA	Razão de aspecto	[-]
S_s	Sólidos solúveis no bagaço	[%]
S_{bs}	Fração em peso de enxôfre na biomassa seca	[%]
$TDH(C)$	Altura de arrastamento partículas grossas	[m]
$TDH(F)$	Altura de arrastamento partículas finas	[m]
T_o	Temperatura de entrada da biomassa	[K]
T_{cinzas}	Temperatura de saída das cinzas	[K]
$T_{gás}$	Temperatura de saída do gás	[K]
T_{ref}	Temperatura ambiente de referencia	[K]

T_s	Temperatura de saída do gás	[K]
V_A	Fator de ar estequiométrico	[Nm ³ /kg]
V_{ab}	Velocidade de ascensão de uma única bolha	[m/s]
V_b	Velocidade da bolha	[m/s]
V_f	Velocidade superficial do gás	[m/s]
V_i	Volume interno do recipiente	[m ³]
V_{mf}	Velocidade mínima de fluidização	[m/s]
V_p	Volume dos poros	[m ³]
V_{sp}	Volume da partícula sem poros	[m ³]
v_l	Fluxo volumétrico do gás	[m ³ /s]
W	Peso do material no leito	[N]
W_b	Peso do recipiente vazio	[kg]
W_{bu}	Conteúdo de umidade do bagaço em base úmida	[%]
W_{bs}	Peso do recipiente cheio	[kg]
X_b	Fração em peso da biomassa	[%]
X_e	Valor experimental	[-]
X_i	Abertura standardizada da peneira que permite passar a fração	[mm]
X_{i+1}	Abertura standardizada da peneira onde fica retida a fração	[mm]
X_i	Fração em peso do material inerte	[%]
$X_{n-ésima}$	Dimensão característica da partícula	[mm]
X_t	Valor teórico	[-]
Z	Altura acima do distribuidor	[m]
Z_a	Fração mássica da água	[%]

LETRAS GREGAS

λ	Coeficiente de atrito	[-]
ε	Porosidade do leito expandido	[-]
ε_e	Porosidade na fase de emulsão	[-]
ε_f	Porosidade do leito fixo	[-]
ε_{mf}	Porosidade do leito na mínima fluidização	[-]
μ_f	Viscosidade dinâmica do fluido	[Pa.s]
ϕ	Esfericidade da partícula	[-]
ρ_b	Massa específica da biomassa	[kg/m ³]
ρ_f	Massa específica do fluido	[kg/m ³]
ρ_{granel}	Massa específica a granel da partícula	[kg/m ³]
ρ_i	Massa específica do material inerte	[kg/m ³]
$\rho_{mgás}$	Massa específica da mistura de gases	[kg/m ³]
ρ_p	Massa específica aparente da partícula	[kg/m ³]
ρ_{pm}	Massa específica da mistura binária de partículas	[kg/m ³]
ρ_s	Massa específica real da partícula	[kg/m ³]
δ_b	Fração volumétrica ocupada pelas bolhas no volume total do leito	[m ³ de bolhas/m ³ do leito]
η_{frio}	Rendimento do gás frio	[%]
η_{quente}	Rendimento do gás quente	[%]

SIGLAS

ASTM	American Society for Testing and Materials
BEN	Balanço Energético Nacional
BIG/GT	Biomass Integrated Gasification Gas Turbine
BIG/GT-CC	Biomass Integrated Gasifier/ Gas Turbine - Combined Cycles
BIG/ISTIG	Biomass Integrated Gasification Intercooled Steam Injected Gas Turbine
BIG/STIG	Biomass Integrated Gasification Steam Injected Gas Turbine
CEST	Condensing Extraction Steam Turbine
CNPq	Conselho Nacional de Desenvolvimento Científico e Tecnológico
ERMA	Error Relativo Médio Absoluto
FEG	Faculdade de Engenharia de Guaratinguetá
GLFB	Gaseificador de Leito Fluidizado Borbulhante
GLFC	Gaseificador de Leito Fluidizado Circulante
IEA	Agência Internacional de Energia
IPCC	Intergovernmental Panel on Climate Change
IPT	Instituto de Pesquisas Tecnológicas
LOSE	Laboratório de Otimização de Sistemas Energéticos
MEV	Microscopia Eletrônica de Varredura
MCI	Motor de Combustão Interna
MCTI	Ministério da Ciência, Tecnologia e Inovação
SD	Desvio Padrão
TDH	Altura de arrastamento (Transport Disengaging Height)
UNESP	Universidade Estadual Paulista

CAPITULO 1. CONSIDERAÇÕES INICIAIS

1.1 INTRODUÇÃO

A biomassa é uma das principais fontes de energia renovável graças ao seu grande potencial energético, a conveniência econômica e vários benefícios sociais e ambientais associados à sua utilização. Ela pode representar uma importante fonte de energia, tanto para os países mais ricos como para o mundo em desenvolvimento. Segundo Heidenreich e Foscolo (2014) o termo *biomassa*, refere-se a qualquer tipo de matéria orgânica originada de um processo biológico, como por exemplo: árvores e plantas, resíduos orgânicos, resíduos agroindustriais e domésticos.

Para McKendry (2002) 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 as variações de preços e suprimentos dos combustíveis líquidos importados;
3. O uso da biomassa como fonte de energia permite aos 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 dióxido de carbono e de dióxidos de nitrogênio e de enxofre na atmosfera.

Segundo a Agência Internacional de Energia - IEA (2013) a biomassa é a quarta maior fonte de energia do mundo, cobrindo cerca de 10% do consumo de energia primária. Dados estatísticos confirmam um aumento anual de 2,0% de 1990 até 2010, incrementando-se o consumo de 38 a 52 ExaJoule (EJ). A biomassa sólida, principalmente madeira, é a maior fonte de energia renovável, representando 69% da oferta de energia renovável mundial. Sendo utilizada por países em desenvolvimento, especialmente no Sul da Ásia e na África. Os biocombustíveis líquidos para o transporte fornecem cerca de 4% da oferta de energia renovável mundial e 0,5% do consumo global. A parcela de biogás no fornecimento de energia renovável mundial é de apenas 1,5%, mas teve a maior taxa de crescimento desde 1990 (cerca de 15% ao ano) comparado a outros

biocombustíveis. Os países industrializados fazem amplo uso de biomassa na indústria energética, sendo que, os Estados Unidos obtiveram a partir desta fonte 4% de sua energia total, enquanto preveem que, até 2050, a biomassa poderá cobrir quase 38% do consumo mundial de energia primária e 17% do consumo de energia elétrica, para um total de 206 EJ (EIA, 2013).

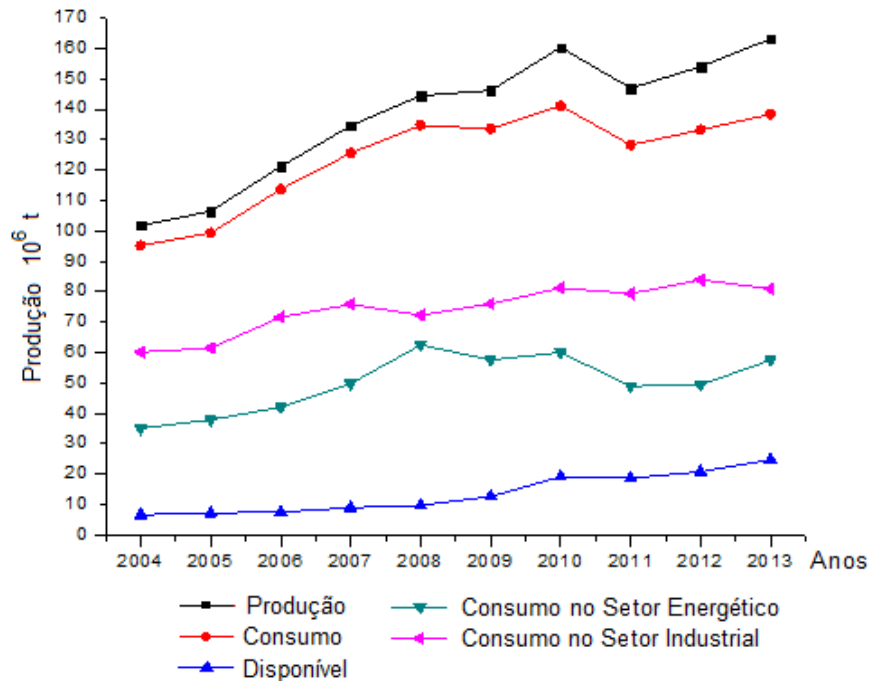
O relatório do *Intergovernmental Panel on Climate Change* - IPCC (2011) indicou, que a inclusão de fontes renováveis de energia na matriz energética mundial, evitaria concentrações superiores a 440 ppm de CO₂, impedindo um aquecimento de 2°C por ano. Com essa finalidade, em 2050, a biomassa deverá fornecer 60% do consumo total de energia renovável, com uma participação de 150 EJ/ano.

O Balanço Energético Nacional- BEN (2014) apontou que a participação das fontes renováveis na matriz energética brasileira manteve-se entre as mais elevadas do mundo, com pequena redução devido a menor oferta de energia hídrica, sendo esta de 41%. O uso da biomassa alcançou 24,5% da oferta interna de energia, correspondendo 16,1% ao uso de biomassa proveniente da cana-de-açúcar e 8,3% a lenha e carvão vegetal.

1.2 MOTIVAÇÃO

No Brasil, o bagaço de cana-de-açúcar constitui, depois da madeira (lenha), o tipo de biomassa com maior importância e potencial como combustível, conforme ilustra a Figura 1. O grande desenvolvimento da agroindústria canavieira, na grande maioria dos países produtores de cana-de-açúcar, propiciou um incremento acelerado na produção e no processamento industrial. No Brasil, a produção total estimada de cana de açúcar moída na safra 2014/15 foi de 671,69 milhões de toneladas, com aumento de 2% em relação à safra 2013/14, que foi de 658,8 milhões de toneladas, significando um aumento de 12,87 milhões de toneladas. Por isso, o Brasil é considerado o maior produtor de cana-de-açúcar do mundo, sendo responsável por aproximadamente 25% da produção mundial (CONAB, 2014a).

Figura 1: Produção, Consumo e Disponibilidade de bagaço



Fonte: Elaboração própria com dados do BEN (2014)

São Paulo é o maior produtor com 51,7% (4.552 mil hectares de área plantada), seguido por Goiás com 9,3% (818,4 mil hectares), Minas Gerais com 8,9% (779,8 mil hectares), Mato Grosso do Sul com 7,4% (654,5 mil hectares), Paraná com 6,7% (586,4 mil hectares), Alagoas com 4,7% (417,5 mil hectares) e Pernambuco com 3,2% (284,6 mil hectares). Esses sete estados são responsáveis por 91,9% da produção nacional, os demais estados produtores possuem áreas menores, com representações abaixo de 3,0% (CONAB, 2014b).

Tomando-se como base que aproximadamente 280 kg de bagaço de cana-de-açúcar em base úmida são produzidos por tonelada de cana (SOCCOL et al., 2010), nas condições atuais das usinas, isto significaria produzir em torno de $184,6 \times 10^6$ toneladas de bagaço de cana com 50% de umidade.

No estado de São Paulo, na safra 2009/2010 foi processado um total de $192,9 \times 10^6$ toneladas de cana-de-açúcar, isso representa uma produção de bagaço de cana da ordem das $52,9 \times 10^6$ toneladas, desse total, foi destinado para uso como combustível nas próprias usinas $48,3 \times 10^6$ toneladas, ficando um excedente $4,64 \times 10^6$ toneladas que poderia ser utilizado para a geração de eletricidade. Das 170 unidades que existem no estado, somente 58 produzem eletricidade excedente para venda no mercado, fundamentalmente usinas de grande porte. Em média 47,8% do bagaço queimado gera a energia excedente que é vendida para terceiros, este percentual reflete a enorme

ineficiência atual no aproveitamento energético do bagaço da cana-de-açúcar, levando-se em conta aquelas unidades que não comercializam energia e produzem apenas para autoconsumo, este volume cai para 23,1%, denotando-se que, ainda existe um imenso potencial não aproveitado de energia na exploração da atividade canavieira no Brasil (CONAB, 2011).

O uso do bagaço de cana-de-açúcar de forma mais eficiente como vetor energético, poderia ser alcançada utilizando tecnologias de gaseificação. Principalmente em reatores de leitos fluidizados borbulhantes de pequeno e médio porte, pelas características polidispersas deste tipo de material, tornando possível a valorização ainda mais deste subproduto (ALAUDDIN et al., 2010). Já em instalações de grande porte, uma possível via de valorização e de criação de novos mercados para o bagaço de cana-de-açúcar seriam os sistemas BIG/GT-CC (*Biomass Integrated Gasifier/ Gas Turbine - Combined Cycles*), utilizando gaseificadores de leito fluidizado circulante pressurizados ou de fluxo de arraste (DANTAS; LEGEY; MAZZONE, 2013).

1.3 JUSTIFICATIVA

A literatura internacional relativa à gaseificação de resíduos agrícolas em reatores de leito fluidizado borbulhante, aponta a necessidade de pesquisas e desenvolvimento de modelos matemáticos que promovam a interpretação e análise de questões da fluidodinâmica, incluindo dados experimentais que permitam otimizar o projeto e desempenho dos reatores. Alguns desses parâmetros segundo Nemtsov e Zabaniotou (2008) são:

- Influência das características do combustível na operação dos reatores de leito fluidizado;
- Aspectos fluidodinâmicos;
- Fluidização de partículas de biomassas de tamanho não uniforme (polidispersa);
- Interação e comportamento de misturas de biomassa polidispersa com partículas de material inerte.

Os trabalhos relatados na literatura para o projeto e dimensionamento de gaseificadores de leito fluidizado borbulhante são escassos. Gómez; Lora e Cortez (1995) e Basu (2010) sugerem a determinação do diâmetro interno do reator baseado no conhecimento da capacidade térmica necessária e nas propriedades do combustível a utilizar (análise imediata, análise elementar e composição final do gás produzido), já Ramírez et al. (2007) e Nyakuma et al. (2012)

desenvolveram modelos onde incorporam alguns parâmetros fluidodinâmicos para o dimensionamento, mais os detalhes publicados não são suficientes para avaliar o projeto completo deste tipo de gaseificador.

De modo geral, o projeto e operação de equipamentos de leito fluidizado que funcionam com materiais biomássicos, são feitos com base no conhecimento e metodologias convencionais de fluidização desenvolvidas fundamentalmente para o carvão (NEMTSOV; ZABANIOTOU, 2008), subestimando-se a importância das propriedades das partículas de biomassa no comportamento fluidodinâmico. O qual é fundamental para o projeto e operação de sistemas de leito fluidizado bem sucedidos. Pelo que torna-se importante a realização de pesquisas orientadas a uma melhor caracterização e modelação fluidodinâmica de vários tipos de biomassas polidispersas (CUI; GRACE, 2007).

O desenvolvimento de modelos cinéticos para a modelagem da gaseificação em leitos fluidizados documentados na literatura, tem como objetivo fundamental a determinação da composição final do gás produzido (HAMEL; KRUMM, 2002; ROSS et al., 2004; OKA, 2004; NEMTSOV; ZABANIOTOU, 2008; DE SOUZA-SANTOS, 2009; GÓMEZ-BAREA; LECKNER, 2010; LOHA et al., 2014), os quais são dedicados principalmente para o carvão e muito pouco focados para biomassas.

Esses modelos cinéticos de gaseificação, geralmente consideram a fluidodinâmica relacionada com a cinética química das reações, pois dentro do modelo de gaseificação existem sub-modelos que descrevem o comportamento fluidodinâmico do leito, sendo a abordagem mais utilizada para sua modelagem o emprego da teoria de fluxo de duas fases (GÓMEZ-BAREA; LECKNER, 2010; LOHA et al., 2014). Onde a velocidade mínima de fluidização é o parâmetro mais importante e determinante no desempenho do gaseificador e no seu projeto e dimensionamento (NEMTSOV; ZABANIOTOU, 2008).

Para a determinação da velocidade mínima de fluidização existem inúmeros modelos matemáticos (COLTTERS; RIVAS, 2004; CUI; GRACE, 2007; KARMAKAR et al., 2013). Todos eles desenvolvidos em função das características específicas dos tipos de partículas utilizadas em cada caso. As quais tem propriedades físicas muito diferentes das partículas de biomassa polidispersas como o bagaço de cana-de-açúcar. Geralmente as partículas de biomassa polidispersa são longas, finas, de formas extremas e com uma alta umidade e baixa massa específica. Estas diferenças são muitas vezes críticas, tornando difícil, ou mesmo impossível, sua utilização em

sistemas de leito fluidizado, devido fundamentalmente aos problemas na alimentação e na fluidização que podem ter lugar durante sua utilização (FOTOVAT et al., 2015; GUO; CHEN; LIU, 2012).

Assim, surge a necessidade da caracterização física e do desenvolvimento de um modelo matemático que permita estudar o comportamento dos principais parâmetros fluidodinâmicos. Em especial da velocidade mínima de fluidização do bagaço de cana-de-açúcar, orientado fundamentalmente ao dimensionamento e projeto de um gaseificador de leito fluidizado borbulhante. Com isto espera-se neste trabalho, representar de forma mais aproximada o comportamento fluidodinâmico das partículas de bagaço e de misturas delas com material inerte, visto a ausência na literatura de modelos para esse tipo de partículas, o que permitirá o projeto e dimensionamento do gaseificador de leito fluidizado borbulhante.

1.4 OBJETIVOS

Geral

- Caracterizar o bagaço de cana-de-açúcar e modelar a fluidodinâmica para o dimensionamento de gaseificadores de leito fluidizado borbulhante visando sua incorporação no setor sucroalcooleiro.

Específicos

- Determinar os principais parâmetros da fluidodinâmica do bagaço de cana em reatores de leito fluidizado: velocidade mínima de fluidização, velocidade de fluidização, velocidade terminal; para o bagaço “*in natura*” e para diferentes diâmetros de partículas preparadas previamente, através de técnicas de peneiramento.
- Determinar os principais parâmetros do dimensionamento do gaseificador: altura mínima de fluidização, altura do leito fluidizado, diâmetro do leito, altura de arrastamento (TDH, *Transport Disengaging Heigt*), e altura total.
- Estabelecer as principais relações entre os parâmetros fluidodinâmicos e o dimensionamento do reator: velocidade das bolhas, diâmetro das bolhas e velocidade de fluxo tampão (*slugging*).

1.5 ESTRUTURA DA TESE

O presente trabalho está dividido em seis capítulos, conforme descrito a seguir:

No **Capítulo 1** apresenta-se uma breve introdução das potencialidades e disponibilidade do bagaço de cana-de-açúcar e seu possível uso em reatores de leito fluidizado borbulhante. Assim como os objetivos e estrutura deste trabalho.

O **Capítulo 2** refere-se aos principais processos de conversão energética do bagaço de cana e possíveis tecnologias para seu aproveitamento como vetor energético, dando ênfase na gaseificação em reatores de leito fluidizado borbulhante. Apresenta-se também as principais vantagens da utilização deste tipo de gaseificador para média e baixa capacidade térmica em relação aos de leito fluidizado circulante, assim como as principais tecnologias em desenvolvimento na atualidade. Finalmente o capítulo termina com a apresentação de experiências práticas desenvolvidas no Brasil e no mundo, do uso desta tecnologia empregando bagaço de cana-de-açúcar como combustível.

No **Capítulo 3** realiza-se uma caracterização físico, química e geométrica do bagaço de cana-de-açúcar. Determinando-se suas principais propriedades de forma experimental. São apresentados modelos empíricos que permitem ter uma idéia mais precisa do comportamento de parâmetros físicos e geométricos relacionados com este subproduto.

O **Capítulo 4** apresenta os principais modelos desenvolvidos para o estudo de leitos fluidizados baseados fundamentalmente na teoria de duas fases. Apresenta-se também a formulação e os resultados dos modelos propostos para a determinação dos parâmetros fluidodinâmicos necessários para o dimensionamento do reator de leito fluidizado borbulhante.

No **Capítulo 5** são apresentados os principais parâmetros de projeto assim como as metodologias de cálculo dos subsistemas que compõem o reator. Também são apresentados os resultados obtidos do dimensionamento e da análise termodinâmica do gaseificador.

Finalmente, no **Sexto Capítulo**, apresentam-se os principais resultados e conclusões obtidas no trabalho, assim como sugestões para estudos futuros.

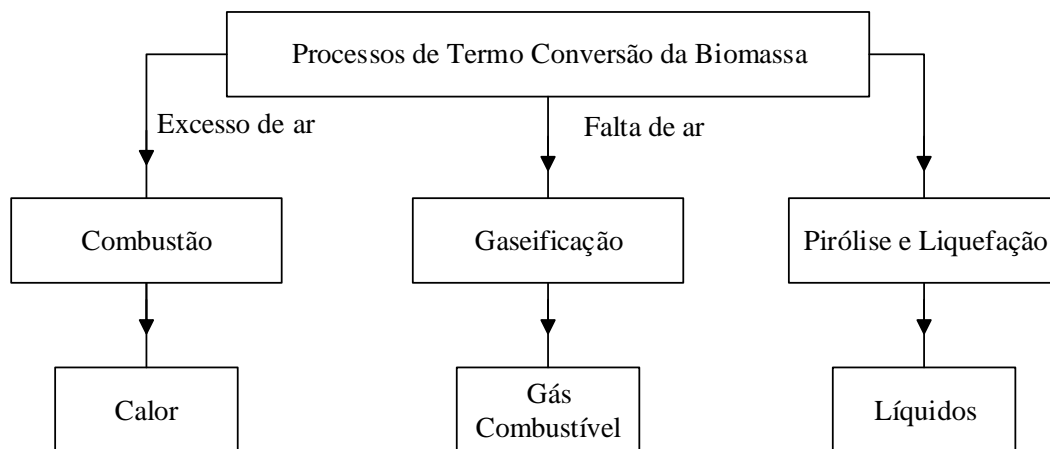
CAPITULO 2. APROVEITAMENTO ENERGÉTICO DA BIOMASSA

2.1 TECNOLOGIAS DE CONVERSÃO TERMOQUÍMICA DA BIOMASSA

A conversão de materiais biomássicos tem como objetivo transformar um material sólido carbonáceo, inicialmente difícil de manusear, volumoso e de baixa concentração energética, para um tipo de combustível com características físico-químicas similares aos combustíveis fósseis, permitindo o armazenamento econômico e o transporte por meio de sistemas convencionais. Existem dois tipos fundamentais de processos de conversão da biomassa: os processos de conversão bioquímicos e os processos termoquímicos (DEMIRBAS, 2009).

Demirbas (2009) e Costa (2008) citam que existem três técnicas de aproveitamento energético da biomassa mediante processos termoquímicos: liquefação, combustão e gaseificação, constituindo as principais tecnologias alternativas para a conversão termoquímica das biomassas estudadas hoje no mundo, e com muitas possibilidades futuras. Cada uma oferece uma ampla faixa de oportunidades de utilização dos produtos obtidos, operando com diferentes configurações de equipamentos e parâmetros de trabalho, vide Figura 2.

Figura 2. Principais tecnologias de conversão termoquímica da biomassa.



Fonte: Elaboração própria

Dos três processos de conversão, a pirólise e a gaseificação são os menos desenvolvidos, porém a gaseificação é quase tão antiga quanto a combustão, mas o interesse comercial na época

não foi tão forte. No entanto tem havido um aumento recente na conversão de biomassa em gás ou líquido através do processo de gaseificação devido a três fatores de motivação (BASU, 2010):

- Renovabilidade da fonte energética;
- Benefícios ambientais;
- Benefícios sociopolíticos.

As razões práticas para se decidir pela gaseificação de biomassa são numerosas e dependem muito das condições locais. Esta tecnologia pode reduzir a dependência de regiões e países das flutuações nos preços dos combustíveis importados. A política internacional tem sido muito volátil nos últimos tempos, mostrando que a oferta e os preços do mercado podem mudar drasticamente num curto período, gerando incerteza no mercado internacional. Portanto dispor de uma fonte local de matéria prima renovável como a biomassa, capaz de ser transformada num combustível gasoso através da tecnologia de gaseificação, possibilitando sua utilização em motores de combustão interna ou turbinas a gás para produzir trabalho mecânico e energia elétrica, ajudaria na diversificação da matriz energética, além de contribuir com a redução de gases de efeito estufa e na recuperação do meio ambiente (WADE, 2004; ALAUDDIN et al., 2010; CALLEJÓN-FERRE et al., 2011).

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

Uma possível alternativa de diversificação da utilização do bagaço de cana-de-açúcar seria a produção de eletricidade em grande escala através da introdução de melhorias tecnológicas nos atuais sistemas convencionais e a viabilização de novos sistemas propostos. Hofsetz e Silva (2012) indicaram que a troca das caldeiras tradicionais por outras mais potentes e capazes de gerar um volume muito maior de vapor com uma temperatura muito mais elevada associada aos ciclos de condensação e extração conhecidos por CEST (*Condensing Extraction Steam Turbine*), melhora substancialmente a eficiência energética da queima do bagaço e a quantidade de energia térmica que pode ser gerada, o que permitiria uma maior produção de eletricidade, com aproximadamente a metade do consumo que se tem hoje em dia (ROCHA et al., 2012), tendo por conseguinte um volume maior de excedente deste subproduto.

A tecnologia de geração de energia elétrica a partir da biomassa que integra a gaseificação do combustível e turbinas a gás em ciclo simples é conhecida como BIG/GT (*Biomass Integrated*

Gasification Gas Turbine). Esta nova tecnologia faz parte da esfera de inovações tecnológicas propostas para viabilizar a melhora do aproveitamento dos recursos energéticos da biomassa, especialmente o bagaço e a palha de cana-de-açúcar (LARSON; WILLIAMS; LEAL, 2001).

A tecnologia de gaseificação integrada a turbina a gás para cogeração pode ser dividida em dois conjuntos principais. O primeiro engloba o aprimoramento do ciclo BIG/GT com injeção de vapor em turbinas a gás derivativas a gás, aumentando sua potência, conhecido como BIG/STIG (*Biomass Integrated Gasification Steam Injected Gas Turbine*) ou resfriamento intermediário na compressão do ar, conhecido como BIG/ISTIG (*Biomass Integrated Gasification Intercooled Steam Injected Gas Turbine*) (WILLIAMS, 1996). O segundo é o ciclo de geração termoelétrica que utiliza uma combinação de turbina a gás e a vapor, conhecido como ciclo combinado, integrado a um gaseificador de biomassa para produção do gás combustível, que recebe o nome de sistema BIG/GT-CC (*Biomass Integrated Gasification Gas Turbine Combined Cycle*) (PÉREZ, et al., 2014; ALONSO PIPPO; GARZONE; CORNACCHIA, 2007). A tecnologia BIG/GT-CC, foi concebida para a produção de potência elétrica em grande escala, e a mesma permitiria a geração de energia elétrica dentro e fora do período de safra (OKURE et al., 2006).

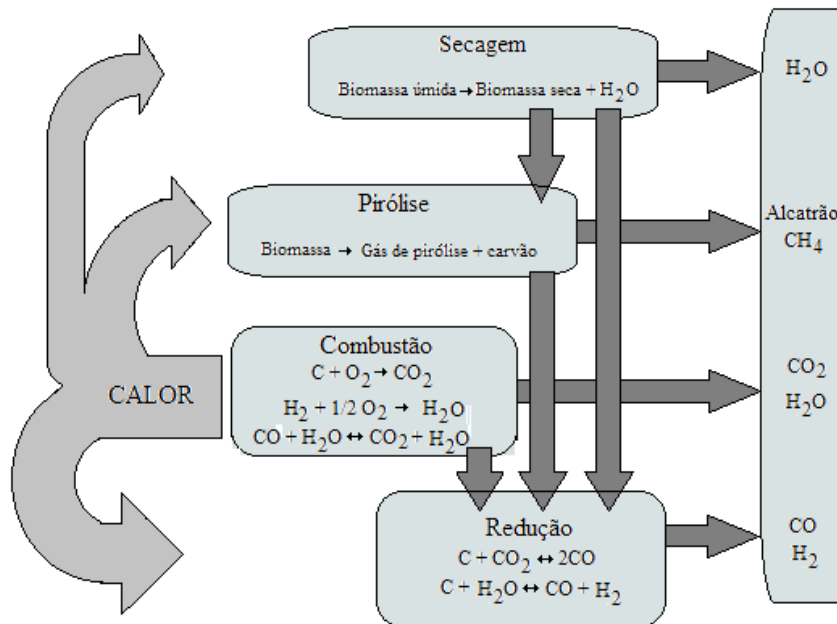
2.2 TEORIA DA GASEIFICAÇÃO

A gaseificação é o processo de conversão termoquímica de um sólido orgânico em um combustível gasoso, através de uma série de reações químicas que tem lugar a altas temperaturas em presença de um agente oxidante que pode ser ar, oxigênio, vapor ou uma mistura deles (PUIG-ARNAVAT; BRUNO; CORONAS, 2010). É uma das tecnologias que apresenta excelentes resultados na conversão termoquímica da biomassa, atendendo a possibilidade de utilizar o gás produzido como combustível. Assegurando seu aproveitamento energético em diferentes tipos de instalações como fornos, para a geração direta de calor, motores de combustão interna e turbinas a gás, onde se pode gerar trabalho mecânico e energia elétrica, etc (DONG; LIU; RIFFAT, 2009).

O processo de gaseificação (Vide Figura 3) é feito em quatro etapas: A primeira etapa é um processo endotérmico onde ocorre a secagem da biomassa a temperaturas entre 100–200°C (PUIG-ARNAVAT; BRUNO; CORONAS, 2010). Na segunda etapa tem lugar a pirólise, processo no qual a biomassa experimenta uma decomposição térmica em ausência de oxigênio, através de reações complexas que tem lugar a temperaturas aproximadas entre 350–600°C (BRIDGWATER, 2003).

Posteriormente tem lugar a combustão, na qual é necessária uma temperatura mínima entre 700 a 900°C, quando o processo utiliza ar como agente oxidante (HEIDENREICH; FOSCOLO, 2014). Com oxigênio puro, este valor pode estar na faixa entre 1000-1300°C (WANG et al., 2015). Finalmente, na quarta e última etapa, tem lugar a redução, acontecendo as reações de gaseificação tanto heterogêneas (gás - sólido), como homogêneas (gás - gás), onde o carvão reage com oxigênio, vapor de água, dióxido de carbono e hidrogênio, produzindo a mistura de gases. O resultado final do processo é um gás, formado principalmente por monóxido de carbono, hidrogênio, nitrogênio, dióxido de carbono, vapor de água e hidrocarbonetos ou alcatrões. A composição deste gás depende das características do combustível, do agente de gaseificação e das condições do processo (PUIG-ARNAVAT et al., 2010).

Figura 3. Etapas do processo de gaseificação.



Fonte: Adaptado de (ANDRADE, 2007)

Os gases combustíveis deixam o gaseificador, a uma temperatura aproximada entre 400 e 800°C (CORDINER; DE SIMONE; MULONE, 2012), contendo pó, produtos da pirólise (alcatrão) e vapor de água. Dependendo da utilização final, é necessário arrefecer e limpar o gás de modo a remover o máximo possível de vapor de água, poeira e alcatrão do gás, especialmente se for para utilização num motor de combustão interna ou turbina a gás.

A tecnologia de gaseificação com ar é uma das mais empregadas por ter equipamentos mais simples e menos caros, porém, produzindo um gás combustível de baixo poder calorífico, geralmente na faixa de 4 - 7 MJ/Nm³ (GÓMEZ-BAREA; LECKNER, 2010). Já a gaseificação com oxigênio ou vapor de água é menos utilizada, devido ao alto custo de obtenção dos agentes de gaseificação e problemas de segurança das instalações, porém, esta tecnologia permite obter um gás combustível de maior qualidade quanto ao poder calorífico e conteúdo de alcatrão. No caso da utilização de oxigênio, o gás produzido pode ter um poder calorífico médio entre 10 - 18 MJ/Nm³. Se o agente gaseificante for vapor de água, então o poder calorífico encontra-se na faixa de 14 - 18 MJ/Nm³ (GÓMEZ-BAREA; LECKNER, 2010).

Atualmente existem diferentes tecnologias de gaseificação que envolvem equipamentos conhecidos como gaseificadores, que é onde tem lugar o processo de conversão. Esses gaseificadores podem ser classificados em três grandes grupos: gaseificadores de leito fixo ou móvel, de leito fluidizado e de fluxo entrante. Os de leito fixo são classificados de acordo com a direção do escoamento do combustível e agente de gaseificação no reator, enquanto que os gaseificadores de leito fluidizado são diferenciados dependendo do regime fluidodinâmico (HIGMAN; BURGT, 2011).

2.3 TIPOS DE GASEIFICADORES

Existem diferentes tecnologias de gaseificação que têm sido demonstradas ou desenvolvidas para a conversão de biomassa, a maioria delas têm sido comercializadas para a produção de calor e energia elétrica a partir de gás de síntese, e para a produção de combustíveis líquidos. A escolha de um ou outro tipo de gaseificador será influenciada por vários critérios de seleção, os quais podem ser o tamanho e as características físicas do combustível, a capacidade de processamento e a qualidade desejada do gás produzido (E4TECH, 2009; WANG et al., 2015).

De forma geral pode-se dizer que os gaseificadores de leito fixo estão limitados a uns poucos MW de capacidade térmica, devido a produção de grandes quantidades de cinzas e alcatrão que são resultantes da baixa transferência de calor e massa entre a biomassa sólida e o agente gaseificante através do reator. Em contraste, gaseificadores de leito fluidizado fornecem excelente mistura e contato gás-sólido, provocando uma melhor distribuição de temperatura no leito. Isto aumenta a eficiência de conversão e a taxa de reação, o que se traduz numa elevada capacidade

específica, que possibilita sua construção em tamanhos muito superiores aos de gaseificadores de leito fixo. Além disso, o uso de material inerte, como meio para o aumento da transferência de calor, que pode ser um catalisador, reduz o teor de alcatrão do gás produzido, melhorando sua qualidade. (GÓMEZ-BAREA; LECKNER, 2010; ALAUDDIN et al., 2010; LINK, et al., 2012).

Segundo dados indicados para diferentes tipos de gaseificadores projetados para trabalhar com biomassa (características do combustível e parâmetros médios de operação), pode-se dizer que os gaseificadores de leito fluidizado e os de fluxo entrante, são os únicos que praticamente permitem trabalhar com combustíveis com tamanho de partículas na faixa de 0,3-10 mm, presentes comumente na biomassa polidispersa, como por exemplo, o bagaço e a palha de cana-de-açúcar. (E4TECH, 2009; WORLEY; YALE, 2012).

2.4 GASEIFICADORES DE LEITO FLUIDIZADO

O leito fluidizado foi desenvolvido antes da Segunda Guerra Mundial para sistemas de gaseificação de carvão mineral de grande capacidade (gaseificadores Winkler). Posteriormente, foi adotado pelas indústrias petroquímicas e químicas para o craqueamento catalítico de hidrocarbonetos pesados, secagem, e uma infinidade de outras aplicações. Eles são mais complicados de operar que os gaseificadores de leito fixo, e por esta razão são empregados majoritariamente em grandes instalações (BASU, 2006).

Os gaseificadores de leito fluidizado (atmosférico ou pressurizado) são divididos em duas categorias: Leito Fluidizado Borbulhante (GLFB) ou BFBG (*Bubbling Fluid Bed Gasifier*) e Leito Fluidizado Circulante (GLFC) ou CFBG (*Circulating Fluid Bed Gasifier*) (GÓMEZ-BAREA; LECKNER, 2010).

Nos gaseificadores desenvolvidos recentemente, há uma excelente característica de mistura e de alta velocidade de reação, devido ao aumento do contato entre o gás e o sólido. O material utilizado como inerte é geralmente areia de sílica, sendo utilizado também a alumina e outros óxidos refratários para impedir a sinterização. A qual acontece devido à reação entre os metais alcalinos presentes na biomassa, por exemplo, carbonato de sódio e de potássio, que formam misturas de baixo ponto de fusão com a areia de sílica, provocando a sinterização do leito e a perda de fluidização (VAN DER MEIJDEN; VERINGA; RABOU, 2010).

Apenas recentemente foi utilizado este tipo de planta para a gaseificação de biomassa, no entanto, tem sido usada há mais de 50 anos, na gaseificação de carvão. Os reatores de leito fluidizado são os únicos gaseificadores a operar de forma isotérmica. A temperatura de operação típica na gaseificação da biomassa é de 700-900°C (GÓMEZ-BAREA et al., 2013), enquanto a temperatura do gás na saída é de 600 - 800°C (BASU, 2010). A conversão de biomassa ocorre na maior parte na zona densa do leito. Esta tecnologia apresenta-se como a mais promissora em termos de desempenho integral, devido a possibilidade de utilização de resíduos agrícolas, tais como o bagaço e palha de cana-de-açúcar, casca de arroz, casca de café, serragem, etc, como combustível. A gaseificação em reatores de leito fluidizado é apresentada como a mais vantajosa devido às características peculiares destes combustíveis, com relação principalmente ao conteúdo de umidade, granulometria e baixa massa específica (ALAUDDIN et al., 2010; HEIDENREICH; FOSCOLO, 2014).

Hoje a gaseificação em reatores de leito fluidizado apresenta-se 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/GTCC) torna ainda mais atrativa sua utilização (E4TECH, 2009; BRIDGWATER, 2003; LARSON et al., 2001).

Segundo Bridgwater (2003) a escolha de um gaseificador de leito fluidizado borbulhante ou circulante depende fundamentalmente do aspecto econômico. Tem sido demonstrado comercialmente que para pequenas e médias capacidades térmicas, abaixo de 25 MW (térmicos), os gaseificadores de leito fluidizado borbulhantes são mais econômicos que os gaseificadores de leito fluidizado circulante.

Outro aspecto importante é considerar se o processo de gaseificação vai ser a pressão atmosférica ou pressurizado. O principal critério para se decidir pela gaseificação atmosférica ou pressurizada é também econômico, desempenhando um papel importante o fator de economia de escala. Para instalações de grande porte, 150 MW (térmicos), a gaseificação pressurizada apresenta-se vantajosa. No entanto, para esta capacidade do sistema, os investimentos nos complexos sistemas de alimentação de combustível e de filtragem do gás quente são elevados. Porém, os sistemas de leito fluidizado pressurizado têm a vantagem em aplicações de ciclo combinado integrado (BIG/GT-CC), já que a necessidade de comprimir o gás combustível antes da sua utilização na câmara de combustão da turbina a gás é evitada para pressões entre

0,2 – 3 MPa (E4TECH, 2009). Hoje, seus custos unitários, em unidades em construção ou projeto, ainda são bem superiores ao dos gaseificadores que operam sob pressões próximas à atmosférica (BRIDGWATER, 2003).

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 1 é ilustrada a variante de reator de gaseificação em relação à capacidade de produção de energia elétrica.

Tabela 1. Variante da tecnologia de gaseificação para diferentes níveis de capacidade de produção de energia elétrica (BLACKADDER, et al. 1993).

CAPACIDADE DE PRODUÇÃO DE ENERGIA ELÉTRICA, MW (elétrico)	VARIANTE DE TECNOLOGIA DE GASEIFICAÇÃO
1-5	Gaseificação atmosférica. Gaseificadores de leito fixo e fluidizados borbulhantes. 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 craqueamento do alcatrão. Uso de turbina a gás ou MCI.
>80	Gaseificação pressurizada integrada a ciclos combinados (Sistemas BIG/GT-CC)

Fonte: Adaptado de (BLACKADDER, et al. 1993)

2.4.1 Vantagens da gaseificação em reatores de leito fluidizado borbulhantes para baixa e média capacidade térmica vs gaseificadores de leito fluidizado circulante. (WORLEY; YALE, 2012)

- O investimento das instalações e equipamentos auxiliares para projetos de *GLFC* são geralmente mais elevados, devido aos maiores custos dos sistemas de ventilação/compressão e unidades de potência maiores com o mesmo rendimento. Isto é

especialmente verdadeiro quando se compara um *GLFC* com um borbulhante à pressão atmosférica; no entanto, projetos de *GLFB* pressurizados terão compressores que são similares em tamanho aos usados em projetos de *GLFC*.

- A troca de calor no interior do leito fluidizado pode ser mais eficiente num projeto de *GLFB*, assumindo a utilização ótima e uniformidade da temperatura no leito.
- No *GLFB* pode-se produzir um gás com uma composição mais uniforme, especialmente quando operando com diferentes tipos de biomassa; no entanto, isso depende das características da matéria prima e a frequência com que é trocada. Em última instância, o projeto adequado é quem vai determinar o quão bem cada reator responde às mudanças na matéria prima.
- Os projetos de reatores de *GLFB* exibem uma distribuição de temperatura praticamente uniforme ao longo do reator, enquanto que um *GLFC* desenvolve um gradiente de temperatura no sentido de escoamento dos sólidos. Tendo em conta que o controle de temperatura é importante (fusão das cinzas ocorrência das reações de gaseificação de forma mais eficiente, qualidade do gás, etc.), o *GLFB* é geralmente preferido.
- Um *GLFC* geralmente apresenta maior abrasão e desgaste devido às velocidades mais altas dentro do reator e ciclone. Portanto, é preciso ter cuidado ao projetar o material refratário e o metal utilizado na construção do reator e ciclone. Normalmente resulta em maiores custos de manutenção do isolamento para projetos de *GLFC*.
- Devido ao projeto em geral, um *GLFC* é um pouco mais complexo de operar do que um *GLFB*. Os principais parâmetros de controle em um *GLFB* são a velocidade do gás, temperatura e pressão. Em um *GLFC*, a taxa de recirculação do material do leito, que estabelece o perfil de temperatura axial, acrescenta outro nível de complexidade operacional.
- Os *GLFB* são geralmente projetados sob a concepção (*swedged*) (recipiente cilíndrico contínuo com um diâmetro menor na secção inferior e uma secção superior de maior diâmetro) conhecida como *freeboard*. O gás saindo da parte inferior para a parte superior, de maior diâmetro, diminui em velocidade abaixo da velocidade de fluidização e as partículas com velocidade reduzida retornam ao leito pelo efeito da gravidade. Esta zona (*disengagement*) de grande diâmetro também melhora o tempo de residência e, portanto, melhora a composição do gás.

- Em geral, existem menos instalações de *GLFC* comprovadas em operação, e menos dados disponíveis do que instalações de *GLFB*.

2.4.2 Principais tecnologias desenvolvidas na área de gaseificação de biomassa em leito fluidizado borbulhante.

Vários têm sido os projetos de pesquisa desenvolvidos no mundo em escala experimental, de laboratório, de planta piloto e protótipos demonstrativo-comerciais, com aplicação para sistemas de gaseificação de biomassa com reatores de leito fluidizado borbulhante ou circulante, atmosféricos ou pressurizados (E4TECH, 2009).

O desenvolvimento da tecnologia de gaseificação para gás de síntese se realiza em dois níveis: o aperfeiçoamento em nível de plantas demonstrativas de alguns modelos de gaseificadores já testados em anos anteriores, visando avaliar a possibilidade de seu escalonamento para plantas comerciais. Por outro lado, são realizados testes de plantas pilotos em centros de pesquisas e universidades de novos sistemas de gaseificação, filtros e sistemas de limpeza, tecnologias de acondicionamento do gás e novos processos de síntese (E4TECH, 2009).

A seguir, no quadro 1, são listadas as tecnologias de gaseificação com potencial de utilização para a produção de gás combustível no mundo utilizando *GLFB*:

Quadro 1: Principais tecnologias de leito fluidizado borbulhante desenvolvidas até a atualidade. (E4TECH, 2009).

NOME	TIPO DE TECNOLOGIA	TIPO DE BIOMASSA
Carbona	RENUGAS Reatores pressurizados, com aquecimento direto, utilizam oxigênio e vapor para a gaseificação da biomassa. O gás de síntese é utilizado em motores a gás para cogeração	Madeira peletizada ou em pedaços pequenos
Foster Wheeler Energy	ECOGAS Reatores atmosféricos, com aquecimento direto, utilizam ar e	Fibras de madeira, plástico e alumínio

	vapor, o gás de síntese produzido é utilizado numa caldeira.	
Energy Products of Idaho	EPI Pressurizado, aquecimento direto, agente gaseificante oxigênio/vapor. O projeto <i>Advance Power Plasma (APP)</i> integrou esta tecnologia em seu processo de “Gasplasma” com syngas usando um conversor de plasma Tetronics. O Syngas é utilizado para gerar calor e energia.	Pedaços de madeira, resíduos agrícolas e industriais lodos de depuradora. Atualmente APP utiliza combustíveis derivados de resíduos (<i>Refuse derived fuel</i>) (<i>RDF</i>) como matéria prima, e num próximo estágio utilizará os resíduos sólidos urbanos (<i>RSU</i>). Uma nova Planta em Hereford utilizará o estrume do gado quando concluída.
Enerkem	BIOSYN Pressurizado, diretamente aquecido, ar e oxigênio se injeta no <i>GLFB</i> , o gás de síntese produzido é utilizado para a produção de metanol e etanol.	20 tipos de biomassa foram testados na planta piloto (principalmente resíduos e madeiras). Futuras instalações usarão (<i>RSU</i>) ou (<i>RDF</i>).
Iowa State University	BECON (<i>Biomass Energy Conservation Facility</i>). Aquecimento indireto com vapor. Trabalha a pressão atmosférica. Produção de etanol catalítico	Resíduos florestais, sementes de milho descartadas, pedaços de madeira. São previstos ensaios com palha de milho e outros resíduos.
ThermoChem Recovery International (TRI),	PULSE ENHANCED Utiliza vapor injetado num gaseificador atmosférico, com aquecimento indireto (uma pequena proporção de gás de síntese é queimada para proporcionar o calor de gaseificação). O syngas restante atualmente é utilizado para	Plantas anteriores utilizavam licor preto. Novas usinas usarão resíduos florestais.

	cogerar, ou em processos Fisher-Tropsch para obtenção de diesel no futuro.	
--	--	--

Fonte: Elaboração própria

2.5 EXPERIÊNCIAS NA GASEIFICAÇÃO DE BAGAÇO DE CANA-DE-AÇÚCAR EM LEITO FLUIDIZADO BORBULHANTE

Com relação a gaseificação em gaseificadores de leito fluidizado utilizando bagaço de cana-de-açúcar como matéria prima, poucos trabalhos foram publicados. Um estudo experimental da gaseificação de bagaço de cana é descrito por Baptista (1986), do (IPT), empregando ar como agente de gaseificação e utilizando “pellets” de aproximadamente 6x8 mm de bagaço com uma umidade de 9,28% (base úmida).

Neste caso utilizou-se um reator de 480 mm de diâmetro interno com uma camada de refratário de 145 mm e uma altura desde a base do leito até o topo do *freeboard* de 2400 mm. A alimentação do combustível foi feita sobre o leito, composto de areia como material inerte, 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 72 bocais para suprir o ar, cada um com 4 orifícios de diâmetro de 3 mm. Os testes foram feitos para uma vazão de ar fixa de 192 Nm³/h a 60 °C. Dos resultados experimentais obtidos a partir dos testes, verificou-se que o poder calorífico máximo do gás produzido foi de 5,6 MJ/Nm³, com uma eficiência máxima a quente de aproximadamente 62% e uma eficiência máxima a frio de aproximadamente 55%.

Sanchez e Lora (1994) apresentaram os resultados preliminares de um estudo experimental da gaseificação de “pellets” de bagaço de cana-de-açúcar em leito fluidizado num reator em escala de laboratório, construído na Faculdade de Engenharia Mecânica 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. 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. Observou-se uma diminuição das concentrações de CO, H₂ e CH₄ com o aumento do fator de ar.

Outro projeto de um protótipo de reator de leito fluidizado de 280 kW de capacidade térmica visando a gaseificação dos subprodutos da agroindústria sucroalcooleira, fundamentalmente o bagaço e a palha de cana-de-açúcar foi desenvolvido por Gómez et al., (1999). Os primeiros testes

a frio e em condições de gaseificação permitiram comprovar as dificuldades e limitações impostas pelo sistema de alimentação (do tipo de rosca-sem-fim), devido às quais foi praticamente impossível desenvolver os experimentos quando trabalhando com bagaço de forma natural e palha de cana. Os experimentos foram realizados com “pellets” de bagaço de cana-de-açúcar. O diâmetro interno do reator é de 417 mm com uma altura total de 4195 mm, utilizando ar como agente de gaseificação e alumina como material inerte no leito com uma altura de 500 mm. Como resultado dos testes, verificou-se um aceitável desempenho do reator para a faixa de fator de ar empregada de 0,17 até 0,22, sendo o fator de ar definido como a relação entre a massa de ar real e a massa de ar estequiométrica. O poder calorífico inferior médio do gás obtido foi de 4 MJ/Nm³. Os maiores valores da eficiência a frio e a quente do gaseificador estiveram entre 29,23% e 33,42% respectivamente, e foram obtidos para um valor de 0,22 do fator de ar.

