

UNIVERSIDADE FEDERAL DE ITAJUBÁ
NÚCLEO DE EXCELÊNCIA EM GERAÇÃO TERMELÉTRICA E DISTRIBUÍDA
PROGRAMA DE PÓS-GRADUAÇÃO EM ENGENHARIA DE ENERGIA

HENRIQUE BORTONE NEVES

Projeto de um gaseificador de bancada de leito fluidizado borbulhante para biomassa

Itajubá
2019

HENRIQUE BORTONE NEVES

Projeto de um gaseificador de bancada de leito fluidizado borbulhante para biomassa

Dissertação submetida ao Programa de Pós-Graduação em Engenharia de Energia, da Universidade Federal de Itajubá, como parte dos requisitos para obtenção do título de **Mestre em Ciências em Engenharia de Energia**.

Área de Concentração: Sistemas Energéticos

Orientador: Prof. Dr. Electo Eduardo Silva Lora

Co-orientador: Prof. Dr. Rubenildo Vieira Andrade

Itajubá

2019

Dissertação de autoria de Henrique Bortone Neves, sob o título "**Projeto de um gaseificador de bancada de leito fluidizado borbulhante para biomassa**", apresentada ao Programa de Pós-Graduação em Engenharia de Energia, da Universidade Federal de Itajubá, para obtenção do título de Mestre em Ciências em Engenharia de Energia, na área de concentração Sistemas Energéticos, aprovada em 29 de maio de 2019 pela comissão julgadora constituída pelos

doutores:

Prof. Dr. Electo Eduardo Silva Lora

Universidade Federal de Itajubá

Orientador

Prof. Dr. Rubenildo Vieira Andrade

Universidade Federal de Itajubá

Coorientador

Prof. Dr. José Carlos Escobar Palacio

Universidade Federal de Itajubá

Convidado 1

Prof. Dr. Diego Maurício Yepes Maya

Universidade Federal de Itajubá

Convidado 2

Prof. Dr. Felipe Orlando Centeno González

Universidade Federal Rural de Pernambuco

Convidado 3

*Este trabalho é dedicado à minha família e à
Maria Teresa Viotti (in memoriam).*

Agradecimentos

Primeiramente à Deus pela saúde, força e discernimento.

À minha família, em especial à minha mãe pelo apoio incondicional.

Aos professores e orientadores Electo e Rubenildo pela amizade, paciência e ensinamentos; em especial ao Prof. Electo pela oportunidade de participação no projeto P&D Petrobras intitulado “Estudo Experimental da Gaseificação da Biomassa em Gaseificador de Bancada de Leito Fluidizado Borbulhante”, número 0050.0100714.16.9 – uma experiência enriquecedora.

Aos amigos e colegas que convivi ao longo desta jornada, em especial Régis e Aldemar por todo auxílio e companheirismo.

Por fim, não menos importante, à Petrobras pelo suporte financeiro, em especial aos engenheiros Marcelo Ricardo Queiroz e Rafaela Frota Reinaldo por toda atenção nas reuniões concebidas.

*“Há um grande desejo em mim de sempre
melhorar. Melhorar. É o que me faz feliz.”*

Ayrton Senna

Resumo

Este estudo apresenta uma metodologia de projeto de um gaseificador de leito fluidizado borbulhante e sua aplicação no projeto de um equipamento construído e instalado na Universidade Federal de Itajubá, utilizando-se como biomassa o bagaço da cana-de-açúcar e direcionado para a produção de biocombustível através do processo de Fisher-Tropsch. A metodologia é dividida em duas partes: a Análise Termodinâmica e a Análise Hidrodinâmica. Para a Análise Termodinâmica, foi utilizado o Modelo de Equilíbrio Termodinâmico, que é responsável pela a previsibilidade do processo de gaseificação; e na Análise Hidrodinâmica, são analisadas as condições de fluidização. Através da junção destas análises é possível obter a geometria adequada do reator. O primeiro parâmetro geométrico a ser obtido é o diâmetro do leito, e para a determinação da altura do reator, divide-se este elemento em duas regiões para análise: a região do leito e a região do *freeboard*. Na aplicação descrita, foi previsto para a operação: vazão mássica de bagaço de cana-de-açúcar de 10 kg/h (base seca), ER de 0,3 e S/B de 0,6. Com isso, foi obtido um gaseificador de 0,32 m de diâmetro e 0,36 m de altura com relação à região do leito; para a região do *freeboard*, foi introduzido uma região cônica que resultou em 0,27 m de altura e um ângulo de abertura de 5° , e para a região cilíndrica 0,36 m de diâmetro e 1,54 m de altura – o que resultou na altura total de 2,17 m.

Palavras-chave: biomassa; gaseificação; gaseificador de leito fluidizado borbulhante.

Abstract

This study presents a methodology for the design of a bubbling fluidized bed gasifier and its application in the design of an equipment built and installed at the Federal University of Itajubá, using as biomass the bagasse of sugarcane and directed to the production of biofuel via the Fisher-Tropsch process. The methodology is divided into two parts: the Thermodynamic Analysis and the Hydrodynamic Analysis. For Thermodynamic Analysis, the Thermodynamic Equilibrium Model that is responsible for the predictability of the gasification process was used. In the Hydrodynamic Analysis, the fluidization conditions are analyzed. By combining these analyses, it is possible to obtain the proper geometry of the reactor. The first geometric parameter to be obtained is the diameter of the bed. In order to determine the height of the reactor, this element is divided into two regions for analysis: the bed region and the freeboard region. In the described application, the following was foreseen for the operation: mass flow rate of sugarcane bagasse of 10 kg/h (dry basis), ER of 0.3 and S/B of 0.6. With this, a gasifier of 0.32 m in diameter and 0,36 m in height with respect to the bed region was obtained; for the freeboard region, a conical region was introduced that resulted in 0.27 m height and an opening angle of 5 °, and for the cylindrical region 0.36 m in diameter and 1,54 m in height - which resulted in a total height of 2.17 m.

Keywords: biomass; gasification; bubbling fluidized bed gasifier.

Lista de figuras

Figura 1 – Diferença e aplicações do gás pobre e do gás de síntese	28
Figura 2 – Gaseificador tipo contracorrente	34
Figura 3 – Gaseificadores do tipo cocorrente	35
Figura 4 – Gaseificador tipo fluxo cruzado	36
Figura 5 – Gaseificador do tipo leito fluidizado a) circulante e b) borbulhante	38
Figura 6 – Gaseificador do tipo leito arrastado	39
Figura 7 – ΔP e altura do leito em função da velocidade superficial	49
Figura 8 – Tipos de regime de fluidização	49
Figura 9 – Figura ilustrativa com relação a medição de ΔP	61
Figura 10 – Comportamento típico da perda de carga <i>versus</i> velocidade superficial.....	62
Figura 11 – Diferença no comportamento típico da curva $\Delta P \times Us$	62
Figura 12 – Coeficiente de arrasto <i>versus</i> Re para partículas esféricas	67
Figura 13 – Dimensões da bolha devido às diferentes técnicas de medição.....	69
Figura 14 – (a) Representação do efeito esteira; (b) Fração do vol. do efeito esteira $\times dp$	73
Figura 15 – Fluxograma para cálculo do leito expandido	75
Figura 16 – Regiões do gaseificador	76
Figura 17 – Composição do gás, eficiência e PCI <i>versus</i> conteúdo de umidade na biomassa.....	80
Figura 18 – Classificação segundo Geldart (1973) e Dixon (1981)	82
Figura 19 – Fator de Permeabilidade.....	83
Figura 20 – (a) Concentração de gases e (b) relação CO/CO ₂ em função da temperatura	84
Figura 21 – Perfil típico de temperatura ao longo da altura de um GLFB	85
Figura 22 – (a) Produtividade de H ₂ (ER 0,29 e 0,34) e (b) inserindo S/B de 0,5 em função da temperatura.....	86
Figura 23 – Influência da temperatura no PCI, produção de alcatrão e conversão do <i>char</i>	86
Figura 24 – Influência da temperatura na produção de diferentes componentes do alcatrão	87
Figura 25 – Relação da produção de alcatrão em função da temperatura de diferentes regiões do gaseificador ..	88
Figura 26 – Influência da temperatura na produção do alcatrão	89
Figura 27 – Influência da temperatura em U_{mf} e U_t	90
Figura 28 – Influência da pressão em U_{mf} e U_t	91
Figura 29 – Resultado da modelagem em CFD em função da variação de S/B	94
Figura 30 – Resultado da modelagem em CFD considerando diferentes temperaturas do vapor.....	94
Figura 31 – Teor de H ₂ em função da relação S/B	95
Figura 32 – Teor de alcatrão em função da relação S/B	95
Figura 33 – Relação linear entre ER e temperatura	96
Figura 34 – Eficiência a frio em função do ER para a mesma biomassa com diferentes teores de umidade	97
Figura 35 – Composição do gás em função do ER.....	98
Figura 36 – Influência do ER na produção de alcatrão.....	98
Figura 37 – Fluxograma das etapas de projeto do GLFB	100
Figura 38 – Fluxograma do cálculo iterativo de U_t	108

