

RODRIGO OREFISE DENTELLO

**ESTUDO DAS CARACTERÍSTICAS FLUIDODINÂMICAS DO BAGAÇO DE CANA
DE AÇÚCAR PARA APLICAÇÕES DA GASEIFICAÇÃO NO SETOR
SUCROALCOOLEIRO**

Guaratinguetá
2015

RODRIGO OREFISE DENTELLO

ESTUDO DAS CARACTERÍSTICAS FLUIDODINÂMICAS DO BAGAÇO DE CANA
DE AÇÚCAR PARA APLICAÇÕES DA GASEIFICAÇÃO NO SETOR
SUCROALCOOLEIRO

Trabalho de Graduação apresentado ao Conselho de
Curso de Graduação em Engenharia Mecânica da
Faculdade de Engenharia do Campus de
Guaratinguetá, Universidade Estadual Paulista,
como parte dos requisitos para obtenção do diploma
de Graduação em Engenharia Mecânica.

Orientador: Prof. Dr. José Luz Silveira
Co-orientador: Prof. MSc. Nestor Proenza Pérez

Guaratinguetá
2015

D418e

Dentello, Rodrigo Orefise

Estudo das características fluidodinâmicas do bagaço de cana de açúcar para aplicações da gaseificação no setor sucroalcooleiro / Rodrigo Orefise Dentello – Guaratinguetá : [s.n], 2014.

79 f. : il.

Bibliografia : f. 76-79

Trabalho de Graduação em Engenharia Mecânica – Universidade Estadual Paulista, Faculdade de Engenharia de Guaratinguetá, 2014.

Orientador: Prof. Dr. José Luz Silveira

Coorientador: Prof. MSc. Nestor Proenza Pérez

1. Fluidização 2. Bagaço de cana I. Título

CDU 66.096.5

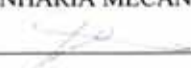
UNESP – UNIVERSIDADE ESTADUAL PAULISTA
“JÚLIO DE MESQUITA FILHO”
CAMPUS DE GUARATINGUETÁ

ESTUDO DAS CARACTERÍSTICAS FLUIDODINÂMICAS DO BAGAÇO
DE CANA DE AÇÚCAR PARA APLICAÇÕES DA GASEIFICAÇÃO NO
SETOR SUCROALCOOLEIRO

RODRIGO OREFISE DENTELLO

ESTE TRABALHO DE GRADUAÇÃO FOI JULGADO ADEQUADO COMO PARTE DO REQUISITO
PARA A OBTENÇÃO DO DIPLOMA DE “GRADUADO EM ENGENHARIA MECÂNICA”

APROVADO EM SUA FORMA FINAL PELO CONSELHO DE CURSO DE GRADUAÇÃO EM
ENGENHARIA MECÂNICA



Prof. Dr. Marcelo Sampaio Martins
Coordenador

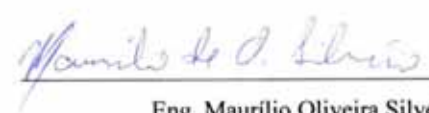
BANCA EXAMINADORA:



MSc. Atilio Erazo Valle



Eng. Fernando Henrique M. Araújo
UNESP/FEG



Eng. Maurílio Oliveira Silvério
UNESP-FEG

Fevereiro de 2015

AGRADECIMENTOS

Primeiramente agradeço a Deus, que me concedeu a oportunidade e os meios para alcançar meus objetivos.

Agradeço do fundo do coração aos meus pais *Hélio* e *Ludmila* e minha namorada Ana Cláudia, por me apoiarem nos momentos difíceis, pela confiança e pelo carinho, exemplos para mim. Essa conquista também é deles.

Aos meus irmãos, *Bruna* e *Jonas*, pela amizade, irmandade e apoio de sempre. A toda minha família, pelo incentivo, apoio e carinho.

Ao meu orientador, *Prof. Dr. José Luz Silveira*, pelo estágio, amizade, orientação e auxílio durante minha graduação e na realização deste trabalho.

Ao meu co-orientador *Prof. MSc. Nestor Proenza Pérez* pelo auxílio e amizade na elaboração desse projeto.

Aos amigos *Yuri Trivinho*, *Marco Santilli*, *Bruno Alves*, *Caio Cavagioni*, *Maurílio de Oliveira*, *Igor*, *Chruster Thiago*, *Alvaro Cavaguti*, *Guilherme Moraes*, *Talles*, *Jean*, *Vinicius* e a todos da *Moradia da Feg*, que estiveram ao meu lado durante a minha graduação. Pela amizade, companheirismo e alegria, aos quais considero como minha segunda família.

Aos moradores e ex-moradores da república *Cevada*, por terem me acolhido no período de ingresso na faculdade, pelos momentos alegres e pelas amizades que construí.

A meus amigos de Bragança, pelo incentivo e pelos momentos de alegria.

Aos amigos da *pós-graduação* do grupo de otimização de sistemas energéticos da Feg que me auxiliaram nas pesquisas durante a graduação e na elaboração deste trabalho. A todos aqueles que me deram uma palavra de incentivo durante minha trajetória.

DENTELLO, R. O. **Estudo das características fluidodinâmicas do bagaço de cana de açúcar para aplicações da gaseificação no setor sucroalcooleiro**. 2015. 79 f. Trabalho de Graduação (Graduação em Engenharia Mecânica) – Faculdade de Engenharia do Campus de Guaratinguetá, Universidade Estadual Paulista, Guaratinguetá, 2015.

RESUMO

Neste trabalho é estudada as características fluidodinâmicas do bagaço de cana de açúcar para aplicações de gaseificação e uso de syngas no setor sucroalcooleiro. Trata-se de um trabalho experimental, onde inicialmente é efetuada a separação granulométrica das partículas do bagaço de cana, utilizando equipamentos adequados. Através do experimento é possível determinar o diâmetro médio das partículas de bagaço de usina típica sucroalcooleira. O equipamento utilizado para essa separação granulométrica consiste de um conjunto de peneiras de diversas dimensões, dispostas verticalmente, e que se mostra adequado para a boa separação do bagaço. Posteriormente efetua-se a análise imediata para a determinação dos teores de umidade, cinzas, materiais voláteis e carbono fixo. O estudo também determina o poder calorífico superior e permite a análise da densidade e massa específica da partícula do bagaço de cana. Também estudou-se a morfologia do bagaço com utilização de microscópios eletrônicos, de onde foi possível visualizar a geometria das partículas do bagaço. A utilização da Microscopia de Varredura Eletrônica (MEV) proporcionou conhecer melhor a morfologia e o tamanho das partículas utilizando métodos de medida por fotografia. Foram ainda utilizados dois métodos para a determinação da esfericidade das partículas. Os experimentos efetuados utilizam normas adequadas e equações específicas, o que possibilitou comparar os resultados obtidos nesse trabalho com os valores encontrados por vários pesquisadores. Posteriormente, foram realizadas simulações fluidodinâmicas para a determinação das porosidades e velocidades teóricas mínimas de fluidização. Conclui-se que a esfericidade e a porosidade das partículas de bagaço de cana influenciam na velocidade de mínima fluidização da biomassa.

PALAVRAS-CHAVES: Fluidização, bagaço de cana de açúcar, gaseificação, geometria da partícula.

DENTELLO, R. O. **Study of fluid dynamic characteristics of sugarcane bagasse for gasification applications in the sugarcane sector**. 2015. 79 f. GraduateWork (Graduate in Mechanical Engineering) – Faculdade de Engenharia do Campus de Guaratinguetá, Universidade Estadual Paulista, Guaratinguetá, 2015.

ABSTRACT

In this work is studied the fluid dynamic characteristics of sugarcane bagasse for gasification applications and use of syngas in the sugarcane sector. This is an experimental work, which is initially performed the particle size separation of sugarcane bagasse particles, using appropriate equipment. Through the experiment is possible to determine the average diameter of particles pomace typical sugarcane mill. The equipment used for the grading sieve separation assembly consists of several dimensions, arranged vertically and which shows adequate for good separation from the pulp. Later, it makes immediate analysis for the determination of moisture, ash, volatile materials and fixed carbon. The study also determines the gross calorific value and allows analysis of densities of particles of sugar cane bagasse. Also studied the bagasse morphology using electron microscopes, where it was possible to visualize the geometry of the particles of bagasse. The use of Electronic Scanning Microscopy (SEM) provided better understand the morphology and particle size measured by using photography methods. Two methods for determining the sphericity of the particles were also used. The experiments carried out using appropriate standards and specific equations, allowing compare the present results with the values found by several researchers. Subsequently, fluid dynamic simulations were performed for the determination of porosity and minimum fluidization velocity theoretical. It follows that the sphericity and porosity of the bagasse particles influence the minimum fluidization velocity of biomass.

KEYWORDS: Fluidization, sugarcane bagasse, gasification, particle geometry.

LISTA DE FIGURAS

Figura 1 - Diagrama dos processos de conversão de energia.	16
Figura 2 - Gaseificador updraft.	19
Figura 3 - Gaseificador downdraft.....	20
Figura 4 - Gaseificador de leito fluidizado borbulhante e circulante	22
Figura 5 - Parede celular vegetal	24
Figura 6 - Malha da peneira.....	26
Figura 7- Porcentagem de massa retida em diferentes malhas de peneiras.....	27
Figura 8 - Geometria da partícula na forma de fibras.....	33
Figura 9 - Geometria da partícula na forma de pó.....	33
Figura 10 - Forma de retângulo	35
Figura 11 - Forma de uma partícula irregular.....	35
Figura 12 - Estrutura de uma partícula	37
Figura 13 - Sistema de fluidização	39
Figura 14 - Regime de fluidização em função das velocidades	40
Figura 15 - Critério de Geldart para classificação de partículas.....	42
Figura 16 - Altura do leito de fluidização.....	47
Figura 17 - Velocidade mínima de fluidização das partículas binárias.	49
Figura 18 - Conjunto de peneiras para classificação das partículas	52
Figura 19 - Agitador de peneiras eletromagnético programado para 20 minutos	53
Figura 20 - Amostras e forno utilizados no processo de teor de umidade.....	55
Figura 21 - Balança e mufla utilizadas	56
Figura 22 - Bomba Calorimétrica IKA modelo C2000.	57
Figura 23 - Equipamento QUORUM modelo Q150R ES	58
Figura 24 - MEV Marca ZEISS modelo EVO LS15.....	58

Figura 25 - Microscópio marca ZEISS modelo Stemi 2000 utilizado para medição de partículas menores.	59
Figura 26- Paquímetro utilizado para medir partículas maiores.....	59
Figura 27 - Análise densidade a granel.....	60
Figura 28 - Picnômetro a gás hélio.....	61
Figura 29 - Média das massas retidas.....	63
Figura 30 - Partículas do bagaço referentes à peneira de 9,5 (mm).	66
Figura 31 - Partículas referentes à peneira de 0,15 (mm).....	66
Figura 32 - Partículas do bagaço referentes à peneira de <0,15 (mm).	67
Figura 33 - Comparação das velocidades para o bagaço natural.....	72
Figura 34 - Comparação das velocidades de fluidização para diferentes granulometrias.....	73

LISTA DE TABELAS

Tabela 1 - Reações por zona dos gaseificadores.....	18
Tabela 2 - Composição característica do bagaço	25
Tabela 3 - Composição química em base seca	25
Tabela 4 - Peneira de amostras representativas	27
Tabela 5 - Teor de umidade do bagaço em base seca	28
Tabela 6 - Teor de cinzas em base seca	29
Tabela 7 - Materiais voláteis em base seca.....	30
Tabela 8 - Teor de carbono fixo analisado por diversos autores.....	30
Tabela 9 - Poder calorífico superior	31
Tabela 10 - Poder calorífico inferior do bagaço natural com 50% de umidade	31
Tabela 11 - Esfericidade de várias partículas.....	33
Tabela 12 - Densidade a granel das partículas.....	36
Tabela 13 - Densidade aparente.....	37
Tabela 14 - Valores da massa específica real.....	38
Tabela 15 - Regime de fluidização	41
Tabela 16 - Principais modelos experimentais de velocidade mínima de fluidização	45
Tabela 17 - Correlações para misturas binárias	50
Tabela 18 - Série de peneiras que foram utilizadas para a análise do bagaço	52
Tabela 19 - Tabela de normas.	54
Tabela 20 - Resultados da análise granulométrica do bagaço	62
Tabela 21 - Análise imediata do bagaço natural.	63
Tabela 22 - Análise imediata para cada peneira (base seca).	64
Tabela 23 - Resultados poder calorífico superior (base seca).	64
Tabela 24 - Dimensões médias das geometrias retangulares.....	65

Tabela 25 - Diâmetros médios inscritos e circunscritos para as geometrias esféricas	65
Tabela 26 - Resultado das esfericidades das partículas.	65
Tabela 27 - Massa específica real do bagaço natural.....	67
Tabela 28 - Massas específicas reais dos diferentes diâmetros.	68
Tabela 29 - Densidade a granel do bagaço natural.	68
Tabela 30 - Densidade a granel de diferentes diâmetros do bagaço	69
Tabela 31 - Valores obtidos da porosidade.	69
Tabela 32 - Parâmetros utilizados a temperatura ambiente.	70
Tabela 33 - Velocidade de mínima fluidização teórica para o bagaço.....	70
Tabela 34 - Velocidade mínima de fluidização para diferentes distribuições.....	70
Tabela 35 - Velocidades teóricas de fluidização para o bagaço natural utilizando equações empíricas.....	71
Tabela 36 - Velocidades teóricas de fluidização para os diferentes diâmetros de partículas utilizando equações empíricas.	71

NOMENCLATURA

Ar_m	Número de Arquimedes da mistura	(-)
C.F	Teor de carbono fixo da análise imediata	(%)
C_D	Coeficiente de arrasto da partícula	(-)
d_{eff}	Diâmetro efetivo da mistura	(m)
$\bar{d}_p$	Diâmetro médio das partículas	(m)
d_{p_F}	Diâmetro da biomassa	(m)
$d_{p,i}$	Diâmetro médio das peneiras	(m)
d_{pi+1}	Espaçamento da peneira superior	(m)
d_{p_J}	Diâmetro da areia	(m)
$d_{p,m}$	Diâmetro médio da partícula na mistura	(m)
g	Aceleração da gravidade	(m/s ²)
H	Fração em peso de hidrogênio na biomassa seca	(-)
H_0	Altura estacionária	(m)
H_{lf}	Altura do leito fixo	(m)
H_{mf}	Altura do leito a velocidade mínima de fluidização	(m)
m_f	Massa final da amostra	(g)
m_i	Massa inicial da amostra	(g)
m_p	Massa da partícula	(kg)
m_s	Massa seca da amostra	(g)
m_u	Massa úmida da amostra	(g)
M.V	Teor de materiais voláteis da análise imediata	(%)
PCI	Poder Calorífico Inferior	(MJ/kg)
PCI(b.u)	Poder Calorífico Inferior em base úmida	(MJ/kg)
PCS	Poder Calorífico Superior	(MJ/kg)
PCS(b.s)	Poder Calorífico Superior em base seca	(MJ/kg)
Re_{mf}	Número de Reynolds para mínima fluidização	(-)
T.C	Teor de cinzas da análise imediata	(%)
T.U	Teor de umidade da análise imediata	(%)

U	Umidade em base úmida da biomassa	(%)
U_f	Velocidade do fluido	(m/s)
U_{mf}	Velocidade de mínima fluidização	(m/s)
U_t	Velocidade terminal	(m/s)
V_{cp}	Volume ocupado com poros	(m^3)
V_{pv}	Volume ocupado com poros e vazios	(m^3)
V_{sp}	Volume ocupado sem poros	(m^3)
x_i	Razão entre massa retida em cada peneira e a massa total	(-)

LETRAS GREGAS

ε_0	Porosidade do leito	(-)
ε_m	Porosidade do Leito de Partículas	(-)
ε_{mf}	Porosidade do leito fluidizado	(-)
φ	Esfericidade ou fator de forma da partícula	(-)
μ_f	Viscosidade do fluido	(Pa.s)
ρ_a	Massa específica aparente	(kg/m^3)
ρ_F	Massa específica da biomassa (<i>floatsam</i>)	(kg/m^3)
ρ_f	Massa específica do fluido	(kg/m^3)
ρ_g	Densidade a granel	(kg/m^3)
ρ_J	Massa específica da areia (<i>jetsam</i>)	(kg/m^3)
$\rho_{p,m}$	Massa específica média da partícula na mistura	(kg/m^3)
ρ_s	Massa específica real	(kg/m^3)
χ_F	Fração mássica da biomassa (<i>floatsam</i>)	(-)
χ_J	Fração mássica do material inerte (<i>jetsam</i>)	(-)
w_F	Massa das partículas da biomassa (<i>floatsam</i>)	(kg)
w_J	Massa das partículas do material inerte (<i>jetsam</i>)	(kg)

SUMÁRIO

CAPÍTULO 1 - INTRODUÇÃO	14
CAPÍTULO 2 - ASPECTOS GERAIS DA FLUIDIZAÇÃO E GASEIFICAÇÃO	16
2.1	PROCESSOS DE CONVERSÃO DE ENERGIA 16
2.2	GASEIFICAÇÃO 17
2.2.1	Gaseificadores de leito fixo 18
2.2.1.1	Gaseificador updraft (contracorrente) 19
2.2.1.2	Gaseificador downdraft (concorrente) 20
2.2.2	Gaseificador de leito fluidizado 21
2.3	CARACTERIZAÇÃO DA BIOMASSA: BAGAÇO DE CANA-DE-AÇÚCAR..... 23
2.3.1	Composição química 24
2.3.2	Análise elementar 25
2.3.3	Análise granulométrica 26
2.3.4	Análise imediata..... 28
2.3.4.1	Teor de umidade 28
2.3.4.2	Teor de cinzas 28
2.3.4.3	Materiais voláteis..... 29
2.3.4.4	Teor de carbono fixo..... 30
2.3.5	Poder calorífico do bagaço..... 31
2.3.6	Análise Morfológica..... 32
2.3.6.1	Esfericidade ou fator de forma das partículas 33
2.3.7	Densidade e massa específica das partículas..... 36
2.3.7.1	Densidade a granel..... 36
2.3.7.2	Densidade aparente..... 37
2.3.7.3	Massa específica real 37
2.4	FLUIDIZAÇÃO 38
2.4.1	Regime de fluidização..... 39
2.4.2	Classificação das partículas 41
2.4.3	Fluidização da partícula..... 43
2.4.3.1	Porosidade do Leito à Velocidade Mínima de Fluidização 43
2.4.4	Velocidade mínima de fluidização para partículas homogêneas 43
2.4.5	Modelos experimentais para a determinação da velocidade mínima de fluidização 45
2.4.6	Velocidade terminal de fluidização 46
2.5	ALTURA OU EXPANSÃO DO LEITO 47
2.5.1	Altura do Leito Fixo 47
2.5.2	Altura do leito em função da velocidade mínima de fluidização..... 47
2.6	FLUIDIZAÇÃO PARTÍCULAS HETEROGÊNEAS 48
2.6.1	Velocidade mínima de partículas heterogêneas 49