Andrade (2007) desenvolveu um estudo na Universidade Federal de Itajubá, Minas Gerais num reator de leito fluidizado borbulhante de 407 mm de diâmetro e 2660 mm de altura na zona do leito, sendo o diâmetro no *freeboard* de 702 mm e altura total de 3000 mm, utilizando alumina como material inerte e ar como agente de fluidização. Foram realizados testes com diferentes tipos de biomassa como casca de arroz, bagaço de cana-de-açúcar e serragem. No caso do bagaço de cana foi necessário realizar um pré-tratamento de moagem e peneiramento para evitar problemas na alimentação, a umidade do bagaço na alimentação no gaseificador foi de 11,6%. Foi avaliada a influência do fator de ar na composição final do gás para o caso da casca de arroz, já com o bagaço de cana foi impossível realizar esses testes devido ao travamento na rosca do alimentador e instabilidade na alimentação no reator pelo que só foi avaliado o conteúdo de alcatrão e particulado no gás. A temperatura obtida como ótima no caso do bagaço de cana foi de 700 °C com um fator de ar de 0,2. Nessas condições o conteúdo de alcatrão foi de 117,8 g/Nm³ e de 16,68 g/Nm³ de particulado com um poder calorífico de 3,1 MJ/Nm³.

CAPÍTULO 3: CARACTERIZAÇÃO DO BAGAÇO DE CANA-DE-AÇÚCAR

A produção do bagaço de cana-de-açúcar é derivada do processo de extração do caldo, que é o principal resíduo da moagem da cana-de-açúcar, composto por restos fibrosos da cana depois de passar pelo processo de extração de açúcares nas usinas e destilarias de álcool no país. Normalmente este resíduo é usado nessas usinas como combustível para o fornecimento de calor e energia elétrica. O que permite que as usinas sucroalcooleiras se tornem auto-suficientes, o que não é comum acontecer em outros ramos industriais (PELLEGRINI, 2009).

Em qualquer pesquisa ou trabalho científico que utilize um determinado material, a primeira atividade que deve-se fazer é sua caracterização físico-química, para a determinação de todos os parâmetros necessários para o desenvolvimento da pesquisa. No caso da utilização de materiais para fins energéticos, o total conhecimento das suas propriedades é imprescindível para os cálculos de projeto e desenho das diferentes instalações de conversão termoquímica, assim como para simulações computacionais prévias (GELDART, 1990; LU et al., 2010).

A caracterização do bagaço de cana vai depender de vários fatores tais como espécie da planta, época e tipo de colheita (manual ou mecanizada), tipo de solo, processo de extração do caldo, tipo de adubo etc (ROCHA et al., 2012).

O presente estudo utilizou uma amostra de aproximadamente 150 kg de bagaço de cana, coletada na usina da Serra, localizada na região central de São Paulo. O mesmo foi coletado do estoque da usina da safra 2013-2014, composto por misturas de diferentes variedades de cana, lugares geográficos, tipos de solos, tempo de colheita, condições climáticas e forma de corte (manual ou mecanizado). Foi encontrado armazenado em forma de montes, sendo coletado dos extremos e do centro da pilha e colocado em sacos plásticos de 100 litros de capacidade. A amostra foi misturada e dividida por várias vezes, um quarto final foi hermeticamente vedado num saco plástico para ser usada nas análises de laboratório. O resto da amostra foi cuidadosamente armazenada em sacos plásticos resistentes e vedados para seu transporte.

3.1 CARACTERIZAÇÃO FÍSICA E GEOMÉTRICA DO BAGAÇO DE CANA

A caracterização física das partículas inclui a determinação da distribuição granulométrica, diâmetro médio e esfericidade. Determinou-se também a massa específica real, assim como a

massa específica aparente e a granel. Estas são algumas propriedades importantes que precisam ser conhecidas para o estudo fluidodinâmico de leitos fluidizados.

3.1.1 Análise granulométrica

Kunii e Levenspiel (1991) recomendam para a determinação da composição granulométrica de um material fazer a separação das partículas através do método de peneiramento mecânico. Para que se possa ter uma representatividade dos diferentes tamanhos das partículas foram usadas peneiras sobrepostas onde as partículas maiores ficaram retidas nas peneiras superiores de maior abertura, assim as partículas permaneceram segregadas por frações de diâmetro ou tamanho. Utilizando a equação abaixo determinou-se o diâmetro médio de Sauter da amostra.

$$d_p^- = \left[\frac{1}{\sum_{i=1}^n \left(\frac{x_i}{d_{pi}} \right)} \right] \quad (1)$$

Onde:

x_i - fração mássica das partículas com diâmetro médio igual a d_{pi}

Para a determinação do diâmetro de uma partícula entre duas peneiras consecutivas (d_{pi}) foram empregadas expressões encontradas na literatura. Duas das mais utilizadas são:

$$d_{pi} = \sqrt[3]{\frac{2 \cdot (a_s \cdot a_i)^2}{a_s + a_i}} \quad (2)$$

Onde:

a_s - abertura da peneira superior, mm

a_i - abertura da peneira inferior, mm

Já Berhardt, (1993), usa a chamada dimensão característica da partícula:

$$X_{n-ésima} = \left[\frac{(X_i^2 + X_{i+1}^2) \cdot (X_i + X_{i+1})}{4} \right]^{0,33} \quad (3)$$

Onde:

X_i - abertura padronizada da peneira que permite o passo da fração, [mm]

X_{i+1} - abertura padronizada da peneira onde fica retida a fração, [mm]

Para a realização da análise de peneiramento foi seguida a norma ASTM E828 (*Standard Test Method for Designating the Size of RDF-3 From its Sieve Analysis*). Foram utilizadas as peneiras padronizadas da série Tyler com as características listadas na Tabela 2.

Tabela 2: Serie de Peneiras utilizadas na análise granulométrica do bagaço de cana-de-açúcar

Peneiras	Abertura (mm)	Série Tyler
1	9,5	3/8"
2	4,75	4
3	2,36	8
4	1,18	14
5	0,59	28
6	0,3	48
7	0,15	100
8	<0,15	fundo

Fonte: Elaboração própria

Uma quantidade de 80 gramas foi colocada na peneira superior (peneira de maior abertura). Colocou-se uma tampa e o conjunto foi fixado na máquina vibratória Produtest, Modelo T, Brasil. Algumas experiências prévias realizadas com este tipo de material permitiram comprovar que o tempo tecnicamente confiável e econômico para a peneiragem era de aproximadamente vinte minutos para o bagaço de cana-de-açúcar. A experiência foi repetida em 270 ensaios utilizando uma amplitude de frequência no equipamento de 10 Hz. Posteriormente foram pesadas em balança eletrônica digital Marca *DIGIPESO DP-3000* com precisão de 0,01 g as frações retidas em cada peneira, e calculadas as porcentagens com relação ao peso total da amostra final.

Na Figura 4 é apresentada uma amostra de cada uma das faixas granulométricas obtidas do análise de peneiramento. Por ser uma biomassa polidispersa as dimensões características apresentaram uma distribuição bastante ampla, inclusive a massa de partículas no extremo inferior da serie de peneiras, ou seja partículas muito pequenas, chegaram a representar 6% da massa total analisada. A distribuição é apresentada na Tabela 3. O diâmetro caraterístico, ou dimensão característica (d_{pi}) referido a duas peneiras consecutivas, é obtido através da equação (3), sendo o diâmetro médio determinado segundo Kunii e Levenspiel, (1991) (equação 1), igual a 0,7221mm. Esse diâmetro é referido ao diâmetro médio do bagaço de cana em sua forma natural, neste caso é considerado o bagaço “*in natura*” como aquele que sai dos moinhos das usinas sem que se aplique nenhum método de separação.

Figura 4: Distribuição granulométrica do bagaço de cana-de-açúcar



Fonte: Elaboração própria

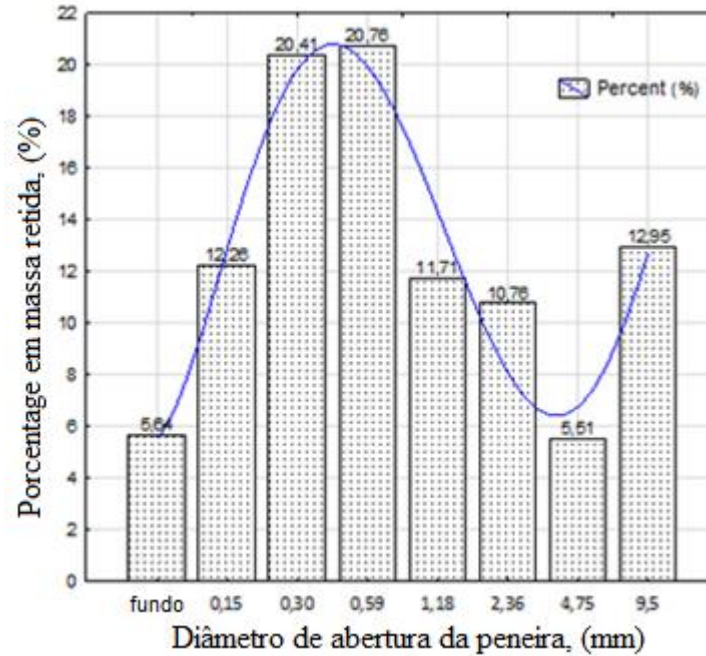
A Figura 5 ilustra uma distribuição que segue um comportamento normal esperado para este tipo de análise, onde a maior porcentagem de partículas retidas correspondeu as peneiras com aberturas de 0,3 e 0,59 mm respectivamente. Esse resultado está em concordância com os valores obtidos por Gabra et al. (2001) para resíduos de palha de cana, e De Filippis et al. (2004) para bagaço de cana proveniente de uma usina cubana, onde a maior concentração de partículas foi retida nas peneiras com aberturas entre 0,25 – 1,0 mm e 0,5 – 1,0 mm respectivamente.

Tabela 3: Resultados da análise granulométrica

Série Tyler	Faixa de diâmetro (mm)	d_{pi} (mm)	Massa retida (g)	Fração mássica X_i	% de massa retida	Diâmetro Sauter (mm)
3/8"	9,5-4,75	7,125	10,359	0,07440	12,948	0,7221
4	4,75-2,36	3,555	4,407	0,05254	5,508	
8	2,36-1,18	1,770	8,610	0,00951	10,762	
14	1,18-0,59	0,885	9,371	0,09043	11,713	
28	0,59-0,3	0,445	16,605	0,00350	20,756	
48	0,3-0,15	0,225	16,325	0,08146	20,406	
100	0,15-<0,15	0,075	9,808	0,06616	12,260	
fundo	0	-	4,515	0,07440	5,643	
total			80		100	

Fonte: Elaboração própria

Figura 5: Porcentagem de massa retida em cada peneira



Fonte: Elaboração própria

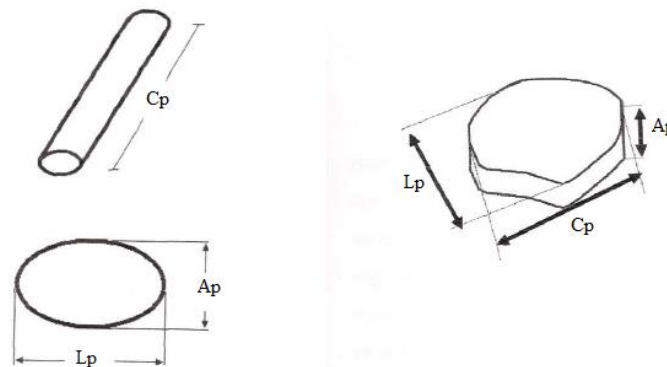
3.1.2 Determinação da largura, comprimento e esfericidade do bagaço de cana-de-açúcar

3.1.2.1 Morfologia do bagaço de cana

Por ser uma biomassa polidispersa, o bagaço de cana apresenta uma ampla variedade de diâmetros e tamanhos na sua composição. Fazendo-se uma observação direta é fácil determinar que existem dois grupos de partículas fundamentais na composição deste material. Segundo Nebra (1985), não importa o processo de extração da sacarose utilizado, o qual influi diretamente nas características do bagaço obtido, o mesmo vai estar composto por fibras, que são partículas maiores em formato de bastonetes, e medulas que são partículas de forma mais esférica, (Vide Figura 6). Em ambos os casos as partículas são muito porosas e higroscópicas com a mais variada granulometria.

Nebra e Macedo (1988) utilizaram peneiras para fazer a separação das frações que compõem uma amostra de bagaço de cana, e os mesmos confirmaram o formato típico de composição de fibras e medula ou pó. Foi observado também que tanto a medula quanto a fibra são em formato de tronco cilíndrico de configuração diferente entre uma e outra partícula. Na fibra foi apresentada uma alta relação de comprimento (C_p) em relação a base elipsóide (L_p) e, contrariamente as partículas tipo medula, a base foi maior do que a altura (Vide Figura 6).

Figura 6: Características geométricas das partículas de bagaço de cana



Fonte: NEBRA; MACEDO, (1988)

A obtenção de imagens das partículas de bagaço de cana foi realizada através do equipamento “*Eletron Probe Microanalyzer*”, Microscopia Eletrônica de Varredura (MEV), modelo *EVO LS15*, do Departamento de Materiais da *FEG/UNESP*, que permite obter uma imagem com alto grau de ampliação, permitindo determinar a forma das partículas microscópicas. A imagem obtida no equipamento foi resultado do contraste que ocorre devido a variação do número de elétrons emitidos da amostra que atingem o detector, sendo a amostra coberta com uma fina camada de ouro, para tornar-se condutora e reflexiva. Esse procedimento foi feito no equipamento marca *QUORUM* modelo *Q150R ES*.

3.1.2.2 Esfericidade das partículas de bagaço de cana

Segundo Mohsenin (1986) num objeto qualquer forma e tamanho são inseparáveis. Nas partículas de bagaço de cana a obtenção desses dois parâmetros é difícil de se mensurar devido à diversidade de partículas que conformam seu aglomerado, de modo que a obtenção das suas dimensões exatas não é uma tarefa simples. A esfericidade é um dos parâmetros físicos mais importantes durante os estudos fluidodinâmicos ou simulações computacionais de sistemas particulados (GELDART, 1990). O conhecimento desse fator é decisivo no estudo de reatores de leito fluidizado para diversas aplicações, entre elas a gaseificação de biomassa.

Na literatura existem diferentes métodos para a determinação da esfericidade de um material sólido. Segundo Campos et al. (1999) uma expressão prática para estimar a esfericidade de um objeto tridimensional relaciona o diâmetro de uma esfera de igual volume que o objeto e o diâmetro da menor esfera circunscrita, como:

$$\phi = \frac{d_e}{d_{ec}} \quad (4)$$

Onde:

ϕ -esfericidade, [adimensional]

d_e - diâmetro de uma esfera do mesmo volume da partícula a ser medida, [m]

d_{ec} - diâmetro da menor esfera circunscrita na partícula, [m]

Uma outra forma de se determinar a esfericidade é assumir que o volume de um sólido qualquer é igual ao volume de um elipsoide triaxial com seus interceptos, e que o diâmetro da esfera circunscrita vai ser o maior intercepto do elipsoide, então:

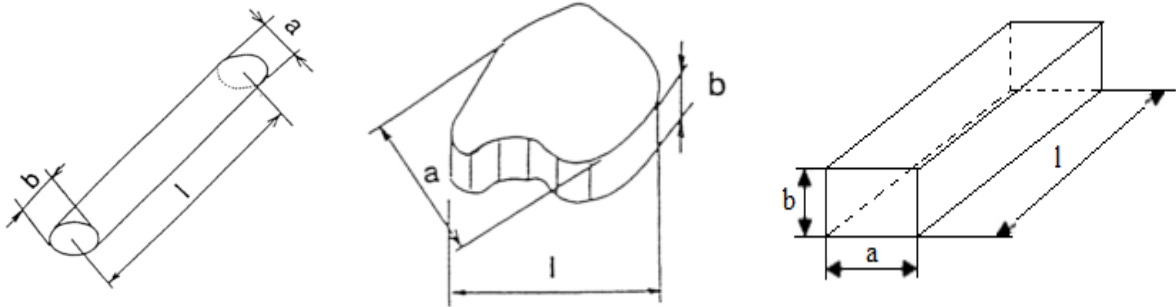
$$\phi = \left(\frac{\text{volume do sólido}}{\text{Volume da esfera circunscrita}} \right)^{0,33} \quad (5)$$

Existem diversas maneiras de se definir o tamanho de uma partícula de forma diferente à esfera. O parâmetro mais relevante para a definição do tamanho é o diâmetro superficial, que é o índice do diâmetro de uma esfera que tem a mesma área superficial externa que a partícula, ambos com o mesmo volume (HARTMAN; TRNKA; SVOBODA, 1994). Segundo Howard (1989) na maioria dos materiais granulares produzidos industrialmente a esfericidade encontra-se na faixa variando entre 0,60 a 0,95.

Na determinação do tamanho e da morfologia de partículas não esféricas onde o diâmetro é difícil de se determinar, resultados obtidos assumindo modelos de partículas esféricas, frequentemente implicam erros na estimação do tamanho (XU; DI GUIDA, 2003).

Nesse estudo foram assumidos três modelos atendendo à diferença de formas e granulometria, vide Figura 7. As partículas grandes com alta relação comprimento/largura e tipo fibras foram modeladas como cilindros, partículas perto do córtex também com alta relação comprimento/largura se assemelham mais a formas paralelepipedas, e partículas pequenas tipo medula com uma relação comprimento/largura perto da unidade apresentaram formas esféricas.

Figura 7: Formas geométricas assumidas para o estudo do bagaço de cana



Fonte: Modificado de (RASUL; RUDOLPH; CARSKY, 1999)

A determinação do comprimento e largura das partículas de bagaço de cana foi feita de forma manual para as partículas maiores de 590 μm de acordo com a descrição feita por Heywood (1970) e Bernhardt (1993) para partículas tipo fibra. Onde é utilizado um paquímetro eletrônico digital com resolução de 0,01 mm. Foram realizadas 50 medições com 3 repetições em cada intervalo de diâmetro, determinando o valor médio como medida final.

Conhecendo-se o comprimento e a largura da partícula pode-se descrever sua forma quantitativamente através de um parâmetro denominado relação ou razão de aspecto definido como:

$$RA = \frac{l}{a} \quad (6)$$

Onde:

l - comprimento da partícula, [m]

a - largura da partícula, [m]

Para partículas pequenas tipo medula (menos de 590 μm) a determinação desses parâmetros (comprimento e largura) foi feita através de técnicas de Análise Digital de Imagem. Neste caso foi utilizado um microscópio da marca ZEISS modelo *Stemi 2000* e o software ImageJ.

A determinação da esfericidade é dada pela relação entre a área projetada da esfera e a área projetada da partícula ambas com o mesmo volume:

$$\phi = 4 \cdot \frac{A_{pe}}{\pi \cdot (d_p)^2} \quad (7)$$

Onde:

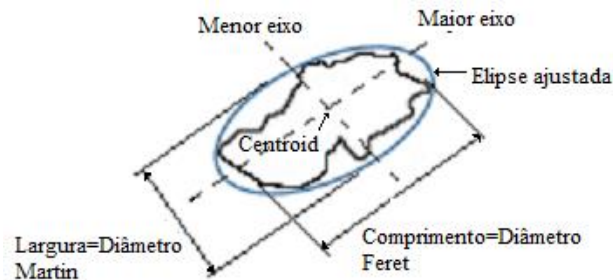
A_{pe} - área projetada da esfera, [m²]

d_p - diâmetro da partícula, [m]

3.1.3 Software ImageJ

ImageJ tem um módulo integrado para a análise de partículas que permite ajustar a uma elipse à imagem binária projetada baseada no momento central de segunda ordem (RODIECK, 2008) o que permite a determinação real da área projetada e do perímetro das partículas quando ambos os parâmetros são equivalentes. A determinação do comprimento foi calculada de acordo com o diâmetro *Feret*, que é a distância média entre duas linhas paralelas tangentes ao contorno projetado da partícula, enquanto que a largura foi calculada em correspondência com o diâmetro *Martin* definido como a longitude média da corda que divide em partes iguais (passando pelo centróide) a área projetada, vide Figura 8. No caso de partículas com geometrias conhecidas, como é o caso de retângulos e quadrados, o diâmetro *Feret* representa a dimensão na diagonal em lugar do comprimento, o que segundo Igathinathane et al. (2008) gera uma super estimativa na medição do comprimento ou largura da ordem de 13%, para partículas com este tipo de geometrias foi utilizado um fator de correção de 0,886227 (IGATHINATHANE et al., 2008).

Figura 8: Determinação das dimensões pelo ajuste de uma elipse



Fonte: Elaboração própria.

3.1.4 Resultados das análises

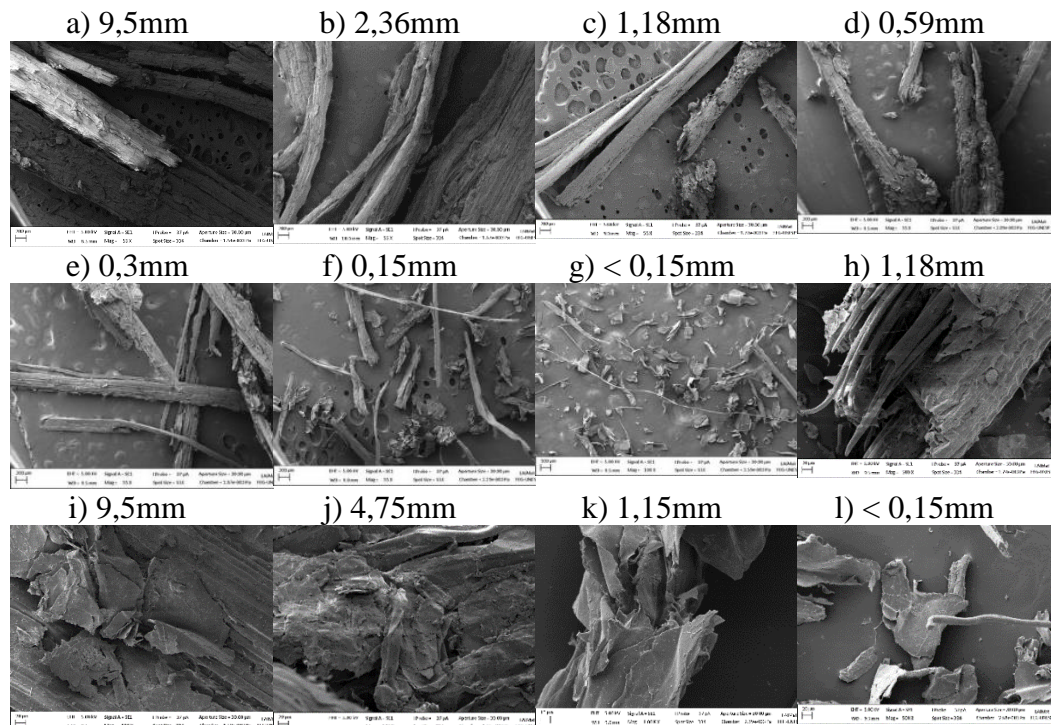
As imagens obtidas no *MEV* para as amostras do bagaço de cana são apresentadas na Figura 9. Primeiramente foram identificados os três componentes fundamentais: medula, fibra e casca, em todas as faixas de diâmetros analisadas com baixa resolução e um aumento de 55 vezes. A excelente qualidade das fotos (Figura 9a-g) permite determinar com clareza que as fibras podem ser modeladas como troncos cilíndricos com uma alta relação entre a altura e a base da partícula, as medulas tem forma mais próxima a um elipsóide, e a casca a um paralelepípedo, semelhante a

um retângulo, corroborando a hipótese que as partículas deste material podem ser modeladas por essas três formas geométricas.

As imagens também corroboram o caráter heterogêneo e polidisperso das partículas de bagaço de cana incluso nos menores diâmetros, nos quais foram observadas a presença de partículas fibrosas com uma alta razão de aspecto (Figura 9-g). O que pode estar motivado pela limitação conhecida do peneiramento, onde partículas passam de forma longitudinal pela peneira.

Na (Figura 9-h) é mostrado o extremo de um fragmento fibrovascular com um aumento de 500 vezes, percebendo-se o caráter cilíndrico da fibra. As partículas tipo medula mostradas com uma alta resolução (500 vezes) têm forma próxima a um elipsoide (Figura 9-l), as quais apresentam um comprimento maior, próximo ao maior comprimento ortogonal. As partículas maiores (Figura 9i-j) com resolução de 500 vezes, evidenciaram o desprendimento (descamações) de partículas menores, que ocorreram apenas nas fibras. Quando foi ampliada a imagem de uma medula (Figura 9-l), as descamações foram imperceptíveis. Foi observada a rugosidade e os poros e vazios que existem nestas partículas (Figura 9-k), parâmetros que influenciam diretamente na fluidodinâmica. Estes resultados foram congruentes com os obtidos por Driemeier et al. (2011) para partículas de pó de bagaço de cana-de-açúcar.

Figura 9: Imagens obtidas no MEV



Fonte: Elaboração própria.

Os resultados da medição do comprimento e largura das partículas de bagaço de cana assim como a comparação das principais dimensões geométricas obtidas na medição manual e computadorizada, são apresentados na Tabela 4.

A medição das partículas de bagaço de cana de forma manual foi uma tarefa difícil devido à manipulação de partículas de tamanhos diminutos, a qual teve que ser feita com ajuda de uma lente de aumento para localizar a direção do eixo longitudinal. Sendo as medidas não muito claras e sim muito subjetivas, por isso as diferenças encontradas entre a medição manual e computadorizada realizada nas partículas com diâmetros entre 9,5 – 1,18 mm, o que pode estar motivado pela quantidade total de partículas analisadas em cada caso.

Tabela 4: Resultados das medições manuais e computadorizadas

Diâmetro (mm)	Médias com Paquímetro (mm)		Número de Part.	Médias com ImageJ (mm)		Número de Part
	Comp.± SD*	largura± SD		Comp.± SD	largura± SD	
9,50	33,29±14,41	5,51±1,70	150	14,7±12,52	3,98±4,44	308
4,75	18,35±8,46	3,83±0,87	150	13,5±11,16	3,78±4,27	405
2,36	11,23±4,13	2,95±0,88	150	10,33±7,52	2,27±3,22	502
1,18	10,45±2,56	2,05±0,50	150	5,81±3,42	1,15±1,16	1022
0,59				3,52±2,04	0,51±0,43	1157
0,300				2,52±1,47	0,26±0,31	1437
0,150				0,35±0,18	0,14±0,06	6570
<0,150				0,17±0,13	0,12±0,05	8260

SD – desvio padrão

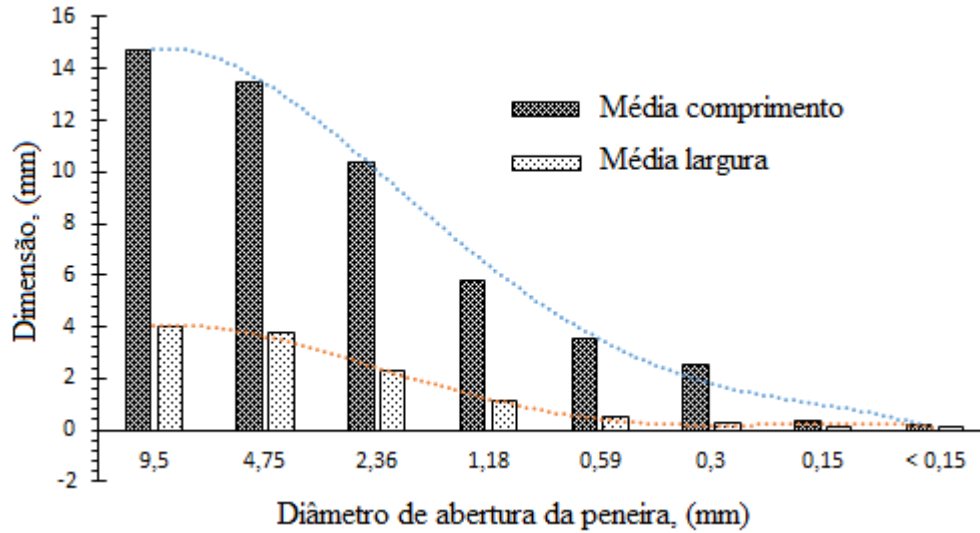
Fonte: Elaboração própria.

Foi constatado que a média do comprimento supera o tamanho da peneira, o que indicou que esse método de caracterização das partículas não apresenta os tamanhos reais das mesmas devido a sua alta razão de aspecto (comprimento/largura) ou seja, partículas estreitas e compridas, com formas muito irregulares. No entanto, os valores médios da largura coincidem todas com o tamanho da peneira, resultados consistentes com os valores obtidos por Guo, Chen, e Liu (2012) para partículas de resíduos de pinheiro, caule de feijão, casca de arroz e junco.

A Figura 10 apresenta o comportamento da largura e o comprimento para os diferentes diâmetros de partículas de bagaço de cana analisadas com um intervalo de confiança de 95%, considerando uma amostra em sua forma natural (na saída do moinho da usina) composta por toda

a representação de diâmetros característicos obtidos do análise de peneiramento, as dimensões médias de largura e comprimento foram $1,101\text{mm} \pm 1,235$ e $4,705\text{mm} \pm 3,511$ respectivamente.

Figura 10: Dimensões médias das partículas de bagaço de cana



Fonte: Elaboração própria.

As equações (8) e (9) descrevem dois modelos matemáticos empíricos obtidos através do ajuste dos dados experimentais por regressão não linear, com um ajuste sigmoidal de Boltzmann para o bagaço de cana, que permitem a determinação das principais dimensões (comprimento/largura) em função do diâmetro característico, com um fator de correlação $R^2 = 0,98$ para o comprimento e $R^2 = 0,99$ para a largura, respectivamente.

$$Comp_{bag} = 14,78211 + \left(\frac{-44,523 - 14,78211}{1 + e^{\left(\frac{d_p + 1,90159}{1,7302}\right)}} \right) \quad (8)$$

$$Larg_{bag} = 4,02072 + \left(\frac{-0,93907 - 4,02072}{1 + e^{\left(\frac{d_p - 1,60255}{1,14858}\right)}} \right) \quad (9)$$

Na Tabela 5 são mostrados os resultados obtidos pelos modelos desenvolvidos e qual o erro relativo médio absoluto ($ERMA$), o qual é definido como:

$$ERMA = 100 \cdot \frac{1}{n} \sum_{i=1}^n \frac{|X_e - X_t|}{X_e} \quad [\%] \quad (10)$$

Onde:

n- número total de amostras

X_e - valor experimental

X_r - valor teórico

No caso do modelo para a determinação da largura pode-se apreciar uma boa correlação com os resultados experimentais, já no caso do modelo para a determinação do comprimento, para partículas pequenas apresenta-se uma tendência a sobrestimar esse parâmetro.

Tabela 5: Avaliação dos modelos para a determinação da largura e comprimento das partículas

Diâmetro (mm)	Comprimento (mm)		ERMA (%)	Largura (mm)		ERMA (%)
	Modelo	Experimental		Modelo	Experimental	
0,425	2,591	2,69	3,68	0,370	0,40	7,50
0,250	1,509	1,39	8,56	0,229	0,25	8,40
0,212	1,281	1,04	23,10	0,200	0,19	5,26
0,180	0,87	0,44	97,00	0,175	0,17	2,94

Fonte: Elaboração própria.

A razão de aspecto e a esfericidade foram determinadas para cada uma das frações das partículas de bagaço de cana obtidas da análise de peneiramento, sendo mostrado na Tabela 6.

Tabela 6: Valores médios da razão de aspecto e da esfericidade para cada faixa granulométrica

Diâmetro (mm)	Razão de Aspecto	Esfericidade
9,50	5,508±3,654	0,272±0,179
4,75	5,375±3,880	0,281±0,185
2,36	4,660±3,430	0,321±0,186
1,18	5,429±3,995	0,288±0,190
0,59	5,282±3,930	0,305±0,207
0,30	4,547±3,390	0,340±0,208
0,15	2,227±1,397	0,549±0,201
< 0,15	2,140±1,292	0,558±0,190

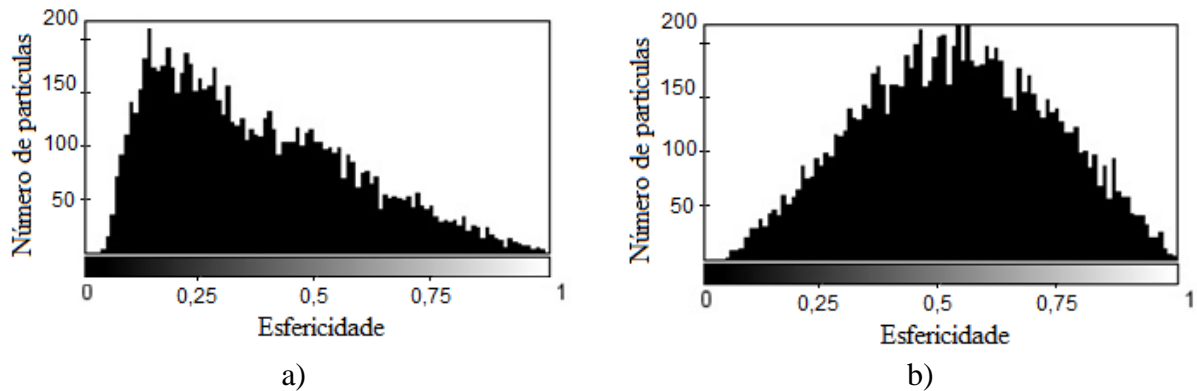
Fonte: Elaboração própria.

Segundo os resultados apresentados na Tabela 6, na medida que diminui o diâmetro das partículas, diminui a razão de aspecto e, por conseguinte, a esfericidade aumenta. Para o bagaço de cana “*in natura*” a razão de aspecto calculada foi de $3,922 \pm 2,736$, fazendo-se uma comparação com os valores indicados por Guo et al. (2012) para diferentes biomassas como o caule de feijão,

palha de arroz e junco, o valor obtido é muito próximo, por fazerem parte da mesma família de herbáceos onde a estrutura interna e as forças de ruptura durante a moagem são muito parecidas.

Na Figura 11 mostra-se a distribuição de esfericidade das partículas de bagaço de cana analisadas em dois grupos granulométricos, um inclui as partículas com diâmetros compreendidos entre 9,5 – 0,59 mm e outro que leva em conta as partículas com diâmetros entre 0,3 - < 0,15mm.

Figura 11: Resultados da análise de esfericidade das partículas de bagaço de cana em duas faixas de tamanhos a) 9,5 – 0,59 mm b) 0,3 - < 0,15 mm



Fonte: Elaboração própria.

Foram analisadas na Figura 11 a) um total de 7.256 partículas das quais quase a metade (3.597) tiveram uma esfericidade compreendida entre 0,1 – 0,35, com uma esfericidade média de 0,363. Já na Figura 11 b) é mostrada distribuição da esfericidade de aproximadamente 8.839 partículas compreendidas nos diâmetros entre 0,3- < 0,15mm, mais da metade delas (5.033) tiveram valores de esfericidade entre 0,4-0,74 com um valor médio de 0,527 pelo qual pode-se afirmar que na medida que diminui o diâmetro da partícula a esfericidade aumenta. O valor da esfericidade encontrado para o bagaço de cana “*in natura*” foi de $0,3975 \pm 0,11$ com um erro padrão de 0,033 e intervalo de confiança de 95%, valor este muito inferior aos normalmente utilizados para materiais particulados que oscilam na faixa de 0,6 – 0,95 segundo Howard (1989), sendo utilizado na maioria dos estudos o valor de 0,7 como aceitável para cálculos de projeto.

As equações (11) e (12) mostram os modelos obtidos para a determinação empírica da razão de aspecto de partículas de bagaço de cana-de-açúcar compreendidas nas faixas granulométricas entre 9,5 – 0,15 mm com uma $R^2 = 0,94$, e da esfericidade com uma $R^2 = 0,97$, parâmetro muito importante para o projeto de reatores de leito fluidizado e para processos de simulação.

$$RA = 5,39856 + \left(\frac{2,13066 - 5,39856}{1 + e^{\left(\frac{d_p - 0,26548}{0,0331}\right)}} \right) \quad (11)$$

$$\phi = 0,2934 + \left(\frac{0,5588 - 0,2934}{1 + e^{\left(\frac{d_p - 0,25174}{0,03121}\right)}} \right) \quad (12)$$

Os resultados obtidos pelos modelos desenvolvidos e o erro relativo médio absoluto, são apresentados na Tabela 7. Esses modelos simulam o comportamento dos parâmetros antes mencionados de forma congruente com os resultados experimentais, o maior erro calculado corresponde ao diâmetro de partícula de 0,425 mm sendo de 26 %.

Tabela 7: Resultados e avaliação da modelagem da razão de aspecto e da esfericidade

Diâmetro (mm)	Razão de Aspecto		ERMA (%)	Esfericidade		ERMA (%)
	Modelo	Experimental		Modelo	Experimental	
0,425	4,261	5,37	26,0	0,340	0,294	13,5
0,250	2,890	3,38	16,9	0,465	0,430	7,5
0,212	2,592	2,67	3,0	0,510	0,501	1,7
0,180	2,153	2,36	9,6	0,541	0,535	1,1

Fonte: Elaboração própria.

Os resultados obtidos na caracterização geométrica das partículas de bagaço de cana-de-açúcar, mostram que o tamanho da partícula influi diretamente nas características do material. Informações mais precisas como as obtidas neste trabalho, através das análises de imagens, da razão de aspecto, da esfericidade e da distribuição de tamanhos, são de vital importância para garantir melhores resultados nas simulações de processos que implicam misturas binárias (biomassa/areia) em reatores de leito fluidizado. A gaseificação de biomassa é um processo complexo, sobretudo quando se trata da utilização de biomassas polidispersas como o bagaço de cana como combustível, o qual tem uma ampla variedade de formas e tamanhos. Um melhor conhecimento das características hidrodinâmicas dos materiais utilizados vai permitir um melhor projeto e uma melhor operação dos gaseificadores de leito fluidizado (PAUDEL; FENG, 2013).

3.2 MASSA ESPECÍFICA DO BAGAÇO DE CANA-DE-AÇÚCAR

3.2.1 Massa específica real

A massa específica real de uma partícula de biomassa ou de qualquer outro material, é definida como sendo a razão entre a massa da partícula sólida pelo volume do material sólido que compõe a partícula, não incluindo o volume dos poros que eventualmente possam compor a estrutura sólida da partícula. A sua utilidade está na capacidade de medir apenas o volume da substância, descontando o volume dos poros. Segundo Betencourt (2005) a equação é definida pela razão entre a massa da substância e o volume sem considerar os poros e os vazios entre as partículas.

$$\rho_s = \frac{m_p}{V_{sp}} \quad (13)$$

Onde:

ρ_s - massa específica real da partícula, [kg/m³]

m_p - massa da partícula, [kg]

V_{sp} - volume sem poros da partícula, [m³]

Alguns valores de massas específicas reais de algumas biomassas são sugeridas por Mesa-Perez et al. (2005) segundo Tabela 8.

Tabela 8: Valores da massa específica real de algumas biomassas

Biomassa	ρ_s(kg/m³)
Bagaço de cana	1440
Capim elefante	1468

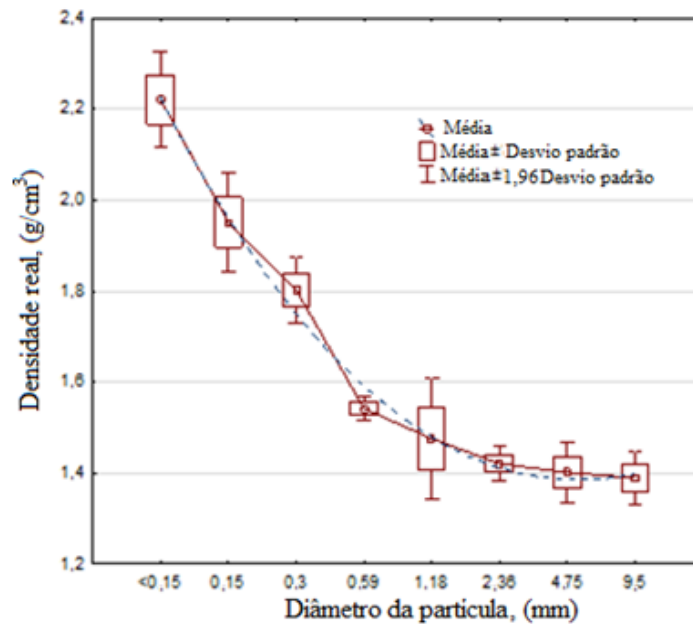
Fonte: MESA-PEREZ et al., (2005)

A determinação experimental da massa específica foi feita através da norma ASTM D 4892-84 de 1994 (*Standard Test Method for Density of Solid Pitch (Helium Pycnometer Method)*). Para a realização dos ensaios foi utilizado um picnômetro a gás de hélio marca Quantachrome modelo *ULTRAPYC 1200e* com uma precisão de 10⁻⁴ g/cm³, capaz de fazer cinco repetições nas medições da amostra dando como resultado o valor médio, assim como a variação standard e o coeficiente de variação. Foram determinadas as massas específicas de partículas de bagaço de cana com diferentes diâmetros, obtidos da análise granulométrica, permitindo observar a variação da massa

específica em função do diâmetro da partícula e a criação de modelos que simularam esse comportamento.

A Figura 12 apresenta a variação da massa específica do bagaço de cana, observa-se que existe uma tendência de aumento na medida em que diminui o diâmetro, obtendo-se valores aproximados entre 2,2 - 1,4 g/cm³ para toda a faixa de diâmetros de partículas analisadas, correspondendo o maior valor às partículas menores de 0,15 mm. Para o bagaço de cana “*in natura*” o valor médio encontrado experimentalmente foi de 1.505±39,2 kg/m³.

Figura 12: Massa específica do bagaço de cana em função do diâmetro da peneira



Fonte: Elaboração própria.

A linha tracejada na Figura 12 representa o ajuste dos valores experimentais a uma função logarítmica descrita pela equação (14) com um $R^2=0,83$.

$$\rho_{sba} = 1592,3696 - 134,5167 \cdot \ln(d_p) \quad (14)$$

3.2.2 Massa específica aparente

A massa específica aparente de uma partícula considera o volume aparente, ou seja, é definida pela razão da massa da partícula pelo volume ocupado por essa partícula e seus poros.

A massa específica aparente da partícula pode ser calculada segundo Geldart (1990) como:

$$\rho_p = \frac{1}{V_p + \frac{1}{\rho_s}} \quad (15)$$

Onde:

ρ_p - massa específica aparente da partícula, [kg/m³]

V_p - volume dos poros, [m³]

Sendo assim, é interessante considerar as partículas com os seus poros e o seu volume envelopado, para a determinação de sua massa específica aparente.

Alarcon et al. (2006) utilizaram um método simples para determinar a massa específica aparente do bagaço de cana, porém de resultados limitados, usando o método de fluxo de gás, calcula-se a porosidade do leito em função da granulometria e da massa das partículas.

Na Tabela 9 são apresentados os valores da massa específica aparente encontrados por Alarcon et al. (2006). Vale ressaltar que os autores denominam esta massa específica aparente de massa específica real.

Tabela 9: Massa específica aparente do bagaço de cana

Diâmetro das partículas (mm)	ρ_a(kg/m³)
1,595	123,3
1,015	146,4
0,630	175,4
0,358	232,9
0,253	273,6
0,157	411,3

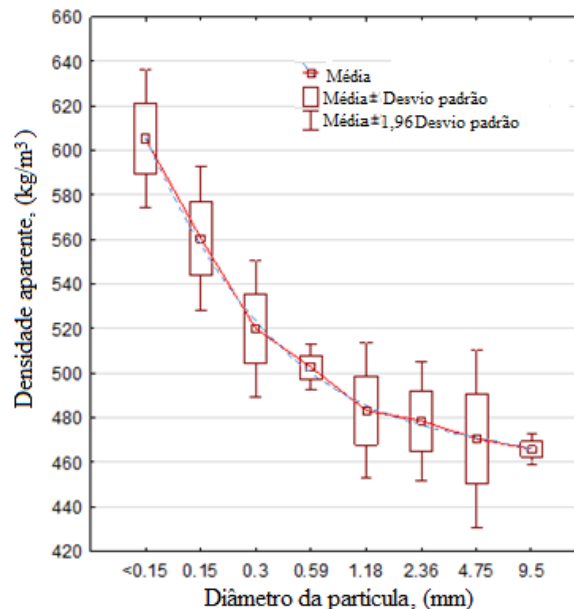
Fonte: ALARCON et al., (2006)

Neste estudo, a determinação deste parâmetro, foi feita através da técnica de picnometria, utilizando um picnômetro a líquido. O método consiste na determinação da massa específica a partir do deslocamento de volume de um fluido, causado pela adição de uma massa de sólido. O experimento foi realizado em triplicata, utilizando água como fluido. Inicialmente foi medida a massa do picnômetro vazio, posteriormente foi adicionada água até o menisco e pesado numa balança eletrônica de laboratório, marca *CELTAC*, com precisão de 0,01 g. Após esses procedimentos foi pesada uma amostra de bagaço de cana de 10 g e introduzida dentro do picnômetro o qual foi completado com água novamente até o menisco e pesado novamente, a diferença nas duas medições (picnômetro com água – picnômetro com água e amostra) dá o volume

ocupado pelo bagaço de cana e sua massa o que permite determinar o valor da massa específica aparente ao conhecer o volume de água deslocada pela amostra, já que o volume do picnômetro é conhecido (500 ml).

Os valores de massa específica aparente obtidos são mostrados na Figura 13. Pode –se observar que a tendência é diminuir conforme o diâmetro das partículas aumenta. A determinação desse parâmetro realizado por picnometria líquida é difícil e trabalhosa, devido aos critérios rigorosos que devem ser analisados para a realização desses experimentos. Ainda assim pode-se observar que em quase todas as medições o desvio é significativo.

Figura 13: Massa específica aparente do bagaço de cana em função do diâmetro da peneira



Fonte: Elaboração própria.

Os valores determinados de massa específica aparente para os diferentes diâmetros de partículas obtidas diferem dos resultados indicados por Alarcon et al. (2006), que usou o método de Ergun, baseado em equações teóricas e medições de queda de pressão provocada quando é atravessado um leito fixo de partículas porosas por um fluxo de gás. As diferenças percebidas devem-se fundamentalmente ao método escolhido para a sua determinação. Porém para o bagaço de cana “*in natura*” o valor encontrado de massa específica aparente foi de $484,63 \pm 11,63 \text{ kg/m}^3$, coincidente com os valores obtidos por Rasul et al. (1999); Cardoso et al. (2013); Gómez et al.

(2012) e Abdullah, Husain, e Pong, (2003) para biomassas de características físicas semelhantes ao bagaço de cana.

Dos dados experimentais obtidos foi possível desenvolver um modelo de ajuste obtido por regressão não linear, que permite a determinação da massa específica aparente em função do diâmetro da partícula com uma $R^2=0,87$. O mesmo é mostrado na equação (16).

$$\rho_p = 501,0018 - 21,0072 \cdot \ln(d_p) \quad (16)$$

3.2.3 Massa específica a granel

A massa específica a granel é definida como a razão entre a massa e o volume ocupado com os poros e os vazios existentes entre as partículas quando estas são colocadas formando uma camada (BASU, 2010) sendo determinada como:

$$\rho_{granel} = \frac{W_{bs} - W_b}{V_i} \quad (17)$$

Onde:

W_{bs} - peso do recipiente cheio, [kg]

W_b - peso do recipiente vazio, [kg]

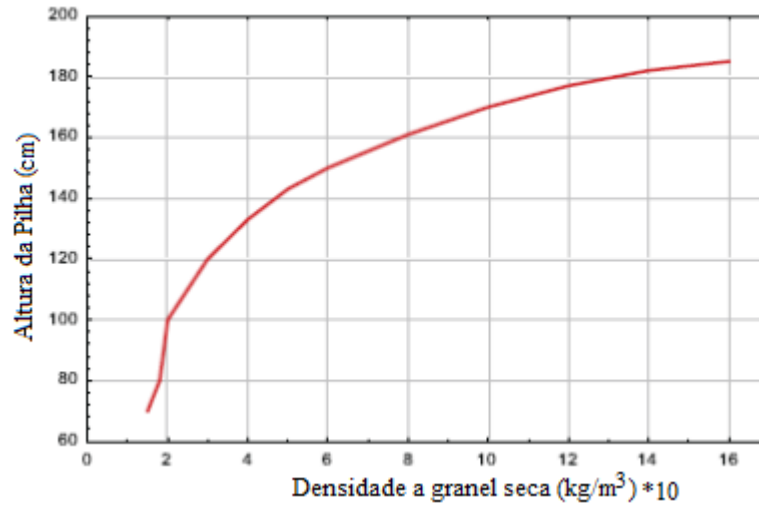
V_i - volume interno do recipiente, [m³]

Rein (2007) sugere que a medida mais utilizada para caracterizar a massa específica a granel do bagaço de cana-de-açúcar é a massa específica a granel da fibra seca sempre que esteja bem fragmentada ou cortada e não compactada.

O valor de massa específica a granel segundo Murry (1960) para o bagaço de cana seco e picado pode variar entre 55 – 66 kg/m³, já Rein (2007) afirma que com os novos métodos utilizados de obtenção do caldo podem-se alcançar 90 kg/m³ de massa específica a granel para fibras finas que tenham algum grau de compactação, no caso de pilhas de bagaço de cana armazenado em grandes montes com uma determinada umidade, o valor de massa específica a granel pode estar em torno de 200 kg/m³.