Figura 39 – Região cônica do gaseificador.....	113
Figura 40 – Desenho do GLFB projetado.....	115
Figura 41 – GLFB construído (sem isolamento térmico).....	116
Figura 42 – Especificação dos parâmetros do ciclone	117
Figura 43 – Eficiência do ciclone para diferentes diâmetros de partículas.....	121
Figura 44 – Ilustração da placa de distribuição projetada e o posicionamento dos bicos injetores	127
Figura 45 – Geometria do bico injetor.....	127
Figura 46 – Placa de distribuição de bicos injetores construída	128

Lista de tabelas

Tabela 1 – Composição típica do alcatrão contido no gás a partir da biomassa	29
Tabela 2 – Relação contaminantes, problemas causados e técnicas de remoção.....	30
Tabela 3 – Sistemas de filtragem e respectivas eficiências de remoção de materiais particulados	30
Tabela 4 – Principais reações no processo de gaseificação da biomassa.....	32
Tabela 5 – Critérios de classificação de gaseificadores.....	33
Tabela 6 – Limites permissíveis de contaminantes presentes no gás de síntese para o processo FT.....	40
Tabela 7 – Características gerais do processo de FT e especificações requeridas com relação a composição do gás de síntese.....	40
Tabela 8 – Geometria e dados operacionais de estudos envolvendo GLFB de bancada	45
Tabela 9 – Temperatura do início da aglomeração do leito durante a gaseificação e combustão de diferentes biomassas	51
Tabela 10 – Composição elementar e composição das cinzas de diferentes biomassas	52
Tabela 11 – Valores das constantes $K1$ e $K2$ em diferentes estudos	60
Tabela 12 – Diferentes formas de cálculo de U_{mf}	60
Tabela 13 – Recomendações empíricas sobre o coeficiente de arrasto (com $w = \log_{10} Re$).....	66
Tabela 14 – Equações para o diâmetro inicial da bolha	70
Tabela 15 – Equações para cálculo do diâmetro e velocidade da bolha	71
Tabela 16 – Diferentes modos de cálculo de TDH.....	78
Tabela 17 – Conteúdo de celulose, hemicelulose, lignina e outros para o bagaço de cana-de-açúcar	79
Tabela 18 – Composição elementar do bagaço de cana-de-açúcar.....	79
Tabela 19 – Composição Imediata do bagaço de cana-de-açúcar	79
Tabela 20 – Produção de contaminantes em função da temperatura	89
Tabela 21 – Indicadores de desempenho de diferentes gaseificadores.....	91
Tabela 22 – Outras características do gás produzido por diferentes gaseificadores e agentes de gaseificação	92
Tabela 23 – Desempenho de um GLFB com diferentes agentes de gaseificação.....	92
Tabela 24 – Comparativo entre dois estudos experimentais de gaseificação	93
Tabela 25 – Produção de contaminantes em função do ER.....	98
Tabela 26 – Composição elementar e teor de cinzas do bagaço de cana-de-açúcar utilizada no projeto	102
Tabela 27 – Variáveis de saída fornecidas pelo modelo termodinâmico de equilíbrio.....	103
Tabela 28 – Propriedades e características da areia utilizada para o material do leito	104
Tabela 29 – Resultados para a porosidade do leito na condição de mínima fluidização	105
Tabela 30 – Resultados para a velocidade mínima de fluidização	105
Tabela 31 – Resultados para a velocidade terminal.....	108
Tabela 32 – Parâmetros para o cálculo do processo iterativo	110
Tabela 33 – Resultados para o leito expandido	111
Tabela 34 – Resultados para o TDH.....	112
Tabela 35 – Resultados da altura para as regiões do <i>freeboard</i>	113
Tabela 36 – Tabela resumo da condição nominal de operação e dimensões do GLFB.....	114

Tabela 37 – Símbolos e descrições dos parâmetros geométricos do ciclone	117
Tabela 38 – Tipos de ciclones mais comuns e relações de parâmetros	118
Tabela 39 – Dimensões do ciclone	118
Tabela 40 – Parâmetro ΔH para os ciclones padronizados	120
Tabela 41 – Parâmetros e resultados para cálculo da perda de carga e potência do exaustor	121
Tabela 42 – Resultados para a placa de distribuição	126

Lista de siglas e abreviaturas

ABNT	Associação Brasileira de Normas Técnicas
AE	Alta Eficiência
ANN	<i>Artificial Neural Network</i>
ASTM	<i>American Society for Testing and Materials</i>
AV	Alta Vazão
BTL-FT	<i>Biomass-to-Liquid with a Fisher-Tropsch process</i>
CFD	<i>Computational Fluid Dynamics</i>
CGS	Centímetro, grama, segundo
COV	Compostos Orgânicos Voláteis
DIN	<i>Deutsches Institut für Normung</i>
DTA/TGA	Análise Térmica Diferencial combinada com termogravimetria
ECT	<i>Electrical Capacitance Tomography</i>
ER	Razão de Equivalência
ESP	Precipitador Eletrostático
FCC	<i>Fluid Catalytic Cracking</i>
FT	Fischer-Tropsch
GLF	Gaseificador de Leito Fluidizado
GLFB	Gaseificador de Leito Fluidizado Borbulhante
GLFC	Gaseificador de Leito Fluidizado Circulante
GNS	Gás Natural Sintético
HAP	Hidrocarbonetos Aromáticos Policíclicos
iNDC	<i>Intended Nationally Determined Contributions</i>
IPT	Instituto de Pesquisas Tecnológicas
LDV	<i>Laser Doppler Velocimetry</i>
LFB	Leito Fluidizado Borbulhante
LFC	Leito Fluidizado Circulante
LFD	Leito Fluidizado Duplo
NBR	Norma Técnica Brasileira
OP	Percentual de oxigênio
PCI	Poder Calorífico Inferior

PCS	Poder Calorífico Superior
PEPT	<i>Positron Emission Particle Tracking</i>
PG	Propósitos Gerais
PM _{2,5}	Particulados menores que 2,5 µm
S/B	Razão Vapor/Biomassa
TDH	<i>Transport Disengaging Height</i>
TDH _C	<i>Transport Disengaging Height</i> (zona de estouro das bolhas)
TDH _F	<i>Transport Disengaging Height</i> (zona acima do TDH _C)
TMA	Análise Termomecânica

Lista de símbolos

H ₂	Molécula de Hidrogênio
CO	Monóxido de Carbono
CO ₂	Dióxido de Carbono
CH ₄	Metano
C _x H _y	Hidrocarboneto Genérico
N ₂	Molécula de Nitrogênio
H ₂ O	Água
C ₂ H ₄	Etileno
C ₂ H ₆	Etano
C ₃ H ₆	Propeno
NH ₃	Amônia
HCN	Cianeto de Hidrogênio
H ₂ S	Ácido Sulfídrico
CS ₂	Dissulfeto de Carbono
HCl	Ácido Clorídrico
Cl	Átomo de Cloro
Na	Átomo de Sódio
K	Átomo de Potássio
SO ₂	Dióxido de Enxofre
C ₆ H ₆	Benzeno
NO _x	Óxido de Nitrogênio Genérico
SO _x	Óxido de Enxofre Genérico
C	Átomo de Carbono
O ₂	Molécula de Oxigênio
S	Átomo de Enxofre
MJ	Megajoule
kmol	Quilomol
Nm ³	Normal metro cúbico
MPa	Megapascal