CAPÍTULO 3 - MATERIAIS E MÉTODOS	51
3.1 PREPARAÇÃO DO BAGAÇO	51
3.2 DISTRIBUIÇÃO DO TAMANHO DAS PARTÍCULAS	51
3.3 PROCEDIMENTO PARA ANÁLISE IMEDIATA	53
3.3.1 Análise do teor de umidade.....	54
3.3.2 Análise do teor de cinzas	55
3.3.3 Análise do teor de materiais voláteis.....	56
3.4 PROCEDIMENTO PARA ANÁLISE DO PODER CALORÍFICO	57
3.5 METODOLOGIA PARA DETERMINAR A ESFERICIDADE DO BAGAÇO...	57
3.6 PROCEDIMENTOS PARA A DENSIDADE E MASSA ESPECÍFICA	59
3.6.1 Análise da densidade a granel	60
3.6.2 Análise da massa específica real.....	61
CAPÍTULO 4 - RESULTADOS.....	62
4.1 RESULTADO DO DIÂMETRO DAS PARTÍCULAS.....	62
4.2 RESULTADOS DOS TEORES DE UMIDADE, CINZAS, MATERIAIS VOLÁTEIS E CARBONO FIXO	63
4.3 RESULTADOS DO PODER CALORÍFICO SUPERIOR.....	64
4.4 RESULTADOS DA ESFERICIDADE	64
4.5 RESULTADOS DA MASSA ESPECÍFICA REAL E DENSIDADE A GRANEL ...	67
4.6 RESULTADOS DA FLUIDIZAÇÃO	69
4.6.1 Determinação da porosidade das partículas	69
4.6.2 Resultados da velocidade mínima de fluidização para partículas homogêneas ...	70
4.6.3 Resultados da velocidade mínima de fluidização por modelos experimentais	71
CAPÍTULO 5 - CONCLUSÕES	73
REFERÊNCIAS	76

CAPÍTULO 1 - INTRODUÇÃO

Biomassa é todo recurso renovável proveniente de matéria orgânica (de origem animal ou vegetal) que pode ser utilizado na produção de energia (ANEEL, 2009). É uma das fontes de geração de energia com potencial de crescimento, considerada uma das alternativas para a modificação do setor energético e para tentar reduzir a dependência de combustível fóssil, sendo que este produz gases que afetam o meio ambiente. Pelo uso da biomassa é possível obter produtos como o etanol e o biodiesel, na qual o crescimento está crescendo em substituição aos produtos derivados do petróleo como diesel e gasolina (ANEEL, 2008).

As vantagens de se utilizar a energia da biomassa são: ser renovável; pouco poluente devido à baixa emissão de dióxido de carbono; a biomassa sólida é muito barata e suas cinzas não são muito hostis para o ambiente; geram um menor desgaste interno (corrosão) para os equipamentos (CARDOSO, 2012).

O Brasil se destaca por diversificar a matriz energética brasileira, podendo colaborar para a garantia do suprimento de energia a comunidades isoladas, principalmente nas regiões Norte e Centro Oeste do país (INNOCENTE, 2011). Em longo prazo, o esgotamento dos recursos não renováveis como o petróleo e também as pressões de ambientalistas podem levar a um maior aproveitamento energético da biomassa.

Segundo a ANEEL (2008), de acordo com World Energy Council (WEC) em 2005 a energia elétrica produzida pelo uso de biomassa foi de 56,3 TWh (terawatts-hora) nos Estados Unidos, correspondendo por 30,7% do total mundial. Alemanha e Brasil estavam ambos com 13,4 TWh e participação de 7,3% na produção mundial. Segundo ANEEL (2009), o Brasil quase todo localizado em regiões tropicais e chuvosas, oferece excelentes condições para a produção e o uso energético da biomassa em larga escala. Em setembro de 2003 havia no país cerca de 217 termoeletricas em operação totalizando 2692 MW, e a grande maioria localizada no estado de São Paulo.

Setores evidentes na produção de biomassa como fonte de energia são: de papel e celulose e o sucroalcooleiro. As indústrias de papel e celulose produzem de 50 a 60% da energia consumida, comprando o restante das companhias elétricas (VELÁZQUEZ, 2000).

Já o setor sucroalcooleiro no Brasil vem se destacando ultimamente como o maior produtor de etanol, obtido pela cana-de-açúcar, tendo custo menor que o etanol produzido nos Estados Unidos e regiões da Europa. Desde a década de 70 com a criação do Programa

Nacional do Álcool (Proálcool), o país começou a estimular a produção de álcool visando reduzir a importação de petróleo. O Proálcool apresentou vantagens no desenvolvimento de tecnologias menos poluentes, novos métodos de abastecimento e a preservação do meio ambiente. No final da década de 80 com a queda do preço do barril de petróleo, houve uma redução na oferta do álcool levando a uma perda da credibilidade para o consumidor em relação à gasolina, provocando a extinção do Proálcool (CÉLIA & VIEIRA, 2006). Apesar disso o Brasil se tornou pioneiro na produção de álcool e açúcar em larga escala, transformando-se no maior produtor mundial.

Atualmente o estado de São Paulo é o maior produtor nacional de cana de açúcar produzindo cerca de 11,6 bilhões de litros de etanol em 2012. Possui usinas instaladas que processam cerca de 5,2 milhões de hectares plantados com cana-de-açúcar. Essa área representa 54% dos 9,6 milhões de hectares com a cultura em todo o território brasileiro na safra 2011/2012. A área do canavial de São Paulo é equivalente aos territórios da Croácia ou da Costa Rica (INVESTE SP, 2012).

O Brasil teve um aumento de cerca de 326,43 mil hectares na temporada 2013/14, em relação à safra 2012/13. Esse acréscimo é reflexo do aumento de 375,1 mil hectares na área da região Centro-Sul, o que compensou a queda 48,6 mil hectares da região Norte/Nordeste. São Paulo, Mato Grosso do Sul, Goiás e Minas Gerais foram os estados que tiveram maior acréscimo de áreas plantadas de cana, com 132,6 mil hectares, 111,8 mil hectares, 92,5 mil hectares e 58,0 mil hectares, respectivamente. Este crescimento ocorreu devido à expansão de novas usinas em funcionamento no país (CONAB, 2014).

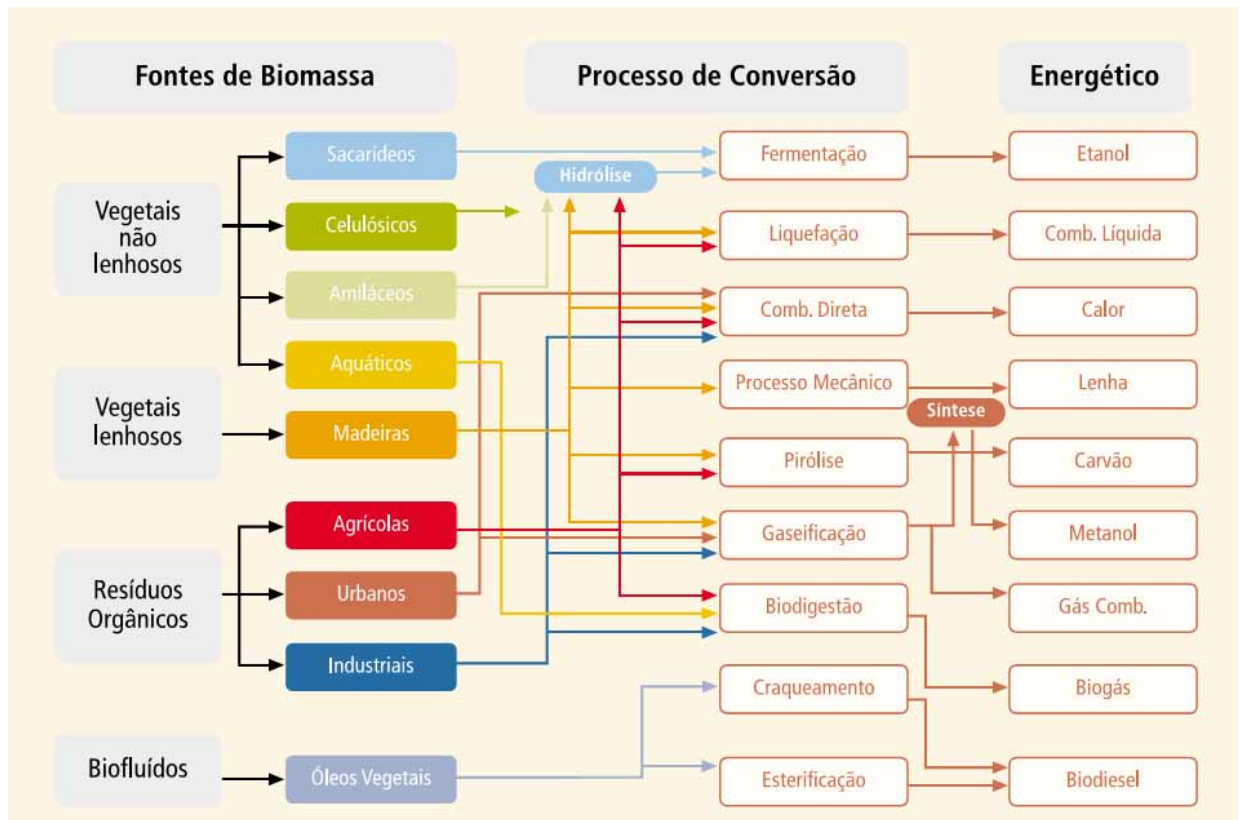
Com o aumento da produção de cana de açúcar para o setor sucroalcooleiro, geram-se grandes excedentes de bagaço. Do total de cana produzida no Brasil, 27,7% em massa vira o bagaço, sendo os estados de Pernambuco e da Paraíba os maiores responsáveis. Essa matéria que é resultante de procedimentos de extração e preparo da cana está sendo utilizada para geração de energia elétrica em consequência de ser uma energia de baixo custo (CONAB, 2011). Uma das formas de geração de energia é feita queimando-se o bagaço em fornalhas que aquecem as caldeiras para produzir vapor. Com a evolução das tecnologias, surgiram outras formas de geração de energia como gaseificação, pirólise, fermentação, entre outras.

CAPÍTULO 2 - ASPECTOS GERAIS DA FLUIDIZAÇÃO E GASEIFICAÇÃO

2.1 PROCESSOS DE CONVERSÃO DE ENERGIA

Os processos de conversão de energia podem ser encontrados por meio de novas tecnologias de acordo com os tipos de biomassas. Essas fontes podem ser resíduos florestais, agrícolas, industriais e urbanos (CARDOSO, 2012). Com o propósito de utilizar essa energia, foram desenvolvidos processos de conversão como apresenta a Figura 1.

Figura 1 - Diagrama dos processos de conversão de energia.



Fonte: (ANEEL, 2009).

Os processos de geração energética podem ser classificados em três grupos: processos físicos, termoquímicos e biológicos. Os físicos são, por exemplo, a secagem, a redução granulométrica e a prensagem mecânica. Os termoquímicos são divididos em combustão, gaseificação, pirólise e liquefação, enquanto que os biológicos são separados em digestão e

fermentação. Atualmente os processos tecnológicos mais utilizados para aplicações com o bagaço de cana são:

Combustão direta: Segundo ANEEL (2009) a combustão ocorre transformando a energia química do material utilizado em calor. Esse processo é utilizado em fornos de metalúrgica, caldeiras de vapor e fogões para cozinhar alimentos, sendo muitas vezes, ineficiente devido à umidade presente e ao baixo poder calorífico.

Gaseificação: É um processo que converte o combustível sólido em gasoso através de reações químicas, produzindo baixa ou média capacidade calorífica dependendo da quantidade de gases apresentados. Na presença de ar o gás é misturado com N_2 reduzindo seu poder calorífico. Sem a presença de ar não ocorre mistura e seu poder calorífico se torna maior. Esses gases gerados são uma combinação de metano, monóxido e dióxido de carbono, hidrogênio e outros gases.

Pirólise: De acordo com a ANEEL (2009) consiste em aquecer a amostra em temperaturas entre 300 °C e 500 °C com baixa presença de ar até que o material volátil seja removido. O resultado final obtido é o carvão, cuja densidade energética é até duas vezes maior que o apresentado inicialmente e sua queima alcança temperaturas mais elevadas.

2.2 GASEIFICAÇÃO

A gaseificação consiste na transformação de um combustível sólido ou líquido em um gás energético através de uma oxidação parcial em altas temperaturas. Essa conversão é realizada em muitos tipos de reatores, conhecidos como gaseificadores (NETO, 2001). É considerada uma ótima tecnologia que utiliza os gases gerados como combustível e garante seu aproveitamento energético em instalações de fornos, motores de combustão interna e turbinas a gás (GÓMEZ, 1996).

Conforme a ANEEL (2008) os principais compostos envolvidos nesse processo são monóxido de carbono, dióxido de carbono, hidrogênio, metano e nitrogênio, com pouca evidência de C_2H_4 , C_2H_6 e C_3H_6 , alcatrão e material particulado. O processamento da gaseificação ocorre no interior do reator onde o gás passa por quatro etapas as quais são: zona de secagem da biomassa, pirólise, combustão e redução, como mostra a Tabela 1.

Tabela 1 - Reações por zona dos gaseificadores (NETO, 2001).

Zona de combustão	$\text{C} + \text{O}_2 \rightarrow \text{CO}_2$ Em presença de hidrogênio: $\text{H} + 1/2\text{O}_2 \rightarrow \text{H}_2\text{O} \text{ (gasoso)}$
Zona de redução	$\text{C} + \text{CO}_2 \rightarrow 2\text{CO}$ $\text{C} + \text{H}_2\text{O} \rightarrow \text{CO} + \text{H}_2$ $\text{C} + 2\text{H}_2\text{O} \rightarrow \text{CO}_2 + 2\text{H}_2$ $\text{CO} + \text{H}_2\text{O} \rightarrow \text{CO}_2 + \text{H}_2$ $\text{C} + 2\text{H}_2 \rightarrow \text{CH}_4$
Zona de pirólise	alcatrão, voláteis e sólidos
Zona de secagem	H_2O (gasoso)

De acordo com Neto (2001) a entrada do ar ocorre pela zona de combustão e sua temperatura varia normalmente entre 900 e 1.300 °C. Os gases quentes passam para a zona de redução onde na ausência de oxigênio ocorre o conjunto de reações que originam os componentes combustíveis do gás produzido. Na zona de pirólise a estrutura dos materiais começa a se decompor, sendo convertida em: alcatrões, voláteis e sólidos. Na zona de secagem as temperaturas são mais baixas que as outras etapas sendo capaz de eliminar a umidade na forma de vapor. Os principais gaseificadores encontrados atualmente são os de leito fixo e o de leito fluidizado ou circulante.

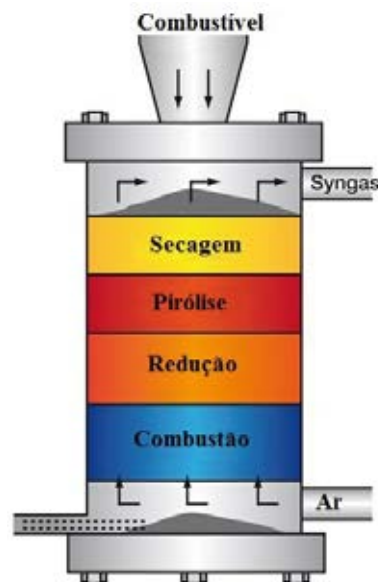
2.2.1 Gaseificadores de leito fixo

São os mais comuns e os mais utilizados. Cerca de 77,5% dos projetos usam gaseificadores de leito fixo, 20% empregam os de leito fluidizado e 2,5% adotam outros tipos (CENBIO, 2002). O gaseificador de leito fixo pode ser subdividido em: updraft (contracorrente) e downdraft (concorrente) e são geralmente aplicados em processos de pequeno porte.

2.2.1.1 Gaseificador updraft (contracorrente)

Nesse tipo de gaseificador o material sólido é colocado no topo do aparelho através de uma porta de alimentação e desce em contracorrente ao ar, que entra pela parte inferior do gaseificador através de uma grelha. O material sólido desce em contra corrente sofrendo reações de secagem, pirólise, redução e combustão como apresentado na Figura 2. Na parte inferior do gaseificador o carvão entra em combustão, onde os gases quentes se elevam e suas cinzas caem na base (MOURA, 2012).

Figura 2 - Gaseificador updraft.



Fonte: (INFINITE ENERGY, 2013).

Os gases elevados irão reagir produzindo H_2O e CO_2 em altas temperaturas, que logo após serem reduzidas formarão CO e H_2 em temperaturas próximas de $750\text{ }^{\circ}C$, de acordo com CENBIO (2002). Na zona de pirólise os gases trocam calor com a corrente do material. Na parte superior a biomassa é seca e os gases, já em temperaturas mais baixas, saem pelo topo do gaseificador.

As principais vantagens do gaseificador updraft segundo Moura (2012) são:

- Facilidade na operação;

- Eficiência elevada do equipamento;
- A grelha pode trabalhar com temperaturas elevadas, aumentando o potencial do gaseificador.

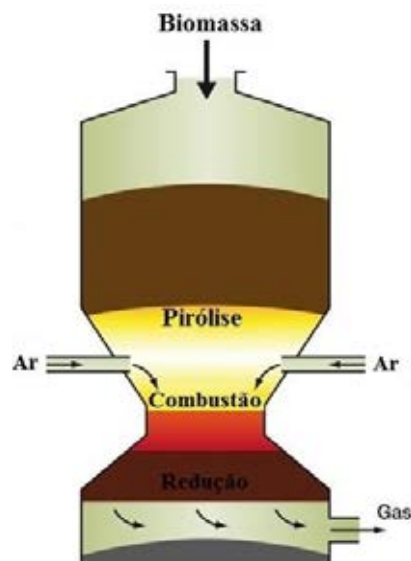
As principais desvantagens do gaseificador updraft são:

- Probabilidade da aparição de canalizações;
- Problemas associados com a eliminação dos líquidos condensados;
- O alcatrão tem que ser removido quando utilizado para geração de gás de síntese ou em aplicações de motores de combustão interna e turbinas.