A influência da compactação na massa específica a granel do bagaço de cana é apresentada por Morgan (1974), (Figura 14), que assinala a compactação como um fator que altera esse parâmetro.

Figura 14: Massa específica a granel em função da altura de empilhamento do bagaço de cana



Fonte: MORGAN, (1974)

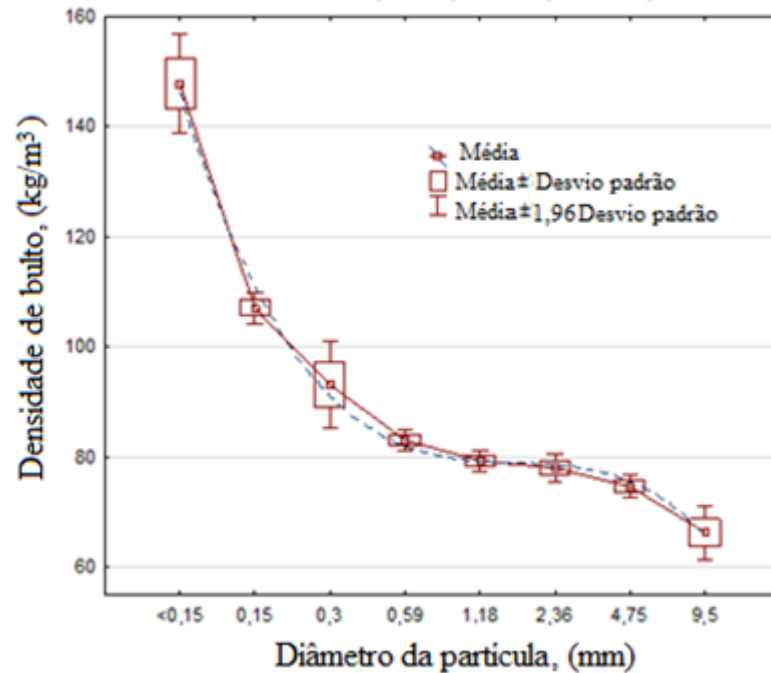
No presente estudo o procedimento experimental utilizado para a determinação deste parâmetro foi baseado na norma ASTM E873-82 (*Standard Test Method for Bulk Density of Densified Particulate Biomass Fuels*), no que foi empregada uma balança eletrônica de laboratório (*Marca CELTAC*), precisão [0,01]. O valor da massa específica a granel é obtido através da equação (17).

Na Figura 15 são mostrados os valores da massa específica a granel com um nível de confiança de 95%. Para partículas entre 0,59 – 4,75 mm, os valores encontram-se na faixa de 74,61 a 82,98 kg/m³, visto que se infere que nessas faixas granulométricas, a variação de massa específica a granel é muito pequena. Os tamanhos de partículas menores correspondem aos maiores valores de massa específica, chegando até 150 kg/m³, para o bagaço de cana “*in natura*” o valor obtido foi de 91,46±1,91 kg/m³.

A equação (18) corresponde ao modelo de ajuste para a determinação da massa específica a granel em função do diâmetro da partícula com um R²=0,90, o qual é representado como:

$$\rho_{granel} = 84,5019 - 8,4878 \cdot \ln(d_p) \quad (18)$$

Figura 15: Massa específica a granel do bagaço de cana



Fonte: Elaboração própria.

Os valores experimentais mostrados na Figura 15 tem concordância com os valores obtidos por Alarcon et al. (2006) sendo praticamente iguais para os diâmetros de partículas menores de 0,4 mm.

3.3 COMPOSIÇÃO QUÍMICA DO BAGAÇO DE CANA-DE-AÇÚCAR

3.3.1 Análise imediata

Esta análise é necessária para a determinação das frações em peso de cinzas, umidade, voláteis e carbono fixo de um combustível qualquer. Esses dados permitiram prever o comportamento do combustível no processo de combustão. A Tabela 10 apresenta os resultados obtidos por vários autores para a análise imediata do bagaço de cana-de-açúcar.

Tabela 10: Análise Imediata do bagaço de cana-de-açúcar.

Referência	Base	Umidade	Carbono Fixo	Voláteis	Cinzas
Resende (2003)	b.u	9,24	84,00	88,67	2,93
De Filippis et al. (2004)	b.s	11,1	9,300	88,70	2,00
Souza-Santos (2004)	b.u	20,0	12,11	88,70	2,65
Hassuani et al. (2005)	b.s	50,2	18,00	79,90	2,20
Camargo (2006)	b.u	11,0	8,00	85,30	6,70
IPT (2007)	b.s	0	13,00	83,00	1,90
Rein (2007)	b.s	0	12,94	87,06	Livre
	b.u	52,0	5,950	40,05	2,00
Manyà e Arauzo (2008)	b.u	2,20	17,80	74,98	5,02
Ahmed e Gupta (2012)	b.s		14,95	73,78	11,27
Média			12,04	79,01	4,07
Desvio Padrão			4,12	14,77	3,15
Intervalo de confiança			2,55	9,15	1,95
Coeficiente de variação			2,92	5,34	1,29

Fonte: Elaboração própria.

Da análise estatística pode-se observar que existe uma grande dispersão nos resultados experimentais obtidos por diversos pesquisadores, sobretudo quanto ao conteúdo de voláteis, isto deve-se, como foi dito anteriormente, as características da variedade de cana-de-açúcar cultivada, assim como ao método de cultivo e colheita utilizados, condições climáticas, entre outros fatores.

Para a realização da análise imediata foram utilizadas as normas *ASTM* para análise imediata de madeira e resíduos segundo Tabela 11.

Tabela 11: Técnicas de análises empregadas

Norma Utilizada	Parâmetro determinado
E 871-82	Umidade
E 1755	Cinzas
E 872 e E 897	Voláteis
E 872 e E 897	Carbono fixo

Fonte: Elaboração própria.

A preparação da amostra foi feita segundo a norma ASTM E 1757 (*Standard Practice for Preparation of Biomass for Compositional Analysis*). Cabe esclarecer que além de fazer a análise imediata segundo a norma para o bagaço de cana “*in natura*”, também foi feita a mesma análise para a distribuição de tamanhos de partículas obtidas da análise granulométrica com o intuito de

observar a influência do diâmetro das partículas na determinação dos parâmetros relacionados na Tabela 11.

3.3.1.1 Determinação da umidade

Para a determinação do teor de umidade utilizou-se uma adaptação da norma ASTM E871-82 (*Standard Method for Moisture Analysis of Particulate Wood Fuels*). Neste método as amostras são secas em um forno com circulação natural de ar a uma temperatura de $103^{\circ}\text{C} \pm 1^{\circ}\text{C}$ até não ocorrer mais variação de massa.

A quantidade mássica utilizada (10 g) foi uma adaptação da norma que recomenda 50 g, devido à limitação da capacidade dos cadinhos e do volume da estufa disponível para as análises (GÓMEZ, 1996).

O teor de umidade pôde ser determinado a partir da equação (19).

$$TU = \frac{(m_i - m_f)}{(m_i - m_c)} \cdot 100 \quad [\%] \quad (19)$$

Onde:

m_i - massa inicial do recipiente com a amostra, [g]

m_f - massa final do recipiente com a amostra, [g]

m_c - massa do recipiente (cadinho), [g]

3.3.1.2 Determinação das cinzas

O teor de cinzas é o teor de sólidos inorgânicos presentes em uma amostra, após o combustível ser completamente queimado. Seus componentes principais são sílica, alumina, ferro e cálcio (BASU, 2010). A norma utilizada foi a ASTM E 1755 (*Standard Test Method for Ash in Biomass*), onde o teor de cinzas é definido como:

$$TC = \left[\frac{(m_{cinzas} - m_c)}{(m_{cb} - m_c)} \right] \cdot 100 \quad [\%] \quad (20)$$

Onde:

m_{cinzas} - massa de cinzas na amostra, [g]

m_{cb} - massa do cadinho mais amostra de biomassa, [g]

Neste caso foi feita uma modificação na temperatura de ensaio da norma devido ao fato de ficar nos cadinhos muito material combustível, pelo que foi decidido aumentar a temperatura de ensaio para análise das cinzas até $725^{\circ}\text{C} \pm 25^{\circ}\text{C}$, mantendo a sequência e tempo de aquecimento para a mufla conforme na norma (GÓMEZ, 1996).

3.3.1.3 Determinação dos materiais voláteis

Os voláteis são os vapores condensáveis e não condensáveis liberados quando um combustível é aquecido, sendo dependente das taxas de aquecimento e das temperaturas em que esse processo ocorre (BASU, 2010).

Para a determinação do teor de materiais voláteis foi utilizada a norma ASTM E872 (*Standard Test Method for Volatile Matter in the Analysis of Particulate Wood Fuels*).

O teor de materiais voláteis (*MV*) pode ser determinado como:

$$MV = \left[\frac{(m_i - m_f)}{(m_i - m_c)} \right] \cdot 100 \quad [\%] \quad (21)$$

Nesta norma também foi feita uma modificação visto que na temperatura de 950 °C o bagaço de cana entrava em combustão instantânea, pelo que a temperatura para a análise dos voláteis foi de 900°C± 10°C e 3 minutos de aquecimento utilizando cadinhos tampados na entrada da mufla (GÓMEZ, 1996).

Os equipamentos utilizados na análise imediata foram uma balança analítica (Marca *SARTORIUS* modelo *BL210S*) com precisão de 0,0001 g, uma Estufa (Marca *NOVA TÉCNICA* modelo *NT315*), uma mufla (marca *EDG* modelo *3P-S*), um dessecador e oito cadinhos.

Os resultados da análise imediata são apresentados na Tabela 12 onde são mostrados os valores médios obtidos para cada uma das faixas granulométricas obtidas da análise de peneiramento. Salienta-se que além desta análise, que foi feita segundo a norma correspondente de preparação de amostras para o caso do bagaço de cana “*in natura*”, foi feito o mesmo procedimento também para os demais diâmetros característicos de cada uma das frações (intervalo de confiança de 95%), com o intuito de verificar a influência do diâmetro das partículas nestas propriedades, como foi dito anteriormente.

Da Tabela 12 pode-se dizer que a umidade de equilíbrio tem uma leve tendência a diminuir na medida que se reduz o diâmetro da partícula (oscilando entre 8,63-6,76% para as diferentes faixas de tamanho). Já o bagaço de cana “*in natura*” apresentou uma umidade de 8,71±0,4%. O conteúdo de cinzas aumenta com a diminuição do diâmetro tendo um incremento considerável para partículas com granulometria entre 0,15 e menos de 0,15 mm respectivamente, o que pode ser explicado pela existência de maior quantidade de contaminantes inorgânicos presentes no solo que tem pequena granulometria assim como a contaminação mecânica com óxidos de ferro e titânio, devido ao processo de extração e moagem da cana.

Tabela 12: Resultados médios da análise imediata

Diâmetro (mm)	Umidade (%)	Cinzas (%)	Voláteis (%)	Carbono fixo (%)
9,50	8,63±0,27	1,36±0,09	86,10±1,53	12,54±1,60
4,75	7,24±0,11	1,69±0,10	84,00±0,40	14,31±0,37
2,36	8,40±0,23	1,86±0,07	87,90±1,39	10,24±1,45
1,18	8,40±0,23	2,56±0,31	84,20±2,48	13,24±2,22
0,59	7,85±0,28	2,51±0,25	84,60±1,91	12,89±1,68
0,300	7,76±0,08	5,32±0,39	83,80±1,04	10,88±1,38
0,150	6,39±0,24	11,39±0,82	83,07±1,46	5,54±1,96
<0,150	6,76±0,23	18,20±0,35	76,67±1,73	5,13±2,29

Fonte: Elaboração própria.

Quanto ao conteúdo de cinzas para o bagaço de cana “*in natura*” o valor encontrado foi de 3,56±0,82%. Este é um fator muito importante a se considerar em aplicações energéticas, já que uma alta porcentagem de cinzas conduz a problemas de sujeira e formação de depósitos nos equipamentos. No caso do material volátil e do carbono fixo contidos no bagaço de cana para as diferentes granulometrias analisadas, tem-se um comportamento com pouca variação, sendo obtidos para o caso “*in natura*” valores de 83,98±1,48% e 12,56±1,11% para cada um desses parâmetros respectivamente.

3.3.2 Análise elementar

A análise elementar fornece as frações mássicas de alguns dos elementos químicos que compõem um combustível. Geralmente são determinados os seguintes constituintes: Carbono, Hidrogênio, Nitrogênio e Oxigênio. Sendo o Oxigênio determinado por diferença. Em alguns tipos de combustível é interessante a determinação do conteúdo de Enxofre e Cloro. Valores típicos da análise elementar do bagaço de cana encontrados na literatura são mostrados na Tabela 13.

Tabela 13: Análise Elementar do bagaço de cana-de-açúcar

Referência	C	H	N	S	Cl	O
Resende (2003)	45,92	6,23	0,38	-	-	50,47
De Filippis et al, (2004)	42,90	5,90	0,20	-	-	49,00
Souza-Santos (2004)	49,66	5,71	0,21	0,03	3,31	41,08
Hassuani et al. (2005)	44,60	5,80	0,60	0,10	0,02	44,50
Camargo (2006)	57,19	6,10	0,35	-	-	36,36
IPT (2007)	45,48	5,70	0,40	0,06	-	45,21
Rein (2007)	47,00	5,92	0,33	0,05	-	45,81
Manyà e Arauzo (2008)	43,60	5,52	0,25	0,07	-	50,63
Ahmed e Gupta (2012)	44,80	5,35	0,38	0,01	-	39,55
Média	46,79	5,80	0,34	0,05	1,66	44,73
Desvio Padrão	4,37	0,27	0,12	0,03	2,32	4,97
Intervalo de confiança	2,85	0,17	0,07	0,02	3,22	3,24
Coeficiente de variação	10,70	21,22	2,82	1,69	0,71	8,99

Fonte: Elaboração própria.

Já para o caso específico do Brasil, no caso de não contar com dados experimentais é recomendado, seguir os valores obtidos por Rocha et al. (2015) para a região do Estado de São Paulo e Nordeste Brasileiro onde não há praticamente dispersão dos valores encontrados (Tabela 14), sendo possível utilizar um valor médio generalizado.

Tabela 14: Valores médios do Análise Elementar do bagaço de cana-de-açúcar para o Brasil.

	C	H	O	N	Cinzas
Média	44,90	6,10	48,74	0,27	2,84
Desvio padrão	1,07	0,85	1,50	0,10	1,22
Coeficiente de variação	0,02	0,14	0,03	0,36	4,3

Fonte: (ROCHA et al., 2015)

3.4 PODER CALORIFICO

O poder calorífico do bagaço da cana-de-açúcar é um fator determinante, que permite conhecer a potencialidade do combustível utilizado e constitui a base dos cálculos térmicos dos equipamentos energéticos em geral.

Moran e Shapiro (2002) forneceram uma definição do poder calorífico de um combustível indicando que é um número positivo e igual ao módulo da entalpia de combustão, sendo

reconhecidos dois poderes caloríficos por esse nome, o Poder Calorífico Superior (*PCS*) e o Poder Calorífico Inferior (*PCI*).

Segundo Agüero e Pisa (2004), o (*PCS*) é o calor produzido pela combustão completa de um quilograma de combustível a 0°C e 760 mm de Hg de pressão, quando todos os produtos da combustão se reduzem as mesmas condições. Em consequência, a água presente no combustível e a resultante da combustão do hidrogênio se condensam. Seu valor pode ser determinado em laboratório mediante ensaios experimentais com uma bomba calorimétrica.

O Poder Calorífico Superior também pode ser determinado por equações empíricas sempre que seja conhecida a composição imediata desse combustível. Uma das equações que permite calcular o (*PCS*) com uma boa estimativa para biomassas é a equação desenvolvida por Parikh, Channiwala, e Ghosal (2005).

$$PCS_b = 0,3536(CF) + 0,1559(MV) - 0,0078(CZ) \quad (22)$$

Onde:

PCS- Poder Calorífico Superior em base seca, [kJ/kg]

CF- carbono fixo, [% em peso base seca]

MV- material volátil, [% em peso base seca]

CZ - cinzas, [% em peso base seca]

Estudos mais recentes desenvolvidos por Callejón-Ferre et al. (2011) e Yin (2011) definem o cálculo do (*PCS*) com base na análise imediata sendo como:

$$PCS_b = 20,086 - 0,26(CZ) \quad (23)$$

$$PCS_b = 0,1905(MV) + 0,2521(CF) \quad (24)$$

Tendo os dados da análise elementar pode-se calcular o (*PCS*) empregando o modelo desenvolvidos por Demirbas (2004) segundo equação (25).

$$PCS_b = [33,5 \cdot (C_{bs}) + 142,3 \cdot (H_{bs}) - 15,4 \cdot (O_{bs}) - 14,5 \cdot (N_{bs})] \cdot 10^{-2} \quad (25)$$

Onde: C_{bs} , H_{bs} , O_{bs} , N_{bs} corresponde aos teores em % desses elementos na biomassa (base seca)

Agüero e Pisa (2004) também definiram o (*PCI*) como o calor produzido quando a água presente no combustível e a resultante da combustão do hidrogênio permanecem em estado gasoso.

O mesmo pode ser determinado segundo Hugot, (1986) como:

$$PCI_b = 17790 - 50,23 \cdot S_s - 203 \cdot W_{bu} \quad (26)$$

Ou ainda de acordo com Rein, (2007):

$$PCI_b = 18260 - 31,14 \cdot S_s - 207,01 \cdot W_{bu} - 182,6 \cdot Z_a \quad (27)$$

Onde:

PCI- Poder Calorífico Inferior em base úmida, [kJ/kg]

S_s - sólidos solúveis no bagaço, [% grados brix]

W_{bu} - conteúdo de umidade do bagaço em base úmida, [%]

Z_a - fração mássica da água, [%]

Uma outra equação indicada por Makray (1984) relaciona o (PCS) em base seca com o (PCI) em base úmida. Nesta equação é descontado do (PCS) a água da biomassa, a energia necessária para vaporizar essa água e o calor latente do processo de vaporização da água formada durante a combustão, sendo:

$$PCI_b = (PCS_b) \cdot 1 - \frac{W_{bu}}{100} - 22,1 \cdot H_{bs} - 0,442 \cdot \left[\left(\frac{W_{bu}}{18} \right) - \left(\frac{H_{bs} \cdot W_{bu}}{2} \right) \right] \quad (28)$$

Onde:

H_{bs} - fração em peso de hidrogênio na biomassa (base seca);

Uma outra forma de se determinar o (PCI) em base seca em função da análise elementar é indicada por Mendeleev (1949) como:

$$PCI_b = 338,58 \cdot C_{bs} + 1254 \cdot H_{bs} - 108,68 \cdot (O_{bs} - S_{bs}) \quad (29)$$

Onde: S_{bs} corresponde ao teor em % desse elemento na biomassa.

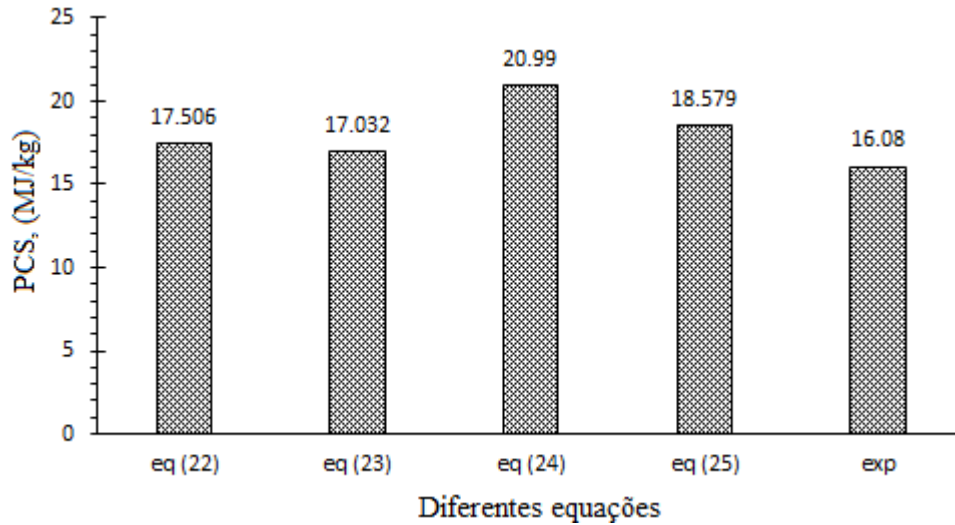
O (PCI) fornece uma idéia mais exata do calor realmente disponível, portanto, na prática, deve-se empregar o valor do (PCI) e não do (PCS) como referência nos cálculos termodinâmicos. Neste caso a determinação do Poder Calorífico Superior base seca, do bagaço de cana-de-açúcar foi feito utilizando uma bomba calorimétrica da marca *IKA* modelo *C2000*, pertencente ao departamento de Energia da *FEG/UNESP*. Para a realização dos procedimentos foi seguida a norma ASTM E 711, própria para este tipo de análise.

O valor determinado foi de $16,08 \pm 0,32$ MJ/kg para o bagaço “*in natura*” com umidade de equilíbrio (8,71%). Esse valor coincide praticamente com o valor encontrado por Rocha et al. (2015) que analisou mais de 60 amostras de bagaço de cana de diferentes regiões do Brasil indicando um valor médio de 16,01 MJ/kg, obtido de forma analítica através da equação (25).

Uma comparação entre o valor experimental obtido e as diferentes correlações existentes na literatura para a determinação do (PCS), é mostrada na Figura 16. Segundo os resultados apresentados, pode-se concluir, que nenhuma das equações empregadas preveem de forma certa o valor do (PCS) para o caso do bagaço de cana, sendo que o melhor resultado é oferecido pela equação desenvolvida por Demirbas (2004) em função da análise elementar, e Parikh, Channiwala,

e Ghosal (2005) em função da análise imediata da biomassa. A faixa de desvio dos resultados experimentais das equações avaliadas oscila entre 6% e 23,39%.

Figura 16: Comparação dos resultados do (*PCS*) obtido de forma analítica e experimental

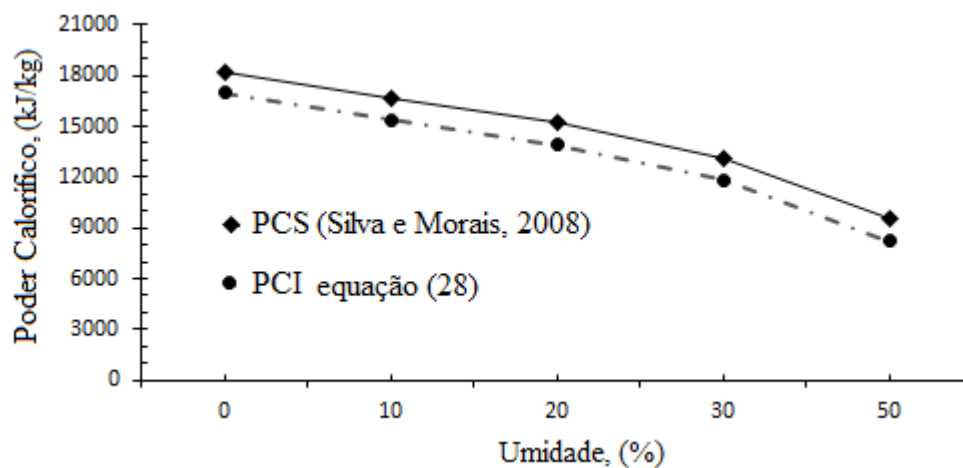


Fonte: Elaboração própria.

A influência da umidade no (*PCS*) é apresentada na Figura 17, segundo dados indicados por Silva e Morais (2008). Nota-se que há sempre uma redução progressiva do poder calorífico em relação ao aumento da umidade contida no bagaço de cana, ou seja, quanto maior é a umidade menor vai ser o poder calorífico deste material.

No caso da determinação do (*PCI*) neste trabalho foi utilizada a equação (28) desenvolvida por Makray, (1984).

Figura 17: Influência da umidade no PCS e PCI



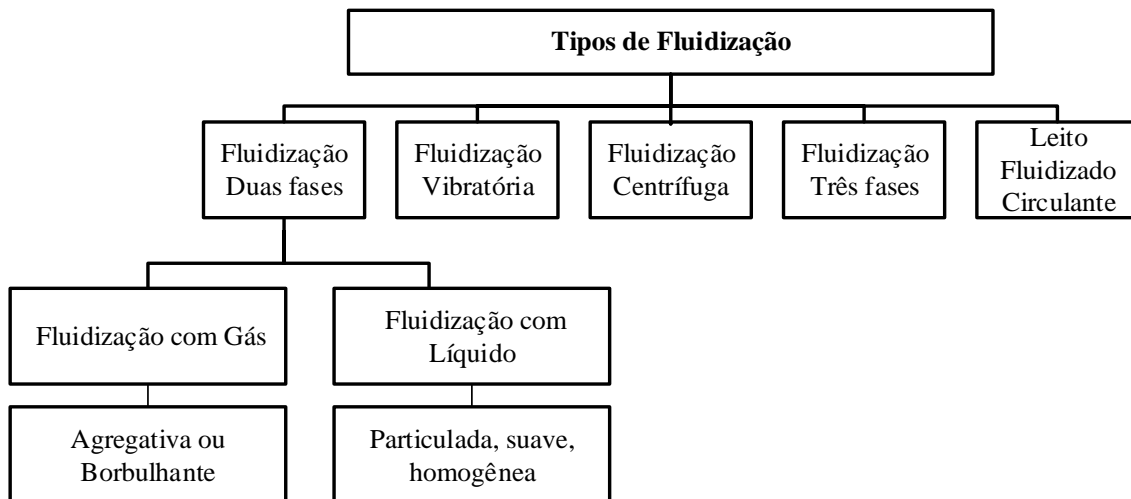
Fonte: Elaboração própria.

CAPITULO 4. MODELAGEM FLUIDODINÂMICA DE UM LEITO FLUIDIZADO

4.1 TIPOS DE FLUIDIZAÇÃO

O fenômeno da fluidização consiste em conseguir um comportamento fluido de partículas sólidas inicialmente em repouso quando uma corrente ascendente de fluido (gás ou líquido) atravessá-las até alcançar uma determinada velocidade, sob determinadas condições. A Figura 18 mostra os tipos de fluidização mais utilizados na atualidade (GUPTA; SATHIYAMOORTHY, 1999).

Figura 18: Tipos mais comuns de fluidização.



Fonte: Modificado de (GUPTA; SATHIYAMOORTHY, 1999)

Neste estudo o foco foi a fluidização de duas fases, utilizando ar como agente de fluidização em regime borbulhante. Sistemas baseados na teoria de duas fases (*two-phase theory*) são caracterizados pela interação das partículas sólidas e o fluido. Essa interação é mecânica e fluidodinâmica pelo que a troca de calor e massa assim como as reações químicas podem ter lugar simultaneamente. Esta teoria foi inicialmente proposta por Toomey e Johnstone (YANG, 2003), onde o modelo assume que a fluidização consiste em duas fases, uma particulada (fase de emulsão) e outra fase de bolhas, onde a taxa de fluxo na fase de emulsão vai ser igual a taxa de fluxo na condição de fluidização incipiente (mínima fluidização), sendo a porosidade de mínima fluidização praticamente constante. Qualquer fluxo a mais que o requerido para alcançar a mínima fluidização vai aparecer em forma de bolhas. Matematicamente a teoria das duas fases pode-se expressar como:

$$\frac{Q_b}{A_c} = V_f - V_{mf} \quad (30)$$

Onde:

Q_b - fluxo volumétrico visível de bolhas, [m³/s]

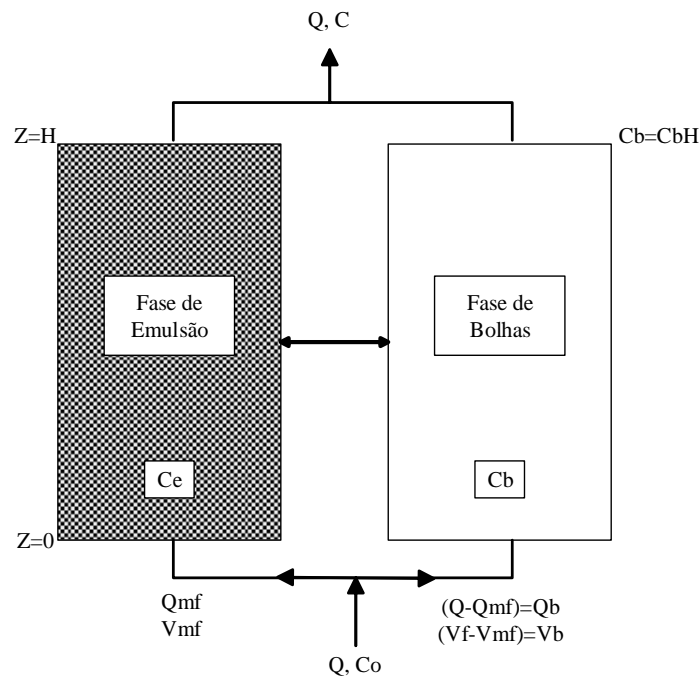
A_c - Área da seção transversal do reator, [m²]

V_f - velocidade superficial do gás, [m/s]

V_{mf} - velocidade mínima de fluidização, [m/s]

Uma representação esquemática do modelo de duas fases pode ser observada na Figura 19.

Figura 19: Representação esquemática da teoria de duas fases



Fonte: Modificado de (GUPTA; SATHIYAMOORTHY, 1999)

Onde:

C_o -concentração inicial de reagentes, [mol/l]

C - concentração de reagentes, [mol/l]

C_e - concentração de reagentes na fase de emulsão, [mol/l]

C_b - concentração de reagentes na fase de bolhas, [mol/m³]

Q - fluxo volumétrico, [m³/s]

V_b - velocidade da bolha, [m/s]

Z - altura acima do distribuidor, [m]

Assume-se que a transferência de massa entre as duas fases pode ser realizada de vários modos, como convecção, difusão e difusão convectiva. Em certos casos, as bolhas são consideradas como desprovidas de partículas sólidas em seu interior, enquanto em outros assume-se que contém

certa fração de sólidos. Todos os parâmetros acima, quando combinados de várias maneiras, resultam em vários tipos de modelos. A seleção de um desses modelos para qualquer aplicação específica pode ser uma tarefa difícil (GUPTA; SATHIYAMOORTHY, 1999).

4.2 MODELOS DE LEITO FLUIDIZADO

Existem duas abordagens matemáticas para descrever o processo de gaseificação de biomassa, que transformam as variáveis físicas de entrada para a obtenção de parâmetros físicos ou variáveis desejadas na saída. Os modelos que descrevem este tipo de fenômeno são chamados modelos de dimensão zero (0-D) e modelos dimensionais (1-D, 2-D, 3-D), dependendo do número de coordenadas espaciais consideradas.

Para realizar um projeto correto é necessário aplicar modelos de reatores de leito fluidizado altamente empíricos que estão intimamente calibrados com dados experimentais de plantas piloto, estimativas termodinâmicas e modelagem do comportamento fluidodinâmico a frio (YANG, 2003).

Na atualidade existem inúmeros modelos para os leitos fluidizados com diferentes nomes, classificações e categorias e, dependendo da finalidade podem ser: modelos que empregam a fluidodinâmica computacional (*CFDM*), modelos fluidodinâmicos (*FM*), e modelos de caixa preta (*BBM*), dentro dos quais, os modelos fluidodinâmicos são os mais aceitos para os reatores de leito fluidizado borbulhante (GÓMEZ-BAREA; LECKNER, 2010). Na literatura são sugeridos uma ampla variedades destes tipos de modelos, geralmente baseados na teoria de duas fases, que num primeiro momento diferem entre eles em relação as hipóteses formuladas com respeito ao sistema gás - sólido dentro do leito, pelo qual a seleção de um modelo específico para aplicações de projeto não é uma tarefa simples (GÓMEZ-BAREA; LECKNER, 2010).

Gupta e Sathiyamoorthy (1999), classificaram os modelos fluidodinâmicos em três categorias fundamentais:

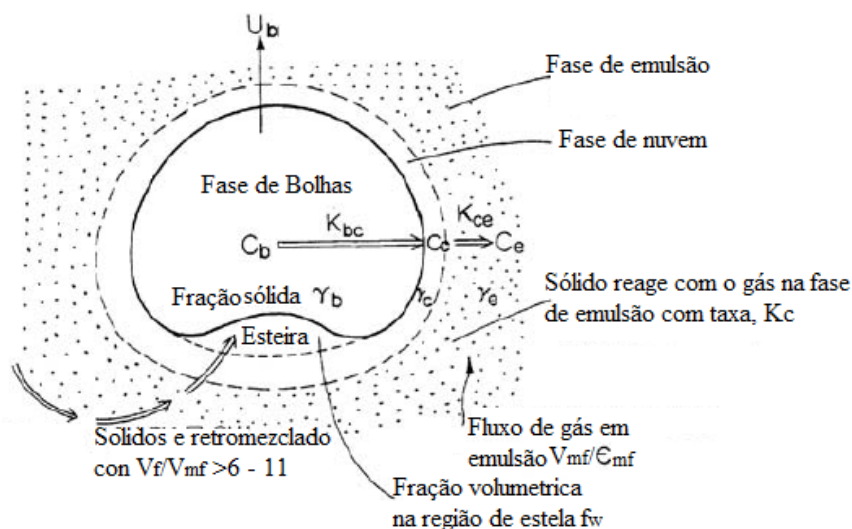
1. Modelos que não relacionam os parâmetros com o tamanho da bolha e são considerados constantes através do leito;
2. Modelos onde os parâmetros são constantes mas estão relacionados com o tamanho da bolha;

3. Modelos que usam parâmetros variáveis através do leito relacionados com o tamanho da bolha.

O grau de sofisticação de cada modelo muda com a natureza das hipóteses assumidas, que não necessariamente são adotadas no mesmo sentido em todos os modelos, isso resulta numa grande multiplicidade de modelos.

Existem outros modelos que enfocam mais no leito de bolhas, chamados de modelos de leito borbulhante, vide Figura 20, porém coincidem em que o leito borbulhante consta de duas fases. Esses grupos de modelos são baseados fundamentalmente na dinâmica das bolhas, tendo em consideração essencialmente três fases: bolhas, nuvem-esteira, e emulsão. Em cada uma dessas fases supõe-se que contém certa quantidade de sólidos, e o gás sem reagir, passa a fase seguinte conectada em série, sendo finalmente consumido pelas reações com os sólidos presentes na fase de emulsão. Os sólidos são transportados pela esteira presente na parte inferior de cada bolha, sendo considerados constantes no leito, sendo que não existe fluxo líquido, os sólidos que são levados para cima devem ser compensados com os sólidos que descem. Esses sólidos que descem são sugados pelo gás ajudando a homogeneização do leito especialmente quando $V_f/V_{mf} > 6-11$ (GUPTA; SATHIYAMOORTHY, 1999).

Figura 20: Modelo de leito borbulhante



Fonte: Modificado de (GUPTA; SATHIYAMOORTHY, 1999)

Onde:

C_b, C_c, C_e - concentração dos reagentes nas diferentes fases, $[\text{mol}/\text{m}^3]$

K_{bc} - coeficientes de intercâmbio de massa entre as fases de bolha e nuvens-esteira, [1/s]

K_{ce} - coeficientes de intercâmbio de massa entre as fases de nuvens-esteira e emulsão, [1/s]

$\gamma_b, \gamma_c, \gamma_e$ - volume de sólidos dispersados na fase de bolhas, na região de nuvem-esteira e na fase de emulsão respectivamente, divididos pelo volume das bolhas.

Diversos estudos teóricos e experimentais tem sido feitos sobre a teoria de duas fases, os quais tem sugerido uma infinidade de modelos que descrevem com maior ou menor acerto as condições para as quais foram desenvolvidos. Segundo Nemtsov e Zabaniotou (2008), Gómez-Barea e Leckner (2010) e Philippsen et al. (2014) tem-se quatro modelos que são os mais representativos e tradicionais, sendo os que mais tem recebido atenção dos pesquisadores, e que abrangem tanto os modelos de duas fases como os modelos de leito de bolhas:

1. Modelo de Davidson e Harrison;
2. Modelo de Partridge e Rowe;
3. Modelo de Kunii e Levenspiel;
4. Modelo de Kato e Wen.

Cada um desses modelos difere nas suposições feitas em cada uma das fases, alguns dos principais postulados são:

Modelo de Davidson e Harrison

- Todo o gás além do utilizado para alcançar a mínima fluidização aparece em forma de bolhas;
- As bolhas tem um tamanho constante ao longo do leito;
- As reações tem lugar só na fase de emulsão através de cinética de primeira ordem;
- A transferência de massa ocorre pela combinação de processos de difusão molecular e o gás que atravessa o leito;
- Na fase de emulsão considera-se perfeitamente misturada ou em fluxo pistão.

Modelo de Partridge e Rowe

- Este modelo considera que a troca de massa ocorre na interface nuvem-emulsão, ou seja, a fase de bolha e a de nuvem são consideradas que estão bem misturadas, essa região é chamada de fase de bolha-nuvem;
- São consideradas as reações que tem lugar na fase de bolha-nuvem;

- Na taxa de transferência de massa entre as fases considera-se só o mecanismo de difusividade.

Modelo de Kunii e Levenspiel (*bubbling bed model*)

- As bolhas são de um tamanho único e são distribuídas uniformemente no leito;
- O fluxo de gás na vizinhança das bolhas segue o modelo Davidson e Harrison;
- Cada bolha arrasta junto com ela uma esteira de sólidos, criando uma re-circulação de sólidos no leito, com fluxo ascendente embaixo das bolhas e um fluxo descendente no resto da emulsão;
- A emulsão permanece em condições mínimas de fluidização, assim, a velocidade relativa do gás e dos sólidos permanece inalterada;
- Assume-se uma mistura completa na fase de emulsão e fluxo pistão na fase de bolhas.

Modelo de Kato e Wen (*bubble assemblage model*)

- O leito fluidizado pode ser representado por n compartimentos em série. A altura de cada compartimento é igual ao tamanho de cada bolha na altura correspondente do leito;
- Cada compartimento consiste de uma fase de bolha e uma fase de emulsão. Na fase de bolhas o gás flui através dela, enquanto a fase de emulsão considera-se que está completamente misturada dentro das fases;
- O espaço vazio (porosidade) dentro da fase de emulsão é considerada igual a do leito nas condições de mínima fluidização. A velocidade ascendente do gás na fase de emulsão é considerada como V_e ;
- A fase bolha consiste de bolhas esféricas rodeadas por nuvens esféricas. A porosidade dentro da nuvem é assumida como sendo a mesma da fase de emulsão;
- As bolhas crescem continuamente durante sua passagem através do leito até elas atingirem o tamanho máximo estável ou alcançar o diâmetro do leito;
- Assume-se um leito operando em condições isotérmicas, desde que a difusividade térmica efetiva e os coeficientes de transferência de calor sejam grandes.

O quadro 2 resume as principais características de cada um dos modelos anteriormente mencionados.

Quadro 2: Principais características de cada modelo

Parâmetros do Modelo	Davidson e Harrison	Partridge e Rowe	Kunii e Levenspiel	Kato e Wen
Fases consideradas	Duas fases: bolhas livre de sólidos e emulsão rica em sólidos	Duas fases: bolhas com associação de nuvens e emulsão	Três fases: bolhas, nuvens-esteira e emulsão	Duas fases: bolhas e nuvens misturadas e emulsão em cada compartimento
Tipo de fluxo	Fluxo pistão na fase de bolhas e Fluxo pistão com mistura completa na fase de emulsão	Fluxo pistão com mistura completa na fase de emulsão	Fluxo pistão na fase de bolhas e refluxo na fase de emulsão	Mistura completa na fase de emulsão
Fluxo de gás entre as fases	Gás em excesso do necessário para alcançar a V_{mf} aparece em forma de bolhas	Fluxo de gás visível na fase de bolhas	Fluxo de gás na fase de emulsão não se considera	Fluxo de gás na fase de emulsão não se considera
Tamanho da bolha	Presume-se constante	Muda ao longo do leito	Presume-se constante	Muda ao longo do leito
Resistência na transferência	Entre a fase de nuvem e emulsão não é considerada	Não se tem resistências na interfase bolhas-nuvens	Duas resistências uma na fase de bolha para nuvem-esteira e outra de nuvem-esteira para emulsão	Não se tem resistências na interfase bolhas-nuvens

Fonte: Elaboração própria.

Nas últimas cinco décadas evidenciaram-se numerosos estudos teóricos e experimentais disponíveis para modelar sistemas gás-sólidos em reatores de leito fluidizado, porém modelos que funcionam bem para certa reação ou processo, podem não funcionar para outros. Em outras palavras, não existe qualquer modelo que possa ser universalmente aplicável a todas as operações realizadas nesses reatores. No entanto, todas estas tentativas de modelagem geram informações valiosas em relação ao comportamento do reator, que leva a uma melhor concepção e funcionamento, porém estudos adicionais são necessários para promover o conhecimento na modelagem deste tipo de equipamento (YANG, 2003; GUPTA; SATHIYAMOORTHY, 1999).

Exemplos e aplicações desses modelos tem sido apresentados em diversos trabalhos, incluindo estudos de reatores de leito fluidizado feitos por Botton, Vergnes, e Bergougnou (1983), e Dutta e Suci (1989), nos quais se aplicam o modelo de Kunii e Levenspiel. Um outro modelo para gaseificação de estrume foi desenvolvido por Raman et al. (1981) em que a fluidodinâmica é baseada na teoria de duas fases. Os resultados mostraram que deveriam ser feitos alguns refinamentos na parte da cinética química. Philippsen et al. (2014) apresentaram um estudo onde Chavarie e Grace fazem uma revisão de diferentes modelos num processo de decomposição catalítica de ozônio em um leito fluidizado bidimensional em que o desempenho do reator e os perfis de concentração de ozônio em ambas as fases foram medidos. Os resultados obtidos foram que: o modelo de Davidson e Harrison quando assume a fase de emulsão perfeitamente misturada, subestima a conversão global da reação; porém quando assume-se fluxo pistão, obtem-se melhores previsões de conversão global, mas ainda longe dos resultados experimentais. O modelo de Partridge e Rowe resultou inaplicável para a configuração bidimensional, a área da fase de bolhas-nuvem foi maior que a área real disponível no leito. O modelo de leito borbulhante de Kunii e Levenspiel foi o que obteve melhores resultados, inclusive quando foram utilizados baixos coeficientes de troca entre as fases. Já o modelo de Kato e Wen, embora levasse a uma boa estimativa do perfil de concentração da fase de bolha, falhou em prever os valores corretos da concentração na fase de emulsão e na conversão global dos reagentes.

Estudos mais recentes feitos especificamente para sistemas de gaseificação mostram uma ampla variedade de modelos. Hamel e Krumm (2002) desenvolveram um modelo matemático para simular processos de gaseificação utilizando combustíveis sólidos como carvão, serragem e turfa em gaseificadores de leito fluidizado borbulhante atmosféricos e pressurizados. Este modelo incorpora a fluidodinâmica do leito e do *freeboard*, assim como a secagem, devolatilização e cinética química. Os gaseificadores foram operados dentro de uma ampla gama de parâmetros utilizando ar, vapor ou misturas de ar-vapor-oxigênio como agente de gaseificação, operando com ou sem recirculação de finos e pressões de até 2,5 MPa. As concentrações das espécies gasosas obtidas pelo modelo concordaram em $\pm 10\%$ com os dados experimentais publicados.

Sadaka et al. (2002) desenvolveram um modelo de duas fases para prever o desempenho de um gaseificador de leito fluidizado empregando palha de trigo como combustível. O modelo fluidodinâmico foi baseado no modelo de Davidson e Harrison e no modelo de Kato e Wen, onde a fase de emulsão foi dividida numa fase de gás intersticial e fase sólida, sendo considerada a

determinação da velocidade mínima de fluidização através da correlação de Botterill e Bessant. As predições feitas pelo modelo mostraram um fator de correlação entre 0,88-0,98 quando comparadas com os resultados experimentais.

Radmanesh et al. (2006) simulou a gaseificação de partículas de madeira empregando um modelo isotérmico unidimensional (1-D) onde foi avaliado o desempenho de dois modelos cinéticos para a pirólise, onde o modelo fluidodinâmico foi baseado no modelo de Kunii and Levenspiel. A velocidade mínima de fluidização foi determinada de forma experimental e através do modelo empírico de Grace. Os resultados obtidos mostraram boa concordância quando comparados com estudos experimentais empregando ar ou vapor como agente de gaseificação.

Gómez-Barea e Leckner (2010) realizaram um estudo dos diferentes modelos utilizados para a simulação da gaseificação de materiais sólidos com ênfase na biomassa, utilizando gaseificadores de leito fluidizado borbulhante e circulante. Os autores concluíram que os modelos fluidodinâmicos eram os mais comuns e os que tem maior sucesso na previsão do funcionamento dos reatores de leito fluidizado borbulhante. O modelo utilizado para a simulação fluidodinâmica foi um modelo isotérmico unidimensional (1-D) baseado na teoria de duas fases.

Michailos e Zabaniotou (2012) desenvolveram um modelo utilizando o simulador ASPEN-PLUS para a gaseificação de azeitona. Os autores consideraram que o processo tem lugar de forma isotérmica em estado estacionário, assumindo partículas de forma esférica e tamanho uniforme de diâmetro constante durante a gaseificação. O modelo fluidodinâmico é baseado na teoria das duas fases e consideraram-se três regiões no leito: jato, bolhas e tampão. Os resultados obtidos da análise de sensibilidade mostraram concordância com os resultados experimentais, o maior desvio encontrado foi para a concentração de metano com um erro relativo de 9,8%.

Os modelos relatados anteriormente foram desenvolvidos para as condições específicas de operação de cada um deles, empregando às vezes dados experimentais para parâmetros fluidodinâmicos muito importantes como a velocidade mínima de fluidização (RAMAN et al., 1981; STERGIU et al., 1984). Outros modelos empregam correlações empíricas para determinar esse parâmetro (SADAKA et al., 2002, RADMANESH et al., 2006; GÓMEZ-BAREA; LECKNER, 2010) os quais foram desenvolvidas para partículas com características físicas e geométricas muito diferentes das partículas de bagaço de cana, pelo qual pretende-se desenvolver um modelo matemático ajustado as características fluidodinâmicas do bagaço de cana-de-açúcar.

4.3 MODELO PROPOSTO

Baseado nos estudos dos modelos anteriormente relatados foi possível propor um novo modelo fluidodinâmico, adequando as características específicas das partículas do bagaço de cana-de-açúcar, partindo dos seguintes postulados:

- O reator de leito fluidizado é dividido em duas regiões: região do leito denso e região do *freeboard*;
- O estado fluidodinâmico no leito é mantido em regime de leito fluidizado borbulhante segundo o modelo de Kunii e Levenspiel, no que são consideradas três fases: densa ou de emulsão, de bolhas e uma de nuvens-esteira;
- Depois de alcançar a velocidade mínima de fluidização, todo o gás em excesso, flui através do leito na forma de bolhas enquanto a fase de emulsão permanece estagnada em condições de mínima de fluidização, modelo de Davidson e Harrison;
- A razão volumétrica do gás aumenta junto com a altura do reator, o que corresponde à produção de produtos gasosos;
- A fração de volume de sólidos diminui na medida em que se aumenta a altura do reator, o que corresponde a coalescência das bolhas no leito e a devolução de partículas sólidas para a superfície do leito na zona do *TDH*;
- O crescimento das bolhas é representado pelo modelo de (*bubble assemblage model*);
- Não se tem mudanças nas propriedades do leito na direção axial, só na vertical;
- A composição dos produtos gasosos é obtida por modelos de equilíbrio termodinâmico zero dimensional, que em função das variáveis de entrada e saída, preveem a composição final do gás e a temperatura de equilíbrio em dependência do tipo de biomassa, umidade, relação ar/combustível e temperatura (PÉREZ et al., 2014).

Toda a programação dos algoritmos de cálculo para a determinação dos parâmetros necessários para a modelagem foram feitas no software MathCad 14, projetado principalmente para verificação, validação, documentação e reutilização de cálculos de engenharia. Visualmente é uma combinação de um processador de texto com uma ferramenta em notação matemática que permite editar equações, declarar variáveis, editar gráficos assim como realizar procedimentos complexos previamente programados.

4.4 DETERMINAÇÃO DOS PRINCIPAIS PARÂMETROS FLUIDODINÂMICOS PARA A IMPLEMENTAÇÃO DO MODELO PROPOSTO

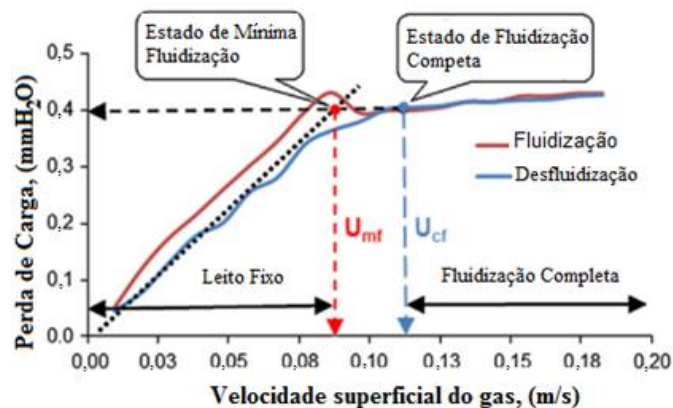
4.4.1 Velocidade mínima de fluidização

A velocidade mínima de fluidização (V_{mf}) é o parâmetro mais importante no estudo da fluidização, sendo determinante para modelar a operação ou projetar um reator de leito fluidizado (NEMTSOV; ZABANIOTOU (2008). Este parâmetro é fundamental quando se trata de otimizar as reações que ocorrem na fase gás-sólido no gaseificador, geralmente depende das características físicas do material utilizado e define o comportamento fluidodinâmico que terá o leito.