MW _t	Megawatt térmico
m/s	Metro por segundo
mg	Miligrama
ppmv	Partes por milhão considerando o volume
vol.	Volume
kg	Quilograma
m	Metro
cm	Centímetro
m ³	Metro cúbico
cm/s	Centímetro por segundo
cm ²	Centímetro quadrado
m ²	Metro quadrado
N	Newton
kg/m ³	Quilograma por metro cúbico
m ³ /s	Metro cúbico por segundo
Pa.s	Pascal vezes segundo
Pa	Pascal
P	Fósforo
kJ	Quilojoule
mm	Milímetro
g/cm ³	Gramma por centímetro cúbico
mg/Nm ³	Miligrama por normal metro cúbico
g/Nm ³	Gramma por normal metro cúbico
kg/h	Quilograma por hora
Nm ³ /s	Normal metro cúbico por segundo
kW _t	Quilowatt térmico
atm	Atmosfera
k_r	Constante da taxa de reação
A	Termo pré-exponencial
E_a	Energia de ativação
R	Constante universal dos gases
T	Temperatura
Q_L	Vazão volumétrica total no leito

Q_e	Vazão volumétrica do ag. de gaseificação na fase densa (emulsão)
Q_b	Vazão volumétrica do ag. de gaseificação na fase de bolhas
A_b	Área do leito
U_{mf}	Velocidade mínima de fluidização
U_s	Velocidade superficial do gás
°C	Grau Celsius
wt%	Porcentagem de massa
SiO ₂	Dióxido de Silício (sílica)
Al ₂ O ₃	Óxido de Alumínio (Alumina)
Fe ₂ O ₃	Óxido de Ferro
MgO	Óxido de Magnésio
CaO	Óxido de Cálcio
K ₂ O	Óxido de Potássio
MnO ₂	Dióxido de Manganês
TiO ₂	Dióxido de Titânio
Na ₂ O	Óxido de Sódio
P ₂ O ₅	Pentóxido de Difósforo
ΔP	Perda de carga ou queda de pressão no leito
L	Altura do leito
ε	Porosidade do leito ou fração vazia
μ_g	Viscosidade absoluta ou dinâmica do fluido
D_{ef}	Diâmetro efetivo da partícula do leito
U_m	Velocidade superficial do fluido na pressão média
G	Taxa de vazão mássica do fluido
U_s	Velocidade superficial do fluido (coluna vazia da seção transversal)
ρ_g	Massa específica do fluido
S_v	Superfície específica
S_t	Área da superfície geométrica total da partícula do leito
d_s	Diâmetro da esfera com mesmo volume da partícula
V_p	Volume da partícula
ϕ	Esfericidade da partícula
d_{pa}	Diâmetro da partícula do leito
x_i	Fração de massa das amostras coletadas entre duas peneiras

d_i	Média aritmética da abertura de duas peneiras adjacentes
d_p	Diâmetro médio das partículas do leito
ρ_p	Massa específica das partículas do leito
ε_{mf}	Porosidade na condição de mínima fluidização
Re_{mf}	Número de Reynolds na condição de mínima fluidização
F_g	Força gravitacional líquida
F_d	Força de arraste do fluido
ΔP_d	Queda de pressão devido à força de arraste do fluido
g	Aceleração da gravidade
Ar	Número de Arquimedes
Ga	Número de Galileo
Re	Número de Reynolds
D_b	Diâmetro da região do leito
U_t	Velocidade terminal
F_c	Força do campo gravitacional
a_c	Aceleração do campo gravitacional
m_p	Massa da partícula
F_e	Força de empuxo
ρ_f	Massa específica do fluido
F_{fluido}	Força de resistência de um fluido
F_a	Força de arrasto
A_c	Área característica (projetada) da partícula
C_d	Coefficiente de arrasto
v_r	Velocidade relativa da partícula
F_r	Força resultante
d_f	Diâmetro frontal ou diâmetro equivalente da seção transversal da bolha
y	Comprimento vertical ou comprimento perfurado da bolha
d_{v1}	Comprimento vertical da bolha
θ_w	Ângulo do efeito esteira
d_{b0}	Diâmetro inicial da bolha
n	Número de orifícios da placa
d_{bm}	Diâmetro máximo da bolha devido a total coalescência das bolhas

d_v	Diâmetro do volume equivalente médio da bolha
u_b	Velocidade de subida da bolha (na presença de mais bolhas)
u_{br}	Velocidade de subida de uma única bolha
V_w	Volume do efeito esteira
f_w	Fração do efeito esteira
W	Massa do material do leito
δ	Fração do volume do leito ocupado por bolhas
H	Altura do leito expandido
H_{mf}	Altura do leito na condição de mínima fluidização
H	Átomo de hidrogênio
O	Átomo de oxigênio
N	Átomo de nitrogênio
Cl	Átomo de cloro
P	Átomo de fósforo
η	Eficiência
T_{op}	Temperatura de operação
P_{op}	Pressão de operação
P_t	Potência térmica
\bar{h}_{comb}	Entalpia de formação da biomassa
M_{bio}	Massa molecular da biomassa
\bar{h}_f^0	Entalpia de formação do elemento x
x, y, z, w, v	Número de átomos dos elementos da biomassa
α	Conteúdo molar da umidade da biomassa
γ	Conteúdo molar do vapor d'água
δ	Conteúdo molar do nitrogênio
β	Conteúdo molar do ar
$a_1...a_7$	Coefficientes estequiométricos dos produtos da reação de gaseificação
MC	Percentual de umidade da biomassa em base úmida
M_{H_2O}	Massa molecular da água
A/C	Relação ar/combustível real
A/C_{est}	Relação ar/combustível estequiométrica
c_p	Calor específico a pressão constante

h	Entalpia
s	Entropia
\bar{g}	Função de Gibbs
k_1 e k_2	Constantes de equilíbrio
N	Número de mols
\dot{m}	Vazão mássica de biomassa
X_i	Fração molar do elemento i
M	Peso molecular
Q_{op}	Vazão volumétrica de projeto na condição de operação
P_N	Pressão na condição normal em atm
T_N	Temperatura na condição normal em Kelvin
K	Grau Kelvin
Q_N	Vazão volumétrica média na condição normal
Re_t	Número de Reynolds na condição da velocidade terminal
fb	Altura do <i>freeboard</i>
Y	Ângulo da seção cônica
r	Raio da seção transversal da região do leito
R	Raio da seção transversal da região cilíndrica
H_{CO}	Altura da região cônica
D_c	Diâmetro principal do ciclone
a	Altura do bocal de entrada do ciclone
b	Largura do bocal de entrada do ciclone
v_{in}	Velocidade de entrada do gás no ciclone
Q	Vazão volumétrica do gás na entrada do ciclone
ΔP_L	Perda de carga no ciclone
ΔH	Parâmetro adimensional que depende do modelo do ciclone
P_{ex}	Potência do exaustor
N_v	Número de voltas do gás no interior do ciclone
E	Comprimento da entrada do gás no ciclone
d_c	Diâmetro de corte do ciclone
ΔP_b	Perda de carga no leito
d_{or}	Diâmetro do orifício do bico injetor
D_e	Diâmetro equivalente do leito

ΔP_D	Queda mínima de pressão no distribuidor para distribuição uniforme
d_i	Diâmetro de entrada do bico injetor
t_w	Espessura da parede do bico injetor
t	Espessura da placa de distribuição
C_{des}	Coefficiente de descarga
u_{or}	Velocidade do gás através do orifício do bico injetor
N_{or}	Número de orifícios por m ² da placa de distribuição
N_z	Número de bicos injetores por unidade de área do leito
N_T	Número total de bicos injetores
h	Altura dos bicos injetores
H_w	Altura entre a entrada de gás no <i>plenum</i> e a placa de distribuição
D_{noz}	Diâmetro da tubulação de entrada do gás