2.2.1.2 Gaseificador downdraft (concorrente)

A adição de biomassa é também realizada na parte superior do reator como mostra a Figura 3. A diferença em relação ao gaseificador anterior está na entrada de ar que pode ser inserida por cima ou pela lateral. Outra distinção importante é a mudança entre as zonas de combustão e redução. O gaseificador exibe uma disposição uniforme da temperatura, apresentando alta eficiência e baixo custo de operação (MELO, 2008).

Figura 3 - Gaseificador downdraft.



Fonte: (INFINITE ENERGY, 2013).

As principais vantagens do gaseificador downdraft são:

- O gás é geralmente mais limpo de alcatrões que os outros gaseificadores;
- Adequado para ser utilizado em motores;
- Construção simples;
- Alta eficiência e menos sujeira no gaseificador devido as cinzas serem retiradas pelo fundo dos gaseificadores;
- Consome quase todo o alcatrão utilizado.

As desvantagens do gaseificador downdraft são:

- O combustível utilizado precisa ter umidade menor que 20%;
- O gás na saída tem temperaturas altas;
- Materiais de baixa densidade levam a queda de pressão e problemas na circulação do leito, conforme Moura (2012).

2.2.2 Gaseificador de leito fluidizado

Foi construído comercialmente na segunda guerra por Fritz Winkler, no qual se gaseificava em grande escala o carvão mineral. Segundo Moura (2012), o gaseificador de leito fluidizado foi construído para resolver problemas que o de leito fixo apresentava como o alto teor de cinzas e a baixa eficiência.

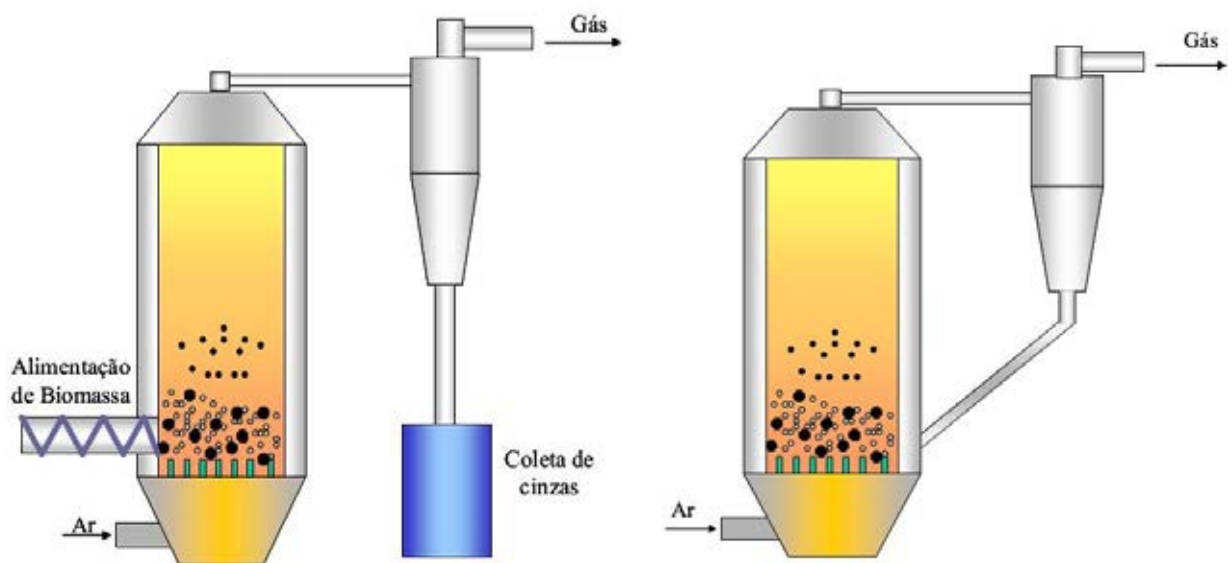
De acordo com Melo (2008) as principais funções de um gaseificador de leito fluidizado são: possibilitar um melhor contato entre o sólido e o gás; aumentar a percentagem de reação e a eficiência do processo, no qual se inicia quando o gás cruza o leito formado. Conforme a vazão do gás cresce, aumenta também a pressão até que ocorra um equilíbrio entre o peso da biomassa e a força de arrasto exercida do gás. Posteriormente, as partículas começam a se soltar umas das outras ficando suspensas. Caso haja um maior fluxo de gás que cause desequilíbrio nesse sistema, ocasionará formação de bolhas, diminuindo o contato entre as partículas (SANTOS, 2006).

Os principais tipos de gaseificadores de leito fluidizado são: o borbulhante e o circulante, mostrados na Figura 4.

Gaseificador de leito fluidizado borbulhante: apresenta velocidade de gaseificação baixa e as partículas levadas pelo processo não retornam para o leito. O gás é retirado pela parte de cima onde através de um ciclone se remove as cinzas presentes no gás (ANDRADE, 2007).

Gaseificador de leito fluidizado circulante: segundo Andrade (2007) este gaseificador apresenta velocidade mais alta e as partículas fluidizadas retornam ao leito. É utilizado em aplicações de grande porte.

Figura 4 - Gaseificador de leito fluidizado borbulhante e circulante.



Fonte: (ANDRADE, 2007 modificada).

Conforme Moura (2012) as principais vantagens do gaseificador de leito fluidizado são:

- Facilidade em controlar a temperatura de reação, variando a alimentação do combustível e do gás;
- Eficiência até cinco vezes maior que a do de leito fixo;
- Utilização de biomassas de diferentes composições;
- Aplicação em processos com grande capacidade volumétrica e em sistemas de ciclos combinados.

Suas principais desvantagens são:

- Apresentam temperaturas limitadas na operação;
- Registram alta quantidade de alcatrão no gás gerado;
- Não sofre combustão completa com o carvão.

Segundo Gómez (1996) gaseificadores de leito fluidizado do tipo borbulhante são mais adequados para biomassas polidispersas de potências médias e baixas, em comparação com os de leito fluidizado circulante. Em consequência, apresentam vantagens através de placas perfuradas como: gerar fluxo de gás mais homogêneo levando a uma melhor fluidização; os bicos de ar dificultam a queda das partículas pelos orifícios da placa; o material inerte do leito forma uma camada protetora, protegendo o bico de altas temperaturas. Apresentam também melhores condições para a utilização de materiais lignocelulósicos (LOURENÇO, 2012). Portanto, em consequência desses fatores, decidiu-se adotar para esse projeto o gaseificador de leito fluidizado borbulhante.

2.3 CARACTERIZAÇÃO DA BIOMASSA: BAGAÇO DE CANA-DE-AÇÚCAR

O bagaço de cana atualmente é uma das biomassas que apresenta grande desempenho no setor energético brasileiro sendo responsável pelo fornecimento de energia através de processos como combustão, gaseificação e pirólise. De acordo com Innocente (2011) a utilização do bagaço como combustível permite que as usinas sucroalcooleiras se tornem autossuficientes em energias térmica e elétrica, o que não é comum acontecer em outros ramos industriais.

Bagaço é um resíduo fibroso que resta da moagem da cana de açúcar encontrada nas usinas sucroalcooleiras do país. Sua proporção deriva da quantidade de fibras que as partículas de cana apresentam. Segundo a Conab (2014) geralmente o bagaço produz um teor de 270 kg a 290 kg e 50% de umidade em cada tonelada de cana. Do total gerado apenas 10% é destinada para uso como alimentação animal e os outros 90% são queimados para geração de vapor.

A caracterização das propriedades químicas e físicas do bagaço de cana de açúcar como composição química, poder calorífico e análise imediata permite conhecer melhor seu aproveitamento energético e também para uma melhor compreensão de seus regimes de

fluidização. Ainda que na literatura possa se encontrar informações relacionadas às suas características, é aconselhável sua determinação experimental para posteriormente ser comparada. Com isso, buscou-se com uma análise de dados informações mais relevantes para uma melhor descrição.

2.3.1 Composição química

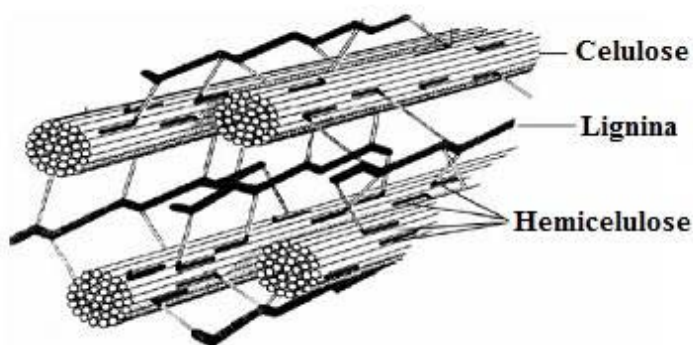
A composição do bagaço de cana de açúcar depende de fatores diversos como: sistema de colheita (que pode ser mecanizado ou manual), tipo de cana e solo. O bagaço de cana é um material ligninocelulósico composto de celulose, lignina, hemicelulose, encontrados na parede celular vegetal, citado na Figura 5, assim como umidade e cinzas (SILVA, 2010). Os principais componentes do bagaço são:

Celulose: A celulose é polímero extenso de cadeia linear, com grande número de hidroxilas com unidades de D-glucose, álcool e aldeído.

Lignina: De acordo com Silva (2010) é um dos principais componentes presente no bagaço de cana de açúcar. É um polímero decorrente do grupo fenilpropanóide que constitui a lignina sendo altamente condensado e muito resistente à degradação.

Hemicelulose: É um heteropolissacarídeo formado por pentoses, hexoses e ácidos úricos. Contém a xilose como elemento, que é o maior componente da hemicelulose. A composição média do bagaço de cana segundo alguns autores é apresentada na Tabela 2.

Figura 5 - Parede celular vegetal.



Fonte: (MURPHI e MCCARTHY, 2009).

Tabela 2 - Composição característica do bagaço (LENÇO, 2010).

Autores	bagaço	Celulose[%]	Lignina[%]	Hemicelulose[%]	Cinza[%]
Purshase, 1995	integral	40,0	22,0	33,0	5,0
		51,2	20,6	24,1	2,6
Bernar, 1992	fibra	52,0	19,4	24,7	1,4
	medula	46,2	21,6	24,1	5,4
	integral	46,6	20,7	25,2	2,6
Trina et. al., 1990	fibra	47	19,5	25,1	1,4
	medula	41,2	21,7	26,0	5,4
Nassar et. al., 1996	integral	33,6	18,5	33,6	

2.3.2 Análise elementar

A análise elementar define a composição dos principais elementos químicos da biomassa, geralmente representados pelas porcentagens de carbono (C), hidrogênio (H), nitrogênio (N), oxigênio (O), e enxofre (S). Por meio dessa análise pode-se determinar o poder calorífico da biomassa.

A Tabela 3 apresenta uma comparação dos resultados de vários autores em relação à análise do bagaço de cana de açúcar. Não há variação significativa dos valores apresentados, podendo ser utilizado um valor médio calculado para várias aplicações.

Tabela 3 - Composição química em base seca (LENÇO, 2010 modificada).

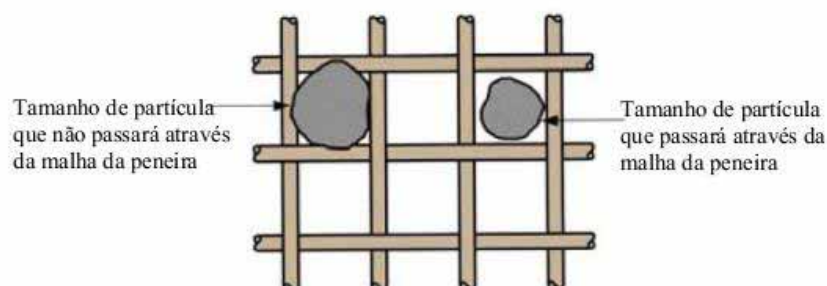
Autores	C [%]	H [%]	N [%]	O [%]	S [%]
Rein, 2007	47,00	5,92	0,33	45,81	0,05
Camargo et.al., 1992	46,30	6,40		43,00	0,10
Van der Poel, 1998	47,20	6,30	0,30	44,50	0,10
Gabra, 2001	45,20	5,40	0,20	41,80	0,02
Jenkin et. al., 1998	48,64	5,87	0,16	42,82	0,04
Turn et. al., 1997	48,19	5,67	0,14	42,35	0,08
IPT, 2007	45,48	5,70	0,40	45,21	0,06
Permchart e Kouprianov, 2004	42,00	6,58	0,26	51,00	0,16
De Filippis, 2004	42,90	5,90	0,20	49,00	

Autores	C [%]	H [%]	N [%]	O [%]	S[%]
Manyà e Arauzo, 2008	43,60	5,52	0,25	50,63	0,07
Resende, 2003	45,92	6,23	0,38	50,47	
Valor médio	45,65	5,98	0,26	45,61	0,08

2.3.3 Análise granulométrica

A análise granulométrica é muito importante para a determinação do diâmetro médio das partículas de bagaço a serem gaseificadas em uma usina. Segundo Gómez (1996) esse processo deve ser minucioso, pois depende das peneiras e normas utilizadas, do tempo total de peneiramento, além de outros fatores. Para definir o tamanho das partículas foi adotada uma série padronizada de peneiras (séries de Tyler) a fim de selecionar a granulometria do material conforme apresenta a Figura 6 (KUNII & LEVENSPIEL, 1991).

Figura 6 - Malha da peneira.



Fonte: (VASCONCELOS, 2011)

As partículas sólidas do leito fluidizado não têm um tamanho uniforme e constante, e por isso existem diferentes métodos para determinar o diâmetro médio do bagaço. De acordo com Kunii e Levenspiel (1991) uma das expressões para a determinação do diâmetro médio ($\bar{d}_p$) é a seguinte:

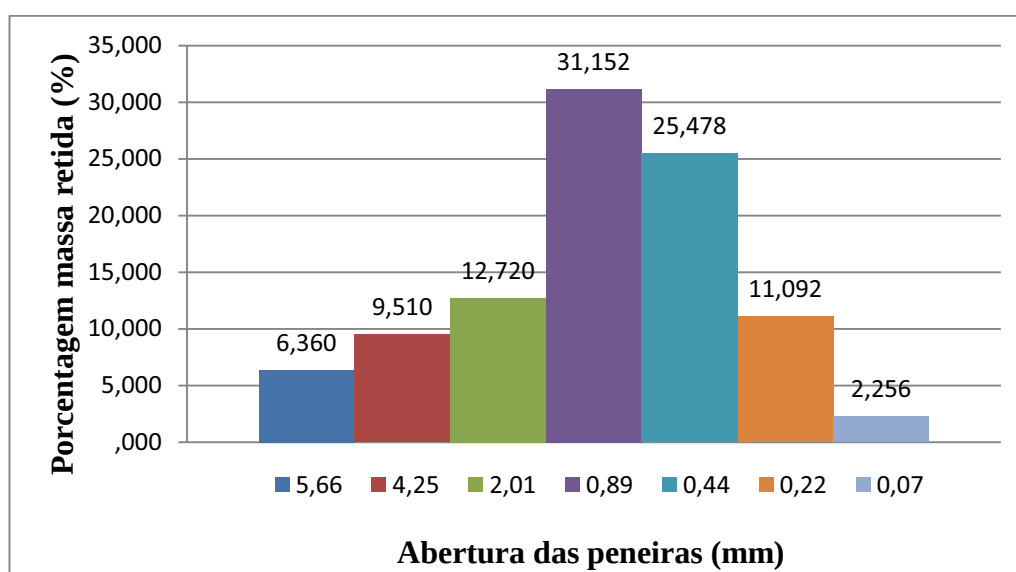
$$\bar{d}_p = \left[\frac{1}{\sum_{i=1}^n \left(\frac{x_i}{d_{p,i}} \right)} \right] \quad (1)$$

Experimentos foram realizados por Arnao (2007) para se determinar os diâmetros médios do bagaço sendo estes apresentados na Tabela 4. A Figura 7 representa a porcentagem dos pesos retidos nas peneiras de acordo com os ensaios realizados.

Tabela 4 - Peneira de amostras representativas (ARNAO, 2007).

abertura peneira (mm)	dpi (mm)	massa retida (g)
5,660	5,660	3,180
4,245	4,902	4,755
2,010	2,921	6,360
0,890	1,337	15,576
0,444	0,628	12,739
0,223	0,314	5,546
0,075		1,128

Figura 7- Porcentagem de massa retida em diferentes malhas de peneiras.



Fonte: (ARNAO, 2007).

2.3.4 Análise imediata

Segundo a Conab (2011) geralmente o bagaço natural apresenta baixa eficiência de queima devido ao alto teor de umidade que é em média de 50%. A análise imediata determina os valores dos teores de umidade, de cinzas, de materiais voláteis e de carbono fixo.

2.3.4.1 Teor de umidade

Umidade é a quantidade de água que se encontra na biomassa, alterando o peso da espécie. Pode ser analisada em base seca ou base úmida, notada pela diferença de pesos. Na Tabela 5 pode-se observar alguns teores de umidade no bagaço de cana.

Tabela 5 - Teor de umidade do bagaço em base seca (LENÇO, 2010 modificada).

Referências	Teor de Umidade[%]
Nassar, 1996	7,60
Manyà e Arauzo, 2008	2,20
Resende, 2003	9,24

Uma quantidade de amostra é analisada úmida e posteriormente é secada em uma estufa. Seu teor de umidade é obtido utilizando a seguinte equação segundo a norma ASTM D4442-07:

$$T. U = \frac{m_u - m_s}{m_u} \cdot 100 \quad (2)$$

2.3.4.2 Teor de cinzas

Cinzas são resíduos da combustão e compostas de óxidos que se apresentam geralmente no estado sólido à temperatura ambiente. Podem ser arrastadas ou ficar depositadas nos cinzeiros dos queimadores (LENÇO, 2010).

O teor de cinzas indica a quantidade de sólidos inorgânicos presentes em uma amostra, após o combustível ser completamente queimado. Os componentes principais da cinza são

sílica, alumina, ferro e cálcio. A Tabela 6 mostra valores obtidos para os teores de cinzas da queima do bagaço de cana por alguns autores.

Tabela 6 - Teor de cinzas em base seca (LENÇO, 2010 modificada).