Existem vários métodos na literatura para a determinação teórica da velocidade mínima de fluidização, que classificam-se em quatro grandes grupos: método de perda de carga, método de análise dimensional, método de força de arrasto e método de velocidade terminal (PAUDEL; FENG, 2013).

No caso de se ter pontos experimentais é possível determinar a (V_{mf}) como a intersecção da curva inclinada, que corresponde a velocidade inicial do ar sob a condição do leito fixo com a linha horizontal, que indica a queda de pressão constante no leito de partículas, conforme apresentado na Figura 21 (KARMAKAR; HALDAR; CHATTERJEE, 2013).

Figura 21: Determinação gráfica da Velocidade Mínima de Fluidização (V_{mf}).



Fonte: Modificado de (SHARMA et al., 2013)

4.4.1.1 Velocidade mínima de fluidização para sistemas de partículas homogêneas

Segundo Sharma et al. (2013) a velocidade mínima de fluidização (V_{mf}) é definida como a velocidade superficial do gás, na qual a força de arrasto sobre os materiais do leito é igual a força gravitacional.

O que equivale a dizer que:

$$\left(\frac{\text{Queda de pressão no leito}}{\text{pressão no leito}}\right) \cdot \left(\frac{\text{secção}}{\text{do tubo}}\right) = \left(\frac{\text{Volume}}{\text{do tubo}}\right) \cdot \left(\frac{\text{fração}}{\text{de sólidos}}\right) \cdot \left(\frac{\text{Peso específico}}{\text{dos sólidos}}\right)$$

Para qualquer tipo de partículas é utilizada a equação de Ergun (KARMAKAR et al., 2013) definida como:

$$\frac{\Delta P_l}{H_f} = \frac{150(1 - \varepsilon_f)^2}{\varepsilon_f^3} \cdot \frac{\mu_f \cdot V_f}{(\phi \cdot d_p)^2} + \frac{1,75(1 - \varepsilon_f)}{\varepsilon_f^3} \cdot \frac{(\rho_f \cdot V_f)^2}{(\phi \cdot d_p)} \quad (31)$$

A equação de Ergun foi obtida experimentalmente para uma ampla gama de tamanhos e formas de partículas, considerando-se as componentes laminar e turbulenta do gradiente de pressão. Em condições de fluxo laminar predomina o primeiro termo da equação, a queda de pressão aumenta de forma linear com a velocidade superficial do gás independente da sua massa específica. Em condições de escoamento turbulento o segundo termo domina e a perda de pressão aumenta com o quadrado da velocidade, sendo independente da viscosidade do fluido. Em termos do número de Reynolds é considerado fluxo laminar, quando $Re < 10$ e fluxo totalmente turbulento para $Re > 2000$.

Quando a queda de pressão for igual ao peso das partículas por unidade de área contida no leito, este começa a se expandir e para essas condições:

$$\Delta P_l = H_{mf} \cdot (1 - \varepsilon_{mf}) \cdot (\rho_p - \rho_f) \cdot g \quad (32)$$

Onde:

H_{mf} - Altura do leito na velocidade mínima de fluidização, [m]

ε_{mf} - porosidade do material do leito nas condições de mínima fluidização, [adimensional]

ρ_p - massa específica do material sólido do leito, [kg/m³]

g - aceleração da gravidade, [m/s²]

Fazendo um arranjo nas equações (31) e (32) e multiplicando ambos lados por $\frac{d_p^3 \cdot \rho_f}{\mu_f^2 \cdot (1 - \varepsilon_{mf})}$

Obtém-se uma correlação expressa em termos de quantidades adimensionais conhecidas como número de Arquimedes (A_r) (alguns autores denominam este termo como número de Galileu, G_a) e número de Reynolds de mínima fluidização (R_{emf}):

$$A_r = \frac{150(1 - \varepsilon_{mf})}{\phi^2 \varepsilon_{mf}^3} \cdot R_{emf} + \frac{1,75}{\phi \varepsilon_{mf}^3} \cdot R_{emf}^2 \quad (33)$$

Onde:

$$A_r = \frac{d_p^3 \cdot \rho_f \cdot (\rho_p - \rho_f) \cdot g}{\mu_f^2} \quad (34)$$

$$R_{emf} = \frac{d_p \cdot V_{mf} \cdot \rho_f}{\mu_f} \quad (35)$$

Onde:

V_{mf} – velocidade mínima de fluidização, [m/s]

Nas equações anteriores para se calcular a velocidade mínima de fluidização é preciso conhecer as características das partículas (diâmetro, massa específica) e do fluido (viscosidade e massa específica) durante a operação. Também é necessário conhecer o valor da fração de vazio no início da fluidização (porosidade, ε_{mf}), parâmetro muito complexo de se determinar com precisão, e que na prática aproxima-se ao valor da fração de vazio do leito fixo.

A equação (33) deve satisfazer a condição de $20 < R_{emf} < 1000$. Se o Número de Reynolds de partícula não está dentro dessa faixa, o cálculo será realizado como segue:

- No caso de partículas muito pequenas onde predominam as perdas viscosas a equação (33) se simplifica para:

$$V_{mf} = \frac{d_p^2 \cdot (\rho_p - \rho_f) \cdot g}{150 \cdot \mu_f} \cdot \frac{\varepsilon_{mf}^3 \cdot \phi^2}{1 - \varepsilon_{mf}} \quad \text{Para } R_{emf} < 20 \quad (36)$$

- Para partículas longas onde predominam perdas de energia cinética:

$$V_{mf} = \sqrt{\frac{d_p \cdot (\rho_p - \rho_f) \cdot g}{1,75 \cdot \rho_f} \cdot \varepsilon_{mf}^3 \cdot \phi} \quad \text{Para } R_{emf} > 1000 \quad (37)$$

Segundo Kozanoglu et al. (2002) a equação da velocidade mínima de fluidização também pode ser escrita como:

$$R_{emf} = \left[\left(\frac{K_2}{2K_1} \right)^2 + \frac{A_r}{K_1} \right]^{0,5} - \frac{K_2}{2K_1} \quad (38)$$

Onde:

$$K_1 = \frac{1,75}{\varepsilon_{mf}^3 \cdot \phi} \quad (39)$$

$$K_2 = 150 \frac{(1 - \varepsilon_{mf})}{\varepsilon_{mf}^3 \cdot \phi^2} \quad (40)$$

Segundo Delebarre (2004), Wen e Yu foram os primeiros a notar que K_1 e K_2 permanecem praticamente constantes para diferentes tipos de partículas em uma ampla gama de condições ($0,001 < Re_p < 4000$), eles então definiram duas constantes amplamente utilizadas quando não se conhece a porosidade do leito (ε_{mf}) ou a esfericidade da partícula (ϕ_s), definidas como:

$$C_1 = \frac{K_2}{2 \cdot K_1} \quad \text{e} \quad C_2 = \frac{1}{K_1}$$

Então:

$$R_{emf} = [(C_1)^2 + C_2 A_r]^{0,5} - C_1 \quad (41)$$

Os valores encontrados dessas constantes, por diferentes pesquisadores, podem ser vistas na Tabela 15.

Tabela 15: Valor das constantes C_1 e C_2

<i>Pesquisador</i>	C_1	C_2	<i>Tipo de partículas</i>
Kozanoglu et al. (2002) ¹	30,3	0,0546	$\phi > 0,8$ Pimenta preta, painço, pasto,
	36,8	0,0650	$0,5 < \phi \leq 0,8$ sementes de relva, feijão francês
	33,6	0,0598	Para ambos tipos de partículas
Wen e Yu, (1966) apud ¹	33,7	0,0408	Vários tipos inclusive esferas de aço
Saxena e Vogel, (1977) apud ¹	25,5	0,0571	Dolomita
Babu et al. (1978) apud ¹	25,3	0,0651	Carvão, calcário, dolomita, minério de ferro
Chitester e Kornodky, (1984) apud ¹	28,7	0,0494	Esferas de vidro, carvão até 64 bar
Richardson e Jeronimo, (1979) apud ¹	25,7	0,0365	Carvão, <i>char</i> , calcário, cal
Grace, (1986) apud ¹	27,2	0,0408	Areia fina <100 μm
Reina et al. (2000)	48,0	0,045	Vários tipos de madeiras
Paudel e Feng, (2013)	30,28	0,108	Nozes, casca de nozes, caule de milho

Segundo Subramani et al. (2007), Wen e Yu também definiram que:

$$\frac{1}{\varepsilon_{mf}^3 \cdot \phi} \approx 14 \quad (42)$$

$$\frac{(1 - \varepsilon_{mf})}{\varepsilon_{mf}^3 \cdot \phi^2} \approx 11 \quad (43)$$

Substituindo as equações (42) e (43) nas equações (36) e (37) obtém-se as equações simplificadas:

$$V_{mf} = \frac{d_p^2 \cdot (\rho_p - \rho_f) \cdot g}{1650 \cdot \mu_f} \quad \text{Para } Re_{mf} < 20 \quad (44)$$

$$V_{mf} = \sqrt{\frac{d_p \cdot (\rho_p - \rho_f) \cdot g}{24,5 \cdot \rho_f}} \quad \text{Para } Re_{mf} > 1000 \quad (45)$$

Segundo Akhil Rao et al. (2009) a correlação de Wen e Yu é a mais amplamente utilizada com as seguintes restrições: $0,38 \leq \varepsilon_{mf} \leq 0,94$; $0,14 \leq \phi \leq 1,0$ mm; $8,1 \cdot 10^{-4} \leq d_p/D_r \leq 0,25$.

Além das equações anteriormente descritas, muitos pesquisadores tem desenvolvido suas próprias correlações empíricas para a determinação da velocidade mínima de fluidização em determinadas condições de operação.

4.4.1.2 Velocidade mínima de fluidização para sistemas de partículas heterogêneas.

A biomassa é difícil de fluidizar em seu estado natural devido as suas propriedades incomuns, por exemplo: seu tamanho e forma características, assim como baixa massa específica. Para melhorar o processo de fluidização geralmente é adicionado ao leito um material inerte como areia sílica, alumina (óxido de alumínio), óxido de magnésio, calcita, etc; que ajuda na fluidização das partículas de biomassa, aumentando a transferência de calor e a homogeneização da temperatura do leito assim como mantem a hidrodinâmica dentro do reator (PAUDEL; FENG, 2013).

A necessidade de utilização do material inerte traz como consequência o fenômeno de segregação no leito devido a mistura de materiais com diferentes propriedades físicas. No que diz respeito a mistura e segregação, uma extensa literatura tem sido publicada nas últimas três décadas, cobrindo vários aspectos, como: mecanismos de mistura e segregação, possíveis inconsistências e padrões, análise de viabilidade, aplicações entre outros aspectos (ZHANG; JIN; ZHONG, 2009).

Segundo Zhang et al. (2009) o comportamento hidrodinâmico de leitos fluidizados binários ou heterogêneos é fortemente influenciado pela diferença nas propriedades das respectivas partículas, especialmente com respeito a massa específica e tamanho. Portanto, a maioria dos estudos foram realizados com base na classificação da mistura binária como segue:

1. Segregação por massa específica: as partículas possuem o mesmo tamanho, mas com massas específicas diferentes.
2. Segregação por tamanho: as partículas possuem igual massa específica e diferentes tamanhos.
3. Segregação por massa específica e tamanho: são misturas de partículas com tamanhos e massas específicas distintas.

Misturas binárias com diferentes massas específicas mas na mesma faixa de tamanho de partículas terão uma maior tendência a segregação com respeito à misturas de materiais com a mesma massa específica, porém de faixas de tamanhos distintas (KUNII; LEVENSPIEL, 1991). O componente de maior massa específica numa mistura binária geralmente tem a tendência de imergir, ou seja, a se aglomerar no fundo do leito, sendo denominado na literatura especializada de *jetsam*, enquanto o mais leve tem a tendência de flutuar ou emergir na superfície do leito denso, sendo denominado de *floatsam*. Quando não houver diferenças nas massas específicas dos componentes da mistura binária, então o componente de maior tamanho é denominado de *jetsam* (LEAPER et al., 2004).

A determinação da velocidade mínima de fluidização para partículas homogêneas, ou seja, partículas com uma faixa relativamente estreita de distribuição granulométrica e massas específicas semelhantes foi estabelecida e definida anteriormente. No entanto para sistemas binários onde se tem partículas de diferentes tamanhos e massas específicas, onde existe uma alta probabilidade de segregação, a definição e a determinação da velocidade mínima de fluidização não é tão simples (RAO; REDDY, 2010).

Segundo Paudel e Feng (2013) para a determinação da massa específica e o tamanho da partícula de uma mistura binária, que possa ser utilizada nas correlações de Reynolds-Arquimedes deve-se calcular:

$$\frac{1}{\rho_{pm}} = \frac{X_b}{\rho_b} + \frac{X_{in}}{\rho_i} \quad (46)$$

Onde:

ρ_{pm} - massa específica da mistura binária de partículas, [g/cm³]

ρ_b - massa específica da biomassa, [g/cm³]

ρ_i - d massa específica do material inerte, [g/cm³]

X_b - fração em peso da biomassa

X_{in} - fração em peso do material inerte

$$d_{pm} = d_{pin} \cdot d_{pb} \cdot \left(\frac{X_{in} \cdot \rho_b + X_b \cdot \rho_{in}}{X_{in} \cdot \rho_b \cdot d_{pb} + X_b \cdot \rho_{in} \cdot d_{pin}} \right) \quad (47)$$

Onde:

d_{pm} - diâmetro médio da mistura binária, [cm]

d_{pin} - diâmetro da partícula de inerte, [cm]

d_{pb} - diâmetro da partícula de biomassa, [cm]

Com a determinação desses parâmetros é possível modificar a equação de Wen e Yu, indicada por Kozanoglu et al. (2002), a qual foi desenvolvida para um único componente, de forma que a equação possa ser utilizada para o cálculo da velocidade mínima de fluidização de misturas binárias, substituindo nessa equação a massa específica da partícula pela massa específica média da mistura (ρ_{pm}), e o diâmetro médio da partícula pelo diâmetro médio das partículas da mistura (d_{pm}). Na Tabela 16 são listadas algumas das correlações encontradas na literatura para misturas binárias.

Tabela 16: Correlações empíricas para a determinação da (V_{mf}) em misturas binárias.

Autor	Correlação	Definições
(RAO e BHEEMARASETTI, 2001)	$U_{mf} = \frac{d_{pm}^2 (\rho_{pm} - \rho_f) \cdot g}{1650 \mu_g}$ Para $R_{emf} < 20$	$d_{pm} = k \left\{ d_i \left[\left(\frac{\rho_{in}}{\rho_b} \right) \left(\frac{d_{pb}}{d_{pin}} \right) \right]^{m_b/m_{in}} \right\}$ $\rho_{pm} = k \frac{m_{in} \rho_{in} + m_b \rho_b}{m_{in} + m_b}$ $k = 20 \cdot d_{pin} + 0,36$
(ZHONG et al., 2008)	Para $\rho_{pm} > 1000$ $V_{mf} = 0,00145 \left[\frac{d_{pm}^2 \cdot (\rho_{pm} - \rho_f)}{\mu_f} \cdot \left(\frac{\rho_{pm}}{\rho_f} \right)^{1,23} \right]^{0,363}$ Para $0 < \rho_{pm} < 1000$ $V_{mf} = 0,00012 \left[\frac{d_{pm}^2 \cdot (\rho_{pm} - \rho_f)}{\mu_f} \cdot \left(\frac{\rho_{pm}}{\rho_f} \right)^{1,23} \right]^{0,633}$	$\rho_{pm} = \frac{m_{in} \rho_{in} + m_b \rho_b}{m_{in} + m_b}$ $d_{pm} = d_{p1} \left[\left(\frac{\rho_1}{\rho_2} \right) \left(\frac{d_{p1}}{d_{p2}} \right) \right]^{\frac{m_2}{m_1}}$ Onde: d_{p1} é o diâmetro da partícula com menor fração em peso na mistura, não importa se for biomassa ou inerte
(PAUDEL e FENG, 2013)	$R_{emf} = \left\{ \begin{array}{l} 30.28^2 + \\ [0,046(1 - X_b) + \\ 0.108X_b^{0.5}] A_{rm} \end{array} \right\}^{0.5} - 30,28$	A_{rm} como definido pela equação (36) substituindo a ρ_{pm} e o d_{pm} segundo equações (48) e (49)

Fonte: Elaboração própria.

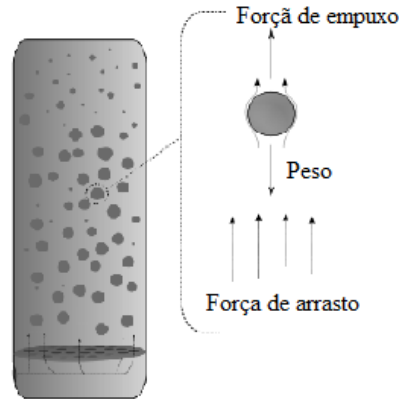
4.4.2 Velocidade terminal

A velocidade terminal de uma partícula sólida, constitui, junto com a velocidade mínima de fluidização outra propriedade fluidodinâmica dos materiais sólidos, e pode ser definida como a máxima velocidade do gás que pode ser atingida no leito antes que se produza a elutriação das partículas menores (KUNII; LEVENSPIEL, 1991).

Segundo Li et al. (2013) a determinação da (V_t) é muito importante para o projeto de reatores de leito fluidizado e está diretamente relacionada com a taxa de conversão de carbono e com a descarga do gaseificador, e sua estimativa influencia diretamente na correta operação do leito fluidizado. Na prática, para se determinar a velocidade terminal de uma partícula sólida 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. Vide Figura 22.

Figura 22: Balanço de forças sobre uma partícula em movimento numa corrente de gás ascendente



Fonte: Elaboração própria.

Da Figura 22 considerando-se uma partícula esférica de peso ($W=m \cdot g$) e diâmetro (d_p), suspensa pela força de arrasto vertical do gás, para o equilíbrio estático pode-se escrever que:

$$\text{Peso} = \text{Força de arrasto} + \text{Força de empuxo}$$

Matematicamente considerando a velocidade do gás igual a zero:

$$\rho_g \frac{\pi \cdot d_p^3 \cdot g}{6} = C_D \cdot \frac{\pi \cdot d_p^2 \cdot V_t^2 \cdot \rho_g}{8} + \rho_g \cdot \frac{\pi \cdot d_p^3 \cdot g}{6} \quad (48)$$

Para a velocidade terminal (V_t):

$$V_t = \left[\frac{4 \cdot d_p \cdot (\rho_p - \rho_f) \cdot g}{3 \cdot \rho_f \cdot C_D} \right]^{0,5} \quad (49)$$

Onde:

C_D - é um coeficiente experimental de arrasto.

Para o caso geral, Haider e Levenspiel (1989) propuseram sua determinação como:

$$C_D = \frac{24}{Re_p} \left[1 + (8,1716 \cdot e^{-4,0655 \cdot \phi_s}) \cdot Re_p^{0,0964 + 0,5565 \cdot \phi_s} \right] + \frac{73,69 (e^{-5,0748 \cdot \phi_s}) \cdot Re_p}{Re_p + 5,378 \cdot e^{6,2122 \cdot \phi_s}} \quad (50)$$

Para partículas esféricas essa expressão se reduz para:

$$C_D = \frac{24}{Re_p} + 3,3643 \cdot Re_p^{0,3471} + \frac{0,4607 \cdot Re_p}{Re_p + 2682,5} \quad (51)$$

Uma outra metodologia proposta por Haider e Levenspiel (1989) permite determinar diretamente a (V_t), definindo uma velocidade e diâmetro de partícula adimensionais da seguinte forma:

$$d_p^* = d_p \cdot \left[\frac{\rho_f \cdot (\rho_p - \rho_f) \cdot g}{\mu_g^2} \right]^{0,33} \quad (52)$$

$$V_t^* = \left[\frac{18}{(d_p^*)^2} + \frac{2,335 - 1,744 \cdot \phi_s}{(d_p^*)^{0,5}} \right] \quad 0,5 < \phi_s < 1 \quad (53)$$

Para partículas esféricas a expressão anterior se reduz para:

$$V_t^* = \left[\frac{18}{(d_p^*)^2} + \frac{0,591}{(d_p^*)^{0,5}} \right]^{-1} \quad \phi_s = 1 \quad (54)$$

Finalmente

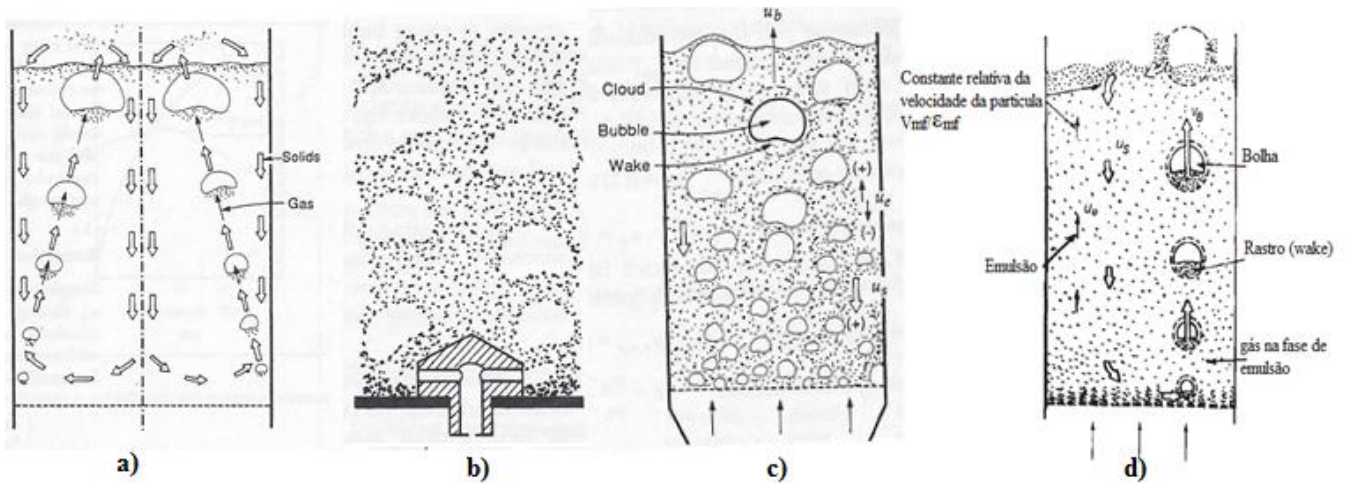
$$V_t = V_t^* \cdot \left[\frac{\mu_g \cdot (\rho_p - \rho_f) \cdot g}{\rho_f^2} \right]^{0,33} \quad (55)$$

4.4.3 Velocidade e dimensão das bolhas

O surgimento das bolhas acontece logo após a velocidade mínima de fluidização ser atingida, onde a perda de carga através do leito permanece praticamente constante enquanto o leito continua expandindo. Dessa forma surge a denominação desse tipo de reatores os quais operam em regime de leito fluidizado borbulhante (OKA, 2004).

Os parâmetros básicos de uma bolha em um leito fluidizado são: forma, velocidade de ascensão e tamanho. Esses parâmetros têm grande importância nos processos de interação da fase gás - sólido, permitindo uma melhor compreensão dos processos de transferência de calor e massa da mistura, das partículas no leito e das reações químicas, que dependem do movimento caótico e da interação gás - partícula provocada pelas bolhas (OKA, 2004), como pode ser visto na Figura 23.

Figura 23: Formação de bolhas no leito. a) movimentação gás - sólido, b) formação de bolhas utilizando bicos de ar, c-d) modelo de leito borbulhante de Kunii e Levenspiel.



Fonte: Modificado de (KUNII; LEVENSPIEL, 1991)

Muitos modelos têm sido desenvolvidos para a determinação dos parâmetros básicos de uma bolha, entre os mais conhecidos, segundo Gupta e Sathiyamoorthy (1999), estão o modelo de Davidson e Harrison, Mori e Wen, Wether, Kunii e Levenspiel, e vários outros ainda estão passando por refinamentos.

Existem inúmeras correlações para a determinação dos parâmetros de uma bolha, mas todas dependem das condições específicas em que foram obtidas. Algumas das mais reconhecidas e utilizadas em reatores de leitos fluidizados seguem o modelo modificado por Kunii e Levenspiel, onde o leito fluidizado é dividido em três fases: bolha, emulsão e esteira, no qual a fase de bolhas não contém sólidos, e o fluxo dentro da bolha segue o modelo de Davidson e Harrison.

Para um fluxo baixo de gás supondo que as bolhas não se tocam umas com outras e assumindo um tamanho constante e menor que o passo entre os bicos, o diâmetro inicial da bolha pode ser calculado segundo Kunii e Levenspiel (1991) como:

$$d_{bo} = \frac{1,30}{g^{0,2}} \cdot \left(\frac{V_f - V_{mf}}{N_{or}} \right)^{0,4} \quad d_{bo} \leq l_{or} \quad [\text{cm}] \quad (56)$$

Onde:

N_{or} – número de orifícios por unidade de área, [orifícios/cm²]

g – constante de gravidade, [cm/s²]

l_{or} – passo dos orifícios na placa, [cm]

Para um passo quadrado o número de orifícios por unidade de área é calculado como:

$$N_{or} = \frac{1}{l_{or}^2} \quad (57)$$

Para um passo triangular,

$$N_{or} = \frac{2}{\sqrt{3}l_{or}^2} \quad (58)$$

Quando o fluxo de gás aumenta, o tamanho inicial da bolha é maior tocando-se e misturando-se umas com outras, nesse caso a equação (56) não é utilizada, sendo calculado o d_{bo} como:

$$d_{bo} = \frac{2,78}{g} \cdot (V_f - V_{mf})^2 \quad d_{bo} \geq l_{or} \quad [\text{cm}] \quad (59)$$

A velocidade de ascensão da bolha é um outro parâmetro importante segundo Gómez-Barea; Leckner (2010). Seguindo o modelo de Davidson e Harrison para uma bolha tem-se:

$$V_{ba} = 0,711 \cdot \sqrt{g \cdot d_b} \quad d_b/D_r \leq 0,125 \quad \text{para evitar o efeito da parede} \quad (60)$$

Onde:

d_b – é o diâmetro de uma esfera que tem o mesmo volume que a bolha.

Então a velocidade absoluta das bolhas no leito é definida como:

$$V_b = (V_f - V_{mf}) + V_{ba} \quad (61)$$

As equações (60) e (61) são válidas para partículas do Grupo A, B e D da classificação de Geldart (KUNII; LEVENSPIEL, 1991).

Para partículas do Grupo B e D, segundo Gómez-Barea; Leckner (2010), Mori e Wen propuseram, que o diâmetro da bolha para qualquer altura do leito (H_f) seja calculado como:

$$\frac{d_{bm} - d_b}{d_{bm} - d_{bo}} = e^{-0,3 \cdot \frac{H_f}{D_r}} \quad (62)$$

Onde:

d_{bo} – é o diâmetro inicial da bolha calculado pelas equações (56) e (59)

d_{bm} – é o diâmetro máximo esperado da bolha num leito muito profundo determinado como:

$$d_{bm} = 0,65 \cdot \left[\frac{\pi}{4} \cdot D_r^2 \cdot (V_f - V_{mf}) \right]^{0,4} \quad [\text{cm}] \quad (63)$$

Sendo válida nas seguintes condições de operação:

$$D_r \leq 1,30 \text{ m} \qquad 0,5 \leq V_{mf} \leq 20 \text{ cm/s}$$

$$60 \leq d_p \leq 450 \text{ } \mu\text{m} \qquad V_f - V_{mf} \leq 48 \text{ cm/s}$$

4.4.4 Velocidade de fluxo pistão (*slugging*)

Em reatores de leito fluidizado borbulhante, a velocidade de *slugging* determina a transição do regime de bolhas para o regime de *slugging* (pistão) o qual afeta a fluidodinâmica e a troca entre as fases de emulsão e de bolhas (BASU, 2010).

Este tipo de regime só tem lugar quando a razão entre a altura do leito e o diâmetro do reator é igual a 2, ($H_f/D_r \geq 2$), devido principalmente a um maior tempo de crescimento das bolhas dentro do leito denso, que quando chegam a alcançar 2/3 do diâmetro, começam uma grande flutuação de queda de pressão correspondente a frequência com que são produzidas as grandes bolhas (YANG 2003).

Segundo Yang (2003) a velocidade absoluta de *slugging* pode ser determinada como:

$$V_{as} = (V_f - V_{mf}) + 0,35 \cdot (g \cdot D_r)^{0,5} \qquad (64)$$

4.4.5 Expansão e queda de pressão num leito fluidizado

Na subida pelo leito, as bolhas aumentam de tamanho até atingir a superfície livre onde explodem de forma intensa ejetando partículas para a zona superior da superfície do leito. Por conseguinte a superfície livre do leito é muito turbulenta e de forma irregular, semelhante a superfície em ebulição de um líquido, esta região é chamada de respingo (*splash zone*) (OKA, 2004), sendo difícil definir uma posição única para a superfície livre, ou seja, a altura do leito, devido as oscilações consideráveis na superfície.

A expansão do leito e as mudanças de altura com o aumento da velocidade superficial são parâmetros muito importantes para o projeto de reatores de leito fluidizado. Em particular este parâmetro define a colocação correta dos tubos trocadores de calor (se houver) imersos no leito assim como a correta determinação do cálculo de transferência de calor das paredes do reator (BASU, 2006).

A perda de carga de um leito fixo é definida por Pavlov et al. (1981) como:

$$\Delta P_{lf} = \frac{W}{A_c} = const \qquad (65)$$

Onde:

W - peso do material no leito, [N]

A_c - área da seção transversal da coluna, [m]

A queda de pressão (em Pa) para o fluido que atravessa o leito fluidizado de partículas pode ser determinada aplicando-se a equação (32) para as condições específicas. Se o agente de fluidização tem uma baixa massa específica ($\rho_f \ll \rho_s$), então a equação pode ser simplificada com boa aproximação:

$$\Delta P_{lf} = \rho_p \cdot g \cdot (1 - \varepsilon_f) \cdot H_f \quad (66)$$

Expressando a expansão do leito devido a mudança da porosidade:

$$H \cdot (1 - \varepsilon) = H_{mf} \cdot (1 - \varepsilon_{mf}) = H_f \cdot (1 - \varepsilon_f) \quad (67)$$

No caso da existência de bolhas:

$$\frac{H}{H_{mf}} = \frac{1 - \varepsilon_{mf}}{(1 - \delta_b) \cdot (1 - \varepsilon_e)} \quad (68)$$

Onde:

H - altura do leito expandido ou fluidizado, [m]

ε - porosidade do leito expandido, [adimensional]

δ_b - fração volumétrica ocupada pelas bolhas no volume total do leito, [m³de bolhas/m³ do leito]

ε_e - porosidade na fase de emulsão, [adimensional]

Nemtsov e Zabaniotou (2008) definiram a expansão do leito assumindo a velocidade da bolha constante como:

$$\frac{H - H_{mf}}{H_{mf}} = \frac{V_f - V_{mf}}{V_b} \quad (69)$$

Kunii e Levenspiel (1991) propõem uma relação típica para reatores de leito fluidizados borbulhantes onde:

$$\frac{H}{H_{mf}} = 1,2 \text{ a } 1,4 \quad (70)$$

No caso de não conhecer-se a porosidade da fase de emulsão (ε_e) da equação (68) podem-se adotar as seguintes equivalências:

$\varepsilon_e \cong \varepsilon_{mb}$ para sólidos do Grupo A da classificação de Geldart

$\varepsilon_e \cong \varepsilon_{mf}$ para sólidos do Grupo B e D da classificação de Geldart

Sendo que a velocidade intersticial de ascensão do gás na fase de emulsão (assumindo $\varepsilon_e \cong \varepsilon_{mf}$) é definida como:

$$V_e = \frac{V_{mf}}{\varepsilon_{mf}} \quad (71)$$

Kunii e Levenspiel (1991) sugerem as seguintes correlações para a determinação da fração de bolhas no leito:

- Para bolhas lentas ($V_b < V_e$)

$$\delta_b = \frac{V_f - V_{mf}}{V_b + 2V_{mf}} \quad (72)$$

- Para bolhas intermediárias ($V_e < V_b < 5V_e$)

$$\delta_b = \frac{V_f - V_{mf}}{V_b + V_{mf}} \quad \text{quando } (V_b \cong V_e) \quad (73)$$

$$\delta_b = \frac{V_f - V_{mf}}{V_b} \quad \text{quando } (V_b \cong 5V_e) \quad (74)$$

- Para bolhas rápidas ($V_b > 5V_e$)

$$\delta_b = \frac{V_f - V_{mf}}{V_b - V_{mf}} \quad (75)$$

- Para um borbulhar severo quando ($V_f \gg V_{mf}$)

$$\delta_b = \frac{V_f}{V_b} \quad (76)$$

4.4.6 Porosidade

A porosidade do leito refere-se aos espaços vazios existentes no leito, e é afetada por vários parâmetros, tais como: tamanho, forma, distribuição de tamanho e rugosidade das partículas sólidas e tipo de empacotamento do leito; assim como a razão existente entre o diâmetro das partículas e o diâmetro do leito e as rugosidades das paredes da coluna (GUPTA; SATHIYAMOORTHY, 1999). Dependente da condição do leito, pode-se falar de três diferentes tipos de porosidade: do leito fixo ou empacotado, na condição de mínima fluidização e do leito expandido ou fluidizado.

4.4.6.1 Porosidade de um leito fixo

As partículas da maioria dos sistemas particulados são porosas, e o bagaço de cana não é diferente. Esta é uma propriedade que tem uma estreita relação com a massa específica a granel e a massa específica da partícula.

A porosidade de um leito empacotado é definida como a relação existente entre o volume dos vazios ou poros e o volume total do leito, composto pelo volume das partículas mais o volume dos poros, sendo $\varepsilon < 1$ (GUPTA; SATHIYAMOORTHY, 1999).

$$\varepsilon_f = \frac{\text{volume dos poros}}{\text{volume das partículas} + \text{os poros}}$$

Este parâmetro está relacionado com a massa específica a granel e massa específica da partícula através da seguinte equação:

$$\varepsilon_f = 1 - \frac{\rho_{granel}}{\rho_p} \quad (77)$$

Segundo Gupta e Sathiyamoorthy (1999) na maioria dos sistemas de leito fluidizado que empregam materiais sólidos tradicionais considerados esféricos a porosidade do leito fixo oscila entre 0,4 – 0,45.

4.5.5.2 Porosidade de um leito fluidizado

Para encontrar numericamente a porosidade do leito é necessário encontrar primeiro a massa específica do conjunto de partículas, bem como a massa específica do leito:

- Massa específica do sólido = Massa do sólido/Volume do sólido
- Massa específica do leito = Massa do leito/Volume do leito

De onde:

$$\varepsilon = 1 - \frac{\rho_s}{\rho_{leito}} \quad (78)$$

Outra forma de se determinar a porosidade é a partir das alturas estáticas e expandidas do leito:

$$\varepsilon = 1 - \frac{H_f}{H} \quad (79)$$

Por outro lado, quando existe regime de bolhas e supondo que as bolhas estão livres de partículas e a fase de emulsão está no estado de fluidização incipiente ($\varepsilon_e = \varepsilon_{mf}$), a porosidade do leito pode ser determinada como:

$$\varepsilon = \delta_b + (1 - \delta_b) \cdot \varepsilon_{mf} \quad (80)$$

Em função da velocidade:

$$\varepsilon = \varepsilon_{mf} + (1 - \varepsilon_{mf}) \cdot \left(\frac{V_f - V_{mf}}{V_f + V_{mf} + V_b} \right) \quad \text{para bolhas lentas} \quad (81)$$

$$\varepsilon = \varepsilon_{mf} + (1 - \varepsilon_{mf}) \cdot \left(\frac{V_f - V_{mf}}{V_f \cdot 2V_{mf} + V_b} \right) \quad \text{para bolhas rápidas} \quad (82)$$

Tendo uma mistura binária no leito Thonglimp, Hiquily e Laguerie (1984) sugerem que a porosidade seja calculada como:

$$\varepsilon = 1 - \frac{1}{A_c \cdot H} \cdot \left(\frac{m_{bi}}{\rho_p} + \frac{m_{in}}{\rho_{in}} \right) \quad (83)$$

Onde:

m_{bi} - massa de biomassa, [kg]

m_{in} - massa de material inerte, [kg]

4.4.6.2 Porosidade do leito em mínima fluidização

A porosidade do leito quando está no estado de fluidização incipiente, recebe o nome de porosidade mínima de fluidização (ε_{mf}). Esta porosidade depende da forma e tamanho das partículas. Para cálculos de projeto assume-se que tem o mesmo valor que a porosidade do leito fixo, aumentando ligeiramente ao diminuir o tamanho das partículas (OKA, 2004).

Na ausência de dados das partículas utilizadas, pode-se estimar a (ε_{mf}), mediante as equações (42) e (43) segundo Subramani et al. (2007).

Para leito de partículas com diâmetros entre 50-500 μm , pode-se utilizar a expressão:

$$\varepsilon_{mf} = 1 - 0,356 \cdot (\log d_p - 1) \quad (84)$$

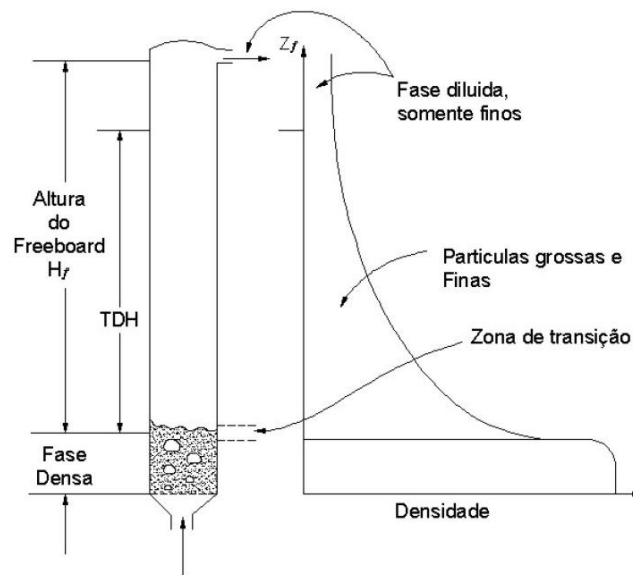
A porosidade mínima de fluidização pode ser determinada em função da altura mínima de fluidização, da seção transversal do leito e da massa total de partículas (FUEYO; DOPAZO, 1995) como:

$$\varepsilon_{mf} = 1 - \frac{m}{A_c \cdot H_{mf} \cdot \rho_p} \quad (85)$$

4.4.7 Freeboard e TDH (Transport Disengaging Height)

O espaço logo acima da superfície livre do leito até a zona de saída do gás é chamado de *Freeboard*. O mesmo é composto por três regiões fundamentais: a região de erupção ou respingo (*splash zone*), a de arrastamento (*TDH Transport Disengaging Height*) e a zona de transporte diluído (OKA, 2004), Vide Figura 24.

Figura 24: Regiões num reator de leito fluidizado borbulhante

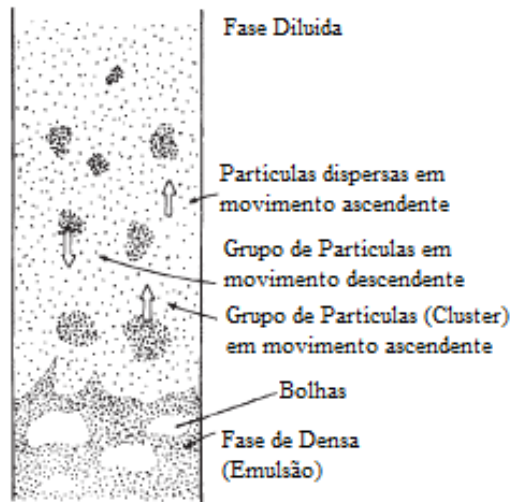


Fonte: Modificado de (KUNII; LEVENSPIEL, 1991)

Na sua subida as bolhas arrastam partículas sólidas, que ao chegarem na parte superior do leito explodem, liberando energia que é transferida às partículas sólidas em forma de um aumento da energia cinética. Isto faz com que as mesmas alcancem uma velocidade muito maior do que a velocidade superficial do gás, sendo jogadas violentamente para cima da superfície livre do leito, vide Figura 25. Devido a força de arrasto, as partículas são levadas para cima de forma individual ou em grupos, isto é conhecido como partículas arrastadas (*entrained particle*), e o fenômeno que as caracteriza é conhecido como arrastamento (*entrainment*). Uma vez que o arrasto não necessariamente é maior do que o peso das partículas, algumas delas, as maiores, retornam ao leito

denso devido a força de gravidade que age sobre elas. Esse retorno de algumas partículas reduz o fluxo ascendente delas de forma exponencial ao longo da altura do freeboard (OKA, 2004).

Figura 25: Movimento das partículas acima do leito borbulhante do reator.



Fonte: Modificado de (OKA, 2004)

Numa determinada altura apenas uma quantidade insignificante de partículas retornam ao leito denso e a concentração de partículas no arrastamento não muda consideravelmente. Essa altura é conhecida como *TDH* (*Transport Disengaging Height*). Segundo Chang e Hong (2002) o *TDH* pode ser definido como a altura entre a superfície livre do leito fluidizado até o topo da zona de desprendimento, onde as partículas retornam ao leito denso (Figura 24). Acima desta altura, somente as partículas muito pequenas, cujo peso é suficientemente pequeno são arrastadas para cima. Sendo sua distribuição de tamanhos e taxa de arrastamento praticamente constantes. Mais especificamente, partículas com $V_t < V_f$ no *freeboard* são levadas para a zona de saída do gás. Tannous, Donida e Obata (2008) definiram para partículas grossas o *TDH(C)* como a altura acima da superfície do leito até a região de retorno, e para partículas mais finas o *TDH(F)* como a altura desde a superfície do leito até onde a taxa de arrastamento e distribuição de tamanho de partícula torna-se essencialmente constante.

A literatura evidencia vários estudos dedicados a determinação do *TDH(C)* e do *TDH(F)* apresentando correlações gráficas, modelos semi-empíricos e correlações empíricas para a determinação do *TDH* (CHANG; HONG, 2002; KO et al. 2012). Porém, muito cuidado tem que

ser tomado na hora de utilizar alguns desses modelos, devido a grande discordância entre os resultados teóricos e experimentais, influenciada pelas diferentes condições físicas e operacionais usadas pelos pesquisadores (TANNOUS; DONIDA; OBATA, 2008).

Para partículas do Grupo B, Ko et al. (2012) apresentaram a seguinte correlação:

$$TDH(C) = 14 \cdot \left(\frac{d_{bvs}}{g}\right)^{0,5} \quad (86)$$

Onde:

d_{bvs} - corresponde ao diâmetro volumétrico equivalente de uma bolha na superfície, [m]

O diâmetro da bolha perto da superfície do leito (d_{bvs}) é determinado segundo Ko et al., (2012) como:

$$d_{bvs} = 0,474 \cdot \left(\frac{V_f - V_{mf}}{\theta \sqrt{g}}\right)^{0,4} \cdot (H + 3,94 \sqrt{A_o})^{0,8} \quad \text{onde: } \theta=0,64 \text{ para } D_r < 0,1m \quad (87)$$

$$\theta=1,6 D_r^{0,4} \text{ para } 0,1 < D_r < 1m$$

Onde:

A_o - é a área de cada orifício da placa perfurada; se não for utilizado um distribuidor desse tipo pode-se desconsiderar esse termo.

Um dos modelos mais aceitos na atualidade e que oferece resultados perto dos valores experimentais é o modelo das três fases proposto por Kunii e Levenspiel (1991). Esse modelo considera sólidos dispersos com movimento ascendente, que corresponde a um regime de transporte pneumático bem estabelecido, e aglomerados de partículas (*clusters*) ascendentes e descendentes, correspondente a partículas movimentando-se para cima e para baixo do leito.

$$TDH(F) = \frac{1}{a_f} \ln \left(\frac{E_o - E_{i\infty}}{0,01 \cdot E_{i\infty}} \right) \quad (88)$$

Onde:

E_o - taxa de arrastamento na superfície do leito, [kg/m²s]

$E_{i\infty}$ -taxa de arrastamento para $h > TDH$, [kg/m²s]

a_f - é uma constante de decaimento exponencial. Representa as características do sistema do leito fluidizado em função da velocidade do gás, tamanho de partículas e diâmetro da coluna.

Gómez-Barea e Leckner (2010) propuseram para a determinação da taxa de arrastamento:

$$\frac{E_o}{A_c \cdot d_{bvs}} = 3,07 \cdot 10^{-9} \cdot \frac{\rho_f^{3,5} \cdot g^{0,5}}{\mu_f^{2,5}} (V_f - V_{mf})^{2,5} \quad (89)$$

Aplicando o método conhecido como constante de elutriação e assumindo que a taxa de fluxo de qualquer partícula sólida de tamanho (i) é proporcional a fração em peso (x_i) dessa

partícula no leito, pode-se determinar a taxa de arrastamento para uma altura maior do que o TDH como:

$$E_{i\infty} = (0,0015 \cdot R_{et}^{0,5} + 0,001 \cdot R_{et}^{1,2}) \cdot \frac{\mu_f \cdot (V_f - V_{ti})^2}{g \cdot d_{pi}^2} \quad (90)$$

Faixa de aplicabilidade $0,07 < D_r < 1\text{m}$, $100 < d_p < 1600 \mu\text{m}$, $80 < d_{pi} < 300 \mu\text{m}$ e $0,3 < V_f < 1\text{m/s}$

Onde:

R_{et} - número de Reynolds Terminal

i - referido as partículas com ($V_i < V_f$)

A constante (a_f) tem uma faixa entre $3,5 - 6,4 \text{ m}^{-1}$, enquanto é recomendado o valor de $a_f = 4/m$ (GÓMEZ-BAREA; LECKNER, 2010).

Do ponto de vista de projeto de reatores, o termo (TDH) trata-se de um parâmetro de grande importância. Pois o sistema de saída de gases deve ser colocado acima do (TDH) numa altura apropriada, onde a taxa de arrastamento de partículas seja o menor possível, para evitar grandes perdas de material do leito e um desempenho ruim do equipamento.

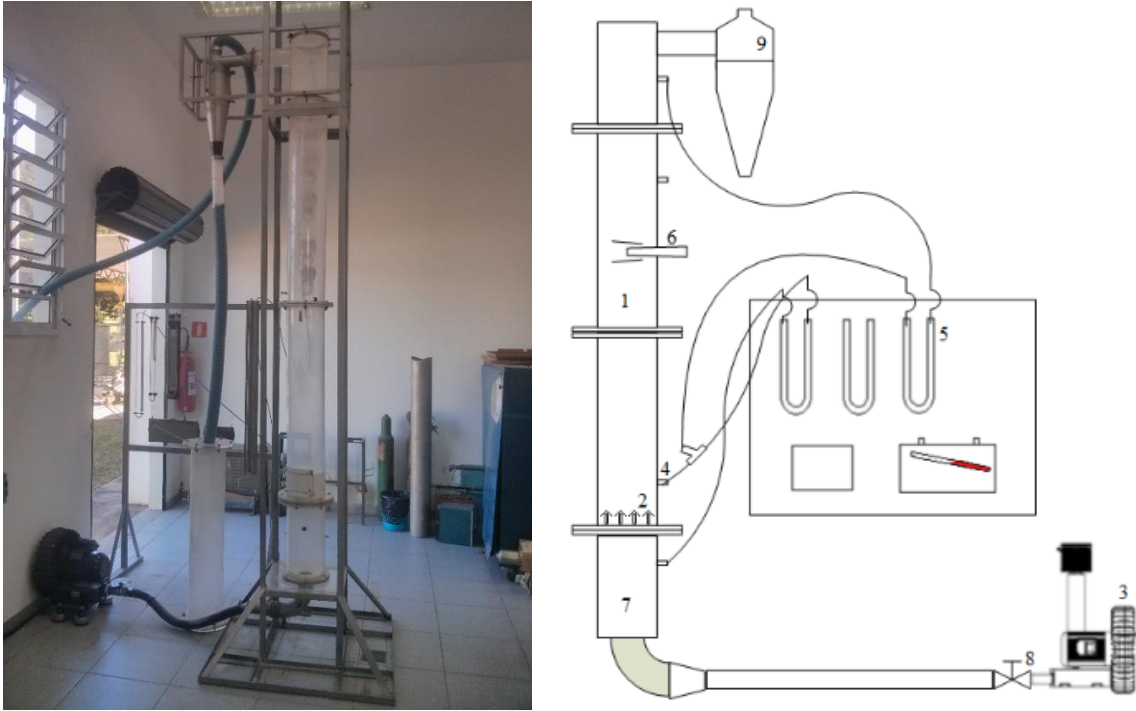
4.5 DESCRIÇÃO DA INSTALAÇÃO EXPERIMENTAL

A instalação projetada (Figura 26) é utilizada para a determinação experimental da velocidade mínima de fluidização do bagaço de cana e das misturas do bagaço com material inerte, encontra-se instalada no Laboratório de Otimização de Sistemas Energéticos (LOSE) da Faculdade de Engenharia de Guaratinguetá (FEG). A mesma consiste em uma coluna construída em acrílico (1), com espessura de 5 mm, diâmetro interno de 190 mm e altura total de 2,5 m tomando-se como referência a placa distribuidora de ar, a partir da qual três seções (duas de 1 m e uma de 0,5 m) estão acopladas conformando a região do leito denso e o *freeboard*, neste caso ambas as zonas tem o mesmo diâmetro. A instalação utiliza um distribuidor de bocais ou borbulhadores tampados tipo *nozzle-type* (2), com 33 bicos de 0,012 m de diâmetro e arranjo triangular com passo de 20 mm, cada borbulhador tem quatro orifícios inclinados 45 graus na sua seção transversal de 2 mm de diâmetro cada um.