Sumário

1	Capítulo 1 – Introdução	24
1.1	Considerações Iniciais e Justificativa.....	24
1.2	Objetivos	26
1.2.1	Objetivo Geral	26
1.2.2	Objetivos específicos	26
1.3	Método de pesquisa.....	26
1.4	Estrutura do documento	27
2	Capítulo 2 – Revisão Bibliográfica	28
2.1	Processo de gaseificação da biomassa – uma visão geral	28
2.1.1	Principais tipos de reatores	33
2.1.2	Requisitos do processo de Fischer-Tropsch com relação ao gás de síntese	39
2.1.3	Modelos matemáticos	40
2.2	Gaseificadores de leito fluidizado borbulhante (GLFB).....	44
2.2.1	Parâmetros geométricos, construtivos e operacionais de diferentes estudos de GLFB	44
2.2.2	GLFB – Uma visão Geral.....	48
2.3	Parâmetros de operação e dimensionamento de um GLFB	53
2.3.1	Velocidade mínima de fluidização	53
2.3.2	Velocidade superficial e diâmetro do Leito.....	62
2.3.3	Velocidade terminal.....	63
2.3.4	Análise da presença de bolhas no leito fluidizado.....	69
2.3.5	Cálculo da expansão do leito	74
2.3.6	Freeboard.....	76
2.4	Efeito das condições de operação no processo de gaseificação da biomassa	78
2.4.1	Biomassa e conteúdo de umidade.....	78
2.4.2	Tamanho e massa específica da partícula de biomassa	80
2.4.3	Material do leito	81
2.4.4	Temperatura.....	83
2.4.5	Pressão	90
2.4.6	Tipo do reator e agente de gaseificação.....	91
2.4.7	Razão vapor/biomassa (S/B)	93

2.4.8	Razão de equivalência (ER)	95
3	Capítulo 3 – Projeto do Gaseificador de Leito Fluidizado Borbulhante	99
3.1	Definições iniciais de projeto	100
3.2	Composição da biomassa	102
3.3	Modelo matemático utilizado e seus resultados	102
3.4	Material do leito	103
3.5	Agente de gaseificação	104
3.6	Porosidade do leito na condição de mínima fluidização	105
3.7	Velocidade mínima de fluidização	105
3.8	Cálculo do diâmetro do leito e velocidade superficial	106
3.9	Velocidade terminal (U_t)	107
3.10	Cálculo do diâmetro e velocidade das bolhas presentes no leito fluidizado	109
3.11	Expansão do leito	111
3.12	Freeboard	112
3.13	Desenho e resumo dos resultados do projeto do GLFB	114
3.14	Separador de partículas sólidas – Ciclone	116
3.14.1	Perda de carga no ciclone	119
3.14.2	Potência do exaustor	120
3.14.3	Eficiência do ciclone	120
3.14.4	Resultados: perda de carga no ciclone e potência do exaustor	121
3.15	Placa de Distribuição	122
3.15.1	Resumo dos resultados e desenhos para as dimensões da placa de distribuição	126
3.16	Windbox (Plenum)	128
4	Considerações Finais	130
4.1	Conclusões	130
4.2	Recomendações para Trabalhos Futuros	131
	Referências	132
	APÊNDICE A – Rotinas Matlab	145
	APÊNDICE B – Fluxograma do Modelo de Equilíbrio Termodinâmico	151

1 Capítulo 1 – Introdução

1.1 Considerações Iniciais e Justificativa

Atualmente, a maioria dos países possuem políticas ambientais que sinalizam para a substituição parcial dos combustíveis fósseis por renováveis. A finalidade é atender a crescente demanda de energia e alcançar um desenvolvimento econômico e social de forma mais sustentável no futuro.

Um marco do alinhamento de vários países na questão da sustentabilidade é o Acordo de Paris, através do qual os países membros se comprometem a reduzir emissões de gases de efeito estufa, entre outras questões. No Brasil, este acordo foi ratificado em setembro de 2016 após aprovação no Congresso Nacional (MINISTÉRIO DO MEIO AMBIENTE, 2019).

Desta maneira, as metas brasileiras das chamadas Pretendidas Contribuições Nacionalmente Determinadas (iNDC, da sigla em inglês) deixaram de ser pretendidas e tornaram-se compromissos oficiais. Dentre as metas brasileiras, estão: reduzir as emissões de gases de efeito estufa em 37% abaixo dos níveis de 2005 até 2025, e, após este ano, obter 47% abaixo dos níveis de 2005 até 2030; e aumentar a participação de biocombustíveis sustentáveis na matriz energética brasileira (GOVERNO DA REPÚBLICA FEDERATIVA DO BRASIL, 2016).

Segundo o Sistema de Estimativas de Emissões e Remoções de Gases de Efeito Estufa (SEEG), do total de emissões de CO₂ equivalente no ano de 2017 no Brasil por atividade econômica, o setor de transporte é o segundo maior responsável pelas emissões de gases de efeito estufa – quando comparado com os demais setores: Agropecuária; Produção de Combustíveis e Geração de Energia; Comercial, Residencial e Setor Público; e Indústria (SEEG, 2019).

Analisando o mercado de combustíveis no Brasil, com relação às vendas internas, mesmo o país possuindo uma parcela significativa de etanol produzido a partir da cana-de-açúcar, uma fonte renovável, este mercado ainda é dominado pela comercialização dos combustíveis produzidos a partir de fonte não renovável – o diesel e a gasolina (ANP, 2017).

Logo, é estratégico para o país analisar formas de obter diesel e gasolina a partir de fontes renováveis, atacando assim as duas principais metas brasileiras na iNDC – tanto a redução de emissões quanto o aumento de biocombustíveis na matriz energética.

Para a produção dos combustíveis anteriormente mencionados, necessita-se de uma fonte de carbono, onde segundo Cherubini (2010), a única alternativa dentre as fontes renováveis que pode ser utilizada é a biomassa.

Uma tecnologia para a produção de biocombustíveis a partir da biomassa é o processo de Fischer-Tropsch (FT), que converte gás de síntese (basicamente H_2 e CO) em uma mistura complexa de hidrocarbonetos e compostos oxigenados. O principal atrativo deste processo é a alta qualidade do combustível, uma vez que possuem baixos teores de produtos aromáticos e enxofre quando comparados aos produtos derivados do petróleo (MARQUES, 2018).

Como a utilização do processo de FT requer o gás de síntese, uma unidade de gaseificação da biomassa é necessária. No geral, esta rota termoquímica de aproveitamento energético possui como uma das principais características a flexibilidade de uso do gás gerado, uma vez que através deste produto pode-se obter diesel, gasolina, nafta, entre outros. O produto final dependerá do processo a ser aplicado após a unidade de gaseificação.

Dentre os diversos tipos de reatores que podem ser utilizados na gaseificação, os de leito fluidizado apresentam as seguintes vantagens: possuir uma região praticamente isotérmica onde ocorrem a maioria das reações, alta eficiência a frio e alta taxa de transferência de massa e energia.

Quando a operação do reator de leito fluidizado se dá através de velocidades relativamente baixas do agente de gaseificação, que é o caso dos equipamentos de pequeno porte, os gaseificadores de leito fluidizado borbulhante (GLFB) são mais adequados, uma vez que não haverá transporte de partículas para fora do reator que precisem ser reinseridas. Porém, são escassas as metodologias de projeto para este equipamento.

Assim, no contexto deste problema está inserido este trabalho, o qual visa contribuir para desenvolver uma metodologia de projeto de um GLFB, de forma que o equipamento atenda determinados pré-requisitos de projeto e sua geometria não comprometa a eficiência do processo.

O equipamento projetado neste estudo será para testes em laboratório, ou seja, um equipamento de escala reduzida que permitirá a realização de experimentos com maior controle das variáveis e menor demanda de recursos humanos.

Para a definição da biomassa a ser utilizada na etapa de projeto, o bagaço de cana-de-açúcar apresenta-se como uma alternativa razoável, devido à magnitude do setor sucroalcooleiro do Brasil. O país é o maior produtor de cana-de-açúcar do mundo, seguido da Índia e depois China (FAO, 2018).

Em síntese, após o contexto descrito anteriormente, este estudo visa realizar a análise da viabilidade técnica do primeiro estágio de uma unidade BTL-FT (*Biomass-to-Liquid with a Fisher-Tropsch process*), através da metodologia de projeto desenvolvida e aplicada em um caso real de um GLFB construído e instalado na Universidade Federal de Itajubá – utilizando-se o bagaço de cana-de-açúcar como biomassa.