Referências	Teor de cinzas [%]
Camargo et. al., 1992	4,00
Van der Poel, 1998	2,50
Gabra, 2001	7,40
Jenkin et. al., 1998	2,44
Turn et. al., 1997	3,61
IPT, 2007	0,24
Permchart e Kouprianov, 2004	1,84

Para determinação do teor de cinzas seguiu-se a norma ABNT NBR 8112 na qual apresentou a seguinte equação:

$$T.C. = \frac{m_r}{m_i} \cdot 100 \quad (3)$$

2.3.4.3 Materiais voláteis

O teor de materiais voláteis se baseia na quantidade de vapor condensável e não condensável liberados no processo de aquecimento de um combustível, sendo dependente da taxa de aquecimento e da temperatura em que ocorre a queima (BASU, 2010). A Tabela 7 mostra os valores encontrados por alguns autores. Para o cálculo do teor de materiais voláteis também se utiliza a norma ABNT BNR 8112. A seguinte equação pode ser utilizada:

$$M.V = \frac{m_f}{m_i} \cdot 100 \quad (4)$$

Tabela 7 - Materiais voláteis em base seca (LENÇO, 2010 modificada).

Referências	Materiais voláteis [%]
Camargo et. al., 1992	83,00
Jenkin et. al., 1998	85,61
Turn et. al., 1997	84,51
IPT, 2007	83,00
De Filippis, 2004	88,70
Nassar, 1996	84,30
Manyà e Arauzo, 2008	74,98
Resende, 2003	88,67

2.3.4.4 Teor de carbono fixo

O teor de carbono fixo (C.F) é calculado pela diferença do percentual total da amostra (100%) e o Teor de Cinzas e os Materiais Voláteis. Alguns valores encontrados na literatura podem ser observados na Tabela 8. Segundo a norma ABNT BNR 8112 o cálculo do C.F é representado pela seguinte equação:

$$C.F = 100 - T.C - M.V \quad (5)$$

Tabela 8 - Teor de carbono fixo analisado por diversos autores (LENÇO, 2010 modificada).

Referências	Carbono fixo[%]
Camargo et. al., 1992	13,00
Jenkin et. al., 1998	11,95
Turn et. al., 1997	11,81
IPT, 2007	13,00
De Filippis, 2004	9,30
Nassar, 1996	12,30
Manyà e Arauzo, 2008	17,80
Resende, 2003	8,40

2.3.5 Poder calorífico do bagaço

Poder calorífico é a quantidade de energia térmica por unidade de massa ou de volume que é liberada durante um processo de combustão (SALES, 2007). Existem dois tipos: Poder calorífico Superior e Poder Calorífico Inferior.

- **Poder calorífico Superior (PCS):** É a quantidade de energia liberada pelo combustível considerando a água contida nos produtos de combustão no estado líquido (FIOMARI, 2004). Alguns valores encontrados na literatura para o poder calorífico superior são apresentados na Tabela 9.

Tabela 9 - Poder calorífico superior (LENÇO, 2010).

Referências	PCS [MJ/kg]
Camargo 1989	18.90
Rain 2007	18,66
Jenkins et. al., 1998	18,99
S. Q. Turn et. Al. 1997	18,50
IPT, 2007	18,90

- **Poder Calorífico Inferior (PCI):** Segundo Fiomari (2004) é a quantidade de energia liberada pelo combustível considerando que a água contida nos produtos de combustão sofra vaporização. Uma alta umidade do bagaço diminui o seu PCI e interfere no processo de queima.

O poder calorífico do bagaço de cana de açúcar pode variar de acordo com o teor de umidade. Alguns valores relacionados ao poder calorífico inferior para o bagaço natural em base úmida são apresentados na Tabela 10.

Tabela 10 - Poder calorífico inferior do bagaço natural com 50% de umidade (Elaboração Própria).

Referências	PCI [MJ/kg]
Filho 2009	7,50
Fiomari	7,74
Innocente 2011	8,55
Cardoso 2012	8,95

De acordo Lenço (2010) pode-se utilizar uma fórmula universal para o cálculo do poder calorífico superior baseada na análise imediata, como apresentado abaixo:

$$PCS = 0,3491C + 1,1783H - 0,1034O - 0,0151N - 0,0211CZ + 0,1005S \quad (6)$$

Faixa de validade: $0\% \leq C \leq 92,25\%$; $0,43 \leq H \leq 25,15\%$; $0,00\% \leq O \leq 50,00\%$; $0,00\% \leq N \leq 5,60\%$; $0,00\% \leq S \leq 94,08\%$; $0,00\% \leq CZ \leq 71,4\%$; $4,75 \text{ MJ/kg} \leq PCS \leq 55,35 \text{ MJ/kg}$.

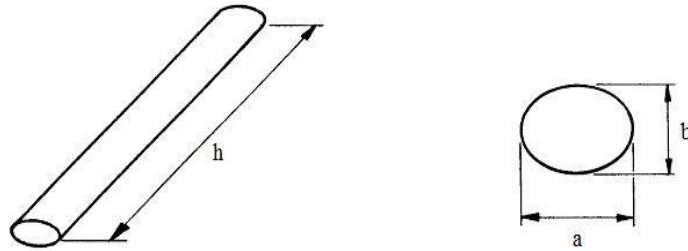
O poder calorífico inferior pode ser analisado através da equação do Institute of Gas Technology (BETANCUR, 2005).

$$PCI(b.u) = PCS(b.s) \left(1 - \frac{U}{100}\right) - 22,11H - 0,0442 \left[\left(\frac{U}{18}\right) - \left(\frac{HU}{2}\right)\right] \quad (7)$$

2.3.6 Análise Morfológica

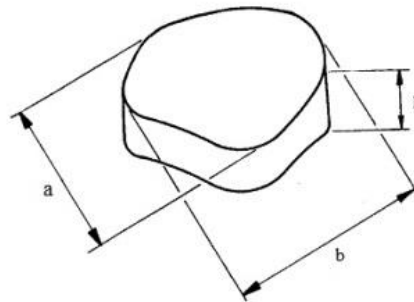
Conforme Lenço (2010) o bagaço é formado por fibras que exibem formas irregulares de bastões, cilindros e esferas. Observa-se visivelmente que a amostra é composta de dois tipos de partículas bem distintas. Umas com aparências alongadas denominadas fibras, e outras de aspectos menores e irregulares denominadas medula ou pó, representadas respectivamente nas Figuras 8 e 9 (NEBRA, 1985). As fibras mais espessas do bagaço são formadas por células cilíndricas e apresentam resistência maior no tecido das paredes. A medula é formada por paredes finas com pouca resistência e células com geometria irregular, apresentando características de sucção em suas células podendo absorver até 20 vezes seu peso em água (ALARCÓN et al., 2006). Por meio dessa análise se determina outro parâmetro importante para analisar o comportamento fluidodinâmico do bagaço: a esfericidade da partícula.

Figura 8 - Geometria da partícula na forma de fibras.



Fonte: (NEBRA, 1985).

Figura 9 - Geometria da partícula na forma de pó (NEBRA, 1985).



Fonte: (NEBRA, 1985).

2.3.6.1 Esfericidade ou fator de forma das partículas

Segundo Betancur (2005) em muitos casos se estima a esfericidade devido à dificuldade de medição. Os valores de esfericidade estão ligados muitas vezes à altura (h) e ao diâmetro (d) dependendo da geometria do material analisado, podendo ser como esferas, cilindros e cubos.

Para conhecer a esfericidade existem tabelas que apresentam valores experimentais de acordo com o material fluidizado, conforme mostra a Tabela 11.

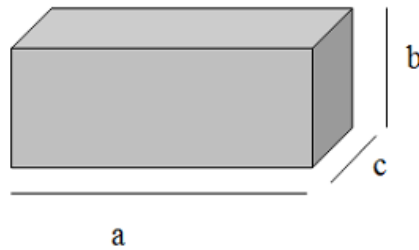
Tabela 11 - Esfericidade de várias partículas (BETANCUR, 2005 modificada).

Tipo de partícula	Esfericidade (φ)
Esfera	1
Cubo	0,81

Tipo de partícula	Esfericidade (φ)
Cilindros	
h=d	0,87
h=5d	0,70
h=10d	0,58
Areias	
Fina	0,86
Grossa	0,66
De praia	0,86
De rio	< 0,53
Carbonos	
Antracito	0,63
Betuminoso	0,63
Natural em pó	0,65
pulverizado	0,73
Mica	0,28
Tungstênio em pó	0,89
Trigo	0,85

Apesar da dificuldade em medir a forma das biomassas existem métodos disponíveis na literatura que permitem determinar suas esfericidades. Nesse trabalho o fator de forma do bagaço foi determinado com o uso das equações (8) e (9), que relacionam as suas geometrias. De acordo com Lourenço (2012) as partículas maiores podem ser determinadas pela equação de Wadell (1934) (equação 8) que trata as forma das fibras como retângulos. Essa equação relaciona a razão entre a área superficial da esfera de mesmo volume que a partícula (A_{ep}) e sua área superficial (A_{sup}), conforme apresenta a Figura 10.

Figura 10 - Forma de retângulo.

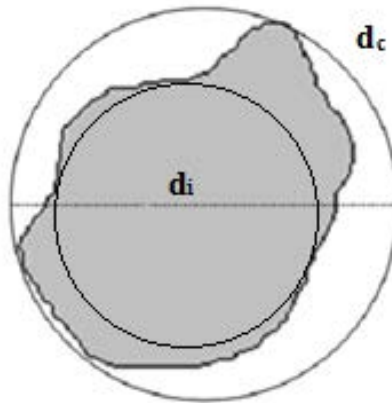


Fonte: (LOURENÇO, 2012).

$$\varphi = \frac{A_{ep}}{A_{sup}} = \frac{2\pi\left(\frac{3abc}{4\pi}\right)^{\frac{2}{3}}}{(ab+ac+bc)} \quad (8)$$

Para partículas menores utiliza-se o método de Massarani e Peçanha (1986) (equação 9) que considera a forma geométrica como uma esfera. A esfericidade é determinada pela razão entre o diâmetro inscrito (d_i) e o diâmetro circunscrito (d_c) da biomassa como apresentado na Figura 11.

Figura 11 - Forma de uma partícula irregular.



Fonte: (LOURENÇO, 2012 modificada).

$$\varphi = \frac{d_i}{d_c} \quad (9)$$

2.3.7 Densidade e massa específica das partículas

A densidade é a relação entre a massa e o volume de um material. A massa específica é a razão da quantidade de uma substância pelo volume ocupado por ela. A diferença entre ambas é que massa específica é definida para uma substância enquanto a densidade é para um corpo sólido. Os termos mais utilizados no sistema fluidizado são: densidade a granel, densidade aparente e massa específica real.

2.3.7.1 Densidade a granel

A medida mais comum para o bagaço da cana de açúcar é a densidade a granel da fibra seca desde que a mesma não seja compactada (REIN, 2007). É definida como a razão entre a massa e o volume ocupado com os poros e os vazios representado em g/cm³ ou kg/m³.

$$\rho_g = \frac{m_p}{V_{pv}} \quad (10)$$

Dados da densidade a granel de partículas do bagaço com diversos diâmetros são apresentados na Tabela 12 (Alarcón et al. (2006)).

Tabela 12 - Densidade a granel das partículas (ALARCÓN, et al. 2006).

Diâmetro das partículas (mm)	$\rho_g(\text{kg/m}^3)$
1,595	52
1,015	59
0,63	69
0,358	87
0,253	95
0,157	104

2.3.7.2 Densidade aparente

De acordo com Lenço (2010) o volume da partícula sem poros pode afetar a densidade. A densidade aparente pode ser definida como a razão entre a massa e o volume ocupado pelos poros.

$$\rho_a = \frac{m_p}{V_{cp}} \quad (11)$$

Alarcón et al. (2006) determinaram densidades aparentes do bagaço de cana para diferentes diâmetros, como pode ser observado na Tabela 13.

Tabela 13 - Densidade aparente (ALARCÓN, et al. 2006).

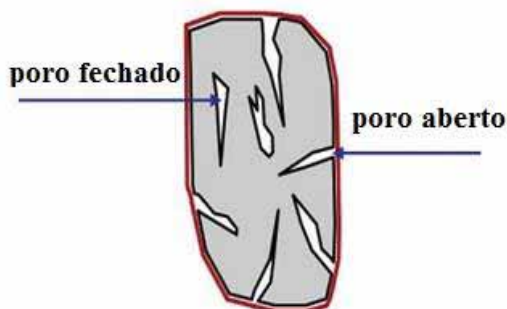
Diâmetro das partículas (mm)	$\rho_a(\text{kg/m}^3)$
1,595	123,3
1,015	146,4
0,63	175, 4
0,358	232,9
0,253	273,6
0,157	411,3

2.3.7.3 Massa específica real

A massa específica real considera o volume apenas da substância, descontando os poros como mostra a Figura 12. Segundo Lenço (2010) essa massa específica tem grande efeito na fluidização das partículas. Para Betancur (2005) a equação (12) permite determinar essa massa específica, considerando a razão entre a massa da substância e o volume desconsiderando os poros e os vazios entre as partículas.

$$\rho_s = \frac{m_p}{V_{sp}} \quad (12)$$

Figura 12 - Estrutura de uma partícula.



Fonte: (Lenço, 2010 modificada).

Perez et al. (2005) estudaram as massas específicas reais de algumas biomassas e os valores são apresentados na Tabela 14.

Tabela 14 - Valores da massa específica real (PEREZ et al, 2005).

Biomassa	$\rho_s(\text{kg/m}^3)$
Bagaço de cana	1440
Capim elefante	1468

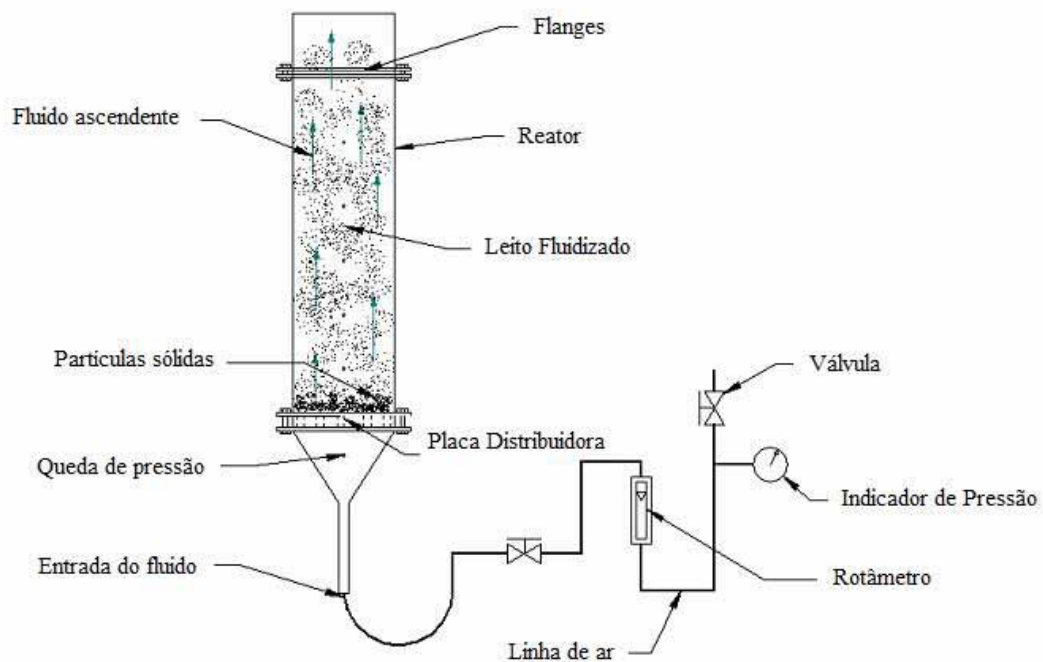
2.4 FLUIDIZAÇÃO

Parâmetros importantes como a velocidade de fluidização mínima e a distribuição do tamanho das partículas, desempenham um papel crucial na concepção, projeto e no funcionamento do leito fluidizado, e são difíceis de serem determinados (KARMAKAR, HALDAR, & CHATTERJEE, 2013).

A fluidização pode ser observada quando um leito de partículas é sujeito à passagem de um fluido gasoso através de uma placa perfurada chamada de difusor. Logo que se inicia o processo de fluidização, a força de atrito do leito se iguala ao peso das partículas. A queda de pressão (perda de carga) fica praticamente constante e o movimento das partículas em leito é semelhante ao de um fluido devido à turbulência que é gerada. O fluidização apresenta

diversas vantagens como: boa mistura entre os sólidos utilizados; fácil escoamento de canais e elevados coeficientes de transferência de energia (LINDEMANN & SCHMIDT, 2010).

Figura 13 - Sistema de fluidização.



Fonte: (BETANCUR, 2005 modificada).

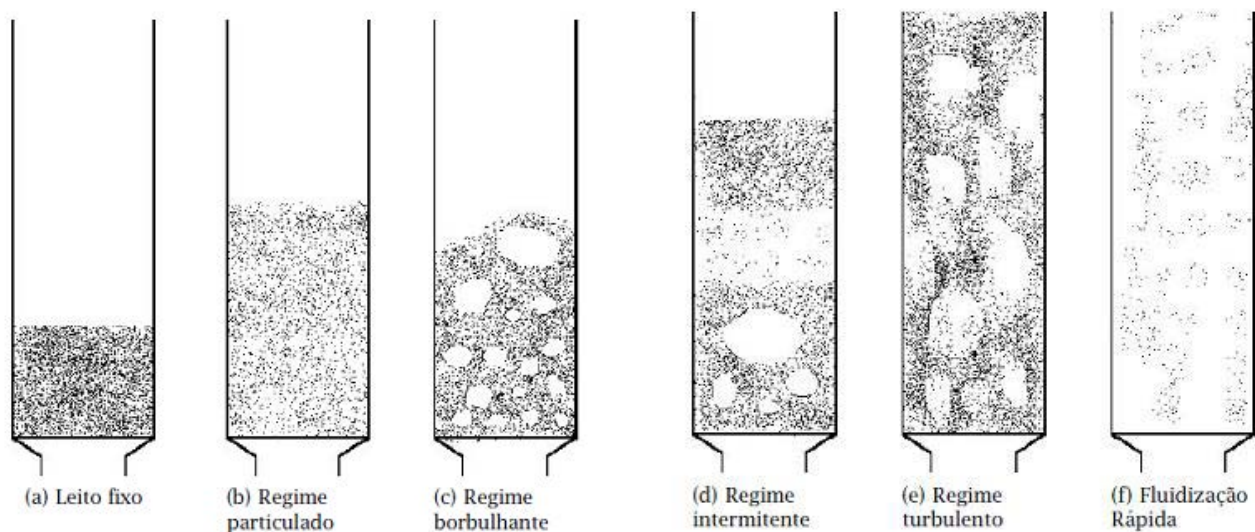
Em um gaseificador podem ser observados diferentes regimes que dependem de fatores como: estado físico do fluido, massa específica, características do sólido e velocidade do fluido. A Figura 13 mostra um sistema de fluidização, onde podem ser identificados os diversos componentes do sistema, tais como: placa distribuidora, leito das partículas, entrada do fluido gaseificante e outros.