O ar é injetado através de um soprador radial (3), de 3 kW de potência máxima e 3450 rpm. No corpo da coluna foram confeccionados 4 pontos de amostragem de pressão (4) sendo um deles abaixo da placa distribuidora de ar e os restantes ao longo da coluna. Para a leitura da pressão

estática foram utilizados manômetros de tubo de vidro em U (5), graduados em mm da coluna de água. As alturas do leito fixo e expandido foram medidas com auxílio de uma escala milimétrica, fixada na parede da coluna.

Figura 26: Instalação experimental para ensaios de fluidização



Fonte: Elaboração própria.

A vazão volumétrica do ar foi determinada pela equação da continuidade da Mecânica dos Fluidos, conhecendo-se a velocidade superficial do ar dentro da coluna, a qual foi medida com um anemômetro de fio quente marca *INSTRUTHERM* modelo *TAFR-190* (6), com uma faixa de medição de 0-25 m/s e resolução de 0,01 m/s.

A tubulação utilizada para a injeção de ar, nessa unidade experimental, é de ferro galvanizado com 50,8 mm de diâmetro interno. Para que houvesse uma distribuição uniforme de gás no leito, minimizando o efeito de uma curva de 90°, presente no fim da tubulação (essa curva é necessária, pois o leito é posicionado verticalmente enquanto que a tubulação é posicionada horizontalmente) foi colocado um “*plenum*” (7) de 0,5 m de comprimento e 200 mm de diâmetro. Uma válvula globo (8) instalada na saída do soprador, com abertura graduada angularmente, permite regular a vazão injetada ao leito de forma precisa.

Toda a instalação é suportada por uma armação feita de cantoneira de 30x2x30 mm de aço galvanizado. Na saída foi instalado um separador ciclônico (9) de entrada tangencial feito de chapa de aço para a recuperação das partículas que possam ser elutriadas do leito durante os ensaios.

4.5.1 Procedimento experimental

4.5.1.1 Parâmetros Fluidodinâmicos de partículas homogêneas

Para a análise fluidodinâmica das partículas homogêneas, ou seja, partículas de biomassa e material inerte de forma separadas, foi fixada uma altura estática no leito de 200 mm. A biomassa de cada faixa granulométrica, determinada da análise de peneiramento, foi introduzida pela parte superior da coluna até alcançar esta cota. A velocidade mínima de fluidização foi determinada através do método de queda de pressão. A injeção de ar foi feita paulatinamente, controlando a vazão de entrada através da válvula de controle angular (para cada intervalo de abertura corresponde um valor de velocidade). Os dados de queda de pressão, registrados em cada caso no manômetro, foram anotados. Para cada faixa de diâmetros a experiência foi feita em triplicata considerando-se a média dos valores obtidos. Todos os ensaios foram analisados de forma qualitativa e quantitativa, avaliando-se os parâmetros de queda de pressão total através do leito, expansão do leito e velocidade de elutriação das partículas. Também foram feitas observações visuais e registros de imagens por câmera digital.

4.5.1.2 Parâmetros Fluidodinâmicos de partículas heterogêneas (misturas binárias)

Para a análise fluidodinâmica de partículas heterogêneas, foi utilizado um leito composto por material inerte (areia) cuja massa de referência foi de 12,7 kg, correspondente a uma altura do leito estático de 300 mm. Antes de introduzir a areia no reator, foram adicionadas de 255 g até 1,914 kg de biomassa (bagaço de cana de cada uma das frações granulométricas obtidas) para um total de 25 condições experimentais, o que corresponde a razões de fração mássica entre biomassa e material inerte de 2 - 15 % respectivamente, as quais foram misturadas de diferentes formas e posteriormente colocadas dentro do reator, sendo feitos os experimentos em duplicata. A balança utilizada para a determinação das frações foi da marca *C&F* modelo *C15* com capacidade máxima de 15 kg e uma precisão de 1 g.

4.6 RESULTADOS EXPERIMENTAIS E DA MODELAGEM FLUIDODINÂMICA

4.6.1 Partículas de areia (material inerte)

O material inerte utilizado nos testes experimentais foi areia de quartzo com uma composição básica de dióxido de silício identificada com o número 403/4050, de cor branca e características físico-químicas detalhadas na Tabela 17. A empresa fabricante é *BRASILMINAS* Indústria e Comércio Ltda., de São Paulo.

Tabela 17: Principais características físico – química da areia

Análise química		Análise física	
Elementos	% em massa	Características	Limite de variação
S_iO_2	98,7	Perda ao fogo (850 °C)	0,5 %
Al_2O_3	0,16	Massa específica a granel (g/cm^3)	1,4 – 1,6
Fe_2O_3	0,03	PH (solução aquosa 5%)	5,0 – 10,0
CaO	0,10	Massa específica (g/cm^3)	2,65 – 2,9
		Umidade (%)	Máximo 1%

Fonte: dados fornecidos pelo fabricante *BRASILMINAS* Indústria e Comércio Ltda

Pelas propriedades fornecidas o material pode ser considerado adequado para a realização de testes de gaseificação em reatores de leito fluidizado. Na prática esse material é sílica pura, com uma massa específica adequada e com pouca perda de material a temperaturas elevadas, inclusive acima da pretendida para os ensaios de gaseificação (750°C).

Para a análise granulométrica foi utilizada uma série Tyler de peneiras. Na Tabela 18 são mostrados os resultados dessa análise, onde foi obtido através da equação (1) um diâmetro médio de partícula para o inerte de 225 μm .

Tabela 18: Resultados da análise granulométrica do material inerte (areia)

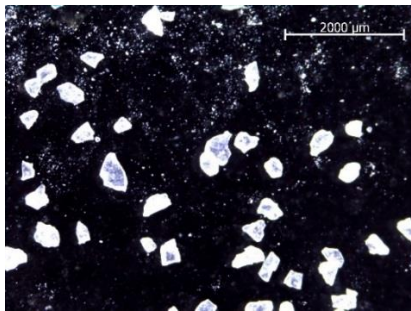
Serie Tyler	Faixa de diâmetro (mm)	d_{pi} (mm)	Massa retida (g)	Fração mássica X_i	% de massa retida	Diâmetro Sauter (mm)
16	1,18 - 0,590	0,8850	0	0	0	0,225
30	0,59-0,425	0,5075	0	0	0	
40	0,425-0,30	0,3625	0	0,4978	0	
50	0,3-0,180	0,2400	248,90	0,0020	46,21	
80	0,18-0,150	0,1650	249,90	0,4992	53,31	
100	0,15-0,075	0,1125	0,30	0,0001	0,13	
200	0,075-fundo	0,0375	0,23	0,0007	0,15	
fundo	0	-	0,60	-	0,15	
total			499,93			

Fonte: Elaboração própria.

Outras duas análises realizadas para o material inerte foram a determinação da massa específica aparente e a esfericidade das partículas, esta última para cada classe de tamanhos obtidas da análise granulométricas. A análise da massa específica aparente foi feita devido a que somente os dados da massa específica a granel e massa específica do material inerte, foram fornecidos pelo fabricante. O valor médio obtido a partir de três réplicas do experimento feitas nas mesmas condições foi de $2585,25 \text{ kg/m}^3$, com um desvio padrão de $9,91 \text{ kg/m}^3$ e intervalo de confiança para a média de $\pm 11,22 \text{ kg/m}^3$ respectivamente. Este valor pode ser assumido como razoável para os cálculos da (V_{mf}) e (V_t) do material inerte, já que o cálculo da porosidade de um leito empacotado deste material, a partir do valor anterior, ofereceu valores coincidentes com os valores assumidos na maioria dos projetos de leito fluidizado, com uma massa específica real de 2750 kg/m^3 (BASU, 2006).

Para a determinação da esfericidade, foi seguido o procedimento utilizado para as partículas de bagaço de cana. A Figura 27 mostra uma imagem obtida pelo microscópio para a faixa de tamanhos de $0,18 - 0,3 \text{ mm}$. O estudo e procedimento foi realizado para cada fração de tamanho de partículas obtidas da análise granulométrica e os resultados encontram-se resumidos na Tabela 19.

Figura 27: Foto de microscópio do material inerte para a faixa de tamanho de $0,18 - 0,3 \text{ mm}$



Fonte: Elaboração própria.

Tabela 19: Resultados da análise de esfericidade da areia

Serie Tyler	faixa de diâmetro (mm)	d_{pi} (mm)	Esfericidade média (adim.)	Quantidade de partículas
50	0,3-0,180	0,2400	0,699	203
80	0,18-0,150	0,1650	0,714	345
100	0,15-0,075	0,1125	0,756	560
200	0,075-0	0,0375	0,824	858

Fonte: Elaboração própria.

O valor médio determinado da esfericidade foi de $0,7065 \pm 0,0475$ com um intervalo de confiança de 95%. Esse valor encontra-se na faixa esperada para materiais granulares deste tipo, produzidos industrialmente, variando entre 0,60 a 0,95 (HOWARD, 1989).

Também foi possível determinar a porosidade média deste material, já que se conhece a massa específica aparente e a granel de um leito empacotado, com isso pode-se determinar a porosidade aparente a partir da equação (77). O valor obtido foi de 0,419, considerando uma massa específica a granel de 1500 kg/m^3 , valor este muito parecido com o valor utilizado para as estimativas de expansão do leito na condição de mínima fluidização e para o cálculo da própria velocidade mínima de fluidização e velocidade terminal das partículas, que é de 0,4 – 0,45, quando consideradas partículas esféricas (GUPTA; SATHIYAMOORTHY, 1999).

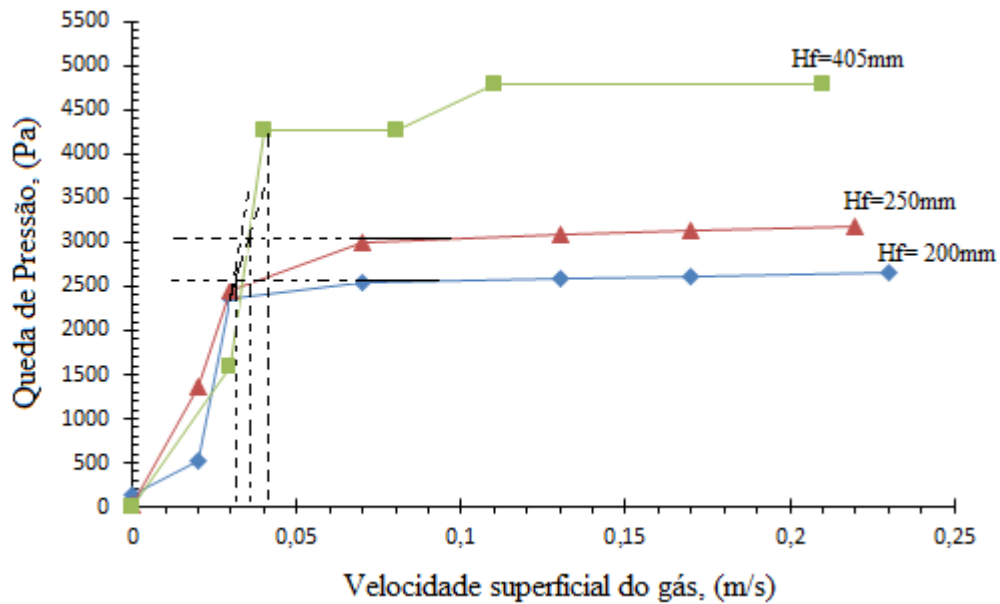
4.6.1.1 Velocidade mínima de fluidização do material inerte (Areia de quartzo)

As propriedades físicas e características fluidodinâmicas do material inerte usado num reator de leito fluidizado, geralmente, determinam em grande parte, o comportamento e dinâmica da fase gás – sólido. Uma mudança, por exemplo, no diâmetro característico ou na massa específica do conglomerado de partículas de material inerte, vai provocar uma mudança nas características fluidodinâmicas do leito, e com isto, na dinâmica da fluidização.

A Figura 28 mostra o resultado experimental obtido da (V_{mf}) considerando-se um diâmetro médio de $225 \mu\text{m}$, uma altura do leito estático de 200 a 405 mm e uma porosidade do leito fixo de 0,419. A determinação deste parâmetro foi feita pelo método gráfico. Sendo determinado o valor da (V_{mf}), como a intersecção da linha do leito fixo com a linha horizontal correspondente ao peso da carga do leito pela área da seção transversal da coluna. Com o intuito de verificar a influência da altura do leito estático na velocidade mínima de fluidização foram testadas diferentes alturas.

Os valores da velocidade mínima de fluidização para as diferentes alturas do leito estático testadas não mudaram muito (Figura 28), permanecendo praticamente constantes na faixa de 0,03 – 0,04 m/s. Sendo sugerido o valor de 0,035 m/s para a (V_{mf}) do material inerte. Isto corroborou que a velocidade mínima de fluidização não depende da altura do leito estático, e sim de suas propriedades físicas, como distribuição granulométrica, esfericidade, porosidade entre outras.

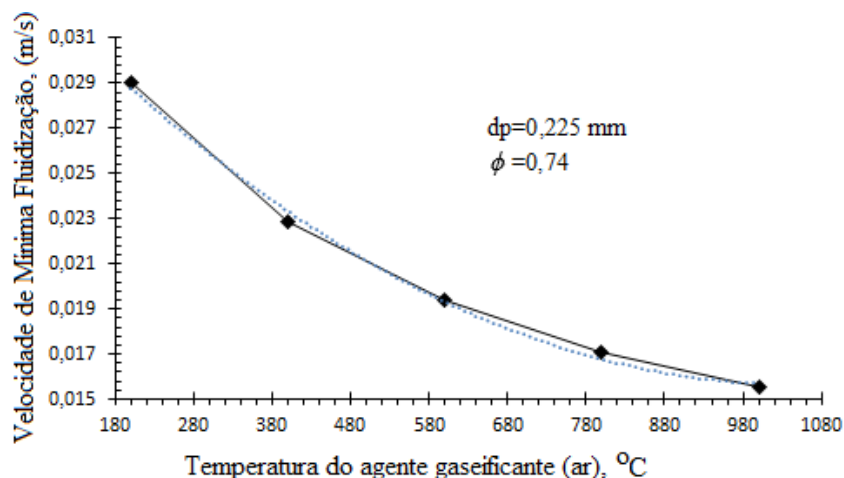
Figura 28: Velocidade mínima de fluidização em função da altura do leito estático



Fonte: Elaboração própria.

Na Figura 29 é apresentado uma simulação do comportamento da velocidade mínima de fluidização em função da temperatura de operação do gaseificador. Observa-se uma clara tendência de diminuição com o aumento da temperatura. Este fato é muito importante, porque durante o processo de gaseificação alcançam-se temperaturas relativamente altas, sendo a velocidade mínima de fluidização menor para materiais inertes iguais ao estudado. Com o algoritmo implementado é possível simular os valores deste parâmetro considerando condições de operação similares às que terá o gaseificador na prática.

Figura 29: Velocidade mínima de fluidização do inerte em função da temperatura de trabalho.



Fonte: Elaboração própria.

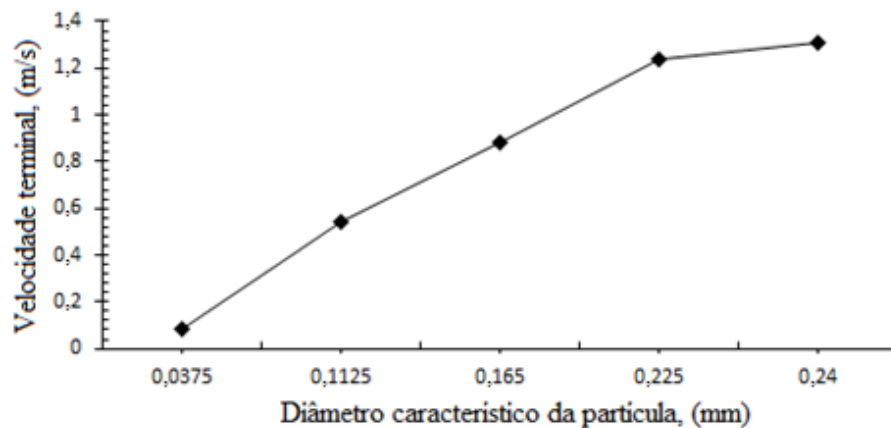
Para o material inerte estudado (Figura 29), com diâmetro médio de 0,225 mm e porosidade na condição de mínima fluidização de 0,457, a velocidade mínima de fluidização encontra-se próximo dos 2 cm/s para temperaturas na ordem de 750°C. Os valores obtidos da (V_{mf}) correspondem a uma determinada faixa granulométrica de partícula com propriedades bem definidas.

4.6.1.2 Velocidade terminal das partículas de material inerte

A modelagem da velocidade terminal para as faixa de tamanhos de partículas obtidas da análise granulométrica foi feita através do algoritmo de cálculo apresentado anteriormente.

A velocidade terminal (Figura 30) segue o mesmo comportamento que a (V_{mf}), ou seja, na medida em que se aumenta o diâmetro da partícula, aumenta também o valor da velocidade terminal. Os valores obtidos são congruentes com os encontrados por Hartman, Trnka, e Pohořelý (2007) para partículas de “*arlita*”, a qual apresenta propriedades físicas similares com as da areia utilizada como material inerte neste estudo.

Figura 30: Velocidade terminal do inerte (valores obtidos por simulação)

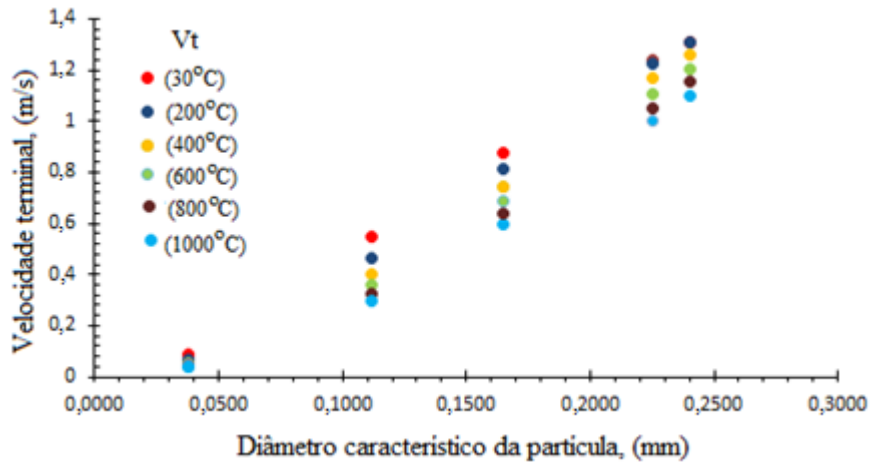


Fonte: Elaboração própria.

A influência da temperatura na velocidade terminal é apresentada na Figura 31, onde evidenciou-se que para partículas com diâmetros menores, existe uma tendência à diminuição da (V_t) na medida que aumenta a temperatura de operação. Sendo que, a evolução da diminuição da (V_t) é gradativa, sem saltos bruscos, como os observados na (V_{mf}). Já em partículas de tamanhos maiores (0,225 mm) pode-se observar que entre 30 – 200 °C não existe praticamente diferença nos

valores da (V_t), sendo que para maiores aumentos de temperaturas, mantém-se a tendência anteriormente descrita.

Figura 31: Velocidade terminal do material inerte em função do diâmetro característico e da temperatura (Valores simulados).



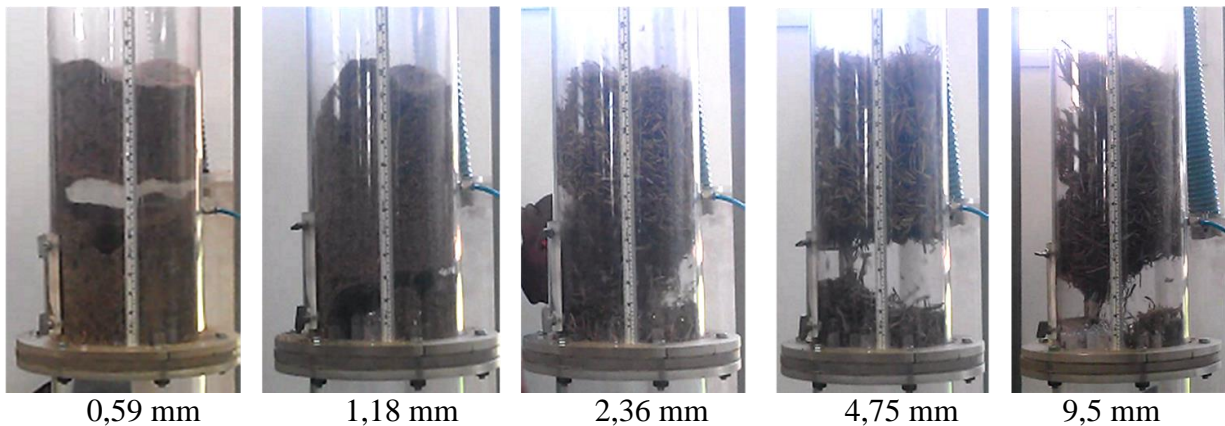
Fonte: Elaboração própria.

4.6.2 Velocidade mínima de fluidização e parâmetros fluidodinâmicos de partículas homogêneas (bagaço de cana-de-açúcar).

A determinação da velocidade mínima de fluidização foi feita pelo método gráfico, segundo a descrição experimental.

As partículas com uma alta razão de aspecto, ou seja, com comprimento muito maior que o diâmetro, apresentaram uma alta coesividade, tornando praticamente impossível a fluidização das mesmas. Também foi constatada a formação de canais preferenciais, por onde o gás escapou sem conseguir fluidizar o leito. Sendo que, a grande força interparticular apresentada pelas partículas com diâmetros compreendidos entre 0,59 - 9,5 mm, fez com que o leito ficasse empacotado, movimentado-se como se fosse uma única partícula. Ainda que foi fornecida certa quantidade de energia externa para agitar o leito, as partículas voltaram a reorganizar-se, juntando-se novamente. Na Figura 32 são apresentados os principais problemas que impediram a fluidização nessa faixa de tamanhos.

Figura 32: Principais problemas na fluidização das partículas de bagaço de cana

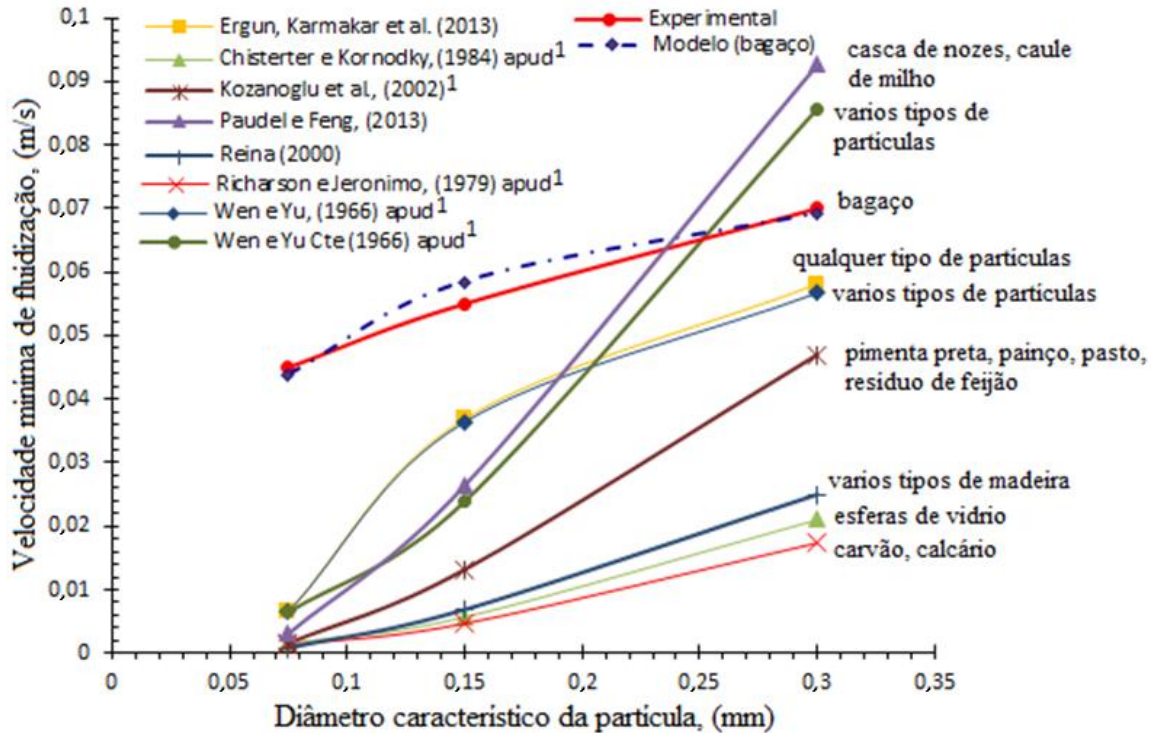


Fonte: Elaboração própria.

Pode-se observar da figura anterior, as dificuldades apresentadas durante os ensaios experimentais na fluidização das partículas de bagaço de cana, não permitindo atingir o estado de leito fluidizado. As razões fundamentais foram a formação de canais preferenciais e a grande força de ligação interparticular alcançada entre as partículas, pelas suas formas geométricas complexas e por ter uma grande relação entre o comprimento e o diâmetro. Além da baixa massa específica aparente, o que provocou o escapamento do gás pelos espaços criados. Um aumento na vazão de ar provocou a aparição do fluxo tampão (*slugging*), movimentando-se as partículas em blocos compactos. Mesmo fornecendo certa quantidade de energia externa para promover a agitação do leito e quebrar as forças de coesão, não foi possível fluidizar o mesmo. Esses resultados foram observados na faixa de tamanhos de (0,59 – 9,5 mm), e são similares aos obtidos por Abdullah et al. (2003) utilizando partículas de fibras de palmeira com tamanho de 0,6 mm, a qual tem propriedades físicas similares ao bagaço de cana-de-açúcar.

Na Figura 33 são apresentados os resultados da velocidade mínima de fluidização determinada experimentalmente e através das correlações disponíveis na literatura para a faixa de tamanhos de partículas fluidizáveis (0,075 – 0,3 mm). Como pode-se apreciar, nenhuma das correlações existentes consegue prever de forma aceitável o valor da (V_{mf}) para as partículas estudadas. Sendo válido salientar que as correlações de Ergun e de Wen e Yu, indicadas por Kozanoglu et al. (2002), foram ensaiadas empregando os modelos matemáticos desenvolvidos para a determinação da esfericidade das partículas, sem essa adequação os erros nas estimativas seriam muito maiores.

Figura 33: Resultados experimentais e da modelagem da (V_{mf}) para o bagaço de cana



Fonte: Elaboração própria.

Os valores obtidos experimentalmente da (V_{mf}) estiveram na faixa de 4,5 – 7,2 cm/s para os tamanhos de partículas estudados. Esses valores de (V_{mf}) são menores que os indicados por Reina et al. (2000) e Abdullah et al. (2003) quando utilizadas outros tipos de biomassa em seus estudos, como madeiras, serragem, casca de arroz entre outras, devido fundamentalmente á baixa massa específica apresentada pelo bagaço de cana-de-açúcar.

Ainda que nenhum dos modelos encontrados na literatura tenha sido desenvolvido para partículas de bagaço de cana-de-açúcar (Vide Figura 33), eles são os modelos existentes na atualidade para a determinação da (V_{mf}) tanto de partículas de biomassa como de outros tipos de partículas. Sendo demonstrado analiticamente que todos eles falham na predição desse parâmetro quando utilizadas partículas de bagaço de cana, pelas suas propriedades extremas de baixa esfericidade e massa específica. Verificando-se portanto, a necessidade do desenvolvimento de um novo modelo específico para este tipo de material.

A maioria dos modelos testados subestimaram o valor da (V_{mf}), como por exemplo, os modelos de Kozanoglu et al. (2002) e Paudel e Feng (2013), indicando erros ($ERMA$) na suas estimativas entre 28 - 96% do valor experimental, respectivamente. Os modelos de Ergun e de Wen e Yu são os que conseguem prever melhores resultados, mas ainda longe dos resultados experimentais.

Essas diferenças entre os resultados experimentais obtidos para as partículas de bagaço que fluidizaram na faixa de (0,075 – 0,3 mm) e as previsões feitas pelos modelos, estão em concordância com o observado por Reina et al. (2000) no seu estudo, onde determinaram a velocidade mínima de fluidização de resíduos de madeira, classificadas no Grupo C de Geldart. Fazendo uma comparação dos resultados obtidos experimentalmente com correlações existentes na literatura como a de Wen e Yu e Lucas e Arnaldos, os autores verificaram que não houve muita coincidência entre os valores calculados e os resultados experimentais, sobretudo na segunda correlação. Coincidentemente com o indicado no estudo de Lippens e Mulde (1993), onde foi verificado que essa equação proporciona resultados pobres quando utilizada em partículas com esfericidade entre 0,1 – 0,5. Para as madeiras moles, de baixa massa específica, foi constatada uma grande dificuldade para sua fluidização requerendo uma contribuição externa de energia (agitação), como em neste caso.

Já Abdullah et al. (2003) num estudo feito com diferentes biomassas, indica que partículas de fibra de palmeira, tamanho médio de 600 μm e $\rho_p=407,36 \text{ kg/m}^3$, muito semelhantes com as partículas de bagaço de cana utilizadas neste estudo, tiveram uma pobre fluidização. Os resultados obtidos foram comparados com a equação empírica de Leva apresentando diferenças significativas quando comparadas aos resultados experimentais.

A tendência mostrada na Figura 33, de um aumento no valor da (V_{mf}) na medida que incrementa-se o diâmetro das partículas também está em concordância com os resultados obtidos por Zhong et al. (2008) utilizando diferentes biomassas como cavacos de madeira, resíduos de feijão, caule de milho, caule de algodão e painço, sendo determinado que a (V_{mf}) aumenta com o incremento do diâmetro e a razão de aspecto (comprimento/diâmetro) nestas biomassas.

Com a análise dos resultados experimentais foi possível desenvolver um novo modelo matemático (Vide Figura 33) para a determinação da (V_{mf}) das partículas de bagaço de cana, com um desvio padrão máximo de $\pm 0,0025 \text{ m/s}$ e 95% de nível de confiança, em função do número de Reynolds e do número de Archimedes como definidos nas equações (34) e (35). Este modelo foi

obtido por um ajuste de potência por regressão não linear, que permitiu a determinação deste parâmetro em função do diâmetro da partícula com um $R^2=0,997$, sendo possível desenvolver a seguinte correlação:

$$V_{mf} = \frac{0,082 \cdot A_r^{0,4311} \cdot \mu_f}{d_p \cdot \rho_f} \quad (91)$$

Na Tabela 20 é apresentada uma avaliação do novo modelo desenvolvido para a determinação da (V_{mf}), obtendo o *ERMA* para cada uma das correlações ensaiadas. Já na tabela 21, são apresentados os resultados dos demais parâmetros fluidodinâmicos, assumindo uma velocidade superficial do gás de 0,40 m/s.

Tabela 20: Resultados da modelagem fluidodinâmica para o bagaço de cana

d_p (mm)	Φ^1	V_{mf} (cm/s) Ergun	<i>ERMA</i> (%)	V_{mf} (cm/s) Wen e Yu	<i>ERMA</i> (%)	V_{mf} (cm/s) Novo Modelo	<i>ERMA</i> (%)	V_{mf} (cm/s) Experi.	V_t (m/s)	ϵ_{mf}
9,50	0,272	4788,0	-	187,0	-	-	-	-	5,28	-
4,75	0,281	1097,0	-	126,0	-	-	-	-	3,77	-
2,36	0,321	345,0	-	87,00	-	-	-	-	2,75	-
1,18	0,288	68,90	-	42,00	-	-	-	-	1,87	-
0,59	0,305	19,90	-	17,40	-	-	-	-	1,29	-
0,30	0,340	5,80	19,33	5,670	21,25	6,91	2,63	7,2±0,56	0,89	0,75
0,15	0,549	3,70	32,90	3,640	33,81	5,84	6,32	5,5±0,21	0,53	0,75
0,075	0,558	0,65	85,48	0,652	85,51	4,38	3,90	4,5±0,35	0,34	0,76

¹ Obtido segundo o modelo de esfericidade desenvolvido no Capítulo anterior.

Fonte: Elaboração própria.

Tabela 21: Resultados modelados dos demais parâmetros fluidodinâmicos das partículas de bagaço de cana

d_p (mm)	d_{bo} (cm)	d_b (cm)	V_b (cm/s)	V_{as} (cm/s)	<i>TDH(C)</i> (m)	<i>TDH(F)</i> (m)
0,300	1,71	7,78	75	80	0,600	0,889
0,150	1,74	7,94	76	82	0,620	0,933
0,075	1,76	8,00	77	83	0,629	0,958

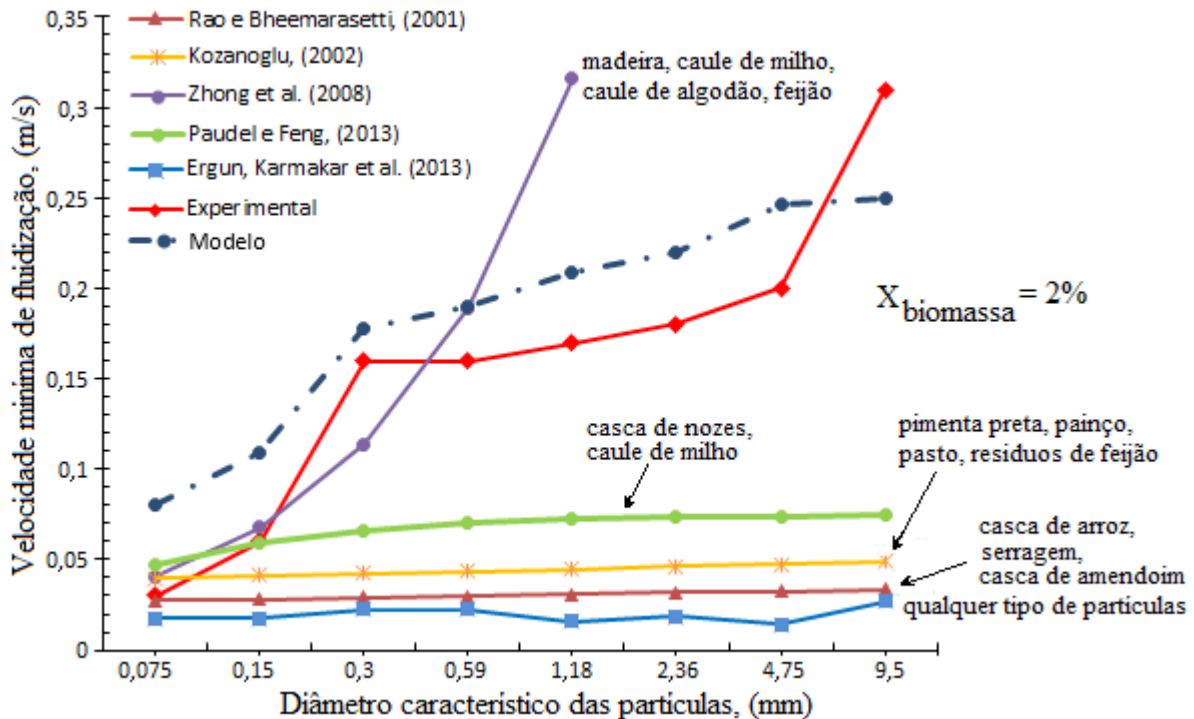
Fonte: Elaboração própria.

4.6.3 Velocidade mínima de fluidização e parâmetros fluidodinâmicos de partículas heterogêneas. Misturas de bagaço de cana e material inerte

O comportamento fluidodinâmico do leito formado por misturas de partículas de bagaço de cana e material inerte foi avaliado em relação as velocidades e porosidades características, tendo-se em conta a fração mássica de biomassa contida na mistura. Foram ensaiadas frações com até 15% em massa de bagaço de cana, determinando em função do diâmetro característico, até onde foi possível fluidizar as misturas. O método utilizado para a determinação da (V_{mf}) foi o mesmo empregado nos casos anteriores.

Na Figura 34 são apresentados os resultados obtidos na determinação experimental da (V_{mf}) para misturas de bagaço de cana e material inerte com 2% de fração em massa de bagaço ($X_b=2\%$). É mostrada também uma comparação com diferentes correlações encontradas na literatura.

Figura 34: Resultados experimentais e da modelagem da (V_{mf}) para misturas de bagaço de cana e material inerte



Fonte: Elaboração própria.

Pode-se observar da Figura 34 que praticamente nenhum dos modelos sugeridos na literatura, consegue descrever o comportamento da (V_{mf}) de misturas de partículas de bagaço e material inerte. A maioria desses modelos foram desenvolvidos para sistemas binários

(biomassa/areia) com características físicas diferentes ao bagaço, porém são os mais utilizados na atualidade por diversos pesquisadores, os quais, em conjunto com os modelos anteriormente descritos para partículas homogêneas, permitem a modelagem fluidodinâmica e projeto de reatores de leito fluidizado borbulhante (KAUSHAL et al., 2010; LOHA et al., 2014).

As correlações propostas por Rao e Bheemarasetti (2001), Kozanoglu et al. (2002) e Paudel e Feng (2013), previram apenas uma das oito composições das misturas mostradas na Figura 34 testadas experimentalmente, com erros meios de 9%, 7% e 40% respectivamente. Sendo apropriadas somente para misturas com partículas muito pequenas de bagaço (0,075 mm). Para o resto das misturas, os erros determinados passaram de 50% do valor experimental com uma tendência a subestimar o valor da velocidade mínima de fluidização com respeito a obtida experimentalmente. O que pode estar sendo influenciado pelas condições nas quais foram desenvolvidos esses modelos e os tipos de partículas utilizadas para sua determinação, onde não foram consideradas partículas com uma alta razão de aspecto (comprimento/diâmetro) como as utilizadas neste estudo. Já o modelo proposto por Zhong et al. (2008) prevê de forma mais adequada os valores da (V_{mf}) na faixa de tamanhos de 0,075 – 0,59 mm com erros médios entre 13 – 28% do valor experimental. Para diâmetros maiores, o modelo tem uma forte tendência a superestimar o valor da (V_{mf}).

O efeito do aumento da fração em massa de biomassa na mistura também foi investigado, determinando-se que na medida que aumentou-se a fração de bagaço de cana nas misturas foi visualizada uma tendência à segregação nas partículas com diâmetro característico maior, o que pode ter sido provocado pela diferença de massas específicas e tamanhos entre as partículas de bagaço e o material inerte, assim como a baixa esfericidade apresentada pelas partículas na faixa de 1,18 – 9,5 mm cujas formas geométricas foram definidas como paralelepípedos ou cilindros o que pode ter promovido a separação do material inerte, devido à redução da área de contato e o aumento das forças coesivas.

A Figura 35 apresenta uma sequência de imagens onde é possível observar o fenômeno de segregação para partículas de 2,36 mm com uma fração mássica de bagaço $X_b = 8\%$, no caso de partículas entre 4,75 e 9,5 mm, este fenômeno teve lugar para uma fração em massa de biomassa de $X_b = 5\%$. No caso do bagaço de cana “*in natura*” com diâmetro médio de 0,722 mm esse mesmo fenômeno também foi observado para 6% de fração em massa. Em todos os casos a biomassa

manteve-se no fundo e o inerte foi até a superfície do leito, caracterizando uma inversão na segregação, e definindo o comportamento de *jetsam* e de *flotsam* de cada um dos elementos.

Figura 35: Problemas de segregação na fluidização das misturas



$$d_p = 2,36 \text{ mm}; X_b = 8\%$$

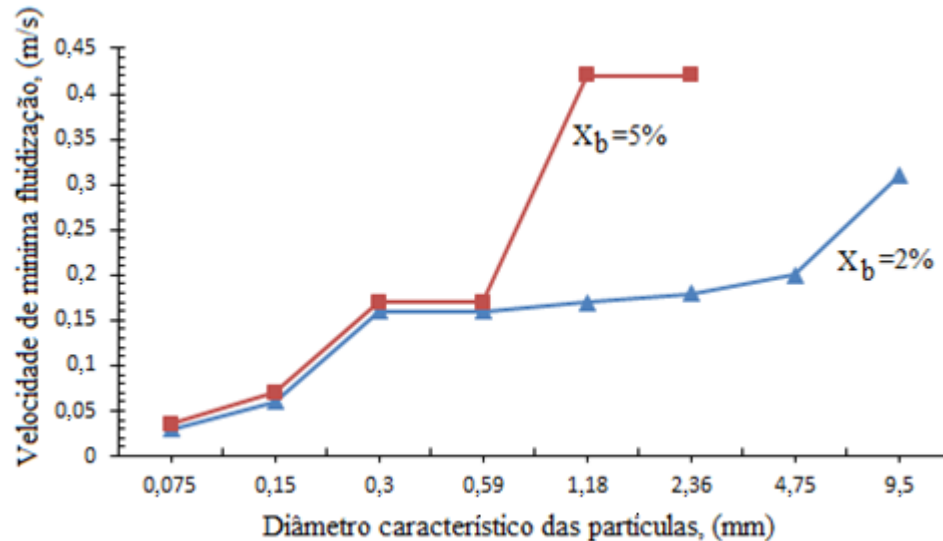
Fonte: Elaboração própria.

Esses resultados são semelhantes aos obtidos por Aznar et al. (1992a,b) quando utilizada partículas de palha com diâmetro médio de 974 μm misturada com areia de 297+200 μm . Quando utilizadas partículas com comprimento de 23 mm misturadas com areias de diferentes granulometrias (200+125 μm , 297+200 μm , 400+297 μm , 500+400 μm) foi observado que com o aumento da fração a palha move-se com muita dificuldade devido a sua forma alongada e estreita, o que causa a formação de canais no leito. Para uma fração de 30% a palha tende a cair para o fundo do leito, caracterizando a segregação do mesmo (Figura 35).

Nas partículas de bagaço de cana com diâmetros entre 0,722 – 2,36 mm, foi observada uma forte segregação (com 5% de fração de biomassa), alcançando-se valores de velocidades elevados (0,8 – 1,28 m/s), para conseguir uma mistura efetiva mesmo assim de baixa qualidade, sendo este o limite da fração mássica na mistura.

Na Figura 36 apresenta-se a influência do aumento da fração mássica do bagaço de cana nas misturas com material inerte com relação à velocidade mínima de fluidização. A tendência encontrada foi de aumento da (V_{mf}) na medida que aumenta-se a fração desta biomassa na mistura. Sendo que, para as partículas com diâmetros característicos entre 0,075 – 0,59 mm esse aumento foi gradativo, porém nas partículas de diâmetro de 1,18 mm o aumento da (V_{mf}) foi de forma abrupta devido ao começo do fenômeno de segregação.

Figura 36: Influência da fração mássica na velocidade mínima de fluidização



Fonte: Elaboração própria.

Neste caso, as partículas de bagaço de cana se comportaram como *flotsam*, subindo para a superfície do leito, enquanto o material inerte se comportou como *jetsam*, descendo para a base do leito. Partículas com diâmetro médio 20 – 40 vezes maior que o diâmetro do material inerte ($2,36 < d_{pb} \leq 9,5$ mm), não fluidizaram em frações de 5%, inclusive quando empregadas altas velocidades superficiais do gás (> 2 m/s), o leito permaneceu totalmente segregado. Um fato similar a este foi indicado por Chok, Gorin e Chua (2010) onde utilizaram casca de palmeira com diâmetro de 9,5- 4,75 mm e 15% de fração em massa misturadas com areia de 196 μ m, sendo observado uma severa segregação e formação de canais no leito.

Resultados similares aos encontrados neste estudo relativos à influência da fração em massa de biomassa e do diâmetro característico da partícula de biomassa na mistura foram obtidos por Rao e Bheemarasetti (2001); Ramakers, Ridder e Kerkhof (2004) e Karmakar et al. (2013), sendo verificado em todos os casos um aumento da (V_{mf}) com o aumento da fração em massa e do diâmetro, empregando diferentes tipos de biomassas.

O bagaço de cana-de-açúcar em seu estado natural apresenta formas extremas, baixa massa específica e tamanhos diferentes, sendo muito difícil de fluidizar sem a adição de um material inerte que promova a interação partícula-partícula. A adição de areia tem sido demonstrada como uma possível solução para este problema. Mas o uso de areia nas misturas não é uma garantia de conseguir uma boa fluidização, devido ao fenômeno da segregação do leito. Muita atenção deve

ser dada às condições e natureza das misturas para evitar problemas de perda de fluidização. Os resultados obtidos no presente estudo, demonstraram experimentalmente, que para o caso do bagaço em sua forma natural é recomendado misturas com uma fração em massa de bagaço máxima entre 2 - 5% para garantir uma boa fluidização e promover uma mistura homogênea do leito. Maior quantidade de biomassa causará problemas no comportamento fluidodinâmico, como o aparecimento do fenômeno de segregação intensa do leito.

Na Tabela 22 são apresentados os resultados experimentais e os simulados da fluidodinâmica de misturas de bagaço de cana e material inerte. Em todos os casos em que o diâmetro da biomassa foi maior que o das partículas de inerte, o diâmetro médio efetivo da mistura (d_{pm}) teve uma tendência a aumentar. Mantendo-se quase constante quando ambos os diâmetros tiveram dimensões próximas, como no caso das partículas de biomassa com diâmetro de 0,3 mm. Nos diâmetros menores que o diâmetro do material inerte a tendência foi diminuir. No caso da massa específica da mistura (ρ_{pm}) o comportamento geral foi diminuir na medida que aumenta a fração mássica de bagaço de cana, sendo maior nos diâmetros menores.

A tendência da porosidade tanto de mínima fluidização como de fluidização completa é de aumentar com o aumento da fração em massa para cada faixa de tamanhos. Quando comparada ao diâmetro da partícula de biomassa, pode-se observar uma diminuição na medida que diminui esse parâmetro. Esses resultados estão em contraposição com os obtidos por Ramakers, Ridder e Kerkhof (2004) nos quais foram analisadas misturas de madeira de diâmetro médio entre 6000-7900 μm com areia, verificando-se que para as faixas de diâmetro de 100 - 500 μm e 400 - 600 μm a porosidade é crescente só para frações de biomassa apenas a partir de 20%, o qual pode estar motivado pelas diferenças geométricas e físicas (maior massa específica aparente, 722 kg/m^3), desse tipo de partículas com relação ao bagaço de cana-de-açúcar.