1.2 Objetivos

1.2.1 Objetivo Geral

Desenvolver uma metodologia de projeto de um gaseificador de leito fluidizado borbulhante, através de modelos termodinâmicos e hidrodinâmicos, e aplicar esta metodologia no projeto de um equipamento de pequeno porte direcionado à produção de biocombustível através do processo de Fischer-Tropsch, utilizando-se o bagaço de cana-de-açúcar como biomassa.

1.2.2 Objetivos específicos

- Obter uma visão holística do processo de gaseificação da biomassa, com maior ênfase em gaseificadores de leito fluidizado borbulhante.
- Identificar as condições adequadas do gás de síntese para utilização no processo de Fischer-Tropsch, com a finalidade de analisar as possíveis soluções para adequar ao máximo o gás na etapa de projeto do gaseificador.
- Determinar e analisar os parâmetros necessários para o projeto do gaseificador, incluindo a placa de distribuição e o ciclone.

1.3 Método de pesquisa

O procedimento técnico adotado para a investigação do desenvolvimento da metodologia de projeto de um gaseificador de leito fluidizado borbulhante foi basicamente a pesquisa bibliográfica.

Assim, foram obtidos através de referências teóricas analisadas e publicadas (como artigos científicos, livros, relatórios de agências de pesquisa, entre outros) a contextualização

do tipo de equipamento em questão frente a diferentes tipos de gaseificadores, princípio de funcionamento, análise do processo de gaseificação e fluidização, para enfim elaborar uma metodologia que permita projetar de forma coerente o equipamento base deste estudo.

Outra característica desta pesquisa, com relação aos métodos, é a de que esta investigação possuiu tanto o caráter qualitativo quanto quantitativo. O caráter qualitativo está presente quando se define os parâmetros envolvidos e suas influências; já o caráter quantitativo, fica caracterizado nos cálculos realizados.

Por fim, com relação a sua natureza e objetivo, esta pesquisa pode ser classificada como aplicada e de caráter exploratório, respectivamente. Isto devido ao resultado deste trabalho possuir aplicação prática.

1.4 Estrutura do documento

O capítulo 1 apresenta uma visão geral sobre este trabalho, incluindo uma contextualização sobre o tema, justificativa, objetivos e metodologia.

O capítulo 2 é formado por uma revisão bibliográfica dividida basicamente em duas partes. A primeira aborda o processo de gaseificação, os tipos de reatores mais comuns, modelos matemáticos para a representação do processo de gaseificação e um item exclusivo com características gerais do reator a ser projetado – o GLFB. A segunda parte inclui definições e modelos matemáticos para cálculos de parâmetros específicos do projeto e operação do GLFB; e também apresenta a influência das condições operacionais nos parâmetros relacionados à gaseificação e hidrodinâmica do leito.

Por fim, no capítulo 3 é descrito o projeto do gaseificador de leito fluidizado borbulhante.

2 Capítulo 2 – Revisão Bibliográfica

2.1 Processo de gaseificação da biomassa – uma visão geral

O processo de gaseificação da biomassa é definido como a conversão termoquímica deste elemento em uma mistura de gases combustíveis e não combustíveis abaixo da condição estequiométrica da combustão, com relação ao agente oxidante. Dependendo da composição, o gás produzido pode ser denominado ou como gás pobre ou gás de síntese.

Segundo Sadaka (2017) e Boerrigter e Rauch (2006), gás pobre é uma mistura de gases produzido pelo processo de gaseificação de biomassa em baixas temperaturas (770-1.000 °C) e composto de H₂, CO, CO₂, CH₄, C_xH_y, N₂, H₂O, benzeno, tolueno, alcatrão.

Já o gás de síntese, conforme Boerrigter e Rauch (2006), é produzido pelo processo de gaseificação em alta temperatura (1.200-1.400 °C) e resulta nos produtos H₂, CO, CO₂ e H₂O. A Figura 1 ilustra esta diferença e sinaliza algumas aplicações para os diferentes gases.

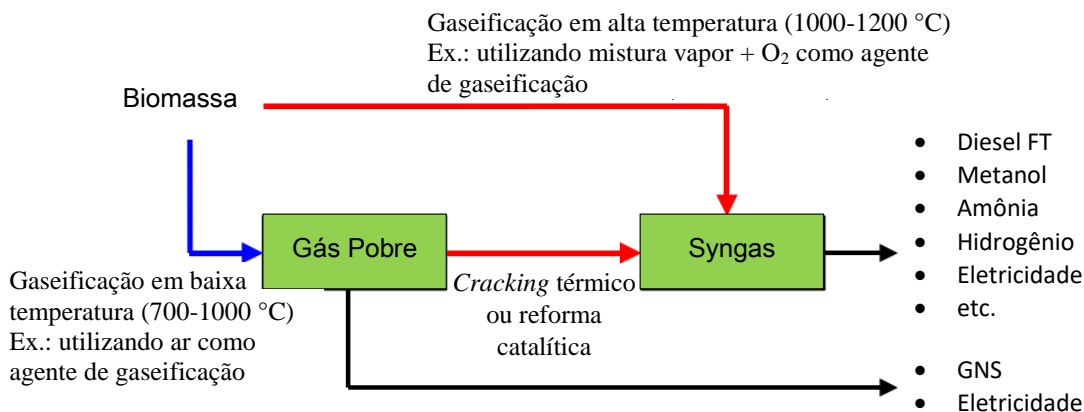


Figura 1 – Diferença e aplicações do gás pobre e do gás de síntese. **Fonte:** Adaptado de Boerrigter e Rauch (2006)

Na literatura, podem ser encontradas variações na nomenclatura, como o termo *syngas* sendo o gás oriundo de combustíveis fósseis (como gás natural e carvão, por exemplo) e *biosyngas* o gás derivado da biomassa; porém, neste trabalho não foi adotado esta distinção uma vez que o *biosyngas* possui composição similar ao *syngas* e pode substituí-lo em todas as suas aplicações, segundo Boerrigter e Rauch (2006).

O processo de gaseificação acontece em quatro etapas: secagem, pirólise, oxidação e redução. Dependendo da organização do processo de gaseificação (movimento relativo da biomassa e do agente oxidante), estas etapas transcorrem em diferentes regiões do gaseificador

ou em todo o seu volume de maneira simultânea (NOGUEIRA e LORA, 2003) (EPE, 2008) (PATRA e SHETH, 2015).

Os principais compostos formados a partir da gaseificação da biomassa são: monóxido de carbono (CO), dióxido de carbono (CO₂), hidrogênio (H₂), metano (CH₄) e nitrogênio (N₂); com traços de etileno (C₂H₄), etano (C₂H₆) e propeno (C₃H₆). Além destes, tem-se também a presença dos elementos contaminantes, como o alcatrão, particulados, compostos de nitrogênio como NH₃ e HCN, compostos orgânicos contendo enxofre como H₂S e CS₂, halogênios como HCl e Cl, e traços de metais como Na e K, entre outros (DE SALES, ANDRADE e LORA, 2005) (SIKARWAR, ZHAO, *et al.*, 2016).

Segundo Kumar, Eskridge, *et al.* (2009), com relação aos compostos contendo enxofre, o SO₂ é mais característico na combustão do carvão; na gaseificação, a presença de H₂S é mais significativa.

Entretanto, a composição do gás vai depender da composição da biomassa, do agente de gaseificação, das condições de operação, do tipo de gaseificador e da umidade da matéria-prima (QUITETE e SOUZA, 2014). A dependência é mais expressiva com relação ao agente de gaseificação, que pode ser o ar, o oxigênio puro, vapor, misturas destes elementos, entre outros (EPE, 2008) (CUTZ, HARO, *et al.*, 2016).

Dentre as impurezas produzidas, merece destaque o alcatrão. Este elemento é definido como todo aquele poluente orgânico com peso molecular superior ao benzeno (C₆H₆) e a tolerância pela sua presença no gás gerado dependerá da aplicação. Uma composição típica do alcatrão presente no gás gerado a partir de biomassa apresenta-se na Tabela 1.