2.4.1 Regime de fluidização

Na fluidização as partículas sólidas são suspensas por um fluido. Segundo Kunii e Levenspiel (1991) em velocidades muito baixas, o fluido se infiltra através das lacunas no

conjunto de partículas sem afetar a porosidade do leito. O aumento da velocidade resulta em um estado em que o arrasto se torna maior que o peso do fluido. Através da variação de velocidade, ocorrem diferentes formas de regime de fluidização para a prática da gaseificação, entre os quais: leito fixo, incipiente, borbulhante, intermitente, turbulento e rápido.

Figura 14 - Regime de fluidização em função das velocidades.



Fonte: (LINDEMANN & SCHMIDT, 2010).

Leito fixo: Apresenta baixas velocidades do fluido quando os mesmos passam lentamente pelos espaços vazios das partículas.

Leito incipiente ou particulado: O incremento da velocidade do fluido provoca o movimento das partículas. O leito torna-se fluidizado e a velocidade é capaz de suspender as partículas devido à igualdade entre a força delas e o peso do fluido. Nesse regime surge a velocidade mínima de fluidização.

Leito fluidizado borbulhante: Com o aumento da velocidade são provocadas grandes instabilidades no fluxo e o movimento das partículas torna-se mais intenso gerando bolhas. O volume do leito não varia muito em relação à fase anterior. Segundo Lourenço (2012) existem dois tipos de bolhas associadas aos tipos de partículas presentes em um leito que podem ser rápidas e lentas. A bolha rápida ocorre quando sua velocidade é maior que a intersticial do gás e está presente em um leito de partículas finas (menores que 500 μm), enquanto que a bolha

lenta apresenta velocidade menor que a do gás intersticial, e está presente em leitos com partículas grandes (maiores que 1000 μm).

Leito fluidizado intermitente: Nesse regime as partículas menores se agrupam e ficam próximas da parede do leito, ao redor das bolhas; e as partículas maiores, que se encontram na parte do leito acima das bolhas, são empurradas para a superfície.

Leito fluidizado turbulento: Velocidades altas tornam o fluxo turbulento. Nessa fase constata-se uma quantidade menor de bolhas e é difícil de distinguir a superfície do leito.

Leito fluidizado rápido: Acima da velocidade do regime turbulento, os sólidos são separados, caracterizando um leito ainda mais disperso.

Tabela 15 - Regime de fluidização (BASU, 2011).

Regime de Fluidização	Variação de velocidade	Características de fluidização
Leito Fixo	$0 \leq U < U_{mf}$	Partículas em repouso e a fluidização passa pelos espaços vazios.
Regime Particulado	$U_{mf} \leq U < U_{mb}$	O leito se expande e sua superfície.
Regime Borbulhante	$U_{mb} \leq U < U_{mi}$	Bolhas promovem a mistura de sólidos.
Regime Intermitente	$U_{mi} \leq U < U_{mt}$	Bolhas propagam em todo o leito da seção.
Regime Turbulento	$U_{mt} \leq U < U_{mf}$	Superfície do leito é difusa e difícil de distinguir.
Regime Rápido	$U < U_{mf}$	As partículas são transportadas para fora do leito.

2.4.2 Classificação das partículas

Geldart percebeu que a fluidização de partículas com diferentes tamanhos e massas específicas eram diferentes e através de experimentos conseguiu separá-las em grupos. Montou-se um gráfico com esses resultados cuja representação é mostrada na Figura 15. As partículas homogêneas foram classificadas em quatro grupos distintos de acordo com suas

massas específicas e seus diâmetros em condições ambientes de pressão e temperatura. De acordo com Lourenço (2012) esses grupos são:

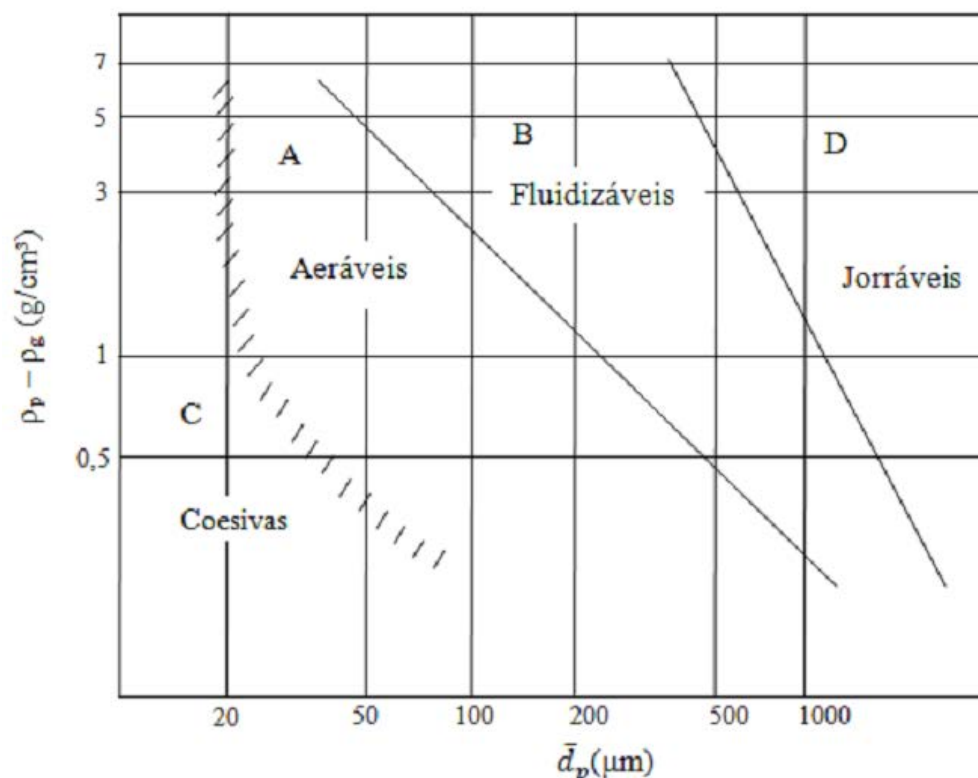
Grupo A: Partículas com pequenos diâmetros e com baixa massa específica ($<1400 \text{ kg/m}^3$). Os sólidos desse grupo apresentam fluidização suave em baixas velocidades, sem a formação de bolhas.

Grupo B: Partículas com massas específicas entre 1400 kg/m^3 e 4000 kg/m^3 e com diâmetro entre $40 \text{ }\mu\text{m}$ e $500 \text{ }\mu\text{m}$ fluidizam facilmente, e as bolhas começam a aparecer em velocidades um pouco acima da velocidade mínima de fluidização e a expansão do leito é pequena.

Grupo C: Formado por partículas com diâmetros menores que $20 \text{ }\mu\text{m}$, chamadas como coesivas devido à grande adesão entre elas. São de difícil fluidização pelas forças que agem nas partículas serem mais fortes do que as que exercem no fluido gasoso.

Grupo D: Representado por partículas com grandes diâmetros e massas específicas e são difíceis de fluidizar em leitos profundos. Resulta em grandes bolhas que explodem por causa da coalescência que ocorre rapidamente.

Figura 15 - Critério de Geldart para classificação de partículas.



Fonte: (LOURENÇO, 2012).

2.4.3 Fluidização da partícula

2.4.3.1 Porosidade do Leito à Velocidade Mínima de Fluidização

Segundo Basu (2010) a porosidade pode ser determinada pela equação que associa a densidade a granel e a massa específica real através da equação:

$$\varepsilon_{mf} = 1 - \frac{\rho_g}{\rho_s} \quad (13)$$

2.4.4 Velocidade mínima de fluidização para partículas homogêneas

Como visto anteriormente, a velocidade mínima de fluidização é uma variável importante no tipo de leito fluidizado. Ela pode ser determinada pelas características físicas das partículas, como também pelos parâmetros geométricos associados. É uma condição em que as partículas são suspensas pelo fluido sendo empurradas para cima (YANG, 2003).

Segundo Betancur (2005) com o aumento da velocidade mínima aumenta-se também a perda de carga, na proporção em que o sistema sofre influência das forças de equilíbrio. Desde que a fluidização não apresente perturbações, a queda de pressão permanecerá aproximadamente constante com qualquer aumento nessa velocidade.

De acordo com Kunii e Levenspiel (1991) uma equação para definir a velocidade teórica mínima do fluido pode ser obtida em função da perda de pressão e do peso do fluido.

$$\frac{\Delta P}{H_{mf}} = g(1 - \varepsilon_{mf})(\rho_s - \rho_f) \quad (14)$$

Kunii e Levenspiel (1991) recomendam a extrapolação da equação de leito fixo estabelecido por Ergun, a qual é:

$$\frac{\Delta P}{H_0} = 150 \frac{(1 - \varepsilon_{mf})^2 \mu_f U}{\varepsilon_{mf}^3 (\varphi d_p)^2} + 1,75 \frac{(1 - \varepsilon_{mf}) \rho_f U^2}{\varepsilon_{mf}^3 \varphi d_p} \quad (15)$$

Combinando as equações 14 e 15 tem-se:

$$\frac{1,75}{\varepsilon_{mf}^3 \varphi} \left(\frac{d_p U_{mf} \rho_f}{\mu_f} \right)^2 + \frac{150(1-\varepsilon_{mf})}{\varepsilon_{mf}^3 \varphi^2} \left(\frac{d_p U_{mf} \rho_f}{\mu_f} \right) = \frac{d_p^3 \rho_f (\rho_s - \rho_f) g}{\mu_f^2} \quad (16)$$

Utilizando a equação do número de Reynolds e também a equação de Arquimedes propostas que são:

$$Re_{mf} = \frac{\rho_f U_{mf} d_p}{\mu_f} \quad (17)$$

$$Ar = \frac{d_p^3 \rho_f (\rho_s - \rho_f)}{\mu_f^2} \quad (18)$$

A equação (15) indicada por Kunii e Levenspiel (1991) pode ser reescrita como:

$$\frac{1,75}{\varepsilon_{mf}^3 \varphi} Re_{mf}^2 + \frac{150(1-\varepsilon_{mf})}{\varepsilon_{mf}^3 \varphi^2} Re_{mf} = Ar \quad (19)$$

A equação acima deve cumprir a condição $20 < Re_{mf} < 1000$. Caso contrário deverá utilizar outras equações para o cálculo da velocidade mínima de fluidização.

Para $Re < 20$, considerando partículas pequenas, Kunii e Levenspiel (1991) propõem o uso da equação (20).

$$U_{mf} = \frac{(\varphi d_p)^2 (\rho_s - \rho_f) g \varepsilon_{mf}^3}{150 \mu_f (1 - \varepsilon_{mf})} \quad (20)$$

Para $Re > 1000$, considerando partículas grandes onde se tem perda de energia cinética, Kunii e Levenspiel (1991) recomendam o uso da equação (21).

$$U_{mf} = \sqrt{\frac{\varphi d_p (\rho_s - \rho_f) g \varepsilon_{mf}^3}{1,75 \rho_f}} \quad (21)$$

2.4.5 Modelos experimentais para a determinação da velocidade mínima de fluidização

Segundo Betancur (2005) a determinação da porosidade e esfericidade das partículas é muito complexa, podendo se basear em diferentes métodos. Vários autores, baseando em dados experimentais propõem determinar a velocidade mínima de fluidização utilizando a equação (22a).

$$K_1 Re_{mf}^2 + K_2 Re_{mf} = Ar \quad (22a)$$

Onde:

$$K_1 = \frac{1,75}{\varepsilon_{mf}^3 \varphi} \quad (22.b) \quad K_2 = \frac{150(1-\varepsilon_{mf})}{\varepsilon_{mf}^3 \varphi^2} \quad (22.c)$$

De acordo com Kunii e Levenspiel (1991) baseado em dados experimentais da esfericidade e porosidade, a equação (23) pode ser utilizada para a determinação da velocidade mínima de fluidização.

$$Re_{mf} = (33,7^2 + 0,0408 \cdot Ar)^{0,5} - 33,7 \quad (23)$$

A Tabela 16 mostra as principais equações empíricas encontradas na literatura por vários autores.

Tabela 16 - Principais modelos experimentais de velocidade mínima de fluidização (SILVA, 2011 modificada).

Autor	Equação
Wen e Yu (1966)	$U_{mf} = \frac{[(33,7^2 + 0,0408 \cdot Ar)^{0,5} - 33,7]\mu_f}{d_p \rho_f}$
Babu et al. (1978)	$U_{mf} = \frac{[(25,25^2 + 0,0651 \cdot Ar)^{0,5} - 25,25]\mu_f}{d_p \rho_f}$
Lucas et al. (1986)	$U_{mf} = \frac{[(29,5^2 + 0,0357 \cdot Ar)^{0,5} - 29,5]\mu_f}{d_p \rho_f}$

Autor	Equação
Tannous et al. (1993)	$U_{mf} = \frac{(0,03 \cdot Ar^{0,63})\mu_f}{\rho_f d_p}$
Barbosa et al. (1995)	$U_{mf} = \frac{(0,0019 \cdot Ar^{0,87})\mu_f}{\rho_f d_p}$

2.4.6 Velocidade terminal de fluidização

Conforme Gómez (2002) a velocidade terminal de fluidização corresponde à velocidade do fluido para que as partículas comecem a se arrastar. Kunii e Levenspiel (1991) recomendam determinar a velocidade terminal pela equação (24).

$$U_t = \sqrt{\left(\frac{4g(\rho_s - \rho_f)d_p}{3\rho_f C_D} \right)} \quad (24)$$

Segundo Kunii e Levenspiel (1991) as equações (25) e (26) podem ser utilizadas para a determinação do coeficiente de arrasto (C_D).

$$C_D = \frac{24}{Re} [1 + (8.1716e^{-4.0655\varphi})Re^{0.0964+0.5565\varphi}] + \frac{73.69(e^{-5.0748\varphi})Re}{Re+5.378e^{6.2122\varphi}} \quad (25)$$

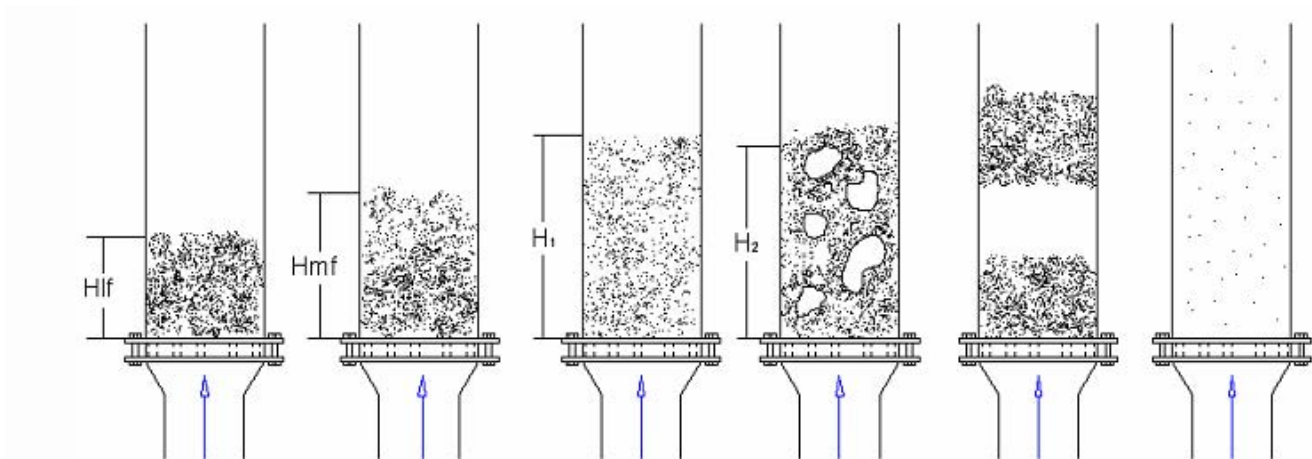
Para partículas esféricas tem-se:

$$C_D = \frac{24}{Re} + 3.3643Re^{0.3461} + \frac{0.4607Re}{Re+2682.5} \quad \text{para } \varphi = 1 \quad (26)$$

2.5 ALTURA OU EXPANSÃO DO LEITO

De acordo com Betancur (2005) a altura do leito é importante, visto que influencia na quantidade de sólidos presentes, e também na queda de pressão no processo de fluidização.

Figura 16 - Altura do leito de fluidização.



Fonte: (BETANCUR, 2005).

2.5.1 Altura do Leito Fixo

Utilizando a massa da partícula, a massa específica real e a porosidade, pode-se chegar a uma equação atribuída por Betancur (2005) para o cálculo da altura do leito fixo.

$$H_{lf} = \frac{\frac{m_p}{\rho_s}}{\left(\frac{\pi D^2}{4}\right) \cdot (1 - \epsilon_m)} \quad (27)$$

2.5.2 Altura do leito em função da velocidade mínima de fluidização

A formação de bolhas durante o processo de fluidização leva a expansão do leito. Essa expansão pode ser definida como a relação entre a altura média do leito fluidizado e a altura mínima de fluidização.

A expansão do leito depende da velocidade de fluidização, das propriedades das partículas e da geometria das partículas (PAUDEL & FENG, 2013).