Tabela 22: Resultados experimentais e teóricos da fluidodinâmica de misturas de bagaço de cana e inerte

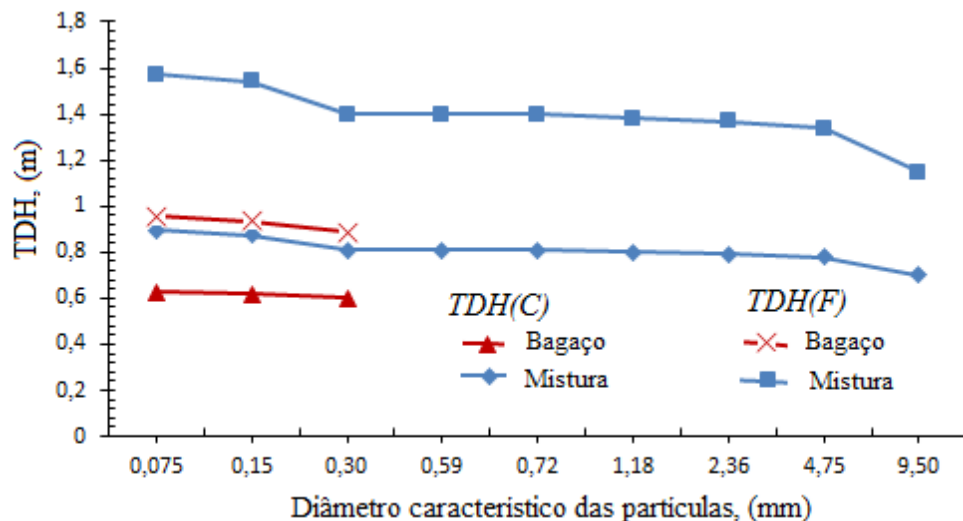
d_p (mm)	X_b (%)	d_{eff} (cm)	ρ_{eff} (g/cm ³)	Experimental			Teórico					
				V_{mf} (m/s)	ε_{mf}	ε	d_{bo} (cm)	d_b (cm)	V_b (cm/s)	V_{as} (cm/s)	$TDH(C)$ (m)	$TDH(F)$ (m)
9,50	2	0,025	2,369	0,31±0,03	0,53	0,68	1,92	8,75	109,8	91,7	0,7	1,14
4,75	2	0,025	2,372	0,20±0,02	0,45	0,62	2,10	9,57	123,8	102,0	0,78	1,34
2,36	2	0,025	2,376	0,18±0,03	0,47	0,60	1,91	9,7	126,3	104,0	0,79	1,37
	5	0,028	2,118	0,42±0,04	0,61	0,65	1,72	8,67	108,5	90,7	0,75	1,17
1,18	2	0,024	2,378	0,17±0,01	0,47	0,60	1,83	9,77	127,6	105,0	0,8	1,38
	5	0,027	2,123	0,42±0,01	0,58	0,65	1,72	7,80	95,2	80,7	0,66	0,94
0,722*	2	0,024	2,379	0,17±0,03	0,51	0,60	2,02	9,84	117,5	109,8	0,81	1,40
	5	0,027	2,124	0,32±0,02	0,57	0,62	1,91	8,75	109,89	101,7	0,82	1,40
0,59	2	0,024	2,387	0,16±0,007	0,51	0,58	2,16	9,84	128,8	106,0	0,81	1,40
	5	0,026	2,141	0,17±0,03	0,58	0,63	2,15	9,77	127,6	105,7	0,87	1,43
	6	0,027	2,070	0,18±0,007	0,61	0,65	2,13	9,71	126,4	104,7	0,87	1,42
	7	0,027	2,003	0,40±0,02	0,67	0,72	1,75	7,98	97,8	82,7	0,7	1,01
	8	0,028	1,941	0,72±0,03	0,69	0,74	0,65	2,99	41,5	50,7	0,2	1,12
0,3	2	0,023	2,395	0,16±0,02	0,51	0,57	2,16	9,84	128,8	106,0	0,81	1,40
	5	0,024	2,157	0,17±0,01	0,58	0,67	2,15	9,77	127,6	105,7	0,87	1,43
	8	0,024	1,962	0,19±0,01	0,69	0,74	2,12	9,64	125,1	103,7	0,92	1,46
	10	0,025	1,850	0,20±0,01	0,74	0,78	2,10	9,57	123,8	102,7	0,97	1,45
	12	0,025	1,751	0,25±0,02	0,75	0,80	2,02	9,21	117,5	97,7	0,98	1,40
0,15	2	0,022	2,411	0,06±0,007	0,47	0,54	2,30	10,48	141,0	116,0	0,87	1,54
	5	0,020	2,189	0,07±0,004	0,61	0,69	2,29	10,42	139,8	115,7	0,95	1,57
	10	0,019	1,898	0,07±0,007	0,73	0,75	2,02	10,42	139,8	115,7	1,08	1,64
	15	0,018	1,676	0,06±0,01	0,79	0,81	2,03	10,48	141,0	116,7	1,15	1,68
0,075	2	0,019	2,426	0,03±0,007	0,44	0,53	2,34	10,66	144,7	119,0	0,89	1,57
	5	0,016	2,221	0,035±0,007	0,57	0,65	2,34	10,63	144,1	119,2	0,97	1,61
	9	0,014	1,997	0,030±0,005	0,69	0,73	2,34	10,66	144,7	119,7	1,05	1,66

* diâmetro médio do bagaço de cana (*in natura*) com umidade de equilíbrio.

Os outros parâmetros fluidodinâmicos mostrados na Tabela 22 (diâmetro inicial da bolha, diâmetro da bolha, velocidade da bolha e velocidade de *slugging*), aumentaram em maior ou menor medida em função do diâmetro característico da biomassa e da fração em massa contida na mistura.

Um parâmetro importante para o projeto de reatores é o $TDH(C)$ e o $TDH(F)$, esses parâmetros diminuem com o aumento do diâmetro das partículas de biomassa, porém quando analisados para um mesmo diâmetro de partícula em função da fração em massa da mistura, ambos parâmetros tem tendência a aumentar, devido a maior quantidade de partículas que podem ser elutriadas. Na Figura 37 é apresentada uma comparação das dimensões do TDH para reatores que trabalhem só com partículas de bagaço de cana ou com misturas delas com material inerte. Pode-se observar que em ambos parâmetros $TDH(C)$ e $TDH(F)$, as dimensões para gaseificadores trabalhando com material inerte são maiores, devido a maior velocidade superficial do gás necessária para alcançar o estado de leito fluidizado borbulhante.

Figura 37: Comparação do TDH para partículas de bagaço de cana e misturas delas com material inerte

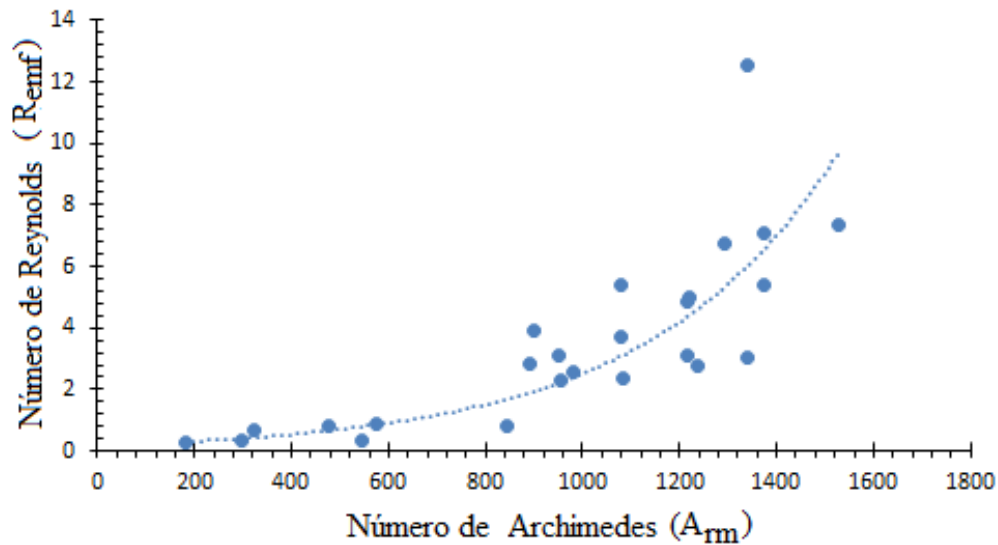


Fonte: Elaboração própria.

A partir dos valores experimentais da (V_{mf}) determinados neste trabalho, pode-se observar na Figura 38, a faixa de operação mais adequada para reatores de leito fluidizado borbulhante quando utilizadas misturas de bagaço de cana-de-açúcar e areia. Mediante parâmetros fluidodinâmicos representativos como o número de Reynolds e o número de Arquimedes, sendo a melhor faixa limitada por um número de Reynolds de mínima fluidização maior que 1 e menor que

8 ($1 < R_{emf} < 8$) e um número de Arquimedes entre 800 e 1400 ($800 < A_{rm} < 1400$), respectivamente. Para ambos os casos, foi considerada a massa específica e o diâmetro médio da mistura de acordo com Paudel e Feng (2013).

Figura 38: Número de Reynolds de mínima fluidização em função do número de Arquimedes para diferentes misturas (2-15%)



Fonte: Elaboração própria.

Realizando o ajuste da equação em série de potência dos resultados experimentais foi possível obter um modelo matemático com um $R^2=0,87$ e um desvio padrão médio de $\pm 0,016$ m/s, que permite a determinação da velocidade mínima de fluidização de forma mais precisa que as correlações encontradas na literatura até o momento, o mesmo é apresentado na equação (92).

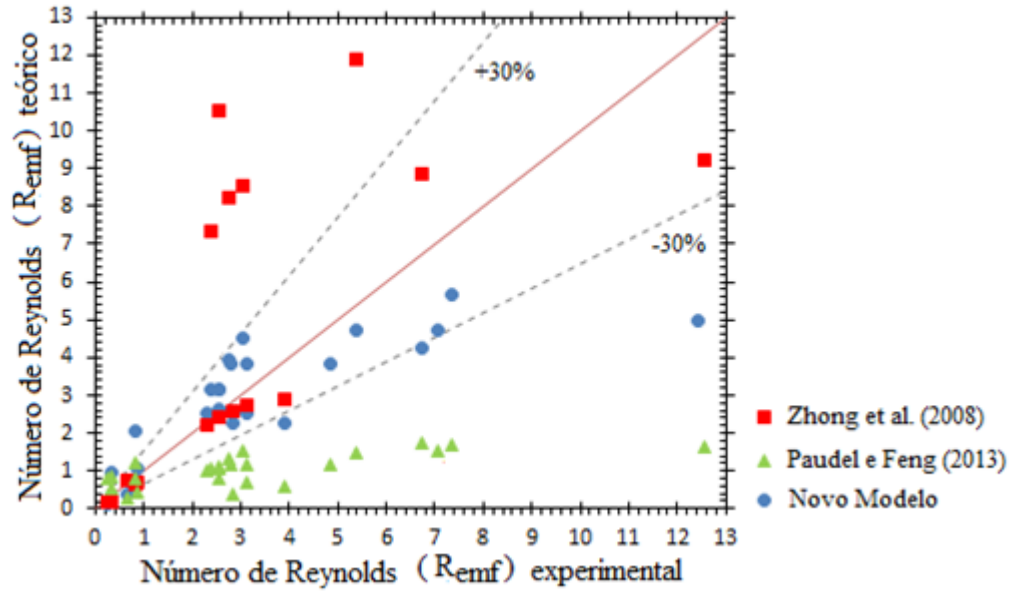
$$V_{mf\text{mistura}} = \frac{0,00002 \cdot A_{rm}^{1,7125} \cdot \mu_f}{d_{pm} \cdot \rho_f} \quad (92)$$

Os erros relativos encontrados pelo modelo desenvolvido são apresentados na Figura 39. Pode-se dizer que nenhuma das correlações apresentadas na Tabela 16 preveem de forma confiável a (V_{mf}) quando analisadas misturas de areia com partículas de bagaço de cana-de-açúcar, subestimando geralmente o valor, e introduzindo erros muito grandes. Ainda que essas correlações tenham sido desenvolvidas especificamente para biomassas como as de Rao e Bheemarasetti (2001) e Paudel e Feng (2013). O que pode estar motivado pelo fato de que nesses estudos os

autores desenvolveram seus modelos em função da fração de biomassa misturada com o inerte sem prever a influência do diâmetro e da forma irregular das partículas, principalmente para biomassas alongadas e finas, com uma razão muito grande de tamanhos e massas específicas entre a biomassa e o inerte, que influenciaram na segregação e no comportamento fluidodinâmico das misturas. A única correlação que previu razoavelmente a (V_{mf}) para partículas com diâmetros entre 0,075 – 0,59 mm foi a desenvolvida por Zhong et al. (2008), segundo Figura 39, onde somente 14 das 25 condições experimentais testadas tiveram uma predição aceitável, com erros menores do 30%. Quando esta correlação foi avaliada em misturas compostas de partículas do bagaço com diâmetros maiores de 0,59 mm, os erros nas predições passaram do 80% do valor experimental. O modelo de Paudel e Feng (2013) apresentou erros acima de 100% para 20 das 25 condições experimentais ensaiadas, sendo adequado somente para partículas com diâmetro médio de 0,15 mm. Já o novo modelo desenvolvido consegue prever 88% das 25 condições experimentais com erros menores ou próximos ao 30%, sendo constatada uma melhor exatidão nos resultados preditos com relação aos modelos anteriores. Ainda que erros dessa magnitude puderam ser considerados erros grandes, neste caso são aceitáveis, devido a grande variabilidade das condições testadas, sendo que os modelos desenvolvidos até o momento apresentam erros intrínsecos de até 34% como o modelo de Wen e Yu que é um dos mais utilizados até o momento (DELEBARRE, 2004).

Na Figura 34 pode-se observar o comportamento do novo modelo desenvolvido quando comparado com os resultados experimentais, para 2% de fração em massa de biomassa na mistura. Pode-se dizer que o novo modelo tem uma tendência a superestimar, de forma geral, o valor da (V_{mf}), para toda a faixa de tamanhos de partículas estudadas, sendo que para partículas maiores de 0,15 mm, o modelo tem um comportamento aceitável, indicando erros nas estimativas de menos de 30% do valor experimental. Já para partículas muito pequenas, menores de 0,15 mm, os erros na estimativa são maiores que 30%. Para o resto das condições experimentais ensaiadas o modelo prevê aceitavelmente o valor da velocidade mínima de fluidização com erros relativos menores do 30% do valor experimental segundo apresentado na Figura 39.

Figura 39: Comparação do modelo desenvolvido para a determinação da (V_{mf}) de misturas de bagaço de cana e areia e modelos indicados na literatura



Fonte: Elaboração própria.

CAPITULO 5. PROJETO E DIMENSIONAMENTO DE UM GASEIFICADOR DE LEITO FLUIDIZADO BORBULHANTE PARA O BAGAÇO DE CANA

5.1 ESTUDOS PRÉVIOS

A literatura não apresenta regras gerais nem metodologias bem estabelecidas que permitam realizar o dimensionamento completo de um reator de leito fluidizado borbulhante para gaseificação de biomassa em termos de seu diâmetro interno, altura do *freeboard*, altura total do reator, altura do leito expandido, entre outros parâmetros necessários.

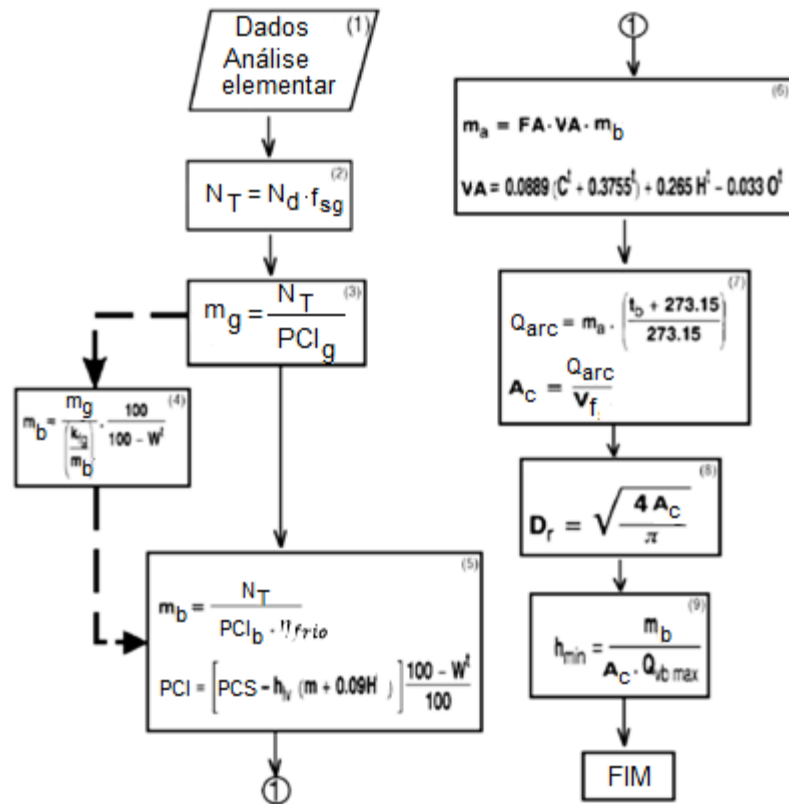
A única referência encontrada foi apresentada por Gómez, Lora e Cortez (1995) onde ofereceram um algoritmo de cálculo para a determinação do diâmetro interno do reator e altura mínima do leito expandido, não oferecendo mais detalhes para a determinação dos demais parâmetros de projeto, necessários para a construção completa do equipamento. Para implementar esta metodologia foi necessário definir previamente alguns parâmetros como:

1. Demanda de energia do processo especificado
2. Composição química elementar e imediata do combustível a ser gaseificado
3. Eficiência energética do gaseificador (valor assumido)
4. Razão equivalente de ar recomendado em dependência do tipo de biomassa e uso final do gás (valor estimado)
5. Temperatura média do leito recomendada para uma operação segura do reator (valor estimado)
6. Velocidade superficial do gás recomendada para funcionar em regime borbulhante (valor médio recomendado)
7. Poder calorífico do gás (valor médio recomendado de acordo ao tipo de biomassa e condições de operação)

O algoritmo de cálculo da metodologia aproximada para a determinação do diâmetro interno do reator é apresentado na Figura 40, onde inclui-se equações de balanço e critérios empíricos para a determinação dos diferentes parâmetros. Os próprios autores recomendaram que essa metodologia seja considerada como uma ferramenta útil e não como uma aproximação teórica devido a falta de ferramentas de simulação rigorosas e dados do sistema gás - sólido utilizando

bagaço de cana que permitam obter todos os parâmetros de projeto e dimensionamento completo de reatores de leito fluidizado borbulhante.

Figura 40: Algoritmo de cálculo para a determinação do diâmetro interno do reator



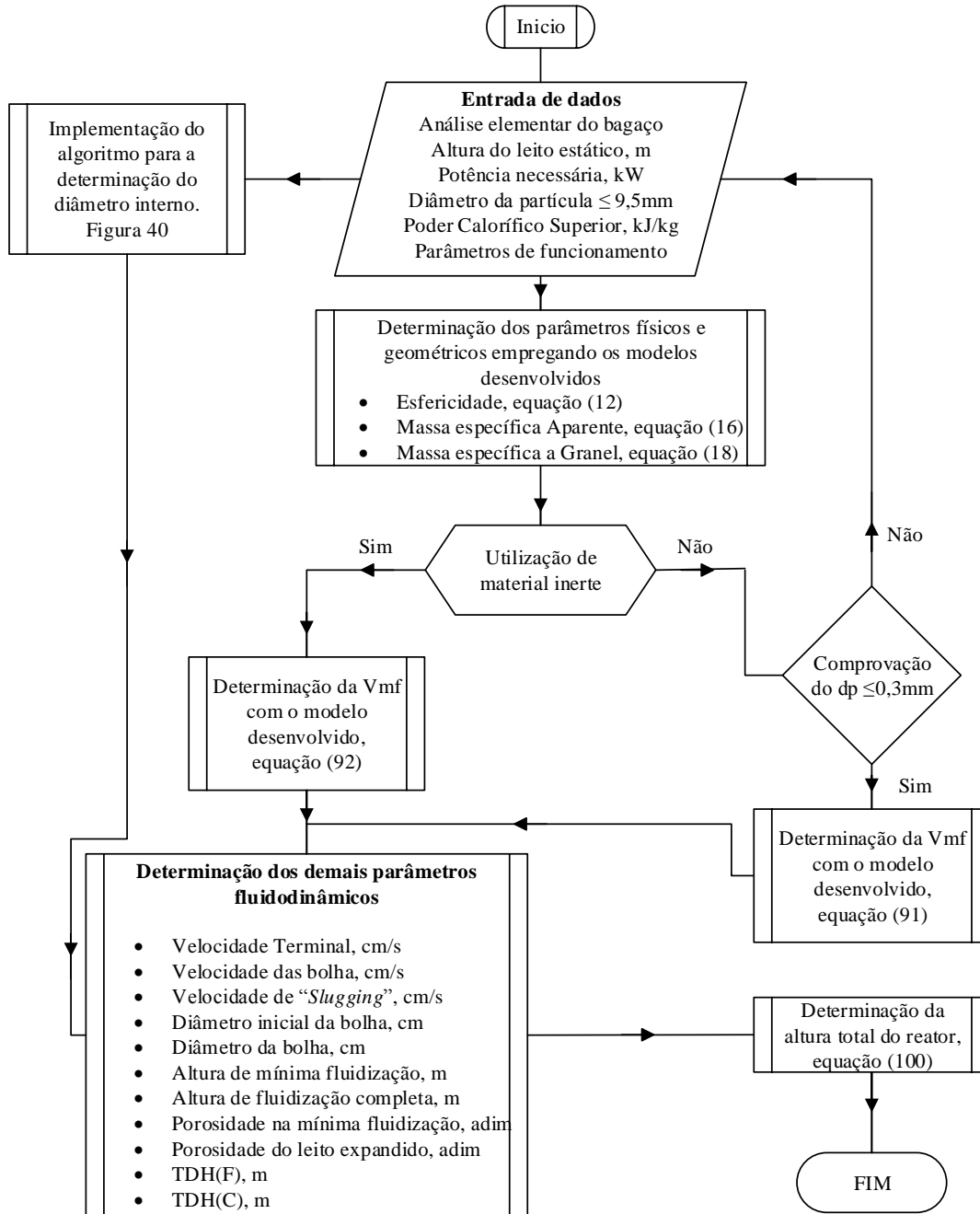
Fonte: Adaptado de (GÓMEZ; LORA; CORTEZ, 1995)

Do algoritmo anterior obtém-se unicamente o diâmetro interno do reator, sendo assumidos os demais parâmetros para o dimensionamento como altura de arrastamento (*TDH*), altura do *freeboard* e altura total do gaseificador, baseado em critérios práticos de instalações reais em funcionamento que foram projetadas para trabalhar com combustíveis muito diferentes ao bagaço de cana-de-açúcar (GÓMEZ, LORA E CORTEZ, 1995).

O desenvolvimento dos novos modelos propostos neste trabalho no Capítulo 3, que descrevem o comportamento das principais propriedades físicas das partículas de bagaço de cana, como a massa específica aparente, a granulação e esfericidade; em conjunto com os modelos desenvolvidos para a determinação da velocidade mínima de fluidização que descrevem com maior exatidão o comportamento fluidodinâmico tanto de partículas de bagaço como de misturas delas

com material inerte, permitem propor uma nova metodologia de calculo cujo objetivo principal é o projeto e dimensionamento completo de um gaseificador de leito fluidizado borbulhante, em conjunto com o algoritmo apresentado na Figura 40, sendo esta uma das principais contribuições deste trabalho. O novo algoritmo é apresentado na Figura 41.

Figura 41: Metodologia para o dimensionamento do reator



Fonte: Elaboração própria.

Essa nova metodologia permite o projeto e dimensionamento tanto de gaseificadores que utilizem unicamente partículas de bagaço como combustível, como de gaseificadores que empreguem material inerte para promover uma melhor fluidização das partículas de bagaço nas faixas de tamanhos anteriormente estudadas, sendo necessário definir alguns parâmetros de operação prévios, especificamente para a gaseificação de bagaço de cana-de-açúcar.

5.2 DETERMINAÇÃO DOS PARÂMETROS DE OPERAÇÃO

5.2.1 Fator de ar

O fator de ar (FA) é um dos parâmetros mais importantes envolvidos na operação de gaseificadores de biomassa de leito fluidizado borbulhantes quando trabalha-se com ar como agente de gaseificação (NARVAEZ et al., 1996). Segundo Alauddin et al. (2010) o (FA) pode ser definido como a relação entre a razão ar/combustível real e a razão ar/combustível estequiométrica para que ocorra a combustão completa segundo equação (93).

$$FA = \frac{\frac{\text{massa do oxidante}}{\text{massa do combustível seco}}}{\frac{\text{massa do oxidante estequiométrica}}{\text{massa do combustível}}} \quad (93)$$

Estudos prévios têm demonstrado que (FA) com valores muito baixos não são convenientes para a gaseificação de biomassas, devido a diminuírem a temperatura de reação (LV et al., 2004). Portanto existe um amplo consenso na literatura científica de que o valor ótimo do (FA) para gaseificadores de leito fluidizado trabalhando com biomassa está na faixa de 0,2 - 0,4 e dependerá fortemente de vários parâmetros de operação (NARVAEZ et al., 1996). A seleção de um valor adequado de (FA) de alguma forma dependerá também da utilização posterior do gás produzido. Quando a finalidade do gás produzido for para ser queimado em fornos ou caldeiras, o conteúdo de alcatrão não é um problema sério, e o gás deve ter um alto poder calorífico, sendo que o gaseificador pode trabalhar com o mínimo valor possível do (FA), aproximadamente 0,2. No caso da temperatura de gaseificação for menor que 850°C, a formação de alcatrão é alta, pelo que pode-se trabalhar com valores de (FA) maiores, em torno de 0,3 - 0,4, para compensar o efeito negativo da baixa temperatura (NARVAEZ et al., 1996).

5.2.2 Eficiência do gaseificador

A eficiência do processo de gaseificação pode ser determinada de várias formas e vai estar ligada também ao uso final do gás produzido. Em aplicações térmicas é mais conveniente referir-se a este parâmetro como eficiência à quente, devido ao aproveitamento energético do poder calorífico do alcatrão contido no gás. Em aplicações de potência, nas que o gás deve ser resfriado durante seu acondicionamento e limpeza para ser utilizado em motores de combustão interna ou turbina a gás, é válido referir-se a eficiência a frio.

Segundo Prabir Basu (2010) a eficiência a frio pode ser calculada como:

$$\eta_{frio} = \frac{m_g \cdot PCI_g}{m_b \cdot PCI_b} \cdot 100 \quad [\%] \quad (94)$$

Onde:

m_g - fluxo volumétrico do gás, [Nm³/h]

m_b - fluxo massico de biomassa, [kg/h]

PCI_g -poder calorífico inferior do gás, [kJ/Nm³]

PCI_b -poder calorífico inferior da biomassa, [kJ/kg]

No caso da eficiência a quente:

$$\eta_{quente} = \frac{m_g \cdot PCI_g + m_g \cdot C_{pgás} \cdot (T_s - T_o)}{m_b \cdot PCI_b} \cdot 100 \quad [\%] \quad (95)$$

Onde:

T_s -temperatura de saída do gás [K]

T_o -temperatura de entrada da biomassa [K]

Para este tipo de gaseificadores a eficiência a frio varia entre 29 e 80 %. Pode-se dizer que os valores mais frequentes variam na faixa de 30 a 60 %. Os maiores valores de eficiência foram obtidos em instalações de planta piloto, onde o valor médio é de 60 %. Os valores mais altos atingidos para a eficiência energética referem-se ao caso de se utilizar resíduos de madeira como combustível.

5.2.3 Temperatura média do leito

A temperatura média do leito é um outro parâmetro que influencia diretamente na operação de um gaseificador de leito fluidizado, sendo determinante na qualidade final do gás produzido.

Os valores sugeridos para gaseificadores empregando biomassa oscilam na faixa de 600 – 900°C, porém, segundo Narvaez et al. (1996) a temperatura deve ser maior que 600°C e menor de 800°C, sendo que a maioria dos valores recomendados encontram-se na faixa de 750°C.

Maniatis (1990) reportou que podem ocorrer no leito problemas pela aglomeração e fusão das cinzas quando trabalha-se com temperaturas acima de 850°C, principalmente quando utilizada biomassa com alto teor de cinzas como a casca de arroz.

5.2.4 Velocidade superficial do gás

A velocidade superficial do gás é um parâmetro que depende do tipo de biomassa utilizada e do material inerte. Poucos são os valores encontrados na literatura para esse parâmetro. Valores na faixa de 0,4 – 0,5 m/s são propostos por Bridgwater (1984) e Hartiniati e Youvial (1989). Valores mais elevados, entorno de 0,7 – 0,8 m/s, foram recomendados por Sanchez e Lora (1994) para uma operação segura do gaseificador. Na Tabela 23 pode-se observar um resumo dos principais parâmetros de funcionamento adoptados em pesquisas desenvolvidas em instalações de laboratório ou de escala piloto empregando gaseificadores de leito fluidizado borbulhante.

Tabela 23: Parâmetros de operação de gaseificadores de leito fluidizado borbulhante.

Referência	Biomassa	Fator de ar	Temp (°C)	Vel. Sup (m/s)	η_{gaseific} (%)	Ag. de gaseif.
Sanchez & Lora, (1994)	bagaço de cana, serragem, casca de arroz, borra de café	0,15-0,55	740-850	-	15-42	ar
Narvaez et al., (1996)	serragem de pino	0,25-0,30	750-850	$2V_{mf}$	-	ar
Turn, (1998)	serragem	-	750	-	56,9	ar
Mansaray et al., (1999)	casca de arroz	0,25	665-830	0,22	-	ar
E. Gómez & Cortez, (1999)	pellet de bagaço de cana	0,17-0,22	672-774	-	29-33,4	ar
Gil et al., (1999)	cavacos de pino	0,2-0,35	800-840	-	-	ar
Lv et al., (2004)	serragem de pino	0,23	700-900	-	-	ar

Fonte: Elaboração própria.

Tabela 24: Parâmetros de operação de gaseificadores de leito fluidizado..... Continuação

Referência	Biomassa	Fator de ar	Temp (°C)	Vel. Sup (m/s)	η_{gaseific} (%)	Ag. de gaseif.
Cao et al., (2006)	bagaço de cana	0,27	800	-	-	ar
Tzeng & Alimuddin, (2007)	-	0,15-0,17	600-650	-	-	ar
Andrade, (2007)	casca de arroz, bagaço de cana, serragem	0,20-0,27	625-750	0,56	35	Ar
Skoulou et al., (2008)	caroço de azeitona	0,2	750	-	61	ar
Campoy et al., (2009)	pellet de madeira	0,24-0,38	755-840	-	54-68	ar, O ₂ , vapor
Link et al. (2012)	azeitona, junco, pellets de pinheiro abeto	-	-	-	-	Ar

Fonte: Elaboração própria.

5.3 GASEIFICADOR DE LEITO FLUIDIZADO BORBULHANTE PROPOSTO

O projeto e dimensionamento de um gaseificador de leito fluidizado borbulhante para bagaço de cana, parte da definição do valor de capacidade térmica necessária do equipamento. Este valor foi definido como sendo de 30 kW, baseado na necessidade do projeto de um reator que responda as especificidades do projeto intitulado “*Análise técnica, econômica e ecológica da incorporação de sistemas de gaseificação de bagaço de cana no setor sucro-alcooleiro para a produção de gás combustível rico em hidrogênio*”. **MCTI/ CNPq No. 75/2013**. Aprovado pelo CNPq.

Para a determinação das principais dimensões do reator foi seguida a metodologia indicada na Figura 41, assim como uma rotina de cálculos e critérios empíricos numeradas a seguir:

1. Com o intuito de garantir o comportamento esperado do gaseificador de leito fluidizado borbulhante foi introduzido um fator de segurança (f_{sg}), cuja função foi permitir um sobredimensionamento do reator visando garantir a capacidade térmica de saída demandada no processo. O valor recomendado para $f_{sg} = 1,1$
2. Através da análise elementar e imediata foi determinada a composição do bagaço de cana quanto ao conteúdo de Carbono, Hidrogênio, Nitrogênio, Enxofre, Cloro e Oxigênio assim como conteúdo de voláteis, cinzas, carbono fixo e umidade. (Dados determinados no Capítulo 3).
3. Empregando o modelo de equilíbrio termodinâmico zero dimensional segundo Pérez et al. (2014) pode-se simular a composição aproximada do gás produzido e o poder calorífico inferior. Também pode-se determinar o poder calorífico superior através de técnicas experimentais e utilizar as equações existentes para determinação do *PCI*, em função do *PCS* ou da análise imediata.
4. Com os dados anteriormente determinados e assumindo critérios empíricos definidos no Capítulo 5.2 para os parâmetros de eficiência do gaseificador, velocidade superficial, temperatura média do leito e fator de ar, foi possível fazer a determinação do diâmetro interno do gaseificador seguindo o algoritmo apresentado na Figura 40, onde:

- Taxa de alimentação

$$G_b = \frac{N_T}{PCI_{bu} \cdot \eta_{frio}} \cdot 3600 \quad (96)$$

Onde:

G_b - fluxo de biomassa a ser alimentada no gaseificador, [kg/h]

N_T - capacidade térmica total, sendo igual á capacidade térmica necessária vezes o fator de segurança, [kW]

- Fluxo volumétrico de ar necessário para a gaseificação

$$Q_{ar} = FA \cdot VA \cdot G_b \quad (97)$$

Onde:

VA - fator de ar estequiométrico, [Nm^3/kg] determinado segundo Nogueira e Lora (2003) como:

$$VA = 0,0889 \cdot (C_{bu} + 0,375 \cdot S_{bu}) + 0,265 \cdot H_{bu} - 0,033 \cdot O_{bu} \quad (98)$$

Onde:

C_{bu} ; S_{bu} ; H_{bu} ; O_{bu} - teores em % desses elementos na biomassa em base úmida.

O fluxo de ar deve ser corrigido à temperatura de trabalho do reator, sendo a determinação da área da seção transversal do gaseificador definida como:

$$A_c = \frac{Q_{arc}}{V_f} \quad (99)$$

Onde:

Q_{arc} - vazão de ar corrigida à temperatura do leito, [m³/s]

- Diâmetro na zona do $TDH(F)$

O diâmetro do reator na zona de saída do gás (D_{sg}) foi estimado a partir de critérios construtivos propostos por Boateng et al. (1992); Maniatis, Vassilatos e Kyritsis (1992) e Hartiniati e Youvial (1989) nos que a relação diâmetro do gaseificador na zona do TDH / diâmetro do gaseificador na zona do leito denso tem valores na faixa de 1,5 – 2 vezes.

5. Determinação da altura do *freeboard* e altura total do gaseificador

A determinação desses parâmetros foi baseada na modelagem fluidodinâmica, na qual foram obtidos dados correspondentes ao sistema gás-sólido, isto é, velocidade mínima de fluidização e velocidade terminal das partículas sólidas tanto de material inerte como de bagaço de cana, velocidade e tamanho das bolhas no leito, altura inicial do leito estático, porosidade do leito na condição de empacotado e porosidade do leito na condição de mínima fluidização. O modelo foi corrigido com sub-modelos que descrevem o comportamento físico e as propriedades geométricas das partículas de material inerte e do bagaço de cana, sendo a altura total definida como:

$$H_{total} = H + TDH(C) + TDH(F) \quad (100)$$

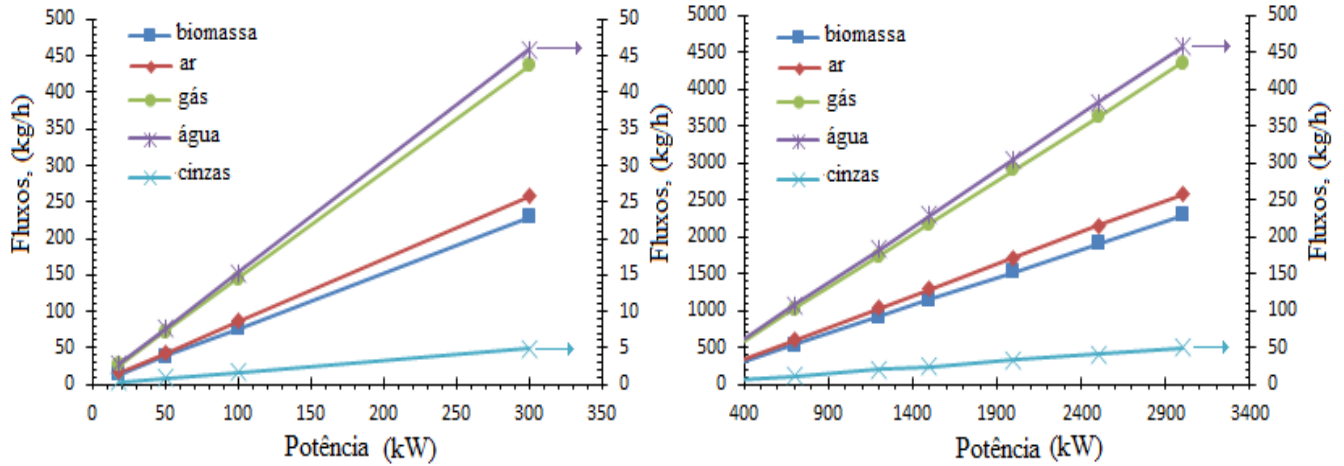
5.3.1 Resultados do dimensionamento da instalação proposta

Com o intuito de estudar o comportamento dos principais fluxos mássicos (ar, biomassa) necessários para o funcionamento do reator, assim como da variação do diâmetro em função da capacidade térmica, foram simulados vários cenários apresentados na Figura 42 e Figura 43. Pode-se observar que todos os fluxos mássicos, tanto os de entrada (ar e biomassa) como os de saída (gás sujo, cinzas e umidade contéuda no gás) aumentaram proporcionalmente com o aumento da capacidade térmica do reator incrementando-se também o diâmetro interno do mesmo.

Os resultados obtidos na determinação do diâmetro interno do reator foram semelhantes com instalações reais projetadas e construídas para trabalhar com biomassas, como a indicada por Wu et al. (2009), onde o diâmetro interno da planta trabalhando com casca de arroz para uma

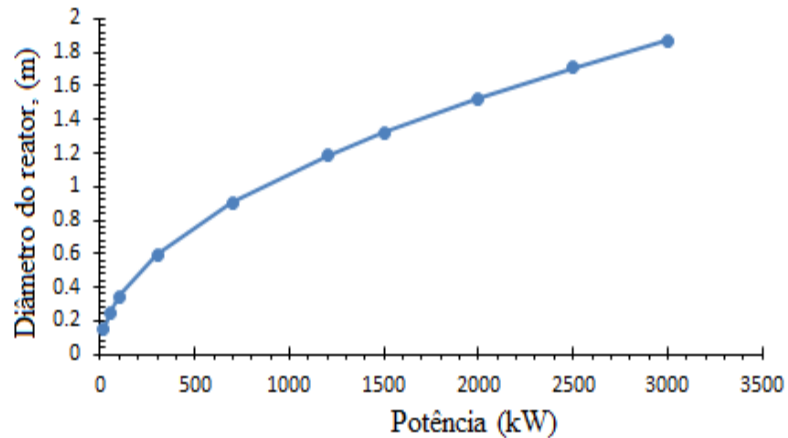
capacidade térmica de 1,2 MW foi de 1,4 m, sendo que o valor simulado neste estudo para um gaseificador utilizando bagaço de cana, com capacidade térmica igual a planta real, foi de 1,2 m.

Figura 42: Comportamento dos fluxos mássicos em função da capacidade térmica do reator



Fonte: Elaboração própria.

Figura 43: Diâmetro interno do reator em função de sua capacidade térmica



Fonte: Elaboração própria.

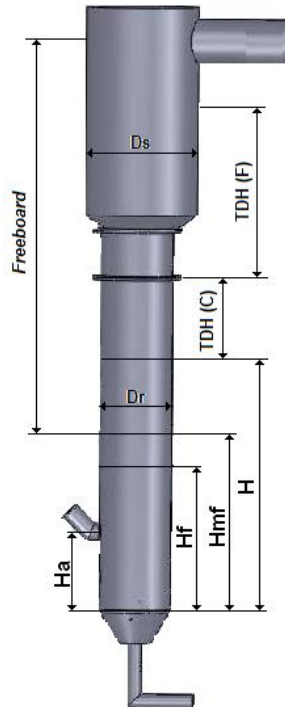
Na Tabela 25 e Figura 44 são apresentados os principais resultados do dimensionamento. Tendo em consideração os resultados obtidos da modelagem fluidodinâmica, foi possível obter uma previsão das principais dimensões do reator de leito fluidizado borbulhante, o que permitiu seu completo dimensionamento, (Vide Apêndice 4).

Tabela 25: Principais dimensões obtidas do dimensionamento para ambos reatores

Parâmetros do Dimensionamento	Unid.	GLFB	GLFB	
		sem inerte	com inerte	
Área da secção transversal	A_c	m^2	0,017	0,017
Diâmetro na região do leito	D_r	m	0,150	0,150
Diâmetro na região de saída	D_{sg}	m	0,300	0,300
Altura do leito estático	H_f	m	0,200	0,200
Altura de mínima fluidização	H_{mf}	m	0,240	0,300
Altura do leito fluidizado	H	m	0,300	0,500
Altura do TDH (C)	TDH (C)	m	0,630	0,810
Altura do TDH (F)	TDH (F)	m	0,960	1,400
Altura do Freeboard	H_{fre}	m	1,750	2,200
Altura da alimentação	H_a	m	0,100	0,100
Altura total do reator	H_{total}	m	1,900	2,500

Fonte: Elaboração própria.

Figura 44: Parâmetros dimensionais do GLFB



Fonte: Elaboração própria.

Além das dimensões geométricas do reator, definidas anteriormente, este também é integrado por outros sub-sistemas que constituem o reator propriamente dito, os quais são importantes na operação e desempenho do gaseificador. Dentro desses sub-sistemas encontram-se a placa de

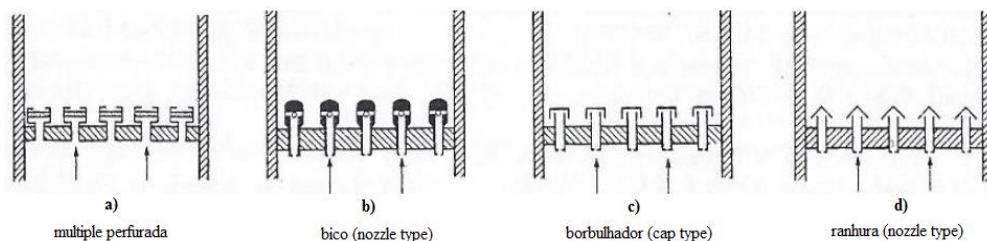
distribuição de ar, o sistema de alimentação de combustível e o sistema de remoção de material particulado (separador ciclônico).

5.4 PROJETO DO SISTEMA DE DISTRIBUIÇÃO DE AR

A escolha deste subsistema é uma tarefa muito importante nos gaseificadores de leito fluidizado, já que irá definir os parâmetros fluidodinâmicos e de borbulhamento dentro do reator. A maioria dos estudos de fluidização tem usado placas de distribuição do tipo porosa, feitas de cerâmica ou de metal sintetizado, devido a alta resistência que oferecem a passagem do gás, o que proporciona uma distribuição uniforme através do leito (KUNII; LEVENSPIEL, 1991). Para aplicações industriais ou protótipos este tipo de distribuidor pode ser muito desvantajoso devido ao incremento do consumo de potência que podem ter os sistemas de injeção de ar pela alta resistência ou perda de carga que acontece na placa.

A solução desses problemas tem sido encontrada nas placas de distribuição tipo bico ou borbulhador (*nozzle type*) usadas em condições severas de operação, em suas diferentes variantes, vide Figura 45. Este tipo de placa evita a passagem dos sólidos, mas são custosas e de difícil construção, devido ao emprego de materiais como aços inoxidáveis ou ferro fundido, resistentes a fadiga térmica e corrosão.

Figura 45: Tipos de distribuidores de placa de bicos



Fonte: Modificado de (KUNII; LEVENSPIEL, 1991).

Devido às suas vantagens sobre as placas planas perfuradas, decidiu-se projetar um distribuidor de ar tipo “placa de bico”, ou borbulhador tampado. A metodologia descrita pode ser encontrada em Basu (2006) (Apêndice 1), a mesma foi desenvolvida para combustores de leito fluidizado, mas o procedimento de cálculo parte de princípios gerais aplicados em projetos típicos de placas de distribuição para reatores de leito fluidizado.

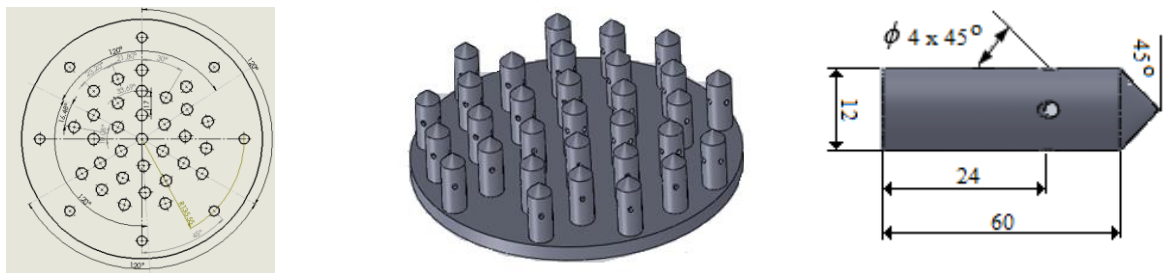
Seguindo a metodologia descrita no Apêndice 1, são apresentadas na Tabela 26 e Figura 46 as principais dimensões dos borbulhadores de ar e da placa de distribuição dimensionada. Nas simulações feitas utilizando-se areia como material inerte com uma massa específica aparente de 1500 kg/m^3 e uma altura máxima do leito fixo de 600 mm, foi obtida uma queda de pressão do gás durante sua passagem pela placa de 980 Pa, considerando a queda de pressão na placa de 20% da perda total do leito. Valores da ordem de 820 Pa foram obtidos por Moraes, Penteadó e Regina (1985) durante ensaios de perda de carga em função da vazão com uma velocidade superficial de 0,75 m/s e diâmetro interior de 15 mm em borbulhadores do mesmo tipo que o descrito neste trabalho.

Tabela 26: Principais parâmetros obtidos do dimensionamento da placa de distribuição

Parâmetro	Valor	Unidade
Diâmetro dos orifícios	4	mm
Diâmetro interno do borbulhador	12	mm
Comprimento do borbulhador	60	mm
Altura dos orifícios no borbulhador	24	mm
Espessura da placa de distribuição	10	mm
Comprimento do passo triangular	22	mm
Velocidade na saída do orifício	24,6	m/s
Número de borbulhadores	12	-
Número total de orifícios	48	-
Número de orifícios por borbulhador	4	-
Perda de carga no distribuidor	980	Pa

Fonte: Elaboração própria.

Figura 46: Modelo dimensional da placa de distribuição e do borbulhador



Fonte: Elaboração própria.

5.5 PROJETO DO SISTEMA DE ALIMENTAÇÃO DE BAGAÇO DE CANA

O sistema de alimentação é um dos componentes mais importantes nos reatores de leito fluidizado, pois nele ocorrem grandes perdas de tempo e dinheiro nos primeiros anos de exploração da planta, devido fundamentalmente ao desgaste excessivo, alimentação intermitente, obstruções no sistema entre outros problemas técnicos (BASU, 2006).

No caso específico da gaseificação, Maniatis (1990); Sanchez e Lora (1994); Gómez, Lora e Cortez (1995); Neiva (1998) e Andrade (2007) concordaram com a necessidade de aprimoramento dos sistemas de alimentação de combustível nos sistemas de gaseificação. Pois é o equipamento que gera dificuldades na prática, levando em alguns casos a prejudicar as investigações e até a desativação dos sistemas. Sobretudo quando a biomassa utilizada é do tipo polidispersa, com uma baixa massa específica e elevada coesividade. Como é o caso do bagaço de cana-de-açúcar, o que faz com que seu escoamento seja muito difícil dentro dos silos tradicionais, apresentando uma grande tendência à formação de arcos ou pontes (MARINELLI; CARSON, 1992).

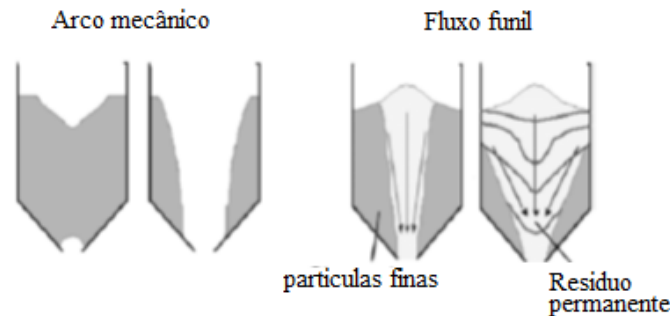
Segundo Basu (2010) seis sistemas encontram-se disponíveis na atualidade para alimentação de biomassas, (as características de cada um, podem ser encontradas na referência anterior), sendo os mais utilizados em leitos fluidizados borbulhantes dois tipos fundamentais: sistemas de alimentação acima do leito e sob o leito, mesmo quando combinados com outros tipos de sistemas como, por exemplo, os pneumáticos.

Ambos os sistemas são compostos por um silo de paredes retas e uma rosca-sem-fim que é encarregada de levar o combustível através do deslocamento positivo da rosca. A mesma pode ser desenhada de passo variável procurando criar um selo de pressão que evite a saída do gás gerado no leito do reator.

Seye (2003) reportou que quando utilizadas biomassas polidispersas de baixa massa específica em sistemas de alimentação tradicionais, os mesmos apresentam os seguintes problemas: no início a alimentação não é uniforme, sendo o descarregamento cíclico, posteriormente tem-se um fluxo com menos material e finalmente ausência total do material, devido à formação de arco mecânico, que ocorre na tremonha de silos verticais durante o escoamento do material (Vide Figura 47).

A utilização de silos verticais pode trazer problemas de segregação e fluxo funil. A segregação ocorre quando é carregado o silo, onde as partículas mais grossas têm a tendência a escoar para a parede do silo, e as mais finas de ficar no centro, sendo compactadas pelas mais grossas. O fluxo funil ocorre precisamente durante o descarregamento do silo, onde as partículas finas compactadas escoam primeiro (BASU, 2010).