Tabela 1 – Composição típica do alcatrão contido no gás a partir da biomassa. **Fonte:** (RIOS, GONZÁLEZ, *et al.*, 2018)

Composto	Porcentagem em peso (%)
Tolueno	24
Naftaleno	15
Outros hidrocarbonetos aromáticos de um anel	22
Outros hidrocarbonetos aromáticos de dois anéis	13
Hidrocarbonetos de três anéis	6
Hidrocarbonetos de quatro anéis	1
Compostos heterocíclicos	10
Compostos fenólicos	7
Outros	2

A Tabela 2 apresenta algumas relações entre grupos de contaminantes, exemplos de cada categoria, problemas que podem ser causados e técnicas de remoção do respectivo contaminante. Assim, a técnica de remoção de determinado contaminante vai depender dos requisitos exigidos do processo em que será utilizado o gás.

Tabela 2 – Relação contaminantes, problemas causados e técnicas de remoção. **Fonte:** (SIKARWAR, ZHAO, *et al.*, 2016)

Contaminante	Exemplos	Problemas	Técnicas de Remoção
Particulado	Cinzas, char	Erosão (devido ao choque das partículas com a superfície do reator)	Ciclone, filtro, precipitador eletrostático (ESP)
Alcatrão	Hidrocarbonetos cíclicos e policíclicos	Entupimento, deposição	Remoção física, química e métodos catalíticos
Metal Alcalino	Compostos contendo sódio e potássio	Corrosão por gás quente	Resfriador de gás + ciclone/ESP
Compostos contendo nitrogênio	NH ₃ , HCN	NO _x (podem ser formados em temperaturas acima de 1000 °C)	Lavadores de gases
Compostos contendo enxofre	H ₂ S, SO ₂	Corrosão	Lavadores de gases, carvão ativado
Compostos contendo cloro	HCl	Corrosão, envenenamento	Lavadores de gases, carvão ativado

Alguns dos sistemas de filtragem de materiais particulados e suas respectivas eficiências de remoção encontram-se na Tabela 3.

Tabela 3 – Sistemas de filtragem e respectivas eficiências de remoção de materiais particulados (continua). **Fonte:** (HOLDICH, 2002)

Equipamento	Eficiência de coleta (%)			Alta temperatura
	50 µm	5 µm	1 µm	
Coletor inercial	95	16	3	Sim
Ciclone (média eficiência)	94	27	8	Sim
Ciclone (alta eficiência)	96	73	27	Sim
Purificador de impacto	98	83	38	Não
Torre de pulverização	99	94	55	Não

Tabela 3 – Sistemas de filtragem e respectivas eficiências de remoção de materiais particulados (conclusão).
Fonte: (HOLDICH, 2002)

Equipamento	Eficiência de coleta (%)			Alta temperatura
	50 μm	5 μm	1 μm	
Purificador de leito fluidizado	> 99	99	60	Não
Precipitador eletrostático	> 99	99	86	Sim
Purificador Venturi	100	> 99	97	Não
Precipitador eletrostático (alta eficiência)	100	> 99	98	Sim
Filtro cerâmicos	100	> 99	> 99	Sim

Durante a fase de testes e operação de um gaseificador, é importante destacar que vazamentos devem sempre ser monitorados, uma vez que os contaminantes presentes no gás podem causar danos para a saúde humana. Baseado nos estudos de Kampa e Castanas (2008) e Trasande e Thurston (2005), são citados os exemplos a seguir:

- Particulados: Tamanhos menores que 2,5 μm (PM_{2,5}) são nocivos, porém a toxicidade vai depender da composição química. Hidrocarbonetos aromáticos policíclicos, dioxinas, chumbo, mercúrio são considerados tóxicos. Podem causar problemas como irritação no nariz e garganta, asma, câncer de pulmão, danos no miocárdio, dor de cabeça, fadiga, danos em células do fígado, câncer no fígado, câncer gastrointestinal, deficiências motoras e cognitivas;
- CO: Pode causar asma, bronquites, inflamação do pulmão, parada cardíaca, angina, esquizofrenia;
- SO_x: Óxidos de enxofre podem causar irritação no nariz e garganta, asma;
- NO_x: Óxidos de nitrogênio podem causar bronquites, asma, câncer de pulmão, problemas cardíacos, desordem no sono, fadiga;
- Compostos Orgânicos Voláteis (COV): Ampla variedade de compostos químicos que são facilmente evaporados em temperatura ambiente, como benzeno e tolueno. Podem causar asma, inflamação no pulmão, náusea, tontura, falhas no fígado e rins, deficiências motoras e cognitivas.

Para uma representação do processo de gaseificação através de reações químicas, na Tabela 4 apresentam-se as principais reações. Nos gaseificadores de Leito Fixo, as etapas do

processo de gaseificação (secagem, pirólise, oxidação e redução) possuem regiões bem definidas no interior dos reatores, o que não acontece nos gaseificadores de leito fluidizado.

Tabela 4 – Principais reações no processo de gaseificação da biomassa. **Fonte:** (GÓMEZ-BAREA e LECKNER, 2010) (AHMAD, ZAWAWI, *et al.*, 2016)

Reação	Calor da reação (MJ/kmol)	Nome da reação
$Biomassa \rightarrow char + tar + H_2O + gases\ leves(CO + CO_2 + H_2 + CH_4 + N_2 + \dots)$	> 0	Secagem, Pirólise
Oxidação do char		
$C + \frac{1}{2}O_2 \rightarrow CO$	-111	Oxidação parcial
$C + O_2 \rightarrow CO_2$	-394	Oxidação completa
Redução do char		
$C + CO_2 \rightarrow 2CO$	+173	Reação de Boudouard
$C + H_2O \rightarrow CO + H_2$	+131	Gaseificação do char com vapor
$C + 2H_2 \rightarrow CH_4$	-75	Metanação
Oxidação homogênea dos voláteis		
$CO + \frac{1}{2}O_2 \rightarrow CO_2$	-283	Oxidação do CO
$H_2 + \frac{1}{2}O_2 \rightarrow H_2O$	-242	Oxidação do H ₂
$CH_4 + 2O_2 \rightarrow CO_2 + 2H_2O$	-283	Oxidação do metano
$CO + H_2O \leftrightarrow CO_2 + H_2$	-41	Reação gás-água <i>shift</i>
$CH_4 + H_2O \leftrightarrow 3H_2 + CO_2$	+206	Reforma do CH ₄ com vapor
Reações com alcatrão		
$C_nH_m + \frac{n}{2}O_2 \rightarrow nCO + \frac{m}{2}H_2$		Oxidação parcial
$C_nH_m + nCO_2 \rightarrow \frac{m}{2}H_2 + 2nCO_2$	Altamente endotérmico	Reforma seco
$C_nH_m + (2n - \frac{m}{2})H_2 \rightarrow nCH_4$	+(200-300)	Hidrogenação
$C_nH_m \rightarrow \frac{m}{4}CH_4 + (n - \frac{m}{4})C$		<i>Cracking</i> térmico
Outras		
$H_2 + S = H_2S$	Não informado	Formação do H ₂ S
$0,5N_2 + 1,5H_2 \leftrightarrow NH_3$	Não informado	Formação do NH ₃

2.1.1 Principais tipos de reatores

Os gaseificadores podem ser classificados de acordo com os critérios da Tabela 5, onde são mais utilizados os com relação ao tipo de agente oxidante e tipo do reator (NOGUEIRA e LORA, 2003).

Tabela 5 – Critérios de classificação de gaseificadores. **Fonte:** (NOGUEIRA e LORA, 2003) (PUIG-ARNAVAT, BRUNO e CORONAS, 2010)

Critérios de Classificação dos Gaseificadores	
Poder Calorífico do Gás	Baixo Poder Calorífico (até 5 MJ/Nm ³), Médio Poder Calorífico (5 a 10 MJ/Nm ³) e Alto Poder Calorífico (10 a 40 MJ/Nm ³)
Tipo de Agente de Gaseificação	Ar, Vapor d'água, Oxigênio, misturas e Água Supercrítica
Fonte de Calor	Autotérmicos ou gaseificadores diretos (o calor é originário da combustão parcial da biomassa) e gaseificadores indiretos (<i>allothermal</i> – calor é fornecido por uma fonte externa)
Pressão de Trabalho	Baixa pressão (atmosférica) ou pressurizados (até 3 MPa; porém, segundo (EPE, 2008), até 6 MPa)
Tipo do Reator	Leito Fixo (Contracorrente, Cocorrente, Fluxo Cruzado), Leito Fluidizado (Borbulhante, Circulante, Leito Duplo) e Leito Arrastado (mais utilizados com combustíveis fósseis)

Gaseificadores de leito fixo são reatores que possuem um leito formado de combustíveis sólidos através do qual os agentes de gaseificação (por exemplo ar, O₂, vapor) e o próprio gás produzido passarão pelo mesmo.