Segundo Betancur (2005) a altura em função da velocidade mínima de fluidização pode ser obtida pela equação (28).

$$H_{mf} = \frac{H_{lf} \cdot (1 - \varepsilon_m)}{(1 - \varepsilon_{mf})} \quad (28)$$

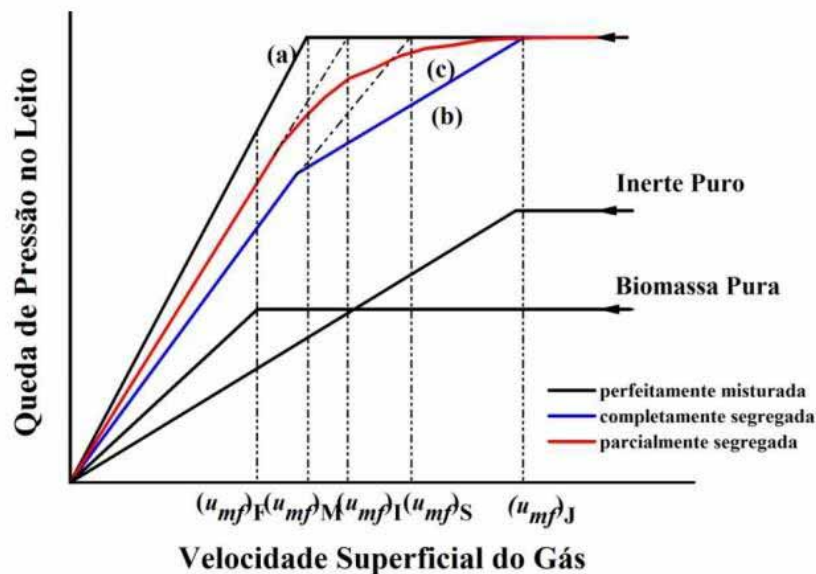
2.6 FLUIDIZAÇÃO PARTÍCULAS HETEROGÊNEAS

Diversos autores estudaram a fluidização de misturas heterogêneas onde criaram os termos: *floatsam* para partículas com menor massa específica que ocupam a parte superior do leito; *jetsam* para partículas com maior massa específica que podem ocupar o fundo do leito (OLIVEIRA, 2012).

Foram realizados estudos experimentais da fluidização de materiais inertes com misturas heterogêneas de biomassas que apresentam diferentes diâmetros e massas específicas, e por meio dos resultados foram definidos três estados de leito fluidizado: Completamente misturado, onde partículas *jetsam* e *floatsam* se misturam completamente; Completamente segregado quando o fundo do leito é ocupado somente por partículas *jetsam* e a superfície do leito é ocupada por *floatsam*; Parcialmente misturado, onde há maior concentração de *floatsam* na superfície e de *jetsam* no fundo do leito de fluidização (SILVA, 2011).

O comportamento da velocidade mínima de fluidização para misturas heterogêneas é apresentado na Figura 17. Conforme Oliveira (2012) para um leito fluidizado completamente misturado a velocidade se comportará como na curva (a). Para o leito completamente segregado a curva da velocidade será como a da curva (b). O comportamento do estado parcialmente misturado (curva c) dependerá da proporção da mistura do leito como também do tempo de fluidização.

Figura 17 - Velocidade mínima de fluidização das partículas binárias.



Fonte: (OLIVEIRA, 2012).

2.6.1 Velocidade mínima de fluidização para partículas heterogêneas

Segundo Paudel e Feng (2013) em processos de fluidização de biomassas com diferentes tamanhos, a mistura no leito é mais complexa, e a adição de um segundo material, pode ajustar a velocidade mínima da mistura.

Partículas de biomassa misturadas são difíceis de fluidizar em consequência de suas formas, tamanhos e massas específicas distintas. Dessa maneira, as correlações convencionais para a determinação da velocidade mínima não são capazes de dar resultados precisos. Para melhorar o processo, coloca-se um material para facilitar o fluxo das partículas de biomassa como areia, alumina ou calcita (CUI & GRACE, 2007).

Rao & Bheemarasetti (2001) estudaram a mistura de areia com biomassas como: casca de arroz, casca de amendoim em pó e serragem. No processo de fluidização, essas biomassas descritas foram misturadas a dois tipos de areias de massas e tamanhos diferentes, onde foi determinada a velocidade mínima de fluidização dessas misturas. Os autores utilizaram porcentagem de 2, 5, 10 e 15% de massa de biomassa onde se verificou resultados satisfatórios para o experimento. Essas principais correlações descritas estão apresentadas na Tabela 17.

Tabela 17 - Correlações para misturas binárias (Elaboração própria).

Autor	Correlação	Definições
GOSSENS (1971)	$\frac{\rho_f U_{mf} d_p}{\mu_f} = \sqrt{33,7^2 + 0,04086 \cdot Ar_m}$ -33,7	$Ar_m = \frac{d_{p,m}^3 \cdot \rho_g (\rho_{p,m} - \rho_g) \cdot g}{\mu_g^2}$ $\rho_{p,m} = \frac{\rho_J \rho_F}{\chi_F \rho_J + \chi_J \rho_F}$ $d_{p,m} = \frac{\chi_J \cdot \rho_F + \chi_F \cdot \rho_J}{\chi_J \cdot \rho_F \cdot d_F + \chi_F \cdot \rho_J \cdot d_p} (d_p)_J (d_p)_F$
MOURAD (1994)	$\frac{\rho_f U_{mf} d_p}{\mu_f} = 5,52 \cdot 10^{-4} \cdot Ar_m^{1,044}$ $\frac{\rho_f U_{mf} d_p}{\mu_f} = 1,06 \cdot 10^{-3} \cdot Ar_m^{1,044}$	$Ar_m \text{ definido por GOSSENS (1971)}$
RAO; BHEEMARASE TTI (2001)	$U_{mf} = \frac{d_{eff}^2 (\rho_{eff} - \rho_g) \cdot g}{1650 \mu_g}$	$d_{eff}^2 = k \left\{ (d_p)_J \left[\left(\frac{\rho_J}{\rho_F} \right) \left(\frac{(d_p)_F}{(d_p)_J} \right) \right]^{w_F/w_J} \right\}^2$ $\rho_{eff} = k \frac{m_J \rho_J + m_F \rho_F}{m_J + m_F}$ $k = 20 \cdot (d_p)_J + 0,36$

CAPÍTULO 3 - MATERIAIS E MÉTODOS

3.1 PREPARAÇÃO DO BAGAÇO

O bagaço foi doado por uma empresa do oeste paulista onde foram adquiridos cerca de 150 kg de bagaço para garantir todas as análises e ensaios determinados. O processo de secagem foi realizado ao sol em um período 3 a 5 dias. Notou-se pela visualização do bagaço que ele se encontrava praticamente seco (umidade de equilíbrio) para ser utilizado nos ensaios. Foram executadas as análises imediata, elemental, de granulométrica, de densidade, de massa específica e de poder calorífico superior que permitiram conhecer melhor as características da biomassa analisada.

3.2 DISTRIBUIÇÃO DAS PARTÍCULAS NA ANÁLISE GRANULOMÉTRICA

Para determinar a distribuição do bagaço de cana de açúcar foram utilizadas séries de peneiras padronizadas mostradas na Figura 18. A série consistia em 8 peneiras metálicas com seção circular e diferentes aberturas (Séries de Taylor) como apresenta a Tabela 18. De acordo com Gómez (1996) o processo analisado depende de fatores como: tempo de análise, materiais, equipamentos e normas utilizadas.

Foram realizadas algumas pesquisas a fim de se obter um tempo confiável e econômico para o peneiramento do bagaço. Segundo Betancur (2005) utiliza-se o tempo médio de 10 minutos. De acordo com Lourenço (2012) adota-se a média de tempo de 15 minutos. Já Gómez (1996) expõe que através de experimentos realizados permitiu-se confirmar que o melhor tempo médio para o peneiramento do bagaço de cana de açúcar é de 20 minutos e em consequência a esse experimento foi adotado esse tempo. A análise granulométrica foi baseada na norma da ABNT NBR 7217.

Figura 18 - Conjunto de peneiras para classificação das partículas.



Fonte: Elaboração própria.

Tabela 18 - Série de peneiras que foram utilizadas para a análise do bagaço (Elaboração própria).

Peneiras	Abertura (mm)	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	

Observação: O sobrescrito (") significa polegadas. Os outros indicam mesh.

Para a realização dessa análise foram utilizados os seguintes equipamentos:

- 8 peneiras metálicas de secção circular;
- Tampa superior da peneira;
- Balança eletrônica de laboratório (Marca DIGIPESO DP-3000), precisão [0,01];
- Recipiente para pesagem das amostras;
- Agitador de peneiras eletromagnético.

Obtenção da distribuição granulométrica segundo a norma NBR 7217:

1. Foi pesado 80 g do bagaço;
2. As peneiras foram encaixadas formando um conjunto único, com aberturas de malhas em ordem decrescente da base para o topo do conjunto;
3. A amostra pesada foi colocada sobre a peneira superior do conjunto e fechou-se com a tampa;
4. O conjunto de peneiras foi posicionado sobre o agitador de partículas onde foi realizada a agitação mecânica por 20 minutos;
5. Após o término do tempo a massa total retida em cada uma das peneiras foi pesada.

Figura 19 - Agitador de peneiras eletromagnético programado para 20 minutos.



Fonte: Elaboração própria.

3.3 PROCEDIMENTO PARA A ANÁLISE IMEDIATA

A análise imediata do bagaço determina os teores de umidade, materiais voláteis, cinzas e carbono fixo da amostra. Essa análise foi baseada nas normas apresentadas na Tabela 19.

Tabela 19 - Tabela de normas (Elaboração própria).

Norma utilizada	Parâmetro medido
ASTM D4442-07	Umidade
ABNT NBR 8112	Cinzas
ABNT NBR 8112	Materiais Voláteis
ABNT NBR 8112	Carbono fixo

3.3.1 Análise do teor de umidade

A análise do teor de umidade foi baseada na norma ASTM D4442-07 onde utilizou-se os seguintes equipamentos:

- Oito cadinhos numerados;
- Balança analítica (Marca SARTORIUS modelo BL210S) precisão [0,0001];
- Estufa (Marca NOVA TÉCNICA modelo NT315);
- Dessecador.

Procedimento da amostra para teor de umidade segundo a norma ASTM D4442-07:

1. Foi pesado 10g de cada amostra de bagaço;
2. Também foram pesados os cadinhos;
3. Foram colocadas as amostras nos cadinhos;
4. Os cadinhos foram levados para a estufa por 3 horas;
5. As amostras foram levadas para o dessecador por 1 hora;
6. Foram pesados os cadinhos com as amostras finais;
7. Repetiu-se o procedimento até se obter peso constante.

Figura 20 - Amostras e forno utilizados no processo de teor de umidade.



Fonte: Elaboração própria.

3.3.2 Análise do teor de cinzas

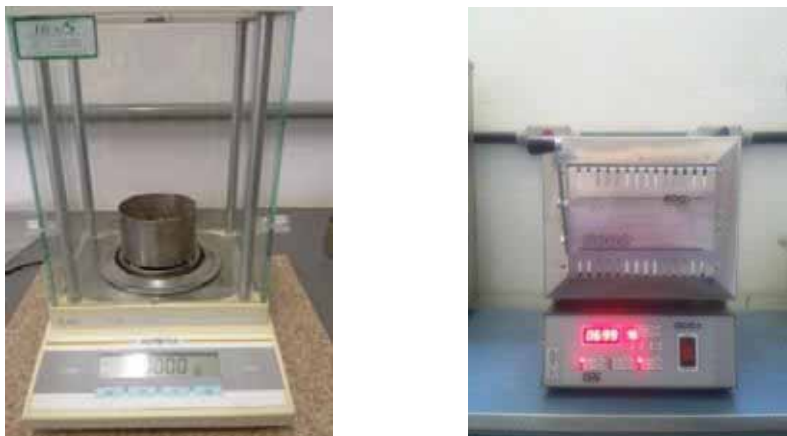
Foi baseada seguindo as normas da ABNT NBR 8112 onde adotou-se os seguintes materiais:

- Oito cadinhos de cerâmica;
- Balança analítica (Marca SARTORIUS BL210S) precisão [0,0001];
- Mufla;
- Dessecador.

Procedimento da análise do teor de cinzas de acordo com a norma ABNT NBR 8112:

1. Foram pesadas 1g de cada tipo de amostra de bagaço;
2. Os cadinhos também foram pesados;
3. As amostras foram colocadas nos cadinhos;
4. Os cadinhos foram levados para mufla previamente aquecida à $(700 \pm 10) ^\circ\text{C}$;
5. Permanência dos cadinhos na mufla por um período de 3 horas;
6. As amostras foram levadas ao dessecador;
7. Foram pesados os cadinhos com as amostras finais.

Figura 21 - Balança e mufla utilizadas.



Fonte: Elaboração própria.

3.3.3 Análise do teor de materiais voláteis

Para definir o teor de materiais voláteis utilizou-se a norma da ABNT NBR 8112 onde foram cumpridas as etapas usando os seguintes materiais:

- Cadinhos de cerâmica com tampas;
- Balança analítica (Marca SARTORIUS BL210S) precisão [0,0001];
- Mufla;
- Dessecador.

Metodologia para a análise do teor de cinzas seguindo a norma ABNT NBR 8112:

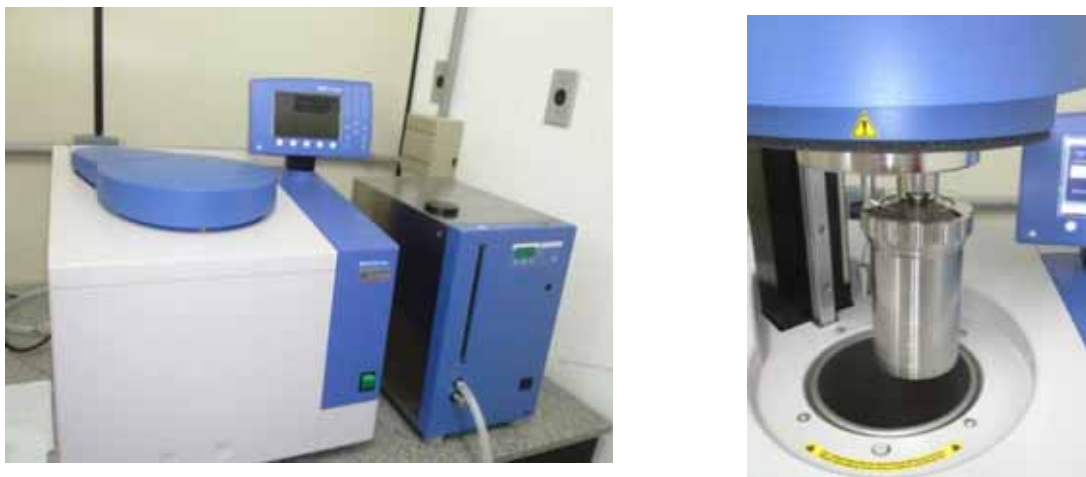
1. Com a balança analítica foi pesada 1g de bagaço;
2. Foram pesados também os cadinhos vazios;
3. As amostras foram colocadas nos cadinhos e fechadas com suas respectivas tampas;
4. Os cadinhos foram levados até a tampa da mufla previamente aquecida (900 ± 10) °C onde permaneceram durante 3 minutos;
5. Posteriormente os cadinhos foram levados ao interior da mufla onde ficaram por 7 minutos com a porta fechada;
6. As amostras foram colocadas no dessecador;
7. Os cadinhos com as amostras finais foram pesados.

Através dos dados relacionados aos teores de cinzas e de materiais voláteis pode-se definir o teor de carbono fixo.

3.4 PROCEDIMENTO PARA ANÁLISE DO PODER CALORÍFICO

O poder calorífico superior (PCS) do bagaço de cana foi determinado utilizando uma bomba calorimétrica da marca IKA modelo C2000 apresentada na Figura 22. O experimento foi realizado no laboratório do Departamento de Energia da universidade, onde foi pesada uma amostra de bagaço e a mesma colocada dentro da bomba calorimétrica obtendo-se no final o valor do poder calorífico superior.

Figura 22 - Bomba Calorimétrica IKA modelo C2000.



Fonte: Elaboração própria.

3.5 METODOLOGIA PARA DETERMINAR A ESFERICIDADE DO BAGAÇO

Foi realizada uma análise da morfologia do bagaço no laboratório de microscopia do Departamento de Materiais da universidade com o objetivo de conhecer a geometria das partículas. O método utilizado para verificação da morfologia foi através de um Microscópio Eletrônico de Varredura (MEV). Teve-se que recobrir as partículas com uma fina camada de ouro para que se tornassem condutoras, utilizando para esse procedimento o equipamento marca QUORUM modelo Q150R ES, como mostra a Figura 23.

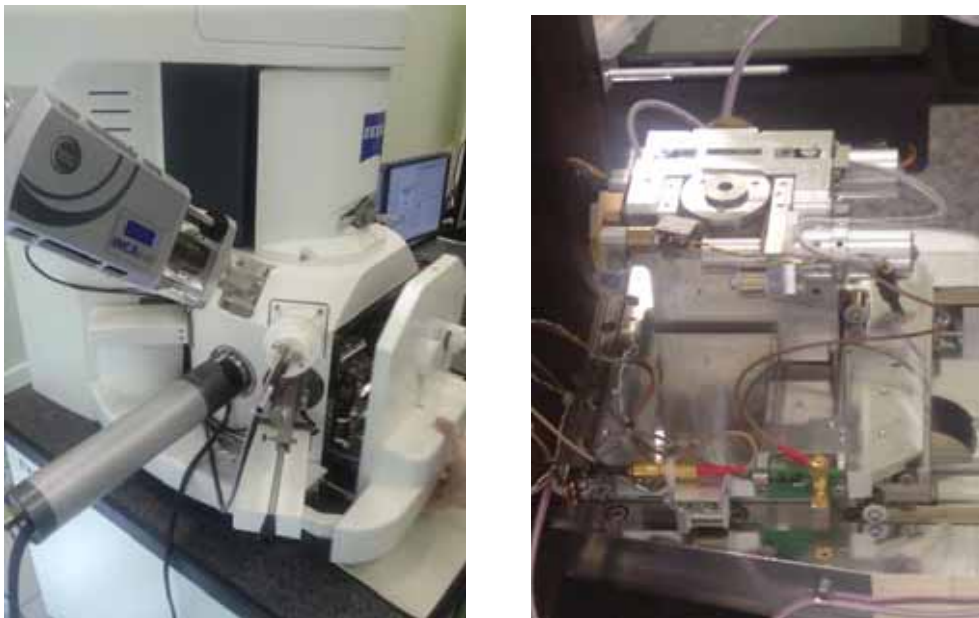
Figura 23 - Equipamento QUORUM modelo Q150R ES.



Fonte: Elaboração própria.

Após esse processo, utilizou-se o equipamento de microscopia eletrônica de varredura da marca ZEISS modelo EVO LS15 como apresenta a Figura 24. Sua função é produzir em alta resolução as morfologias das amostras analisadas.

Figura 24 - MEV Marca ZEISS modelo EVO LS15.



Fonte: Elaboração própria.