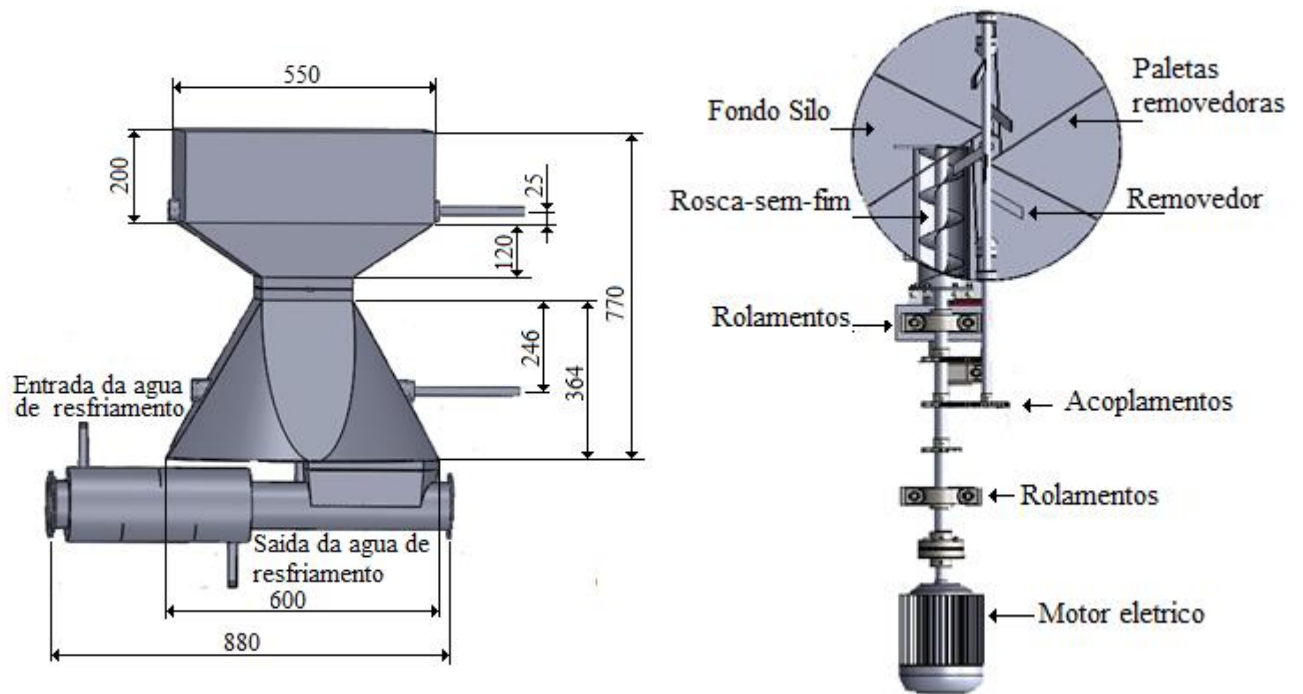
Figura 47: Problemas mais comuns quando se utilizam silos verticais



Fonte: Modificado de (BASU, 2010)

Neste trabalho o protótipo de sistema de alimentação concebido foi do tipo rosca-sem-fim, utilizando um silo de paredes cônicas para eliminar a formação de arco e fluxo funil. No fundo do silo o sistema conta com um raspador e uma pequena janela por onde cai a biomassa na rosca. Também foi projetado um sistema de agitação ou movimentação constante do bagaço de cana dentro do silo superior e inferior, devido a tendência que tem este material de oferecer uma grande resistência ao escoamento, o que prejudica seriamente a estabilidade de operação do reator. Este sistema é constituído por um eixo e várias pás, os quais vão movimentar a biomassa dentro do silo e conseqüentemente, facilitar seu escoamento. As principais dimensões e componentes do sistema são apresentadas na Figura 48.

Figura 48: Sistema de alimentação projetado



Fonte: Elaboração própria.

No sistema de alimentação é incorporado um sistema de resfriamento constituído por um cano de aço ao carbono colocado acima do tubo de alimentação perto da descarga da rosca. O espaço entre ambos os dutos forma uma camisa de resfriamento que é enchida com água, tendo uma entrada e uma saída como mostra a Figura 48. Dentro da camisa foram colocadas umas espécies de aletas para aumentar a perda de carga dentro do tubo, fazendo com que a água retarde o tempo de saída, conseguindo uma maior troca de calor. A utilização deste tipo de sistema de resfriamento, é usual em quase todos os projetos de combustores de leito fluidizado. O mesmo visa evitar a deformação da rosca pelas altas temperaturas na região do leito, assim como evitar o travamento da rosca-sem-fim devido ao material transportado começar a pirolisar ainda dentro do sistema (BASU, 2010). Para evitar a saída de gases pelo sistema de alimentação foi colocada uma tampa entre o silo de “paredes negativas” inferior e o silo superior, fazendo-se a abertura e fechamento de forma automática com ajuda de um servomotor entre uma carga e outra.

Para a determinação do diâmetro da rosca-sem-fim, optou-se por seguir a metodologia sugerida por García (1987) (Apêndice 2) na qual não é necessário conhecer algumas propriedades do material escoado, como ângulo de atrito interno do material e ângulo de atrito do material com a parede do parafuso, parâmetros muito difíceis de determinar em materiais polidispersos com

baixa massa específica e que são necessários para a determinação da potência da rosca-sem-fim. Os resultados desta metodologia são mostrados na Tabela 27.

Tabela 27: Principais parâmetros do Sistema de alimentação

Parâmetro	Valor	Unidade
Diâmetro da rosca	0,1	m
Diâmetro do eixo da rosca	0,05	m
Vazão mássica	25	kg/h
$n_{máx}$	176	rpm
n_{nec}	55	rpm
Potência do motor elétrico	0,2	kW

Fonte: Elaboração própria.

Geralmente a determinação da altura para a introdução do combustível ao reator, no caso de se utilizar um sistema sob o leito, diz-se que deve ser entre 100 – 300 mm acima da placa de distribuição. A introdução do combustível acima da placa permite maior tempo de residência, recomendando-se assim para combustíveis de granulometria fina (MANIATIS; KYRITSIS, 1992). Porém a colocação do sistema de alimentação a distâncias muito próximas da placa de distribuição de ar pode fazer com que a biomassa entre em combustão devido a alta concentração de oxigênio que está presente nas bolhas (BASU, 2006). Um valor intermédio é sugerido como melhor opção.

5.6 PROJETO DO SEPARADOR CICLÔNICO

Dependendo da utilização final do gás é necessária a implementação de um sistema de limpeza que garanta a qualidade final do mesmo. Em instalações onde o gás produzido vai ser utilizado como combustível em motores de combustão interna ou turbinas a gás, empregado em tecnologias *BIG/GT-CC*, o mesmo deve chegar o mais limpo possível, livre de particulados e alcatrão, elementos considerados tecnicamente indesejáveis para garantir um bom desempenho e uma operação segura neste tipo de sistemas. Geralmente na saída do gaseificador é colocado um sistema primário de limpeza de particulados que constitui a primeira etapa no condicionamento do gás produzido. Os ciclones são os equipamentos mais empregados neste tipo de operação de separação gás-sólido, por sua simplicidade estrutural, robustez, ausência de partes móveis e alta eficiência. Um separador ciclônico é composto basicamente por um cilindro vertical com fundo cônico dotado de uma entrada tangencial normalmente retangular (BASU, 2006).

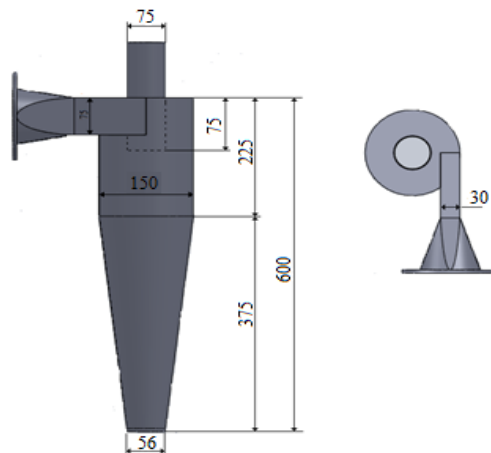
Existem diferentes metodologias para o dimensionamento e projeto de separadores ciclônicos, neste caso foi seguida a sugerida por Basu, (2006) (Apêndice 3) para separadores ciclônicos de alta eficiência, o que vai permitir recolher teoricamente partículas com tamanhos menores de $10\ \mu\text{m}$.

Propõe-se um ciclone de entrada tangencial, com ângulo do cone entre $7 - 8^\circ$ para facilitar a queda do pó, o material empregado deve ser aço inoxidável para que a superfície interior seja o mais uniforme possível.

O diâmetro de entrada no ciclone foi determinado conhecendo-se a vazão volumétrica do gás a temperatura de saída e fixando um valor de velocidade de entrada, neste caso foi recomendado para este tipo de ciclone velocidades de entrada entre $15 - 30\ \text{m/s}$ (BASU, 2006). As principais dimensões obtidas são apresentadas na Figura 49.

Segundo Ogawa (1984) para um ciclone de diâmetro $D_c=0,1-0,4\ \text{m}$, a queda de pressão esperada está entre $400\ \text{e}\ 1200\ \text{Pa}$, ou seja, entre $40\ \text{e}\ 120\ \text{mm}$ na coluna de água, sendo neste caso determinada uma queda de pressão de $920\ \text{Pa}$.

Figura 49: Principais dimensões do ciclone



Fonte: Elaboração própria.

5.7 SELEÇÃO DO VENTILADOR OU COMPRESSOR

O consumo energético é um fator de custo significativo em qualquer sistema que utiliza tecnologia de leito fluidizado, eventualmente pode ser determinante para o cancelamento ou não de um projeto. Uma estimativa nas etapas iniciais do projeto da instalação é necessária para comprovar a viabilidade ou não do sistema.

Segundo Kunii e Levenspiel (1991) supondo que o gás seja comprimido de uma pressão inicial P_1 , a uma pressão final P_2 , capaz de vencer todas as perdas que podem ter lugar no reator de leito fluidizado, pode-se escrever que:

$$P_2 - P_1 = \Delta P_l + \Delta P_p + \Delta P_c \quad (101)$$

Onde:

ΔP_p - Perda de carga através da placa de distribuição de ar, [Pa]

ΔP_c - Perda de carga no ciclone, [Pa]

Então a potência ideal pode ser determinada como;

$$N_c = \frac{\gamma}{\gamma - 1} \cdot P_1 \cdot v_1 \cdot \left[\left(\frac{P_2}{P_1} \right)^{\frac{\gamma-1}{\gamma}} - 1 \right] \quad (102)$$

Onde:

P_1 - pressão de entrada no ventilador, [Pa]

v_1 - vazão volumétrica de gás, [m³/s]

P_2 - pressão de saída do ventilador, [Pa]

Conhecendo a eficiência do ventilador ou compressor, Tabela 28, determina-se a potência real necessária, dividindo a potência ideal pela eficiência do equipamento.

Tabela 28: Eficiência dos diferentes equipamentos utilizados para a injeção de ar

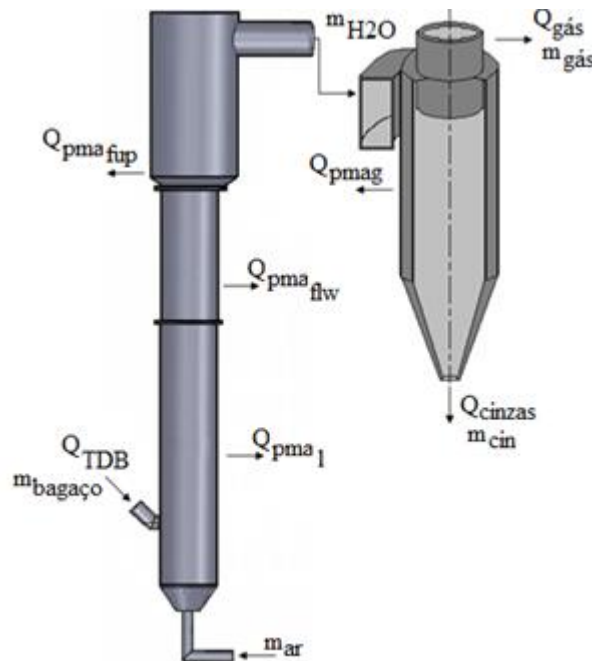
Equipamento	Eficiência (η)
Turbo soprador	0,55 – 0,75
Compressor de parafuso	0,60 – 0,80
Compressor alternativo de duplo estagio	0,80 – 0,90

Fonte: (KUNII e LEVENSPIEL, 1991)

5.8 AVALIAÇÃO TERMODINÂMICA DO GASEIFICADOR

Com o intuito de avaliar o comportamento termodinâmico do gaseificador projetado foram realizados balanços de massa e energia baseados na Figura 50. Esta análise é imprescindível para a compreensão dos fenômenos de troca de calor que envolvem o processo, permitindo quantificar as grandezas que irão determinar a eficiência assim como, avaliar e comparar o desempenho do gaseificador.

Figura 50: Fluxos mássicos e energéticos



Fonte: Elaboração própria.

Onde:

m_{ar} - fluxo mássico de ar, [kg/h]

m_b - fluxo mássico de bagaço de cana, [kg/h]

$m_{\text{gás}}$ - fluxo mássico de gás, [kg/h]

m_{cin} - fluxo mássico de cinzas, [kg/h]

$m_{\text{H}_2\text{Ovapor}}$ - fluxo mássico do vapor de água proveniente da umidade do bagaço, [kg/h]

Q_{TDB} - calor total disponível no bagaço, [kW]

$Q_{\text{gás}}$ - calor disponível no gás gerado, [kW]

Q_{cinzas} - calor perdido nas cinzas, [kW]

Q_{pma} - calor perdido ao meio ambiente, [kW] (f_{up} - freeboard parte arriba, f_{lw} - freeboard parte embaixo, l- leito)

Q_{pmag} - calor perdido ao meio ambiente pelo gás no ciclone, [kW]

O balanço de massa fica definido como:

$$\sum m_{entrada} = \sum m_{saída}$$

$$m_b + m_{ar} = m_{gás} + m_{H_2Ovapor} + m_{cinzas} \quad (103)$$

Onde:

$$m_{H_2Ovapor} = m_b \cdot \left(\frac{W_{bu}}{100} \right) \quad (104)$$

$$m_{cinzas} = m_b \cdot \left(\frac{TC}{100} \right) \quad (105)$$

Para a determinação da massa específica da misturas de gases foi considerada que esta composta pela somatória do produto entre a concentração de cada componente do gás (C_x) e sua massa específica (ρ_{xn}) nas condições normais.

$$\rho_{mgás} = \sum C_x \cdot \rho_{xn}$$

Considerando um gás composto principalmente por frações de H_2 , CO , CO_2 , CH_4 , N_2

$$\rho_{mgás} = C_{CO} \cdot \rho_{CO} + C_{H_2} \cdot \rho_{H_2} + C_{CH_4} \cdot \rho_{CH_4} + C_{CO_2} \cdot \rho_{CO_2} + C_{N_2} \cdot \rho_{N_2} \quad (106)$$

O balanço energético de um gaseificador visa avaliar as perdas envolvidas durante o processo para identificar onde devem-se implementar medidas que permitam aumentar a energia útil aproveitada do combustível.

Considerando-se um balanço de energia no sistema em um dado instante, pode-se dizer que o calor total disponível no combustível pode ser definido como:

$$Q_{TDB} = Q_{gás} + Q_{cinzas} + Q_{pma} + Q_{pmag} \quad (107)$$

Também pode ser calculado como:

$$Q_{TDB} = m_b \cdot PCI_b + m_{ar} \cdot h_{ar} \quad (108)$$

O calor disponível no gás gerado pode ser determinado como:

$$Q_{gás} = m_{gás} \cdot PCI_{gás} \quad (109)$$

As perdas associadas ao calor perdido ao meio ambiente pelo gás gerado e pelas cinzas, podem ser determinadas pelas equações:

$$Q_{pmag} = m_{gás} \cdot Cp_{gás} \cdot (T_{gás} - T_{ref}) \quad (110)$$

Onde:

$Cp_{gás}$ - capacidade calorífica do gás, [J/kgK]

$T_{gás}$ - temperatura de saída do gás, [K], valor assumido de 600°C

T_{ref} - temperatura ambiente de referencia, [K]

A capacidade calorífica da mistura de gases é determinado como a somatória do produto de cada um dos componentes do gás pela capacidade calorífica dividida entre o peso molecular do composto:

$$C_{pgás} = \frac{CO \cdot C_{pCO}}{M_{CO}} + \frac{H_2 \cdot C_{pH_2}}{M_{H_2}} + \frac{CO_2 \cdot C_{pCO_2}}{M_{CO_2}} + \frac{N_2 \cdot C_{pN_2}}{M_{N_2}} + \frac{CH_4 \cdot C_{pCH_4}}{M_{CH_4}} \quad (111)$$

Calor perdido nas cinzas:

$$Q_{cinzas} = m_{cinzas} \cdot C_{p_{cinzas}} \cdot (T_{cinzas} - T_{ref}) \quad (112)$$

Onde:

$C_{p_{cinzas}}$ - capacidade calorífica das cinzas, [J/kgK]

T_{cinzas} - temperatura de saída das cinzas, [K], valor assumido de 600°C

Sendo o $C_{p_{cinzas}}$ determinado em função dos principais compostos das cinzas, segundo a correlação de Voskoboinikov:

$$C_{p_{cinzas}} = 0,169 + \left(2,01 - 0,17 \cdot \left(1 - \frac{CaO}{SiO_2 + Al_2O_3 + MgO} \right) \right) \cdot 10^{-4} \cdot T_{cinzas} - 0,277 \cdot 10^{-6} \cdot T_{cinzas}^2 + 0,139 \cdot 10^{-9} \cdot T_{cinzas}^3 \quad (113)$$

O cálculo das perdas para o meio ambiente pelo reator geralmente é simplificado, adotando-se uma temperatura média nas paredes do mesmo em todo seu comprimento. Para uma melhor modelagem é adotado que na região do leito o isolamento térmico está composto por cimento refratário, tijolo refratário e uma placa de aço exterior de 2 mm de espessura com uma temperatura média de 750°C na zona interior do leito denso. O *freeboard* foi dividido em duas regiões, $TDH(C)$, que considera o mesmo isolamento que o empregado na região do leito e o $TDH(F)$, onde só se considera o cimento refratário e lã de vidro. Considerando o método de transferência de calor de resistências em série, tem-se que:

Na região do leito (l)

$$Q_{pml} = \frac{T_{ml} - T_{ref}}{\frac{1}{h_o \cdot A_o} + \frac{\ln(r_2/r_1)}{2\pi k_1 L} + \frac{\ln(r_3/r_2)}{2\pi k_2 L} + \frac{\ln(r_4/r_3)}{2\pi k_3 L} + \frac{\ln(r_5/r_4)}{2\pi k_4 L}} \quad (114)$$

Na região do *freeboard* parte de baixo (f_{lw})

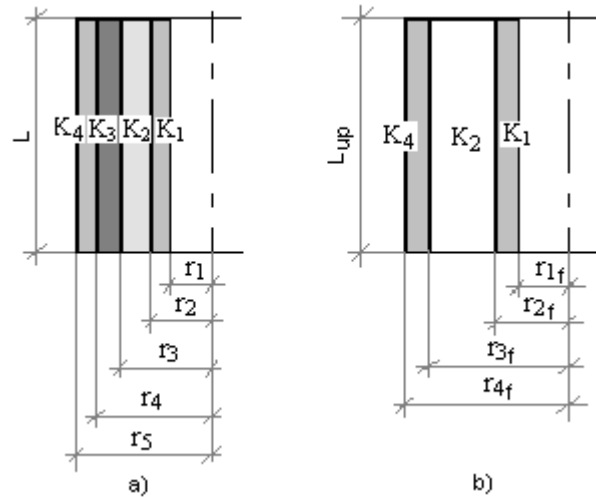
$$Q_{pmlw} = \frac{T_{ml} - T_{ref}}{\frac{1}{h_o \cdot A_o} + \frac{\ln(r_2/r_1)}{2\pi k_1 L} + \frac{\ln(r_3/r_2)}{2\pi k_2 L} + \frac{\ln(r_4/r_3)}{2\pi k_3 L} + \frac{\ln(r_5/r_4)}{2\pi k_4 L}} \quad (115)$$

Na região do *freeboard* parte de cima (f_{up})

$$Q_{pmaup} = \frac{T_{ml} - T_{ref}}{\frac{1}{h_o \cdot A_o} + \frac{\ln(r_2/r_1)}{2\pi k_1 L} + \frac{\ln(r_3/r_2)}{2\pi k_2 L} + \frac{\ln(r_4/r_3)}{2\pi k_3 L} + \frac{\ln(r_5/r_4)}{2\pi k_4 L}} \quad (116)$$

A Figura 51 mostra a composição e dimensões da parede de isolamento térmico tanto na região do leito como no *freeboard*. Na Tabela 29 são ilustrados os coeficientes de condutividade térmica de cada um dos materiais empregados no isolamento do reator, e na Tabela 30 são apresentados os principais parâmetros necessários para a determinação do Q_{pma} total.

Figura 51: Dimensões do isolamento a) região do leito e *freeboard* parte embaixo; b) região do *freeboard* parte acima



Fonte: Elaboração própria.

Tabela 29: Coeficientes de condutividade térmica

Conductividade térmica	[W/m.K]
K1 e K1f (aço inoxidável) AISI 304	16,3
K2 (cimento refratário)	0,76
K3 (tijolo refratário)	1,03
K4 e K4f (aço ao carbono)	43,0
K2f (Lã de vidro)	0,07

Fonte: Elaboração própria.

Tabela 30: Parâmetros para o cálculo do Q_{pma}

Região do leito	Valor	Freeboard	Valor
r_1 [m]	0,075	r_{1f} [m]	0,150
r_2 [m]	0,080	r_{2f} [m]	0,152
r_3 [m]	0,100	r_{3f} [m]	0,172
r_4 [m]	0,180	r_{4f} [m]	0,252
r_5 [m]	0,182	Área do Freeboard (f_{dw}) [m ²]	0,914
Área do leito [m ²]	0,570	Área do Freeboard (f_{up}) [m ²]	2,21
Temperatura do leito [K]	1033	Temperatura Freeboard (f_{dw}) [K]	973
		Temperatura Freeboard (f_{up}) [K]	873
		Coeficiente de transferência de calor por convecção [W/m ² K]	4,5

Fonte: Elaboração própria.

5.8.1 Resultados da avaliação termodinâmica

Na realização desta análise foi adotada uma composição média para o bagaço de cana-de-açúcar, obtida dos valores indicados por Pérez et al. (2014) os quais são apresentados na Tabela 31.

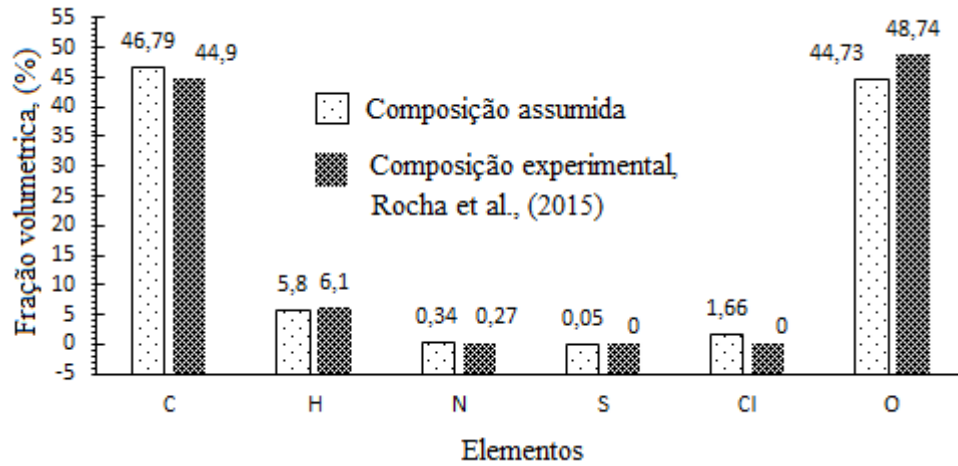
Tabela 31: Composição elementar média do bagaço de cana-de-açúcar

	C	H	N	S	Cl	O
Média	46,79±4,37	5,80±0,27	0,34±0,12	0,05±0,03	1,66±2,32	44,73±4,97

Fonte: Elaboração própria.

Com o intuito de verificar se os valores adotados encontram-se próximos dos valores experimentais foi feita uma comparação na Figura 52, com os resultados obtidos para mais de sessenta amostras de bagaço de cana de usinas situadas na região centro-sul do estado de São Paulo apresentados por Rocha et al. (2015).

Figura 52: Comparação da análise elementar adotada com valores experimentais



Fonte: Elaboração própria.

Pode-se observar na figura anterior que os valores experimentais indicados não levam em consideração os conteúdos de Enxofre e Cloro presentes na biomassa, para uma maior exatidão nos cálculos foi decidido considerar a composição média adotada para efeitos de cálculos, já que os valores dos outros componentes estão muito próximos dos valores experimentais.

Conhecendo-se a composição elementar e aplicando-se o modelo zero dimensional de equilíbrio termodinâmico foi possível simular a composição aproximada do gás produto da gaseificação de bagaço de cana com uma umidade de 20% e uma temperatura de gaseificação de 750 °C, a mesma é apresentada na Tabela 32, tanto em base umida como em base seca.

Tabela 32: Composição teórica do gás obtido na gaseificação do bagaço de cana

Elemento	Variáveis	Valores Preditos	Fração molar	Base umida (%)	Base seca (%)
H ₂	x ₁	0,578	0,1643	17,2	19,7
CO	x ₂	0,624	0,2043	18,6	21,3
CO ₂	x ₃	0,350	0,0949	10,4	11,9
H ₂ O	x ₄	0,431	0,0977	12,8	0
CH ₄	x ₅	0,025	0,0061	0,8	0,9
N ₂	3.76*m	1,356	0,4334	40,3	46,2
Total		3,364	1,0000	100,0	100,0

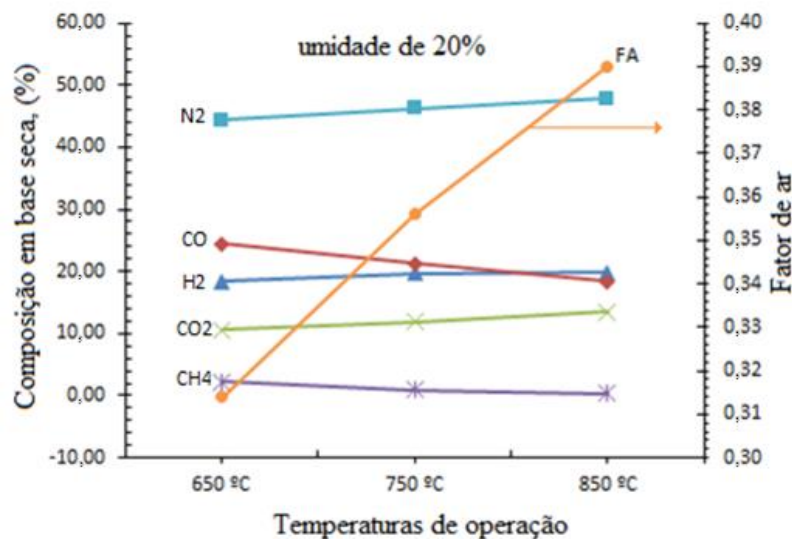
Fonte: Elaboração própria.

A influência da temperatura e da umidade na composição final do gás, é apresentada nas Figura 53 e Figura 54. Em ambos os casos quando a temperatura de operação e a umidade

aumentam verificou-se uma diminuição na produção de Monóxido de Carbono enquanto os demais componentes do gás tiveram um ligeiro acréscimo. O fator de ar aumenta com o aumento da temperatura de 0,3 a 0,39 na faixa de 650 – 850 °C, e com o aumento da umidade de 10 – 40%, oscila na faixa de 0,35 a 0,37, sendo que esse parâmetro tem uma influência menor nas mesmas condições de operação.

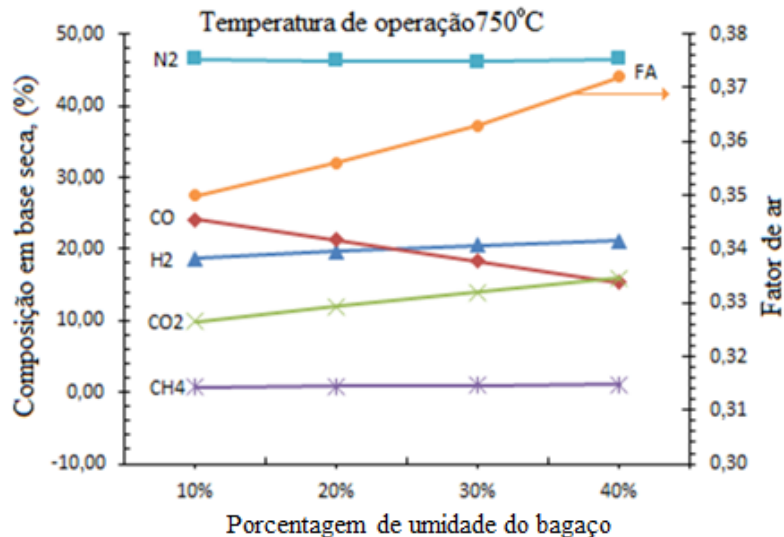
A redução de CO (Figura 53) ocorre lentamente, variando de 24,4% até 18,4% na faixa de temperaturas analisadas, enquanto o H₂ aumenta lentamente também de 18,4 a 19,8%. Esse fato pode ser devido a que um aumento na temperatura provoca um aumento nas reações do CH₄ e o CO com o vapor e, em consequência, um aumento na produção de H₂ durante o processo de gaseificação. Observou-se também que o rendimento na produção de CO é maior do que o CO₂, isso devido ao CO₂ reagir com o Carbono formando mais CO, o que reduz o conteúdo de CO₂. Porém um aumento na temperatura provoca uma extensão das reações “*shift*” na região de combustão consumindo parte desse CO produzido, por isso a tendência a diminuir. O comportamento obtido neste caso pelo modelo tem concordância com dados experimentais indicados por Sahoo e Ram (2015).

Figura 53: Influência da temperatura de operação nos elementos constituintes do gás



Fonte: Elaboração própria.

Figura 54: Influência da umidade do bagaço de cana na composição do gás



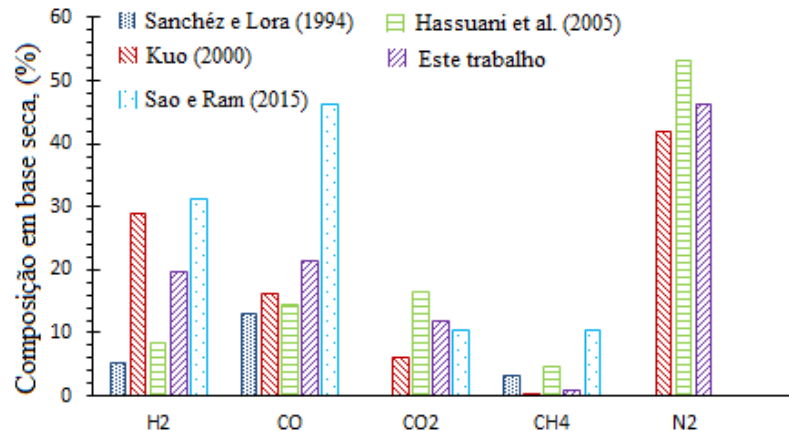
Fonte: Elaboração própria.

No caso da Figura 54 foi mantida a temperatura de gaseificação num valor fixo de 750°C, variando o conteúdo de umidade do bagaço de cana. Neste caso a redução de CO aconteceu de forma mais rápida, diminuindo de 24 para 15,3%, enquanto o H₂, CO₂ e o CH₄ aumentaram, este último de forma imperceptível e o CO₂ a uma taxa mais elevada que o H₂. Esse comportamento acontece porque o aumento da umidade demanda maior quantidade de energia para manter o processo de gaseificação, visto que as reações exotérmicas são favorecidas, promovendo a formação de CO₂. Ao mesmo tempo mais energia deve ser empregada na vaporização da umidade, ficando menos disponível para as reações endotérmicas que são as responsáveis pela produção de H₂ e CO. Estes resultados são coerentes com os obtidos por Pellegrini e de Oliveira (2007).

Ainda que existam poucos trabalhos de experiências práticas da gaseificação do bagaço de cana com ar, na Figura 55 é apresentada uma comparação dos resultados obtidos da composição do gás gerada pelo modelo, adotando uma temperatura de gaseificação de 750°C e 20% de umidade, com trabalhos experimentais realizados por Sanchez e Lora (1994); Kuo (2000); Hassuani et al. (2005) e Sahoo e Ram (2015). Os valores teóricos de forma geral encontram-se nas faixas indicadas experimentalmente, as diferenças podem ser devido às condições experimentais e de operação em que foram desenvolvidos os experimentos, tais como temperatura de gaseificação, umidade do bagaço de cana, fator de ar empregado entre outras. No caso específico do trabalho de

Sahoo e Ram (2015) foi utilizado vapor como agente de gaseificação, e no de Hassuani et al. (2005) foram empregados “pellets” de bagaço de cana como combustível.

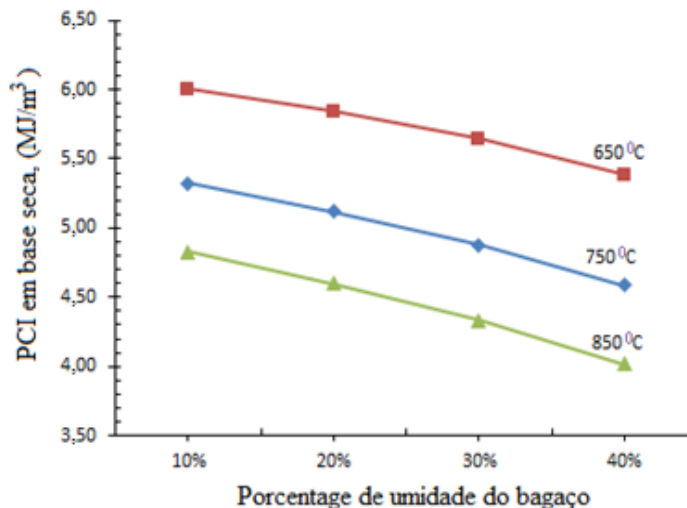
Figura 55: Comparação dos resultados da composição do gás modelada com dados experimentais



Fonte: Elaboração própria.

A influência da temperatura e umidade no *PCI* do gás é apresentada na Figura 56. Em ambos os casos, um aumento de temperatura ou da umidade traz como consequência a diminuição do *PCI* do gás, devido ao calor necessário para o processo de gaseificação ser fornecido pela entalpia da combustão da biomassa, temperaturas altas melhoram esse processo, favorecendo a formação de CO₂ e N₂, gases não combustíveis, que diminuem a formação de CO, H₂ e CH₄, e consequentemente o *PCI* final do gás diminui. Comportamentos similares são indicados nos trabalhos de Alauddin et al. (2010) e Silva e Morais (2008).

Figura 56: Variação do *PCI* do gás em função da umidade e da temperatura de operação



Fonte: Elaboração própria.

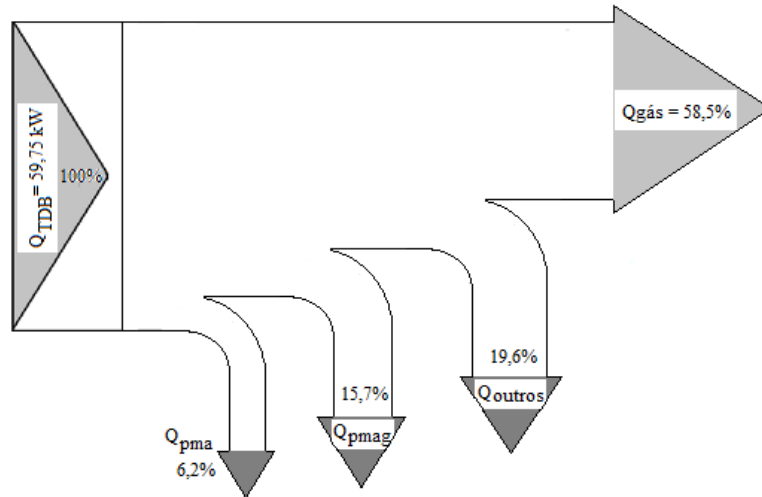
Os resultados finais da avaliação energética seguindo a metodologia anteriormente exposta são apresentados na Tabela 33 e na Figura 57.

Tabela 33: Resultados obtidos do balanço energético

Balanço de Energia	Energia [kW]	
Qalor total disponível (Q_{TDB})	59,750	
Qalor disponível no gás ($Q_{gás}$)	34,950	
Qalor perdido pelo gás no ciclone (Q_{pmag})	9,400	
Qalor perdido nas cinzas (Q_{cinzas})	0,037	
Qalor perdido ao meio ambiente (Q_{pma})	<i>Freeboard (up)</i>	0,889
	<i>Freeboard (lw)</i>	1,677
	<i>Leito (l)</i>	1,134

Fonte: Elaboração própria.

Figura 57: Diagrama de Sankey



Fonte: Elaboração própria.

Na Figura 57 mostra-se o diagrama esquemático do sistema, onde obteve-se a produção total de energia térmica de 59,75 kW. O calor disponível no gás produzido atinge o valor de 58,5% do total da energia fornecida para o processo. No valor de 19,6% referente a outras perdas leva-se em consideração o calor perdido nas cinzas, perdas de material pela elutrição, conversão de carbono incompleta, alto teor de alcatrão no gás produzido e imprecisão inerente ao próprio balanço energético. Uma parte da energia também é perdida no resfriamento do gás representando 15,7% do valor total, sendo as perdas ao meio ambiente pelo isolamento do reator de apenas 6,2% o que demonstra que os materiais empregados para esse propósito foram adequados.

CAPÍTULO 6. CONCLUSÕES E SUGESTÕES PARA TRABALHOS FUTUROS

A partir dos resultados apresentados neste trabalho, puderam ser obtidas as seguintes conclusões referentes às propriedades físicas, químicas geométricas e fluidodinâmicas do bagaço de cana-de-açúcar e misturas deste com material inerte (areia), assim como a aspectos do dimensionamento de gaseificadores de leito fluidizado borbulhante para este tipo de biomassa:

O bagaço de cana-de-açúcar apresentou uma elevada porosidade, a qual foi comprovada por imagens obtidas por microscopia eletrônica de varredura. Esta característica fez com que a massa específica aparente apresentada por este tipo de biomassa seja muito baixa, o que promove uma separação muito fácil do material inerte em processos fluidodinâmicos.

O software ImageJ mostrou-se uma ferramenta alternativa prática para a determinação da esfericidade, em comparação com o método tradicional utilizando paquímetro digital, empregado em estudos anteriores, como os de Ponce e Friedman (1983) e Bernhardt (1993). Os valores determinados experimentalmente oscilaram entre 0,27 e 0,55 correspondendo os menores valores as partículas maiores, sendo o valor médio de 0,39.

No caso da umidade contida no bagaço de cana, o comportamento foi de diminuição na medida que o tamanho da partícula diminuía, porém o teor de cinzas aumentou, já os conteúdos de voláteis e carbono fixo não tiveram variação significativa com respeito as mudanças de diâmetro. No caso do bagaço de cana “*in natura*” a umidade determinada foi de $8,71 \pm 0,4\%$, sendo o conteúdo de cinzas de $3,56 \pm 0,82\%$, material volátil $83,98 \pm 1,48\%$ e carbono fixo $12,56 \pm 1,11\%$, valores de acordo com os indicados na literatura.

O método de bomba calorimétrica e a equação teórica de Parikh, Channiwala, e Ghosal (2005) proposta para a determinação do (PCS), apresentaram uma diferença de aproximadamente 9%, porém foi a equação que apresentou os melhores resultados na determinação deste parâmetro em comparação com as outras que tiveram diferenças de até 23,39%. O Poder Calorífico Superior determinado experimentalmente para o bagaço de cana foi de $16,08 \pm 0,32$ MJ/kg, dentro da faixa estabelecida por Demirbas (2004) para biomassas (14 MJ/kg a 21 MJ/kg), sendo o Poder Calorífico Inferior, determinado pela equação de Makray (1984) de 14,6 MJ/kg.

Do estudo fluidodinâmico das partículas de bagaço de cana-de-açúcar foi determinado que quando as mesmas tem diâmetros médios entre 0,59 – 9,5 mm não são fluidizáveis, somente partículas com diâmetro menor ou igual a 0,3 mm tornam possível a fluidização, sendo este o limite experimental encontrado onde as partículas de bagaço de cana tornam-se fluidizáveis.

Os valores da velocidade mínima de fluidização para partículas de bagaço de cana, oscilaram entre 4,5 e 7,2 cm/s, na faixa de partículas fluidizáveis (0,075 – 0,3 mm), sendo verificado que nenhum dos modelos estudados da literatura preveem de forma confiável este parâmetro, verificando-se erros nas estimativas, entre 20 – 85% do valor experimental, sendo proposto um novo modelo que prevê este parâmetro com um erro máximo de 6,3%.

Para o caso de misturas de bagaço e areia com até 2% de fração em massa de bagaço de cana, com diâmetros entre 0,075 - 9,5 mm, a velocidade mínima de fluidização oscilou entre 0,03 – 0,31 m/s, respectivamente. Neste caso, também nenhum dos modelos desenvolvidos para misturas de biomassa e inerte encontrados na literatura, previram de forma confiável o valor da velocidade, sendo os erros determinados em muito casos, maiores de 100% do valor experimental.

O único modelo capaz de prever a (V_{mf}) com boa aproximação dos resultados experimentais em misturas com até 0,59 mm de diâmetro foi o modelo de Zhong et al. (2008), com erros menores do 30% em 14 das 25 condições experimentais testadas. Quando empregado para misturas de partículas de bagaço com diâmetro de 1,18 mm o erro determinado foi de 85%, sendo que para maiores diâmetros os resultados extrapolam fora da realidade experimental.

O novo modelo proposto para a determinação da velocidade mínima de fluidização de misturas de partículas de bagaço de cana e areia, consegue prever 88% das 25 condições experimentais com erros menores ou próximos ao 30%, sendo constatada uma melhor exatidão nos resultados preditos em relação aos modelos anteriores.

Quando empregadas misturas de bagaço de cana “*in natura*” com diâmetro médio de 0,722 mm, e areia como material inerte, o limite da fração mássica de bagaço na mistura para que ocorra uma boa fluidização foi de um 5%. Uma maior fração em massa de bagaço provoca o fenômeno de segregação do leito, comportando-se a biomassa como *jetsam* e a areia como *floatsam* nos diâmetros compreendidos entre 0,722 – 9,5 mm.

Com relação a influência da razão de diâmetros entre o bagaço de cana e o material inerte, bem como a razão de fração mássica de bagaço contida nas misturas, foi verificado que um aumento de qualquer um desses parâmetros, traz como consequência um aumento na velocidade mínima de fluidização. Porém, é possível aumentar a porcentagem em massa de bagaço de cana na mistura, na medida que se diminui o diâmetro das partículas, o que representa que na medida que os diâmetros dos componentes da mistura se aproximam, o fenômeno de segregação pode ser atenuado.

Foram estabelecidos critérios para a identificação de faixas de operação mais adequadas, onde se garante uma boa mistura e fluidização, em reatores de leito fluidizado borbulhante trabalhando com misturas de bagaço de cana-de-açúcar e areia, através dos números adimensionais de Reynolds e de Arquimedes: Reynolds de mínima fluidização ($1 < R_{emf} < 8$), número de Arquimedes ($800 < A_{rm} < 1400$) respectivamente.

Uma nova metodologia foi desenvolvida onde se integra a caracterização física e a modelagem fluidodinâmica do bagaço de cana, permitindo obter as principais dimensões do gaseificador de leito fluidizado borbulhante, otimizando o projeto desse tipo de instalações especificamente para o bagaço de cana-de-açúcar.

O projeto e dimensionamento de reatores de leito fluidizado depende fortemente das propriedades físicas e geométricas assim como da fluidodinâmica, dos materiais empregados. Reatores de leito fluidizado borbulhante utilizando misturas de bagaço de cana e areia irão ter dimensões (altura total) até 30% maiores que quando utilizadas somente partículas de bagaço para seu funcionamento.

Da análise termodinâmica é possível concluir que para a instalação proposta neste estudo o rendimento térmico esperado a frio é de um 58,5%, valor considerado aceitável quando comparado com o rendimento sugerido em instalações semelhantes testadas experimentalmente.

SUGESTÕES PARA TRABALHOS FUTUROS

Avaliando os resultados encontrados nesta tese, sugere-se:

1. Realização de estudos fluidodinâmicos que avaliem os fenômenos de mistura e segregação em leito fluidizado borbulhante contendo diferentes tipos de biomassa e inerte com diferentes granulometrias.
2. Estabelecer critérios para especificação de materiais inertes que possam ser utilizados quando estes são necessários para a fluidização da biomassa a fim de obter uma mistura que atenua o efeito da segregação.
3. Obter experimentalmente valores de velocidade mínima de fluidização de misturas binárias utilizando outros tipos de biomassas com características físicas e geométricas similares ao bagaço de cana-de-açúcar com o intuito de propor novas correlações mais abrangentes que levem em consideração a forma e esfericidade das partículas.

REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS

- ABDULLAH, M.; HUSAIN, Z.; PONG, S. Y. Analysis of cold flow fluidization test results for various biomass fuels. **Biomass and Bioenergy**, v. 24, p. 487–494, 2003.
- AGÜERO, A.; PISA, J. Poder calorífico del bagazo de caña de azúcar. **Revista de Ciencias Exactas e Ingeniería**. v. 24, n. 1, p. 1-6, 2004.
- AHMED, I. I.; GUPTA, A. K. Sugarcane bagasse gasification: Global reaction mechanism of syngas evolution. **Applied Energy**, v. 91, n. 1, p. 75–81, 2012.
- AKHIL RAO, JENNIFER S. CURTIS, BRUNO C. HANCOCK, C. W. The Effect of Column Diameter and Bed Height on Minimum Fluidization Velocity. **AIChE Journal**, v. 56, n. 9, p. 2304 – 2311, 2009.
- ALARCON, G. A. R.; SANCHEZ, C. G.; GOMEZ, E. O.; CORTEZ, L. A. B. Caracterizacion del bagazo de caña de azucar. Parte I: Características físicas. In: **The 6th Encontro de Energia no Meio Rural**, Campinas, São Paulo, 2006, p. 1–10.
- ALAUDDIN, Z. A. B. Z.; LAHIJANI, P.; MOHAMMADI, M.; MOHAMED, A. R. Gasification of lignocellulosic biomass in fluidized beds for renewable energy development: A review. **Renewable and Sustainable Energy Reviews**, v. 14, n. 9, p. 2852–2862, 2010.
- ANDRADE, R. V. **Gaseificação de biomassa: uma análise teórica e experimental**. (2007) 205f. Tese (Doutorado em Engenharia Mecânica) - Instituto de Engenharia Mecânica Universidade Federal de Itajubá, Itajubá, Minas Gerais, 2007.
- BAPTISTA, M. A. C. **Gaseificação de bagaço de cana: um estudo experimental**. IPT, São Paulo, Brasil, 1986.
- BASU, P. **Combustion and Gaseification in Fluidized bed**. Taylor & Francis Group, LLC, 2006.
- BASU, P. **Biomass gasification and pyrolysis - Practical design and theory**. Estados Unidos, Academic Press, 2010.
- B. E. N. **Balanco Energético Nacional**, Brasil 2014.
- BERHARDT, W. H. Shape factors of bagasse particles. **Proceedings of The South African Technologists Association**, June 1993, p. 181-184
- BLACKADDER, W. H.; LUNDBERG, H.; RENSFELT, E.; WALDHEIM, L. Heat and Power Production via Gasification in the Range 5–50 MWe. **Advances in Thermochemical Biomass Conversion**. Springer Netherlands, 1993, pp. 449–475.
- BOATENG, A. A.; WALAWENDER, W. P.; FAN, L. T.; CHEE, C. S. Fluidized-bed steam gasification of rice hull. **Bioresource Technology**, v. 40, n. 3, p. 235–239, 1992.

BOTTON, R.; VERGNES, F.; BERGOUGNOU, M. A. Validation by means of industrial data of Kunii-Levenspiel type bubble models which can be used in the scale-up to commercial size of fluidized bed reactors. In: **Fluidization IV**. New York: Engineering Foundation, 1983, p. 575–582.

BRIDGWATER, A. Renewable fuels and chemicals by thermal processing of biomass. **Chemical Engineering Journal**, v. 91, n. 2-3, p. 87–102, 2003.

BRIDGWATER, A. V. Thermochemical processing of biomass. In: **Review of thermochemical biomass conversion**, Butterworth, London, 1984.

CALLEJÓN-FERRE, A. J.; VELÁZQUEZ-MARTÍ, B.; LÓPEZ-MARTÍNEZ, J. A.; MANZANO-AGUGLIARO, F. Greenhouse crop residues: Energy potential and models for the prediction of their higher heating value. **Renewable and Sustainable Energy Reviews**, v. 15, n. 2, p. 948–955, 2011.

CAMARGO, F. DE L. **Estudo da Pirólise Rápida de Bagaço de cana em reator de Leito Fluidizado Borbulhante**. (2006) 262 f. Tese (Doutorado) - Faculdade de Engenharia Mecânica. Universidade Estadual de Campinas, Campinas, SP, 2006.