Estes gaseificadores consistem basicamente de um recipiente cilíndrico ou retangular, a unidade de fornecimento do combustível sólido e do agente de gaseificação, uma unidade de coleta de cinzas, a saída do gás e as unidades de limpeza deste gás. No geral, possuem alta eficiência na conversão de carbono e longo tempo de residência (SANSANIWAL, PAL, *et al.*, 2017).

No gaseificador tipo contracorrente (*Updraft*), ilustrado na Figura 2, o agente de gaseificação entra pela parte inferior e se movimenta na direção ascendente, enquanto a biomassa é inserida no topo e se movimenta na direção descendente. Uma grade na parte inferior suporta a biomassa em combustão e, com isso, há um aumento de temperatura nesta zona e nela ocorre a oxidação.

Desta forma, o gás quente com baixo teor de oxigênio gerado move na direção ascendente transportando calor para as outras zonas do gaseificador. Conseqüentemente, a biomassa que entra pela parte superior sofre processos de secagem, devolatilização, gaseificação e oxidação em regiões definidas para cada processo (LA VILLETТА, COSTA e MASSAROTTI, 2017).

Um dos motivos do conteúdo de alcatrão e umidade no gás gerado neste tipo de reator serem relativamente altos, é devido a não existir reações em alta temperatura com o gás gerado. (MOLINO, CHIANESE e MUSMARRA, 2016) (LA VILLETТА, COSTA e MASSAROTTI, 2017).

Segundo Din e Zainal (2016), gaseificadores contracorrentes são adequados para potências menores que 1 MW_t.

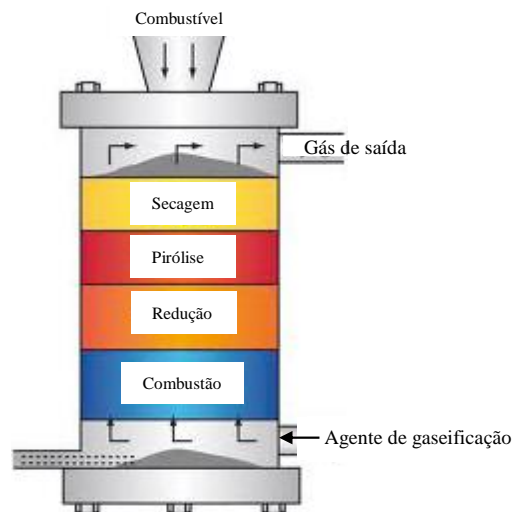


Figura 2 – Gaseificador tipo contracorrente. **Fonte:** Adaptado de Molino, Chianese e Musmarra (2016)

Os gaseificadores cocorrentes (*Downdraft*), ilustrados na Figura 3, podem ser classificados como de topo aberto ou fechado. A configuração de topo aberto força o ar a se mover na direção descendente, por sucção, o que evita a formação de pontos quentes no gaseificador e reduz possíveis ineficiências no processo termoquímico. Com relação aos de topo fechado, existe o reator cilíndrico convencional e outro que há um afunilamento na região

inferior – chamado também de gaseificador de Imbert (LA VILLETTA, COSTA e MASSAROTTI, 2017).

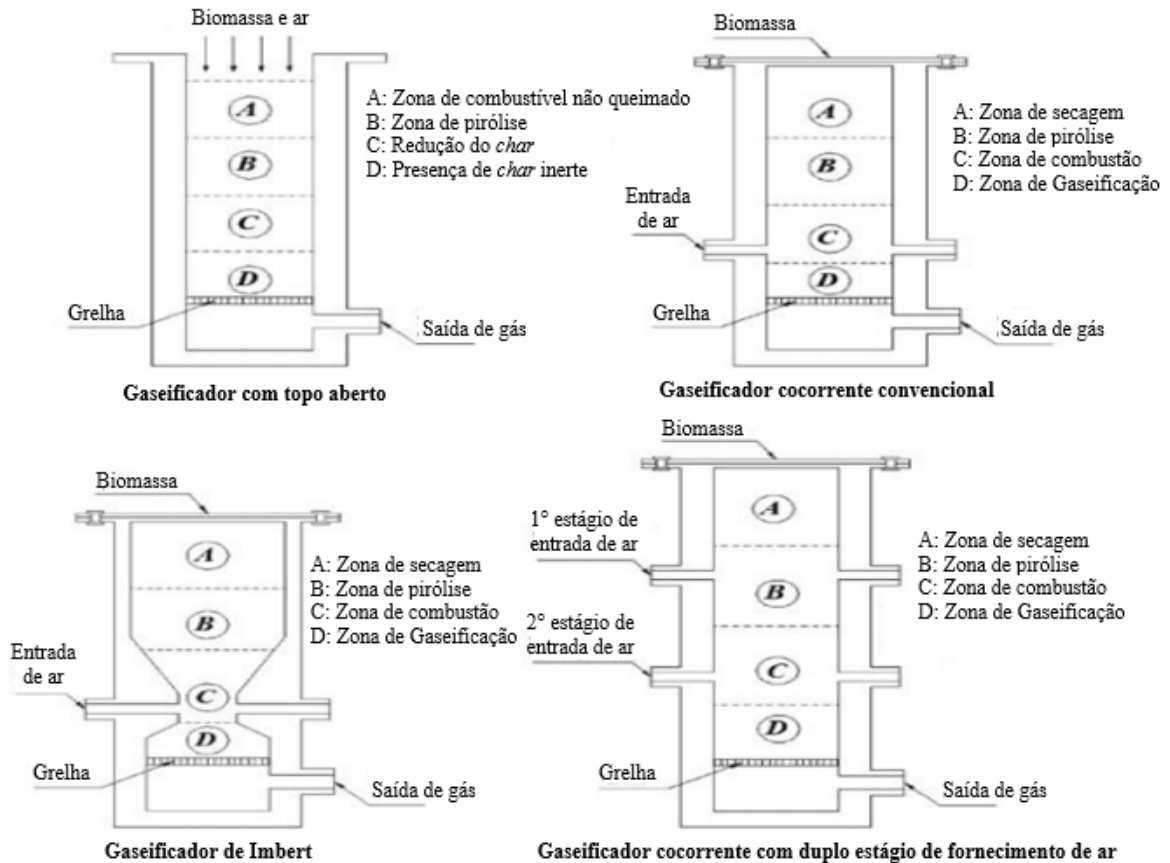


Figura 3 – Gaseificadores do tipo cocorrente. **Fonte:** Adaptado de La Villetta, Costa e Massarotti (2017)

Neste tipo de reator, de modo geral, a combustão da biomassa ocorre na área restrita (zona de oxidação) e a secagem e devolatilização acontecem nas regiões superiores. Depois da zona de oxidação, tanto o gás quanto a biomassa se movimentam na direção descendente e, devido ao grau de oxigênio reduzido quando comparado à zona de oxidação, ocorrem reações de gaseificação em alta temperatura; essa zona é chamada de zona de redução.

O conteúdo de alcatrão no gás produzido por este gaseificador é baixo, devido aos produtos da zona de pirólise serem obrigados a passarem pela zona de oxidação, ocorrendo assim reações de *cracking* do alcatrão. Algumas desvantagens deste reator são: gás na saída em alta temperatura e com a possível presença de alcalinos e particulados, e possuem dificuldade no controle de temperatura (MOLINO, CHIANESE e MUSMARRA, 2016) (SANSANIWAL, PAL, *et al.*, 2017).