Para partículas menores a medição manual era trabalhosa, então foi utilizado um microscópio da marca ZEISS modelo Stemi 2000, como apresentado na Figura 25. As geometrias das partículas menores (diâmetros $< 2,36$ mm) foram consideradas como esferas e através de um software do microscópio foram medidos seus diâmetros inscritos e circunscritos. Foram realizadas várias medições onde obteve-se uma média desses diâmetros. Essa análise foi executada no laboratório de microscopia do Departamento de Materiais.

Figura 25 - Microscópio marca ZEISS modelo Stemi 2000 utilizado para medição de partículas menores.



Fonte: Elaboração própria.

Já para a medição das partículas maiores (bagaço natural e diâmetros de 9,5mm, 4,75mm e 2,36mm) foi utilizado um paquímetro onde se comparou a forma do bagaço com a de um retângulo mostrado na Figura 26. Foram realizadas várias medições onde chegou-se a uma média do valor calculado dos comprimentos das partículas.

Figura 26- Paquímetro utilizado para medir partículas maiores.



Fonte: Elaboração própria.

3.6 PROCEDIMENTOS PARA A DENSIDADE A GRANEL E MASSA ESPECÍFICA

A densidade e a massa específica das partículas são propriedades de grande importância no desenvolvimento de estudos fluidodinâmicos.

3.6.1 Análise da densidade a granel

Os experimentos de densidade a granel foram realizados no laboratório do departamento de Engenharia Civil da Universidade. Esse procedimento seguiu a norma ASTM E873-82 onde utilizou-se:

- Béquer 1000 ml;
- Balança eletrônica de laboratório (Marca CELTAC), precisão [0,01];
- Amostras de bagaço.

Figura 27 - Análise densidade a granel.



Fonte: Elaboração própria.

Descrição do processo utilizando a norma ASTM E873-82:

1. Pesou-se o bagaço;
2. Pesou-se o béquer vazio;
3. Colocou-se a amostra no béquer;
4. Pesou-se o béquer e amostra novamente.

3.6.2 Análise da massa específica real

Para calcular a massa específica real do bagaço foi utilizado um picnômetro a gás hélio marca Quantachrome modelo ULTRAPYC 1200e mostrado na Figura 28, realizado no laboratório do Departamento de Materiais. Essa análise consiste em pesar as amostras dos diferentes diâmetros das partículas obtidas da análise granulométrica do bagaço e colocá-las dentro do picnômetro. O equipamento se encarrega de retirar o ar contido no recipiente e inserir posteriormente o gás hélio, que preenche os poros e espaços vazios nas partículas do bagaço, determinando o valor da massa específica real.

Figura 28 - Picnômetro a gás hélio.



Fonte: Elaboração própria.

CAPÍTULO 4 - RESULTADOS

Neste capítulo são apresentados os resultados das diferentes análises realizadas para o bagaço de cana de açúcar, sendo mostrados em suas respectivas tabelas.

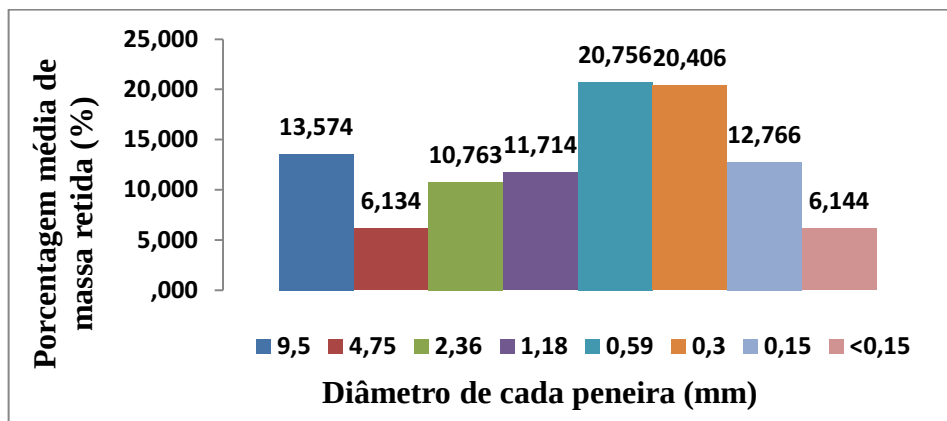
4.1 RESULTADO DO DIÂMETRO DAS PARTÍCULAS

Na Tabela 20 são apresentados os resultados da análise granulométrica. A Figura 29 apresenta um gráfico referente à média das massas retidas em cada peneira. Através da equação (1) foi determinado o diâmetro médio do bagaço de cana característico de uma usina sucroalcooleira.

Tabela 20 – Resultados da análise granulométrica do bagaço.

Intervalo diâmetro (mm)	d_{pi} (mm)	x_i (Fração mássica)	$(x_i/d_{p,i})$	$\bar{d}_p$(mm)
9,5 - 4,75	7,125	0,0744	0,0104	0,7345
4,75-2,36	3,555	0,0463	0,0130	
2,36-1,18	1,77	0,0095	0,0054	
1,18-0,59	0,885	0,0904	0,1022	
0,59-0,30	0,445	0,0035	0,0079	
0,30-0,15	0,225	0,0764	0,3396	
0,15-<0,15	0,075	0,0662	0,8830	

Figura 29 - Média das massas retidas.



Fonte: Elaboração própria.

4.2 RESULTADOS DOS TEORES DE UMIDADE, CINZAS, MATERIAIS VOLÁTEIS E CARBONO FIXO

O resultado da análise imediata (teores de umidade, cinzas, materiais voláteis e carbono fixo) do bagaço de cana de açúcar natural foi calculado pelas equações (2), (3), (4) e (5) sendo mostrado na Tabela 21.

Tabela 21 - Análise imediata do bagaço natural.

Análise imediata			
T.U (%) (base seca)			
Tipo de Biomassa	Média	Desvio padrão	Coeficiente de variação (%)
	8,71	0,40	4,65
T.C (%) (base seca)			
	Média	Desvio padrão	Coeficiente de variação (%)
Bagaço natural	3,46	0,82	23,70
M.V (%) (base seca)			
	Média	Desvio padrão	Coeficiente de variação (%)
	83,98	1,48	1,76
C.F (%) (base seca)			
	Média	Desvio padrão	Coeficiente de variação (%)
	12,56	1,11	8,84%

Além disso, foi determinada também a análise imediata dos diferentes diâmetros granulométricos do bagaço obtendo-se os resultados apresentados na Tabela 22.

Tabela 22 - Análise imediata para cada peneira (base seca).

Distribuição granulométrica (mm)	T.U (%)	T.C(%)	M.V(%)	C.F(%)
9,5	8,63	1,36	86,10	12,54
4,75	7,24	1,69	84,00	14,31
2,36	8,40	1,86	87,90	10,24
1,18	8,40	2,56	84,20	13,24
0,59	7,85	2,51	84,60	12,89
0,30	7,76	5,32	83,80	10,88
0,15	6,39	11,39	83,07	5,54
<0,15	6,76	25,20	74,67	0,13

4.3 RESULTADOS DO PODER CALORÍFICO SUPERIOR

A Tabela 23 apresenta o resultado do poder calorífico superior do bagaço natural estudado.

Tabela 23 - Resultados poder calorífico superior (base seca).

Poder Calorífico Superior PCS (base seca), MJ/kg			
Biomassa	Média	Desvio padrão	Coeficiente de variação (%)
Bagaço natural	16,08	0,32	2,01

4.4 RESULTADOS DA ESFERICIDADE

A Tabela 24 mostra os valores obtidos dos comprimentos médios do bagaço com geometrias consideradas como retângulos. Na Tabela 25 são apresentados os valores médios dos diâmetros inscritos e circunscritos para partículas do bagaço com geometrias adotadas como esferas.

Tabela 24 - Dimensões médias das geometrias retangulares.

Granulometria	Normal			9,5 (mm)			4,75 (mm)			2,36 (mm)		
Dimensão	mm			mm			mm			mm		
Medida	a	b	c	a	b	c	a	b	c	a	b	c
Média	27,15	4,43	1,68	48,77	5,51	1,76	33,29	3,84	2,07	25,91	2,95	1,15
Desvio padrão	6,11	1,82	0,85	14,41	1,70	0,72	4,22	0,87	0,75	4,13	0,88	0,39

Tabela 25 - Diâmetros médios inscritos e circunscritos para as geometrias esféricas.

Granulometria	1,18 (mm)		0,59 (mm)		0,30 (mm)		0,15 (mm)		<0,15 (mm)	
Dimensão	µm		µm		µm		µm		µm	
Medida	di	dc	di	dc	di	dc	di	dc	di	dc
Média	45,64	206,94	23,78	286,34	17,27	162,74	11,77	33,17	7,06	11,00
Desvio padrão	5,77	26,41	4,89	11,22	3,89	34,41	2,63	12,83	1,28	3,00

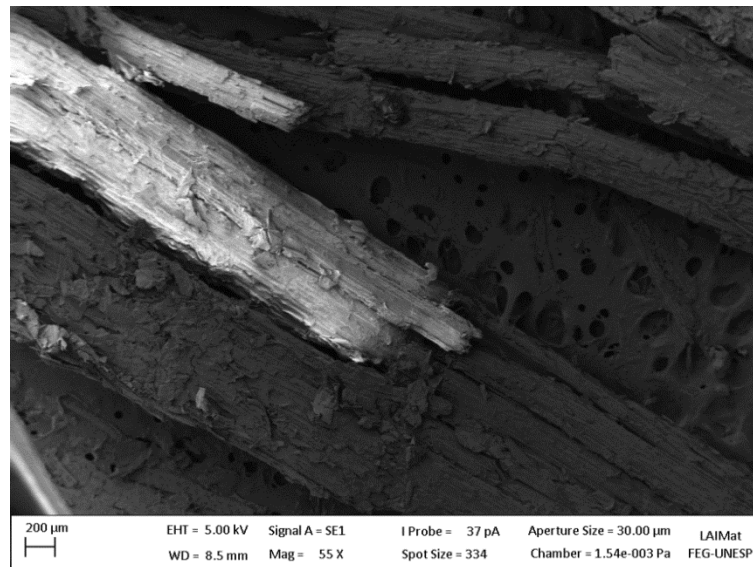
As esfericidades das diferentes granulometrias do bagaço foram determinadas através das equações (8) e (9) como apresenta a Tabela 26.

Tabela 26 - Resultado das esfericidades das partículas.

Distribuição granulométrica (mm)	φ (-)
Bagaço natural	0,48
9,50	0,40
4,75	0,49
2,36	0,44
1,18	0,25
0,59	0,16
0,30	0,11
0,15	0,41
<0,15	0,64

Como mostra a Figura 30, observa-se que as partículas predominantes na peneira superior (9,5 mm) tem forma de bastões retangulares, sendo do tipo fibras.

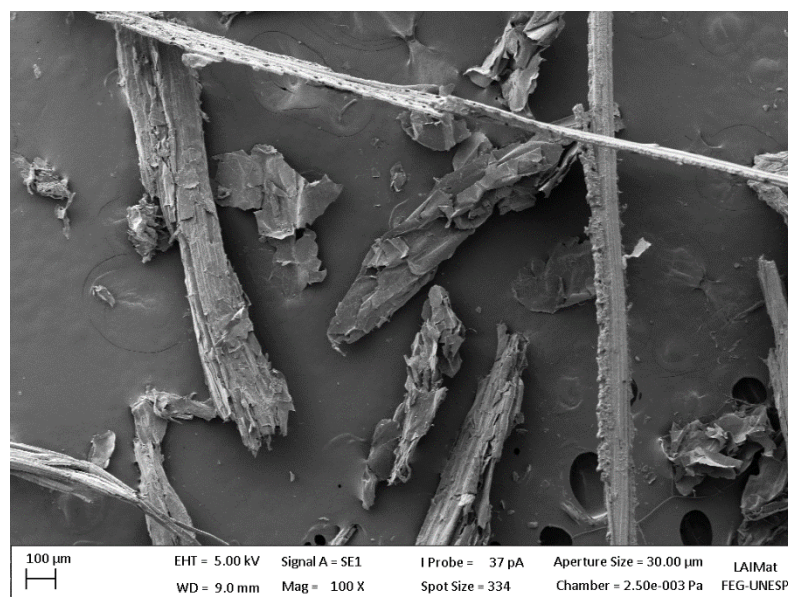
Figura 30 - Partículas do bagaço referentes à peneira de 9,5 (mm).



Fonte: Elaboração própria.

A Figura 31 mostra partículas soltando-se das fibras, resultando no aparecimento de geometrias menores irregulares chamadas de medula ou pó.

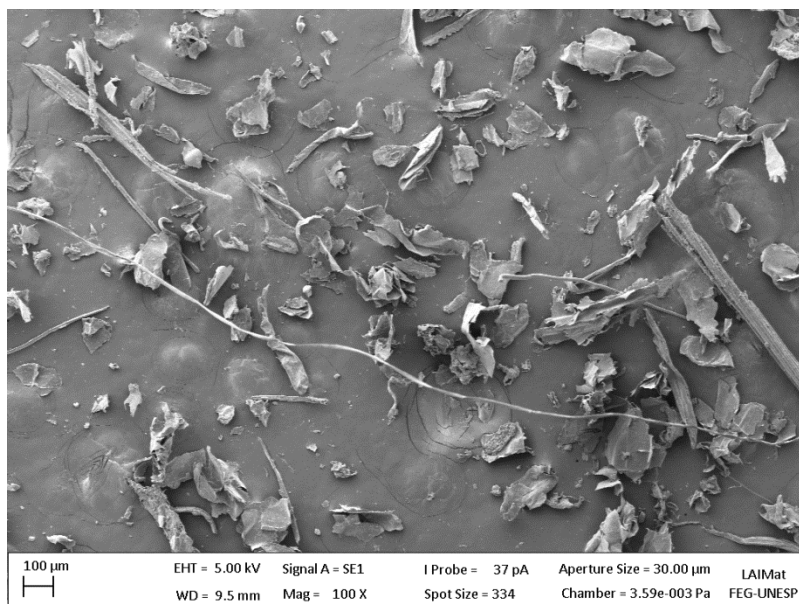
Figura 31 - Partículas referentes à peneira de 0,15 (mm).



Fonte: Elaboração própria.

Nota-se que com a diminuição dos diferentes diâmetros do bagaço ocorre uma maior descamação das partículas do tipo fibra, gerando novas partículas de medula ou pó, como mostra a Figura 32.

Figura 32 - Partículas do bagaço referentes à peneira de <0,15 (mm).



Fonte: Elaboração própria.

4.5 RESULTADOS DA MASSA ESPECÍFICA REAL E DENSIDADE A GRANEL

Foi determinada a massa específica real do bagaço natural como mostra a Tabela 27.

Tabela 27 - Massa específica real do bagaço natural.

Massa específica real, ρ_s (kg/m ³)			
Biomassa	Média	Desvio padrão	Coeficiente de variação (%)
Bagaço natural	1504,80	39,20	2,60

Também foram determinadas as massas específicas reais dos diferentes diâmetros obtidos da análise granulométrica do bagaço de cana como mostra a Tabela 28.

Tabela 28 - Massas específicas reais dos diferentes diâmetros.

Massa específica real, ρ_s (kg/m³)			
Distribuição granulométrica (mm)	Média	Desvio padrão	Coeficiente de variação (%)
9,50	1388,90	27,10	1,92
4,75	1629,70	92,60	5,27
2,36	1465,50	20,00	1,38
1,18	1445,10	21,50	1,47
0,59	1542,10	12,20	0,80
0,30	1802,20	33,20	1,87
0,15	1950,50	48,90	2,52
<0,15	2220,10	48,50	2,22

A determinação da densidade a granel do bagaço foi realizada por métodos apresentados no capítulo anterior, resultando nos valor mostrado na Tabela 29.

Tabela 29 - Densidade a granel do bagaço natural.

Densidade a granel ρ_g (kg/m³)			
Biomassa	Média	Desvio padrão	Coeficiente de variação (%)
Bagaço natural	68,96	2,01	2,91

Também se decidiu fazer o cálculo da densidade a granel para os diferentes diâmetros de partículas do bagaço como apresenta a Tabela 30.

Tabela 30 - Densidade a granel de diferentes diâmetros do bagaço.

Densidade a granel ρ_g (kg/m ³)			
Distribuição granulométrica (mm)	Média	Desvio padrão	Coefficiente de variação (%)
9,50	45,93	3,50	7,61
4,75	60,73	1,48	2,43
2,36	62,00	0,10	0,15
1,18	62,34	0,03	0,05
0,59	72,10	2,39	3,31
0,30	95,40	0,76	0,80
0,15	107,49	0,60	0,56
<0,15	177,51	0,55	0,31

4.6 – RESULTADOS DA FLUIDIZAÇÃO

4.6.1 Determinação da porosidade das partículas

A porosidade é determinada pela equação (13) que utiliza os resultados obtidos da densidade a granel e massas específicas reais dos diferentes diâmetros granulométricos do bagaço. A Tabela 31 mostra os valores das porosidades obtidas.

Tabela 31 - Valores obtidos da porosidade.

Distribuição granulométrica (mm)	ε_{mf} (-)
Bagaço natural	0,954
9,5	0,967
4,75	0,963
2,36	0,958
1,18	0,957
0,59	0,953
0,30	0,947
0,15	0,945
<0,15	0,920

4.6.2 Resultados da velocidade mínima de fluidização para partículas homogêneas

Para o cálculo da velocidade mínima de fluidização foram definidas a densidade e a viscosidade do ar à temperatura ambiente como apresentadas na Tabela 32.

Tabela 32 - Parâmetros utilizados a temperatura ambiente.

Densidade do ar (kg/m^3)	Viscosidade do ar (Pa.s)
1,19	$1,84 \cdot 10^{-5}$

Conhecendo o valor da densidade e viscosidade do ar determinou-se a velocidade mínima de fluidização através da equação (21) apresentada por Kunii e Levenspiel (1991), que relaciona os parâmetros da esfericidade e porosidade, onde o resultado é mostrado na Tabela 33.

Tabela 33 - Velocidade de mínima fluidização teórica para o bagaço.

Biomassa	Velocidade mínima de fluidização (m/s)
Bagaço natural	0,39

Também foi calculada a velocidade mínima de fluidização para os diferentes diâmetros de partículas do bagaço utilizando as equações de Kunii e Levenspiel (1991), as quais são (19), (20) e (21) devido ao número de Reynolds obtido, sendo apresentados na Tabela 34.

Tabela 34 - Velocidade mínima de fluidização para diferentes distribuições.