CAMPOS, A.T., SAGLIETTI, J.R.C. E DE CAMPOS, A. T. Esfericidade e Circularidade de Grãos de Soja e Milho. In: **I Simpósio sobre Energia-SINERGIA**, Faculdade de Ciências Agrárias-FCA, UNESP, Botucatu, SP, 1999.

CAMPOY, M.; GÓMEZ-BAREA, A.; VIDAL, F. B.; OLLERO, P. Air-steam gasification of biomass in a fluidised bed: Process optimisation by enriched air. **Fuel Processing Technology**, v. 90, n. 5, p. 677–685, 2009.

CAO, Y.; WANG, Y.; RILEY, J. T.; PAN, W. P. A novel biomass air gasification process for producing tar-free higher heating value fuel gas. **Fuel Processing Technology**, v. 87, n. 4, p. 343–353, 2006.

CARDOSO, C. R.; OLIVEIRA, T. J. P.; SANTANA JUNIOR, J. A.; ATAÍDE, C. H. Physical characterization of sweet sorghum bagasse, tobacco residue, soy hull and fiber sorghum bagasse particles: Density, particle size and shape distributions. **Powder Technology**, v. 245, p. 105–114, 2013.

CHANG, Y. M.; HONG, S. Y. Study on elutriation from bubbling fluidized bed incineration- A correlation for elutriation rate constant. **Journal of the Chinese Institute of Environmental Engineering**, v. 12, n. 3, p. 253–267, 2002.

CHOK, V. S.; GORIN, A.; CHUA, H. B. Minimum and Complete Fluidization Velocity for Sand-Palm Shell Mixtures , Part I: Fluidization Behavior and Characteristic Velocities. **American Journal of Applied Sciences**, v. 7, n. 6, 2010, pp. 763–772.

COLTTERS, R.; RIVAS, A. L. Minimum fluidation velocity correlations in particulate systems. **Powder Technology**, v. 147, n. 1-3, p. 34–48, 2004.

CONAB, COMPANHIA NACIONAL DE ABASTECIMIENTO. **A Geração Termoelétrica com a Queima do Bagaço de Cana-de-Açúcar no Brasil**, 2011.

CONAB, COMPANHIA NACIONAL DE ABASTECIMIENTO. **SAFRA 2013/14 Quarto Levantamento**. Brasil, 2014a.

CONAB, COMPANHIA NACIONAL DE ABASTECIMIENTO. **SAFRA 2014/15 Primeiro Levantamento**. Brasil, 2014b.

CORDINER, S.; DE SIMONE, G.; MULONE, V. Experimental–numerical design of a biomass bubbling fluidized bed gasifier for paper sludge energy recovery. **Applied Energy**, v. 97, p. 532–542, 2012.

COSTA, M. **Biomassa para Energia**. Apresentação em: Departamento de Engenharia Mecânica Instituto Superior Técnico. Lisboa, Portugal, 2008.

CUI, H.; GRACE, J. R. Fluidization of biomass particles: A review of experimental multiphase flow aspects. **Chemical Engineering Science**, v. 62, n. 1-2, p. 45–55, 2007.

DANTAS, G. A.; LEGEY, L. F. L.; MAZZONE, A. Energy from sugarcane bagasse in Brazil: An assessment of the productivity and cost of different technological routes. **Renewable and Sustainable Energy Reviews**, v. 21, p. 356–364, 2013.

DE FILIPPIS, P.; BORGIANNI, C.; PAOLUCCI, M.; POCHETTI, F. Gasification process of Cuban bagasse in a two-stage reactor. **Biomass and Bioenergy**, v. 27, n. 3, p. 247–252, 2004.

DELEBARRE, A. Revisiting the Wen and Yu Equations for Minimum Fluidization Velocity Prediction. **Chemical Engineering Research and Design**, v. 82, n. 5, p. 587–590, 2004.

DEMIRBAS, A. Combustion characteristics of different biomass fuels. **Progress in Energy and Combustion Science**, v. 30, n. 2, p. 219–230, 2004.

DEMIRBAS, A. Biorefineries: Current activities and future developments. **Energy Conversion and Management**, v. 50, n. 11, p. 2782–2801, 2009.

DEMIRBAS, A.; DEMIRBAS, A. Estimating the calorific values of lignocellulosic fuels. **Energy Explor Exploit**, v.22, 2004, pp.135–43.

DONG, L.; LIU, H.; RIFFAT, S. Development of small-scale and micro-scale biomass-fuelled CHP systems – A literature review. **Applied Thermal Engineering**, v. 29, n. 11-12, p. 2119–2126, 2009.

DRIEMEIER, C.; OLIVEIRA, M. M.; MENDES, F. M.; GÓMEZ, E. O. Characterization of sugarcane bagasse powders. **Powder Technology**, v. 214, n. 1, p. 111–116, 2011.

DUTTA, S.; SUCIU, G. D. Unified model applied to the scale-up of catalytic fluid bed reactors of commercial importance. In: **Fluidization VI**, Banff, Canada. New York: Engineering Foundation, 1989, p. 311–318.

E4TECH. **Review of Technologies for Gasification of Biomass and Wastes**. Final report. *NNFCC*, June 2009.

FUEYO, N. DOPAZO, C. Pressurized Fluidized Bed Combustion. In: **Fluidization fundamentals**. Glasgow: Chapman & Hali, 1995, p. 38-79.

GABRA, M.; PETTERSSON, E.; BACKMAN, R.; KJELLSTRÖM, B. Evaluation of cyclone gasifier performance for gasification of sugar cane residue—Part 2: gasification of cane trash. **Biomass and Bioenergy**, v. 21, n. 5, p. 371–380, 2001.

GARCÍA, A. D. **Equipos para el transporte de materiales de la industria azucarera. Transportadores y bombas**. ISPJAM ed. Santiago de Cuba, Cuba: ISPJAM, 1987.

GELDART, D. Types of gas fluidization. **Powder Technology**, v. 7, p. 285–292, 1973.

GELDART, D. Estimation of basic particle properties for use in fluid—particle process calculations. **Powder Technology**, v. 60, p. 1–13, 1990.

GIL, J.; CABALLERO, M.; MARTÍN, J. Biomass gasification with air in a fluidized bed: effect of the in-bed use of dolomite under different operation conditions. **Industrial & ...**, p. 4226–4235, 1999.

GÓMEZ, E. O. **Projeto, construção e avaliação preliminar de um reator de leito fluidizado para gaseificação de bagaço de cana-de-açúcar**. (1996) 200f. Tese (Mestrado em Engenharia Agrícola) - Universidade Estadual de Campinas, Faculdade de Engenharia Agrícola. Campinas, São Paulo, 1996.

GÓMEZ, E.; CORTEZ, L. A. B. Preliminary tests with a sugarcane bagasse fueled fluidized-bed air gasifier. **Energy conversion and ...**, v. 40, p. 205-214, 1999.

GÓMEZ, E. O.; CORTEZ, L. A. B.; ALARCON, G. R.; et al. Some simplified geometrical properties of elephant grass and sugarcane trash particles. **Fuel Processing Technology**, v. 104, p. 234–244, 2012.

GÓMEZ, E. O.; LORA, E. S.; CORTEZ, L. A. B. Constructive features, operation and sizing of fluidized-bed gasifiers for biomass. **Energy for Sustainable Development**, v. 2, n. 4, p. 52–57, 1995.

GÓMEZ-BAREA, A.; LECKNER, B. Modeling of biomass gasification in fluidized bed. **Progress in Energy and Combustion Science**, v. 36, n. 4, p. 444–509, 2010.

GÓMEZ-BAREA, A.; LECKNER, B.; VILLANUEVA, A.; NILSSON, S.; FUENTES, D. Improving the performance of fluidized bed biomass / waste gasifiers for distributed electricity :

A new three-stage gasification system. **Applied Thermal Engineering**, v. 50, n. 2, p. 1453–1462, 2013.

GUO, Q.; CHEN, X.; LIU, H. Experimental research on shape and size distribution of biomass particle. **Fuel**, v. 94, p. 551–555, 2012.

GUPTA, C. K.; SATHIYAMOORTHY, D. Fluid bed technology in materials processing. Chapter 1 in: **Hydrodynamics of Two-Phase Fluidization**, CRC Press, Boca Raton, Florida, USA, p. 23–24, 1999.

HAIDER A.; LEVENSPIEL, O. Drag coefficient and terminal velocity of spherical and nonspherical particles. **Powder Technology**, v. 58, p. 63–70, 1989.

HAMEL, S.; KRUMM, W. Mathematical modeling and simulation of bubbling fluidized bed gasifiers. **Fuel and Energy Abstracts**, v. 43, n. 4, p. 249, 2002.

HARTINIATI, A. S. E YOUVIAL, M. Performance of a pilot scale fluidized bed gasifier fueled by rice husk. In: **Pirolisis and Gasification**, ed. by Ferrero, G. L., Maniatis, K., Buekens, A., Bridgewater, A. V., Proceeding of a International Conference held in Luxemburg, Elsevier Applied Scie. 1989.

HARTMAN, M.; TRNKA, O.; POHOŘELÝ, M. Minimum and terminal velocities in fluidization of particulate ceramsite at ambient and elevated temperature. **Industrial and Engineering Chemistry Research**, v. 46, n. 22, p. 7260–7266, 2007.

HARTMAN, M.; TRNKA, O.; SVOBODA, K. Free Settling of Nonspherical Particles. **Industrial & engineering ...**, n. 1948, p. 1979–1983, 1994.

HASSUANI, S.; LEAL, M.; MACEDO, I. **Biomass power generation: Sugar Cane Bagasse and Trash**. Published by PNUD - Programa das Nações Unidas para o Desenvolvimento e CTC - Centro de Tecnologia Canavieira. Piracicaba, Brasil, 2005.

HEIDENREICH, S.; FOSCOLO, P. U. New concepts in biomass gasification. **Progress in Energy and Combustion Science**, v. 46, p. 72–95, 2014.

HEYWOOD, H. **Size, shape and size distribution of particulate materials**. Course on particle technology. Nordwijk, Netherlands, p. 18, 1970.

HIGMAN, C.; BURGT, M. VAN DER. **Gasification**. Second Edition. 2011.

HOFSETZ, K.; SILVA, M. A. Brazilian sugarcane bagasse: Energy and non-energy consumption. **Biomass and Bioenergy**, v. 46, p. 564–573, 2012.

HOWARD, J. R. **Fluidized Bed Technology: Principles and Applications**, Bridport, Great Britain, Bristol, 1989.

HUGOT, E. **Handbook of cane sugar engineering**. 3. ed. New York: Elsevier Science Publishing Company Inc., 1986.

INTERNATIONAL ENERGY AGENCY (IEA). **World Energy Outlook (WEO)**, 2013.

IGATHINATHANE, C.; PORDESIMO, L. O.; COLUMBUS, E. P.; BATCHELOR, W. D.; METHUKU, S. R. Shape identification and particles size distribution from basic shape parameters using ImageJ. **Computers and Electronics in Agriculture**, v. 63, n. 2, p. 168–182, 2008.

IPCC. **Special Report on Renewable Energy Sources and Climate Change Mitigation**. Summary for Policy makers, p. 5–8, May 2011.

IPT. **Apostilas do curso de Combustão Industrial**. São Paulo, Brasil, 2007.

KARMAKAR, M. K.; HALDAR, S.; CHATTERJEE, P. K. Studies on fluidization behaviour of sand and biomass mixtures. **International Journal of Emerging Technology and Advanced Engineering**, v. 3, 2013.

KAUSHAL, P.; ABEDI, J.; MAHINPEY, N. A comprehensive mathematical model for biomass gasification in a bubbling fluidized bed reactor. **Fuel**, v. 89, n. 12, p. 3650–3661, 2010.

KO, C. K.; CHOI, J. H.; NAMKUNG, W.; KIM, S. D. Transport disengaging height of iron ore particles in a fluidized bed. **Journal of Chemical Engineering of Japan**, v. 45, n. 3, p. 166–173, 2012.

KOZANOGLU, B. U.; WELTI CHANES, J.; GARCÍA CUAUTLE, D.; SANTOS JEAN, J. P. Hydrodynamics of large particle fluidization in reduced pressure operations: An experimental study. **Powder Technology**, v. 125, n. 1, p. 55–60, 2002.

KUNII, D.; LEVENSPIEL, O. **Fluidization Engineering**. Second Edition. ed. Butterworth, Heinemann, 1991.

KUO, J. T. Bagasse gaseification cogeneration plant performance. World Renewable Energy Congress VI (WREC 2000). **Anais...** . p.1385–1389, 2000.

LARSON, E. D.; WILLIAMS, R. H.; LEAL, M. R. L. V. A review of biomass integrated-gasifier/gas turbine combined cycle technology and its application in sugarcane industries, with an analysis for Cuba. **Energy for Sustainable Development**, v. 5, n. 1, p. 54–76, 2001.

LEAPER, M. C.; SEVILLE, J. P. K.; HILAL, N.; KINGMAN, S. W.; BURBIDGE, A. S. Investigating the dynamics of segregation of high jetsam binary batch fluidised bed systems. **Chemical Engineering and Processing: Process Intensification**, v. 43, n. 2, p. 187–192, 2004.

LI, J.; CHENG, Z.; FANG, Y.; et al. Minimum and terminal velocity in fluidization of coal gasification materials and coal blending of gasification under pressure. **Fuel**, v. 110, p. 153–161, 2013.

- LINK, SIIM ARVELAKIS, S.; PAIST, A.; MARTIN, A.; LILIEDAHL, T.; SJÖSTRÖM, K. Atmospheric fluidized bed gasification of untreated and leached olive residue , and co-gasification of olive residue , reed , pine pellets and Douglas fir wood chips. **Applied Energy**, v. 94, p. 89–97, 2012.
- LIPPENS, B. C.; MULDER, J. Prediction of the minimum fluidization velocity. **Powder Technology**, v. 75, p. 67–78, 1993.
- LOHA, C.; GU, S.; DE WILDE, J.; MAHANTA, P.; CHATTERJEE, P. K. Advances in mathematical modeling of fluidized bed gasification. **Renewable and Sustainable Energy Reviews**, v. 40, p. 688–715, 2014.
- LV, P. M.; XIONG, Z. H.; CHANG, J.; et al. An experimental study on biomass air-steam gasification in a fluidized bed. **Bioresource technology**, v. 95, n. 1, p. 95–101, 2004.
- MAKRAY, Z. T. **Gaseificação de madeira em gaseificador co-corrente para a produção de gás de médio poder calorífico e gás de síntese.** (1984) 246 p. Tese (Doutorado em Engenharia de Alimentos). Universidade Estadual de Campinas, Campinas, SP, 1984.
- MANIATIS, K. Fluidized bed gasification of agricultural residues. In: **International Symposium on Application Management of Energy in Agriculture-the Role of Biomass Fuels** (Preprint), New Delhi, 1990.
- MANIATIS, K.; VASSILATOS, V. E KYRITSIS, S. Design of a pilot plant fluidized bed gasifier. In: **Advances in Thermochemical Biomass Conversion**. Springer Netherlands. p.403–410, 1992.
- MANSARAY, K. G.; GHALY, A E.; AL-TAWEEL, A M.; HAMDULLAHPUR, F. Air gasication of rice husk in a dual distributor type fluidized bed gasifier. **Biomass and Bioenergy**, v. 17, 1999.
- MANYÀ, J. J.; ARAUZO, J. An alternative kinetic approach to describe the isothermal pyrolysis of micro-particles of sugar cane bagasse. **Chemical Engineering Journal**, v. 139, n. 3, p. 549–561, 2008.
- MARINELLI, J.; CARSON, J. W. Solve solids flow Problems in Bins, Hoppers, and Feeders. **Chem. Eng. Progress**, p. 22-28, May 1992.
- MCKENDRY, P. Energy production from biomass (Part 1): Overview of biomass. **Bioresource technology**, v. 83, n. 1, p. 37–46, 2002.
- MESA-PEREZ, J. M.; CORTEZ, L. A B.; ROCHA, J. D.; BROSSARD-PEREZ, L. E.; OLIVARES-GÓMEZ, E. Unidimensional heat transfer analysis of elephant grass and sugar cane bagasse slow pyrolysis in a fixed bed reactor. **Fuel Processing Technology**, v. 86, n. 5, p. 565–575, 2005.
- MICHAÏLOS, S.; ZABANIOTOU, A. Simulation of Olive Kernel Gasification in a Bubbling Fluidized Bed Pilot Scale Reactor. **Journal of Sustainable Bioenergy Systems**, v. 02, n. 04, p. 145–159, 2012.

- MOHSENIN, N. N. **Physical properties of plant and animal materials: structure, physical characteristics and mechanical properties**. 2. ed. New York: Gordon and Breach, Science Publishers Inc., 1986.
- MORAES, F. F.; PENTEADO, R. C. P.; REGINA, S. P. **Queda de pressão em borbulhadores para leito fluidizado**. (1985) 160f. Tese (Mestrado) Departamento de Engenharia Química. Universidade Estadual de Maringá, Paraná, 1985.
- MORAN, M. J.; SHAPIRO, H. N. **Princípios de termodinâmica para engenharia**. 4. ed. Rio de Janeiro: LTC, 2002. 681 p.
- MORGAN, R. Wet bulk storage of bagasse. In: **Congress of the international society sugarcane technology**, v. 15, 1974, Durban. Proceedings, Durban: Hayne & Gibson, 1974. pp.1793-1820.
- MURRY, C. R. The pressure required to feed cane mill. Part 1: Theoretical considerations. **Sugar Journal**, v.62, p. 346-349, 1960.
- NARVAEZ, I.; ORIO, A.; AZNAR, M. P.; CORELLA, J. Biomass gasification with air in an atmospheric bubbling fluidized bed. Effect of six operational variables on the quality of the produced raw gas. **Industrial & Engineering ...**, v. 5885, n. 95, p. 2110–2120, 1996.
- NEBRA, S. A. **Secagem pneumática de bagaço de cana**. (1985) 121 f. Tese (Doutorado) - Faculdade de Engenharia Mecânica, Universidade Estadual de Campinas. Campinas, SP, 1985.
- NEBRA, S. A.; MACEDO, I. C. Bagasse particle shape and size and their free-settling velocity. **International Sugar Journal**, v. 90, n. 1077, p. 168-170, 1988.
- NEIVA, A. C. DE B. **Estudo de alimentadores de bagaço de cana para reatores atmosféricos**. (1998) 135 p. Tese (Mestrado)- Universidade Estadual de Campinas, Faculdade de Engenharia Mecânica. Campinas, 1998.
- NEMTSOV, D. A.; ZABANIOTOU, A. Mathematical modelling and simulation approaches of agricultural residues air gasification in a bubbling fluidized bed reactor. **Chemical Engineering Journal**, v. 143, n. 1-3, p. 10–31, 2008.
- NOGUEIRA, L. A. H.; LORA, E. S. **Dendroenergy: Fundamentals and Applications**. 2nd Edi. Rio de Janeiro: RJ: Interciencia. Brasil, 2003.
- NYAKUMA, B. B.; JOHARI, A.; AHMAD, A.; ABDULLAH, T. A. T.; MAZANGI, M. Design of a Bubbling Fluidized Bed Gasifier for the gasification of palm waste. **Sciences & Engineering**, v. 58, p. 85–88, 2012.
- OGAWA, A. **Separation of particles from air and gases**. Volume 1 and 2, by CRC Press, Inc. 1984.
- OKA, S. N. **Fluidized Bed Combustion**. New York: Marcel Dekker, INC., 2004.

- PARIKH, J.; CHANNIWALA, S.; GHOSAL, G. A correlation for calculating HHV from proximate analysis of solid fuels. **Fuel**, v. 84, n. 5, p. 487–494, 2005.
- PAUDEL, B.; FENG, Z.-G. Prediction of minimum fluidization velocity for binary mixtures of biomass and inert particles. **Powder Technology**, v. 237, p. 134–140, 2013.
- PAVLOV, K.F.; ROMANKOV, P.G; NOSKOV, A. A. **Problemas y ejemplos para el curso de operaciones básicas y aparatos en Tecnología Química**. Moscú, Unión Soviética: Editorial Mir, 1981.
- PELL, M.; DUNSON, B. J. **Gas-solid separations, Perry's Chemical Engineering Handbook**, 7th ed., McGraw Hill, New York, Chapter 17, 1997, pp. 17-26–17-31.
- PELLEGRINI, L. F. **Análise e otimização termo-econômica-ambiental aplicado à produção combinada de açúcar, álcool e eletricidade**. (2009) 350p. Tese (Doutorado em Engenharia Mecânica). Escola Politécnica da Universidade de São Paulo, SP, 2009.
- PELLEGRINI, L. F.; DE OLIVEIRA, S. Exergy analysis of sugarcane bagasse gasification. **Energy**, v. 32, n. 4, p. 314–327, 2007.
- PÉREZ, N. P.; MACHIN, E. B.; PEDROSO, D. T.; ANTUNES, J. S.; SILVEIRA, J. L. Fluid-dynamic assessment of sugarcane bagasse to use as feedstock in bubbling fluidized bed gasifiers. **Applied Thermal Engineering**, v. 73, n. 1, p. 238–244, 2014.
- PHILIPPSSEN, C. G.; VILELA, A. C. F.; ZEN, L. D. Fluidized bed modeling applied to the analysis of processes: review and state of the art. **Journal of Materials Research and Technology**, v. 4, n. 2, p. 208–216, 2014.
- PILAR AZNAR, M., GRACIA-GORRIA, F.A., CORELLA, J. Minimum and maximum velocities for fluidization for mixtures of agricultural and forest residues with second fluidized solid. Preliminary data and results with sand-sawdust mixtures. **International Chemical Engineering**, v. 32, p. 95–102, 1992.
- PONCE, N.; FRIEDMAN, P.; LEAL, D. Geometric properties and density of bagasse particles. **International Sugar Journal**, v. 85, n. 1018, pp. 291–295, 1983.
- PUIG-ARNAVAT, M.; BRUNO, J. C.; CORONAS, A. Review and analysis of biomass gasification models. **Renewable and Sustainable Energy Reviews**, v. 14, n. 9, p. 2841–2851, 2010.
- RAO, T. R.; BHEEMARASETT, R. J. V. Minimum fluidization velocities of mixtures of biomass and sands. **Energy**, v. 26, n. 6, pp. 633–644, 2001.
- RADMANESH, R.; CHAOUKI, J.; GUY, C. Biomass Gasefication in a Bubbling Fluidized Bed Reactor: Experiments and Modeling. **AIChE Journal**, v. 52, n. 12, p. 4258–4272, 2006.

RAMAKERS, B. J. .; RIDDER, R.; KERKHOF, P. J. A. M. Fluidization behavior of wood/sand mixtures, In: **Proceedings of the 14th International Drying Symposium**, São Paulo, Brazil, v. B, pp. 1337–1344, 2004.

RAMAN, P.; WALAWENDER, W. P.; FAN, L. T.; CHANG, C. C. Mathematical Model for the Fluid-Bed Gasitication of Biomass Materials. Application to Feedlot Manure. **Industrial & Engineering Chemistry**, v. 20, p. 686–692, 1981.

RAMÍREZ, J. J.; MARTÍNEZ, J. D.; PETRO, S. L. Basic design of a fluidized bed gasifier for rice husk on a pilot scale. **Latin American Applied Research**, v. 37, n. 4, p. 299–306, 2007.

RAO, K. V. N. S.; REDDY, G. V. Cold Flow Studies of Rice Husk, Saw Dust, and Groundnut Shell Fuels in a Fluidized Bed. **Energy Sources, Part A: Recovery, Utilization, and Environmental Effects**, v. 32, n. 18, pp. 1701–1711, 2010.

RASUL, M. G.; RUDOLPH, V.; CARSKY, M. Physical Properties of bagasse. **Fuel**, v. 78, 1999, pp. 905–910.

REIN, P. **Cane sugar engineering**. Berlim: Verlag Dr. Albert Bartens KG, p.768, 2007.

REINA, J.; VELO, E.; PUIGJANER, L. Predicting the minimum fluidization velocity of polydisperse mixtures of scrap-wood particles. **Powder Technology**, v. 111, n. 2000, p. 245-251, 2000.

RESENDE, F. L. P. **Comparação entre as técnicas de análise termogravimétrica e leito fluidizado para pirólise de biomassa**. (2003) 135 f. Dissertação (Mestrado) - Faculdade de Engenharia Mecânica, Universidade Estadual de Campinas, UNICAMP, Brasil, 2003.

ROCHA, G. J. DE M.; NASCIMENTO, V. M.; GONÇALVES, A. R.; SILVA, V. F. N.; MARTÍN, C. Influence of mixed sugarcane bagasse samples evaluated by elemental and physical–chemical composition. **Industrial Crops and Products**, v. 64, p. 52–58, 2015.

ROCHA, G. J. M.; GONÇALVES, A. R.; OLIVEIRA, B. R.; OLIVARES, E. G.; ROSSELL, C. E. V. Steam explosion pretreatment reproduction and alkaline delignification reactions performed on a pilot scale with sugarcane bagasse for bioethanol production. **Industrial Crops and Products**, v. 35, n. 1, p. 274–279, 2012.

ROSS, D. P.; YAN, H. M.; ZHANG, D. K. Modelling of a laboratory-scale bubbling fluidised-bed gasifier with feeds of both char and propane. **Fuel**, v. 83, n. 14-15, p. 1979–1990, 2004.

SADAKA, S. S.; GHALY, A. E.; SABBAH, M. A. Two phase biomass air-steam gasification model for uidized bed reactors : Part I — model development. **Biomass and Bioenergy**, v. 22, p. 439 – 462, 2002.

SAHOO, A.; RAM, D. K. Gasifier performance and energy analysis for fluidized bed gasification of sugarcane bagasse. **Energy**, p. 1–6, 2015.

SANCHEZ, C. ; LORA, E. S. Biomass fluidized bed gasification research in the State University of Campinas. **Energy for Sustainable Development**, v. 1, n. 4, p. 31–34, 1994.

SETT, A.; BHATTACHARYA, S. C. Mathematical modelling of a fluidised-bed charcoal gasifier. **Applied Energy**, v. 30, n. 3, p. 161–186, 1988.

SEYE, O. **Análise de Ciclo de Vida Aplicada ao Processo Produtivo de Cerâmica Estrutural Tendo Como Insumo Energético Capim Elefante**. (2003) 147p. Tese (Doutorado)-Universidade Estadual de Campinas, Faculdade de Engenharia Mecânica, Campinas, SP, 2003.

SHARMA, A. M.; KUMAR, A.; PATIL, K. N.; HUHNKE, R. L. Fluidization characteristics of a mixture of gasifier solid residues, switchgrass and inert material. **Powder Technology**, v. 235, p. 661–668, 2013.

SILVA, M. B. DA; MORAIS, A. DOS S. Avaliação energética do bagaço de cana em diferentes níveis de umidade e grau de compactação. In: **XXVIII Encontro Nacional de Engenharia de Produção. Anais...**, Rio de Janeiro, 2008.

SKOULOU, V.; KOUFODIMOS, G.; SAMARAS, Z.; ZABANIOTOU, A. Low temperature gasification of olive kernels in a 5-kW fluidized bed reactor for H₂-rich producer gas. **International Journal of Hydrogen Energy**, v. 33, n. 22, p. 6515–6524, 2008.

SOCCOL, C. R.; VANDENBERGHE, L. P. D. S.; MEDEIROS, A. B. P.; et al. Bioethanol from lignocelluloses: Status and perspectives in Brazil. **Bioresource technology**, v. 101, n. 13, p. 4820–5, 2010.

SOUZA-SANTOS, M. L. **Solid Fuels Combustion and Gasification, Modeling, Simulation and Equipment operation**, Marcel Dekker, USA, pp. 48-60, 2004.

SOUZA-SANTOS, M. L. CSFB applied to fluidized-bed gasification of special fuels. **Fuel**, v. 88, n. 5, p. 826–833, 2009.

STERGIOU, L.; LAGUERIE, C.; GILOT, B. A discrimination between some fluidized bed reactor models for Ammoxidation of propylene to acrylonitrile. **Chemical Engineering Science**, v. 39, n. 4, p. 713–730, 1984.

SUBRAMANI, H. J.; MOTHIVEL BALAIYYA, M. B.; MIRANDA, L. R. Minimum fluidization velocity at elevated temperatures for Geldart's group-B powders. **Experimental Thermal and Fluid Science**, v. 32, n. 1, p. 166–173, 2007.

TANNOUS, K.; DONIDA, M. W.; OBATA, L. A. Entrainment of Heterogeneous Particles from Gas-Fluidized Bed. **Particulate Science and Technology**, v. 26, n. 3, p. 222–234, 2008.

THONGLIMP, V.; HIQUILY, N.; LAGUERIE, C. Vitesse minimale de fluidisation et expansion des couches de mélanges de particules solides fluidisées par un gaz. **Powder Technology**, v. 39, n. 2, p. 223–239, 1984.

- TURN, S. The fate of inorganic constituents of biomass in fluidized bed gasification. **Fuel**, v. 77, n. 3, p. 135–146, 1998.
- TZENG, L. M.; ALIMUDDIN, Z. Operational investigation of a bubbling fluidized bed biomass gasification system. **Energy for Sustainable Development**, v. 11, n. 1, pp. 88–93, 2007.
- VAN DER MEIJDEN, C. M.; VERINGA, H. J.; RABOU, L. P. L. M. The production of synthetic natural gas (SNG): A comparison of three wood gasification systems for energy balance and overall efficiency. **Biomass and Bioenergy**, v. 34, n. 3, p. 302–311, 2010.
- WADE. Bagasse Cogeneration – Global Review and Potential. **World Alliance for decentralized energy**, 2004.
- WANG, Z.; HE, T.; QIN, J.; et al. Gasification of biomass with oxygen-enriched air in a pilot scale two-stage gasifier. **Fuel**, v. 150, p. 386–393, 2015.
- WILLIAMS, E. D.; LARSON, R. H. Biomass gasifier gas turbine power generating technology. **Biomass and Bioenergy**, v. 10, n. 2-3, p. 149–166, 1996.
- WORLEY, M.; YALE, J. **Biomass Gasification Technology Assessment**. Consolidated Report National laboratory of the U.S. Department of Energy. United State, 2012.
- WU, C.; YIN, X.; MA, L.; ZHOU, Z.; CHEN, H. Operational characteristics of a 1.2 MW biomass gasification and power generation plant. **Biotechnology Advances**, v. 27, n. 5, p. 588–592, 2009.
- XU, R.; DI GUIDA, O. A. Comparison of sizing small particles using different technologies. **Powder Technology**, v. 132, n. 2-3, p. 145–153, 2003.
- YANG, W.-C. **Handbook of Fluidization and Fluid-Particle Systems**. New York: Marcel Dekker, INC., 2003.
- YIN, C.Y. Prediction of higher heating values of biomass from proximate and ultimate analyses. **Fuel**, v. 90, n. 3, p. 1128–1132, 2011.
- ZHANG, Y.; JIN, B.; ZHONG, W. Experimental investigation on mixing and segregation behavior of biomass particle in fluidized bed. **Chemical Engineering and Processing: Process Intensification**, v. 48, n. 3, p. 745–754, 2009.
- ZHONG, W.; JIN, B.; ZHANG, Y.; WANG, X.; XIAO, R. Fluidization of Biomass Particles in a Gas-Solid Fluidized Bed. **Energy & Fuels**, v. 22, n. 6, p. 4170–4176, 2008.

APÊNDICE 1

Metodologia de projeto da placa de distribuição de ar

1. Para uma distribuição uniforme do gás a velocidades superficiais perto da (V_{mf})

$$\frac{\Delta P_p}{\Delta P_t} \geq 0,15 - 0,30 \quad (1)$$

Onde:

ΔP_p - perda de carga através da placa

2. Assegurar que $\Delta P_r < \frac{\Delta P_d}{100}$ para que se cumpra uma distribuição uniforme do ar através dos orifícios da placa.

$$\Delta P_r = \rho_g \cdot \frac{\left(V_f \cdot \frac{A_c}{A_e} \right)}{2g} \quad (2)$$

Onde:

ΔP_r - queda de pressão do gás na entrada dos orifícios da placa (*Rearrangement Resistance of Incoming Gas*)

A_e - área da secção transversal da tubulação de entrada de ar a parte inferior da placa de distribuição.

3. Velocidade do gás através do orifício

$$V_{or} = C_{Dor} \cdot \left(\frac{2\Delta P_d}{\rho_{gor}} \right)^{0,5} \quad (3)$$

Onde:

ρ_{gor} - massa específica do gás que passa através do orifício

C_{Dor} -coeficiente de descarga do orifício

Segundo Kunii e Levenspiel (1991) $C_{Dor} = 0,6$ para números de Reynolds >3000 , (na tabela 1 podem-se encontrar outros valores em função do Reynolds), já em Basu, (2006) propõe-se o valor de 0,8, e para relações de espessura da placa, diâmetro do orifício $t/d_{or} > 0,09$, determinam o C_{Dor} como:

$$C_{Dor} = 0,82 \cdot \left(\frac{t}{d_{or}} \right)^{0,13} \quad (4)$$

Onde:

t -espessura da placa distribuidora, [m]

d_{or} - diâmetro do orifício, [m]

Tabela 1: Coeficiente C_{Dor} em função do Número de Reynolds

Re	100	300	500	1000	2000	>3000
C_{Dor}	0,68	0,7	0,68	0,64	0,61	0,6

Fonte: (KUNII; LEVENSPIEL, 1991)

A velocidade de saída dos orifícios deve ser menor que 90 m/s, considerando-se o valor ótimo abaixo de 30 m/s para evitar o atrito entre as partículas do leito e a erosão do orifício (BASU, 2006).

4. Diâmetro interno dos bicos

$$d_{ib} = 1,5 \cdot d_{or} \cdot \sqrt{n_{or}} \quad (5)$$

Onde:

n_{or} - número de orifícios por bico, (assumido)

5. Número de orifícios por unidade de área do distribuidor

$$N_{or} = \frac{V_f \cdot \rho_g}{V_{or} \cdot \rho_{gor}} \cdot \frac{4}{\pi \cdot d_{or}^2} \quad (6)$$

6. Porcentagem de área aberta do distribuidor

$$A_{ab} = \frac{V_f \cdot \rho_g}{V_{or} \cdot \rho_{gor}} = N_{or} \cdot \frac{\pi \cdot d_{or}^2}{4} \quad (7)$$

7. Número de bicos por unidade de área no leito

$$N_b = \frac{N_{or}}{n_{or}} \quad (8)$$

8. Número total de bicos no leito

$$N_T = N_b \cdot A_c \quad (9)$$

9. Arranjo (passo) dos bicos

$$l_{or} = \frac{1}{\sqrt{N_b \cdot \text{sen } 60^\circ}} \quad \text{Para passo triangular} \quad (10)$$

$$l_{or} = \frac{1}{\sqrt{N_b}} \quad \text{Para passo quadrado} \quad (11)$$

10. Altura dos bicos

$$h_b = 2 \cdot l_{or} \quad (12)$$

11. Altura dos orifícios de saída nos bicos

$$h_{or} = \frac{1}{g^{0.2}} \cdot \left(\frac{6 \cdot (V_f - V_{mf})}{\pi \cdot N_{or}} \right) \quad (13)$$

12. Comprovação para garantir a operação estável da placa

$$\frac{16 \cdot \rho_g \cdot V_f}{(\pi \cdot N_{or} \cdot C_D \cdot d_{or}^2)^2} > 800 \quad (14)$$

13. Comprovação da formação de canais no leito

$$\frac{V_{or}}{\sqrt{2 \cdot g \cdot \frac{\Delta P_l}{\rho_g}}} < 1 \quad (15)$$

14. Porcentagem de abertura

$$0,5 < N_{or} \cdot \frac{\pi}{4} \cdot d_{or}^2 \cdot 100 < 3 \quad (16)$$

APÊNDICE 2

Metodologia para o dimensionamento do sistema de alimentação

Neste caso, as propriedades levadas em conta são: composição granulométrica, massa específica aparente e características do material de acordo com sua abrasividade. A determinação da vazão teórica pode ser determinada como:

1. Taxa de descarga da rosca-sem-fim

$$Q = 47 \cdot D_{rs}^2 \cdot p \cdot n \cdot \psi \cdot \gamma \cdot K \quad (17)$$

Onde:

Q - taxa de alimentação, [kg/h]

D_{rs} - diâmetro da rosca-sem-fim, [m]

p - passo da rosca, [m]

n - velocidade de rotação da rosca, [rpm]

ψ - coeficiente de enchimento da rosca, adimensional ($\psi=0,32$)

γ - massa específica aparente do material, [kg/m³]

K - coeficiente que considera o ângulo de inclinação da rosca com relação à horizontal, adimensional ($K=1$)

Normalmente $D_{rs} = p$ pelo que a equação anterior pode-se escrever como:

$$Q = 47 \cdot D_{rs}^3 \cdot n \cdot \psi \cdot \gamma \cdot K \quad (18)$$

2. Velocidade máxima permissível, (rpm)

$$n_{m\acute{a}x} = \frac{A}{\sqrt{D_{rs}}} \quad (19)$$

Onde:

A - coeficiente empírico que depende da massa específica aparente e abrasividade do material, ($A=50$)

Com esse valor de ($n_{m\acute{a}x}$) e um diâmetro de rosca adotado determina-se a vazão máxima e verifica-se se é atingida a taxa de descarga necessária, obtida da equação (18)

$$Q_{m\acute{a}x} = 47 \cdot D_{rs}^2 \cdot p \cdot n_{m\acute{a}x} \cdot \psi \cdot \gamma \cdot K \quad (20)$$

3. Potência do motor elétrico

$$N_m = \frac{Q \cdot L \cdot W_o}{367 \cdot \eta} \quad (21)$$

Onde:

N_m - potência do motor, [kW]

L - comprimento da rosca-sem-fim, [m]

η - eficiência da transmissão, (normalmente 0,85)

4. Determinação do diâmetro do eixo da rosca-sem-fim

Para a determinação deste parâmetro primeiramente determina-se a rotação necessária para obter a taxa de descarga que é a vazão mássica de combustível que se quer introduzir no gaseificador definida pela equação (17).

$$n_{nec} = \frac{Q}{47 \cdot D_{rs}^3 \cdot \psi \cdot \gamma \cdot K} \quad (22)$$

Posteriormente determina-se a vazão volumétrica como:

$$V_d = \frac{Q}{\gamma} \quad (23)$$

Onde:

V_d - volume descarregado numa hora, [m³/h]

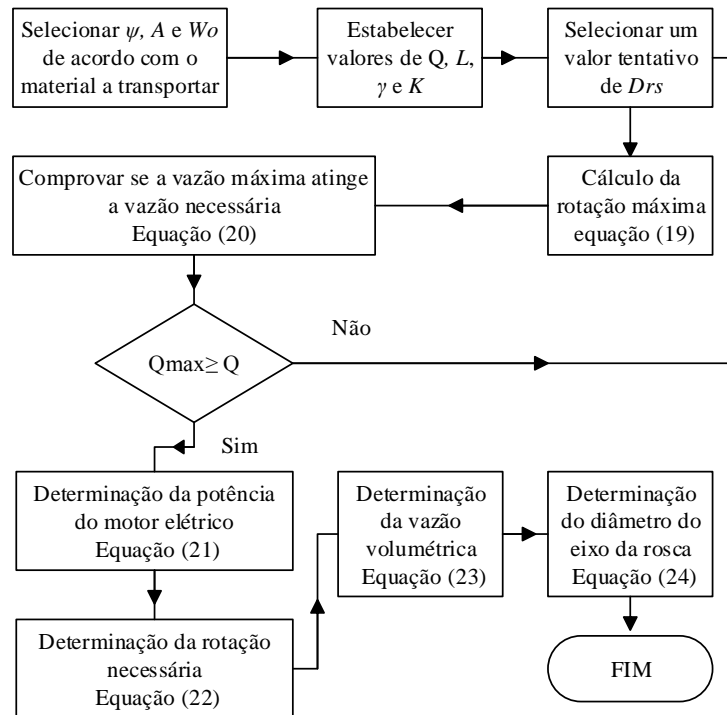
Que também pode ser expressa como:

$$V_d = 15 \cdot n \cdot p \cdot \pi (D_{rs}^2 - d_{rs}^2) \quad (24)$$

Onde:

d_{rs} - diâmetro do eixo da rosca-sem-fim, [m]

O algoritmo de cálculo do sistema de alimentação é apresentado a seguir:



Fonte: PRÓPIA

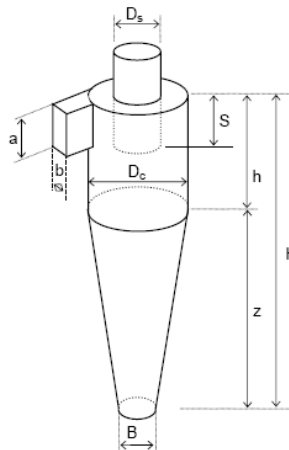
APÊNDICE 3

Metodologia de dimensionamento do separador ciclônico

1. Parâmetros de Projeto

Para configurações standard de ciclones de alta eficiência, adotam-se os seguintes valores de parâmetros de projeto relacionados na figura 2 e tabela 2 (BASU, 2006).

Figura 2: Principais dimensões do ciclone



Fonte: PRÓPRIA

Tabela 2: Parâmetros de projeto ciclone de alta eficiência Stairmad.

Dimensão	Relação dimensional	Valor do parâmetro
Diâmetro do ciclone	D_c/D_c	1
Comprimento da entrada	a/D_c	0,5
Largura da entrada	b/D_c	0,2
Comprimento da saída	s/D_c	0,5
Diâmetro da saída	D_s/D_c	0,5
Comprimento parte cilíndrica	h/D_c	1,5
Comprimento parte cônica	z/D_c	2,5
Comprimento total do ciclone	H/D_c	4
Diâmetro da saída do pó	B/D_c	0,375
Fator de configuração	G	551,22
Número de unidades de velocidade de entrada	N_H	6,4
Número de vórtices	N	5,5

Fonte: PRÓPRIA

2. Diâmetro de corte

O diâmetro de corte, (d_{c50}), é definido considerando o número de voltas no ciclone. Esse diâmetro de corte representa o tamanho de partículas que podem ser coletadas com uma eficiência de 50% em determinadas condições de operação.

$$d_{c50} = \sqrt{\frac{18 \cdot \mu_g \cdot b}{2 \cdot \pi \cdot N \cdot V_e \cdot (\rho_p - \rho_g)}} \quad (25)$$

Onde:

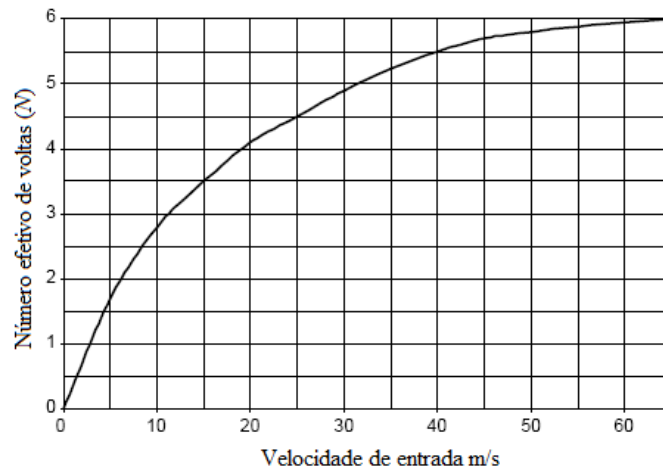
b - largura do conduto de entrada retangular, [m]

V_e - velocidade de entrada no ciclone, [m/s]

3. Número de voltas ou vórtices

O número de voltas ou vórtices (N) característicos para este tipo de ciclone geralmente é tomado como 5. Esse número depende da velocidade de entrada no ciclone, na figura 3 pode-se ver essa dependência.

Figura 3: Número de voltas em função da velocidade de entrada



Fonte: Modificado de (BASU, 2006)

Supostamente partículas com um diâmetro maior do que as obtidas na equação (25), vão ter uma eficiência de coleta maior.

4. Velocidade de salto

O incremento na vazão de entrada trás um aumento da eficiência, porém quando a velocidade de entrada ao ciclone é suficientemente grande, pode apresentar o fenômeno de re-suspensão das partículas o que dá origem a um parâmetro muito importante no dimensionamento dos ciclones conhecido como velocidade tangencial limite permissível de entrada do gás ao ciclone ou velocidade de salto, definida pela seguinte relação empírica como:

$$V_{lp} = \frac{4,913 \cdot W \cdot K_b^{0,4} \cdot D_c^{0,067} \cdot \sqrt[3]{V_{ent}^2}}{\sqrt[3]{1 - K_b}} \quad (26)$$

Onde:

V_{lp} - velocidade limite permissível, [m/s]

V_{ent} - velocidade de entrada do gás no ciclone, [m/s]

K_b - relação entre a largura do conduto de entrada e o diâmetro do ciclone, b/D_c

W - velocidade equivalente, parâmetro que depende das propriedades do fluido e da partícula definida como:

$$W = \left(\frac{4 \cdot g \cdot \mu_g \cdot (\rho_p - \rho_g)}{3 \cdot \rho_g^2} \right)^{0,33} \quad (27)$$

- Para obter a máxima eficiência deve-se cumprir que:

$$V_{ent} = 1,25 V_{lp}$$

- E para que não se produza a re-suspensão das partículas já coletadas

$$V_{ent} \leq 1,35 V_{lp}$$

5. Eficiência do ciclone

Para a determinação da eficiência de remoção das partículas foram utilizadas as equações desenvolvidas por Leith e Licht as quais então relacionadas com o número de voltas que a corrente gasosa realiza dentro do ciclone, os parâmetros geométricos, as propriedades do fluido e as condições de operação. A eficiência do ciclone para uma fração (i) de partículas de granulometria conhecida é determinada como:

$$\eta_i = 1 - \exp\left(\frac{-\pi \cdot N \cdot \rho_p \cdot d_p^2 \cdot V_{ent}}{9 \cdot \mu_g \cdot b}\right) \quad (28)$$

ajustaram dados experimentais e obtiveram a equação:

$$\eta_i = \frac{1}{1 + \left(\frac{d_{c50}}{d_p}\right)^{6,4}} \quad (29)$$

6. Perda de pressão no ciclone

A queda de pressão através do ciclone foi determinada por uma das equações mais utilizada que estabelece uma relação entre a queda de pressão e a velocidade na entrada. Esta equação está corrigida para trabalhar com gases sujos.

$$\Delta P_c = 5,12 \cdot \rho_g \cdot V_{ent}^2 \cdot N_H \quad (30)$$

APÊNDICE 4

Listagem de peças da instalação proposta

Acoplamento parte inferior do funil	1	Placa de suporte do motor elétrico	39
Acoplamento ao sistema de aliment	2	Placa de suporte para a alimentação do silo	40
Acoplamento do ciclone	3	Placa suporte mancal	41
Acoplamento motor elétrico	4	Mancal	42
Pé da estrutura	5	Redutor de velocidade	43
Suporte do gaseificador	6	Tubo saída de água ciclone de condensação	44
Flange entrada de ar	7	Camisa de refrigeração	45
Flange saída do ciclone	8	Depósito de alcatrão	46
Flange entrada ciclone	9	Depósito de particulado	47
Flange tubo de alimentação	10	Placa fundo do funil	48
Flange depósito de alcatrão	11	Tampa de vedação do silo	49
Flange do tubo de ignição	12	Tampa do visor	50
Flange inferior do corpo do gaseif.	13	Tampa do reservatório de particulado	51
Casquilho do rolamento do silo sup	14	Silo	52
Casquilho do rolamento do silo inf	15	Tubo do sistema de alimentação	53

Mancal	16	Tubo de ignição superior	54
Ciclone	17	Tubo de entrada de agua camisa de refrig.	55
Cilindro inferior do gaseificador	18	Tubo de entrada ciclone de condensação	56
Cotovelo entrada de ar	19	Tubo de entrada ciclone de particulado	57
Cotovelo saída do ciclone	20	Tubo para termopar na saída do gaseificador	58
Cotovelo saída do gás	21	Tubo para termopar ou sensor de pressão	59
Cone de acoplamento do ciclone	22	Tubo de descarga do ciclone de condensação	60
Roda dentada do agitador do silo	23	Tubo da rosca sem fim	61
Roda dentada do eixo do motor	24	Tubo de ignição	62
Eixo da tampa de vedação do silo	25	Tubo de entrada de ar	63
Eixo do redutor de velocidade	26	Tubo de entrada de ar	64
Eixo do agitador do funil	27	Tubo de saída do ciclone de particulado	65
Tampa do funil	29	Tubo de acople do depósito de condensado	66
Tubo entrada de agua no ciclone 2	30	Tubo de saída do alcatrão	67
Reservatório de agua do ciclone 2	31	Porca do removedor	68
Cilindro parte superior do gaseif.	32	Conexão em T na entrada de ar	69
Rosca sem fim e eixo do motor	33	Conexão em T na saída do ciclone 1	70
Visor	34	Válvula de globo na saída do ciclone 1	71
Motor elétrico	35	Válvula de globo entrada de vapor	72
Pás do raspador do fundo do silo	36	Válvula de globo na saída do dep. de alcatrão	73
Cilindro (<i>Plenum</i>) do gaseificador	37	Bicos de entrada de ar	74
Silo superior do sistema de aliment	38	Placa de distribuição de ar	75