Distribuição granulométrica (mm)	Velocidade mínima de fluidização (m/s)
9,5 (mm)	1,51
4,75 (mm)	1,26
2,36 (mm)	0,77
1,18 (mm)	0,34
0,59 (mm)	0,08
0,30 (mm)	0,01

Distribuição granulométrica (mm)	Velocidade mínima de fluidização (m/s)
0,15 (mm)	0,04
<0,15 (mm)	0,06

4.6.3 Resultados da velocidade mínima de fluidização por modelos experimentais

Realizou-se também o cálculo da velocidade mínima de fluidização utilizando as equações baseadas em dados experimentais da porosidade e esfericidade. Procurou-se utilizar as principais equações empíricas dos autores encontrados na literatura, sendo os resultados apresentados na Tabela 35, considerando o diâmetro médio do bagaço natural como sendo 0,7345 mm.

Tabela 35 - Velocidades teóricas de fluidização para o bagaço natural utilizando equações empíricas.

Autores	Velocidade mínima de fluidização (m/s)
Wen e Yu (1966)	0,039
Babu et al. (1978)	0,080
Lucas et al. (1986)	0,039
Tannous et al. (1993)	0,010
Barbosa et al. (1995)	0,045

Também foram calculadas as velocidades para os diferentes diâmetros de partículas do bagaço, as quais são apresentadas na Tabela 36.

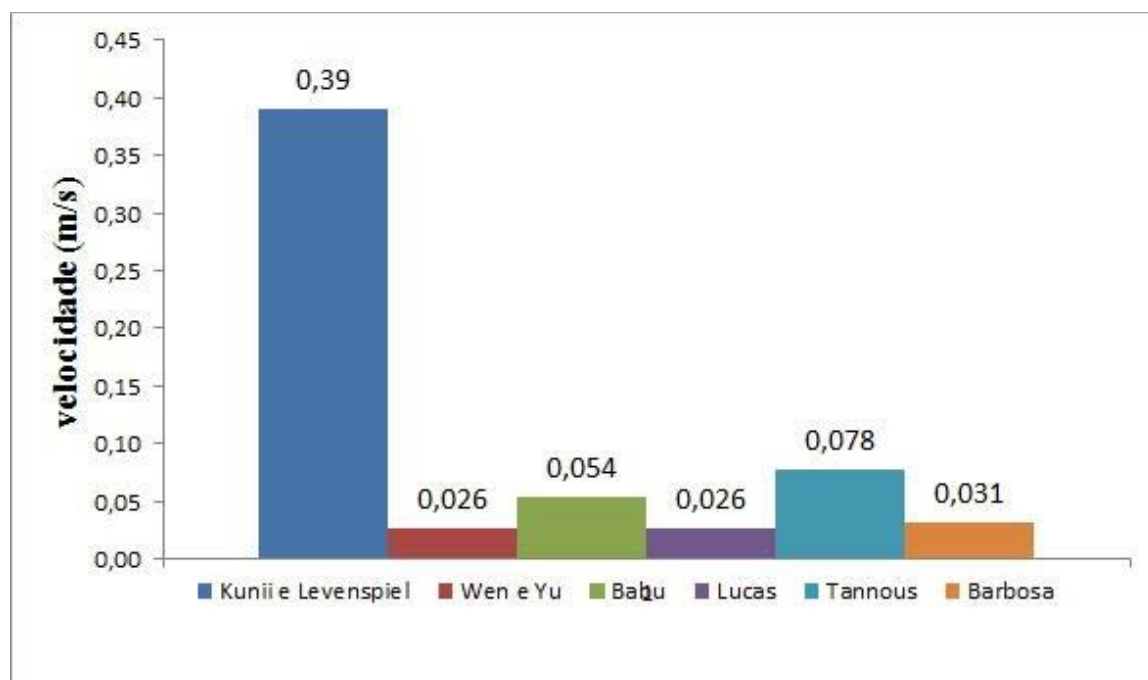
Tabela 36 - Velocidades teóricas de fluidização para os diferentes diâmetros de partículas utilizando equações empíricas.

distribuição granulométrica	Wen e Yu (1966)	Babu et al. (1978)	Lucas et al. (1986)	Tannous et al. (1993)	Barbosa et al. (1995)
9,5mm	0,620	0,809	0,583	0,725	1,782
4,75mm	0,417	0,573	0,395	0,433	0,671
2,36mm	0,188	0,300	0,182	0,217	0,198
1,18mm	0,062	0,119	0,061	0,116	0,064

distribuição granulométrica	Wen e Yu (1966)	Babu et al. (1978)	Lucas et al. (1986)	Tannous et al. (1993)	Barbosa et al. (1995)
0,59mm	0,017	0,037	0,017	0,065	0,022
0,30mm	0,005	0,011	0,005	0,039	0,009
0,15mm	0,001	0,003	0,001	0,022	0,003
<0,15mm	0,001	0,003	0,001	0,023	0,003

Com os resultados das velocidades teóricas do bagaço natural foi feito uma comparação de acordo com os autores citados, de onde se obteve o gráfico apresentado na Figura 33.

Figura 33 - Comparação das velocidades do bagaço natural.

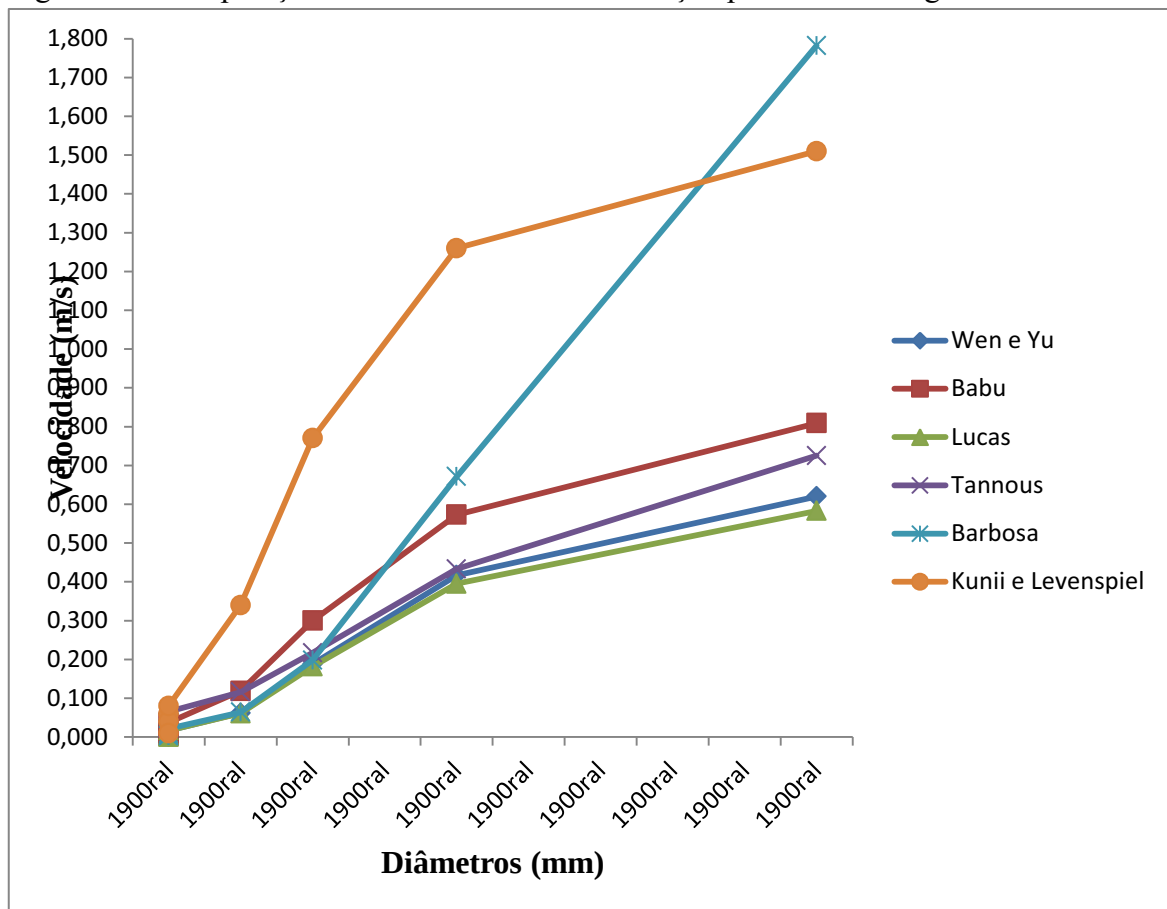


Fonte: Elaboração própria.

Nota-se que as velocidades teóricas obtidas para o bagaço natural apresentam valores diferentes em função da esfericidade e da porosidade definidos.

A Figura 34 apresenta uma comparação das velocidades teóricas obtidas conforme diversos autores e para diferentes diâmetros granulométricos do bagaço, considerando a porosidade e a esfericidade das partículas (Kunii e Levenspiel (1991)); também apresenta valores calculados para as velocidade utilizando algumas equações empíricas disponíveis na literatura.

Figura 34 - Comparação das velocidades de fluidização para diferentes granulometrias.



Fonte: Elaboração própria.

Observa-se na Figura 34 que as curvas das velocidades teóricas de fluidização têm um comportamento semelhante para partículas do bagaço com diâmetro até 0,59 mm, começando a variar significativamente a partir daí.

CAPÍTULO 5 - CONCLUSÕES

É possível concluir que o dispositivo (conjunto de peneiras e agitador) utilizado para separação granulométrica revelou-se eficaz, resultando em quantidades interessantes de massas retidas de bagaço de cana. O tempo adotado de 20 minutos também mostrou-se adequado, permitindo uma boa separação da amostra analisada. O diâmetro médio da partícula do bagaço da usina sucroalcooleira considerada foi de 0,7345 mm. O dispositivo de separação pode ser utilizado inclusive para outros tipos de biomassas.

A análise imediata do bagaço natural seguindo as normas utilizadas, alcançou resultados de acordo com valores encontrados na literatura. Os valores médios encontrados para teores de umidade, cinzas, materiais voláteis e carbono fixo são 8,71%, 3,46%, 83,98% e 12,56%, respectivamente. O estudo de granulométrica das partículas indicou que o teor de umidade diminui com a redução do tamanho das partículas de bagaço, em consequência do menor espaço de vazios existentes entre elas. O teor de cinzas indicado para as partículas com granulometria menor ou igual a 0,15 mm está acima do valor esperado, em razão do tamanho das amostras estarem fora da norma especificada (granulometria menor 0,210 mm) e por outros fatores externos. De modo geral, observou-se que o teor de cinzas aumenta com a diminuição do diâmetro das partículas de bagaço e que o teor de materiais voláteis não apresenta significativa variação em comparação as diferentes granulometrias consideradas para o bagaço.

A bomba calorimétrica utilizada para determinar o poder calorífico superior do bagaço permitiu obter valores dentro da faixa citadas na literatura, resultando um valor médio de 16,08 MJ/kg.

A determinação da esfericidade das partículas mostrou que seus valores variam de acordo com o diâmetro, e depende ainda da forma e do método de cálculo utilizado. Observou-se que houve uma divergência entre os valores das esfericidades em consequência das técnicas de determinação escolhidas. As partículas com granulometria de 1,18 mm, 0,59 mm e 0,30 mm apresentaram valores de esfericidades abaixo do esperado.

O valor encontrado para a massa específica real do bagaço natural situou-se próximo do valor encontrado na literatura. Constatou-se em geral através da distribuição granulométrica

que a massa específica real e a densidade a granel aumentam conforme diminuem o tamanho das partículas.

Calculou-se a velocidade teórica de mínima fluidização das partículas do bagaço de cana por métodos de diversos autores. Comparando os resultados, percebeu-se que as diferenças de velocidades do bagaço natural se devem aos valores adotados pelos autores para a esfericidade e porosidades. Para as distribuições granulométricas, verificou-se que as partículas pequenas apresentam velocidades baixas e próximas. Nota-se que a esfericidade e a porosidade começam a influenciar na velocidade teórica de fluidização para partículas de biomassa com granulometria acima de 0,59 milímetros.

Como sugestões para próximos trabalhos, têm-se:

1. Aprimorar o método da esfericidade das partículas e medi-las através do microscópio de varredura eletrônica;
2. Realização de experimentos para a determinação prática da velocidade mínima de fluidização da biomassa para comparação, para comparação com os valores obtidos das velocidades teóricas nesse trabalho;
3. Realizar a análise granulométrica utilizando alumina como material inerte, de modo a determinar as velocidades teóricas e experimentais para partículas heterogêneas de biomassa;
4. Entre outros.

REFERÊNCIAS

- ALARCÓN ET AL., G. **Caracterización del bagazo de la caña de azúcar parte i: características físicas**, 1–10, 2006.
- ANDRADE, R. V. **Gaseificação de biomassa: uma análise teórica e experimental**. universidade federal de itajubá, 2007.
- ANEEL. **Produção de energia elétrica a partir da biomassa**, 63–74, 2008.
- ANEEL. **Fontes Renováveis de Energia**, 1-20 2009.
- ARNAO, J. H. S.. **Caldeiras aquatubulares de bagaço – estudo do sistema de recuperação de energia**. Universidade Estadual de Campinas (unicamp), 2007.
- BASU, P. B. E.. **Experimental study on fluidization of biomass, inert particles, and biomass/sand**. University Of North Texas, 2011.
- BETANCUR, L. E. P. **Caracterización de propiedades fluidodinamicas de lechos fluidizados en frio con mezclas de carbon-biomasas usadas en procesos de co-gasificacion**. Universidad Pontificia Bolivariana, 2005.
- CARDOSO, B. M. **Uso da biomassa como alternativa energética**. Universidade Federal do Rio de Janeiro (UFRJ), 2012.
- CÉLIA, M., & VIEIRA, A. **Setor sucroalcooleiro brasileiro: Evolução e perspectivas**, 2006.
- CENBIO. **Comparação entre tecnologias de gaseificação de biomassa existentes no Brasil e no exterior e formação de recursos humanos na região norte, Estado da arte da gaseificação**, (2002).
- CONAB. **A geração termoeletrica com a queima do bagaço de cana-de-açúcar no Brasil**. conab, 2011.
- CONAB. **Acompanhamento da Safra Brasileira: Cana de açúcar**, 2014.

CUI, H, & GRACE, J. R. **Fluidization of biomass particles: a review of experimental multiphase flow aspects**. chemical engineering science, 2007.

FIOMARI, M. C. **Análise energética e exergetica de uma usina sucroalcooleira do oeste paulista com sistema de cogeração de energia em expansão**. Universidade Estadual Paulista (UNESP) campus de Ilha Solteira, 2004.

GÓMEZ E. O. **Projeto, construção e avaliação preliminar de um reator de leito fluidizado para a gaseificação de bagaço de cana de açúcar**. Universidade Estadual de Campinas, 1996.

INFINITE ENERGY. <Disponível em: <http://www.infiniteenergyindia.com/biomass-gasifiers.html>> Acessado em: 24 dez. 2014.

INNOCENTE, A. F. **Cogeração a partir da biomassa residual de cana-de-açúcar - estudo de caso**, 2011.

INVESTE SP CANA-DE-AÇÚCAR. <Disponível em <http://www.investe.sp.gov.br/setores-de-negocios/agronegocios/cana-de-acucar> 2012/>. Acesso em: 23 de Maio 2013.

KARMAKAR, M. K., HALDAR, S., & CHATTERJEE, P. K. **Studies on fluidization behaviour of sand and biomass mixtures**, 2013.

KUNII, D., & LEVENSPIEL, O. **Fluidization engineering**. (second edi., p. 479), 1991.

LENÇO P. C. (2010). **Caracterização do bagaço de cana-de-açúcar para geração de energia**. Universidade Estadual de Campinas, 2013.

LINDEMANN, C., & SCHMIDT, v. w. **Leito fluidizado**, 0–28, 2010.

LOURENÇO, J. B. **Estudo das características fluidodinâmicas de misturas da madeira de eucalipto e do caroço do fruto do tucumã com inerte visando aplicação em processos de termoconversão**, Universidade Estadual de Campinas (Unicamp), 2012.

MELO, B. A. **Avaliação computacional de um sistema de gaseificação em leito fluidizado utilizando o software csfb**. Universidade Federal de Itajubá, 2008.

MOURA, J. P. D. E. Estudo de casos das rotas tecnológicas para produção de biogás e da influência da composição química de dejetos de matrizes suínas na qualidade do biogás gerada por biodigestor, 2012.

NEBRA, S. A. Secagem pneumática de bagaço de cana. Universidade estadual de Campinas, 1985.

NETO, V. C. Análise de viabilidade da cogeração de energia elétrica em ciclo combinado com gaseificação de biomassa de cana-de-açúcar e gás natural, Universidade federal do Rio de Janeiro, 2001.

OLIVEIRA, T. J. P. Aspectos fluidodinâmicos de misturas binárias de resíduos de tabaco e areia em leito fluidizado. Universidade Estadual de Uberlândia, 2012.

PAUDEL, B., & FENG, Z.-G. Prediction of minimum fluidization velocity for binary mixtures of biomass and inert particles. Powder technology, 2013

PEREZ ET AL, J. M. Unidimensional heat transfer analysis of elephant grass and sugar cane bagasse slow pyrolysis in a fixed bed reactor. fuel processing technology, 2005.

RAO, T. R., & BHEEMARASETTI, J. V. R. (2001). Minimum fluidization velocities of mixtures of biomass and sands, 1-12, 2001.

REIN, P. (2007). Cane sugar engineering, 2007.

SALES, C. A. V. B. Avaliação técnico econômica da conversão da biomassa em eletricidade utilizando tecnologias de gaseificação. Universidade Federal de Itajubá, 2007.

SANTOS, S. M. Geração de eletricidade em comunidades isoladas na região amazônica com a utilização de gaseificadores de biomassa. Universidade de São Paulo (USP), 2006..

SILVA, J. B. Hidrodinâmica da fluidização de biomassa e inertes em leito fluidizado. Universidade Federal do Paraná, 2011.

SILVA, O. G. Produção de etanol com a utilização do bagaço de cana-de-açúcar. Faculdade de Tecnologia De Araçatuba, 2010.

VASCONCELOS, P. D. **Transporte pneumático fluidizado: estudos de casos aplicados à indústria do alumínio primário.** Universidade Federal do Pará, 2011.

VELÁZQUEZ, S. S. G. **Cogeração de energia no segmento de pepal e celulose.** Universidade de São Paulo (USP), 2000.

YANG, W. C. **Handbook of fluidization and fluid-particle systems.** (M. DEKKER, ED.) (P. 861), 2003.