Ainda sobre os gaseificadores cocorrentes, uma maior redução no teor de alcatrão pode ser alcançada com a configuração de duplo estágio de fornecimento do agente de gaseificação. Para isso, coloca-se um dos estágios de injeção de ar, por exemplo, no meio do reator, na zona de oxidação, para auxiliar na decomposição do alcatrão em componentes mais leves (LA VILLETTA, COSTA e MASSAROTTI, 2017). Segundo Din e Zainal (2016), este tipo de gaseificador são adequados para potências entre 0,1-20 MW_t.

Nos gaseificadores de fluxo cruzado (*crossdraft*), o agente de gaseificação entra em alta velocidade, o que cria uma zona de combustão com temperatura extremamente alta e liberação de gases em uma velocidade muito rápida. Tanto a zona de combustão como a de redução estão localizadas em um volume pequeno no centro do gaseificador, conforme mostrado na Figura 4.

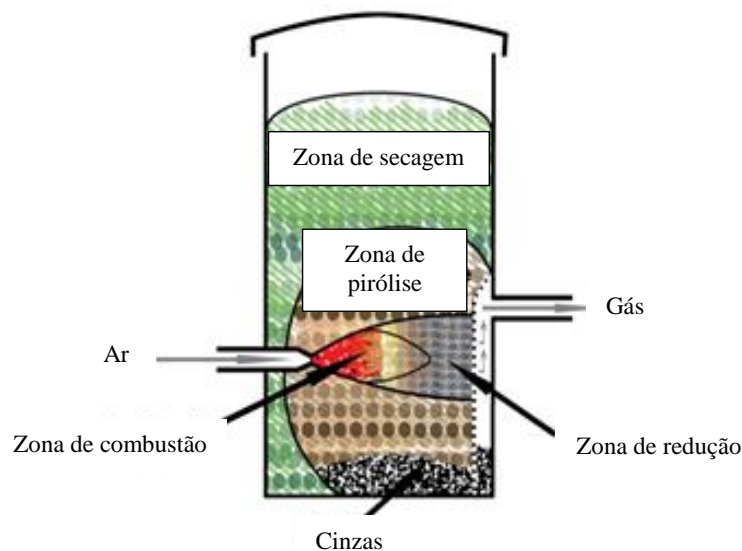


Figura 4 – Gaseificador tipo fluxo cruzado. **Fonte:** Adaptado de Auburn University (2018)

O gás é retirado lateralmente da câmara de gaseificação aproximadamente na mesma altura do leito em que é injetado o agente de gaseificação, no centro da zona de combustão. O gás produzido por este reator apresenta características intermediárias quando comparado com o gás gerado a partir dos gaseificadores cocorrente e contracorrente. Segundo Din e Zainal (2016), são adequados para potências de aproximadamente 0,01 MW_t.

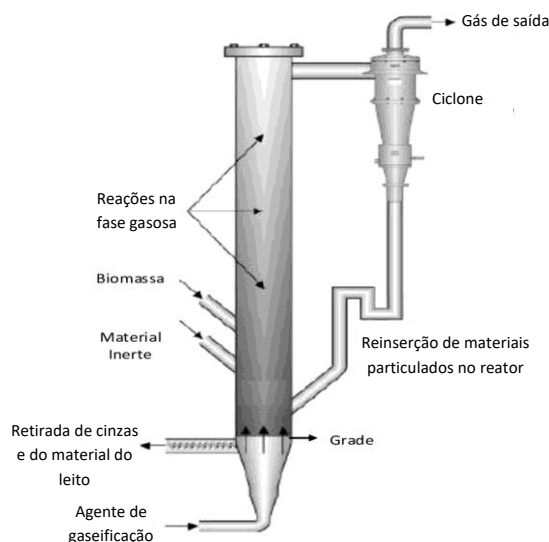
Quanto aos gaseificadores de leito fluidizado (GLF), as configurações mais utilizadas são: leito fluidizado borbulhante (GLFB) e leito fluidizado circulante (GLFC). O mecanismo de funcionamento destes equipamentos é baseado na fluidização.

As diferenças básicas do GLFC com relação ao GLFB são: (i) a velocidade de operação do fluido de gaseificação é relativamente mais alta, fazendo com que o reator opere em um regime de fluidização que permita o arraste de partículas, e (ii) o reator possui um módulo que permite que estas partículas arrastadas sejam reinseridas no leito.

O item que permite a reinserção das partículas no leito, em um GLFC, permite um alto nível de mistura e transferência de calor, o que aumenta a eficiência na conversão de carbono (SANSANIWAL, PAL, *et al.*, 2017). Segundo Din e Zainal (2016), GLFC são adequados para potências entre 20-200 MW_t.

No geral, GLF produzem um gás com alto teor de particulados e, por isso, um ciclone é usualmente parte do sistema de gaseificação. A temperatura do gás na saída é relativamente alta (800-900 °C) contendo elementos alcalinos e com maior conteúdo de alcatrão, quando comparado aos gaseificadores cocorrentes, porém menor quando comparado ao gaseificador contracorrente (LA VILLETТА, COSTA e MASSAROTTI, 2017). A Figura 5 ilustra os dois gaseificadores de leito fluidizado mais utilizados.

A configuração menos utilizada dos gaseificadores de leito fluidizado é chamada de leito duplo, onde o equipamento é constituído de dois reatores de leito fluidizado. A biomassa entra em um primeiro reator, onde é gaseificada com vapor, e o char remanescente é transportado ao segundo reator, onde sofre oxidação com o ar para produzir calor. Na saída, o gás de síntese e o gás pobre possuem saídas separadas (LA VILLETТА, COSTA e MASSAROTTI, 2017).



(a)

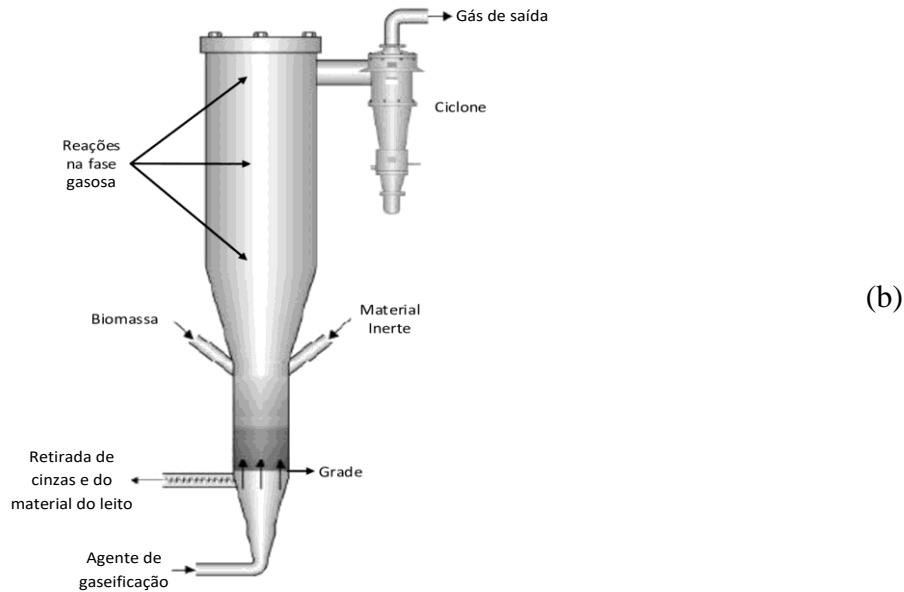


Figura 5 – Gaseificador do tipo leito fluidizado a) circulante e b) borbulhante. **Fonte:** Adaptado de Copa Rey (2018)

Com relação ao gaseificador de fluxo arrastado, ele geralmente opera em alta temperatura (1.300-1.500 °C) e pressão (25-30 bar); e podem ser utilizados tanto biomassas secas quanto úmidas. Um sistema pneumático de alimentação da matéria-prima é geralmente utilizado para injetar as partículas sólidas no reator, enquanto que no caso de lodo ou lama, estes materiais passam por um processo de redução em finas partículas sólidas (atomização) e na sequência são pulverizados como combustível sólido.

Estes gaseificadores são classificados em reatores que ocorre o chamado “*slagging*” (escória formada pela fusão das cinzas e escorre pela parede do reator) e os reatores “*non-slagging*”, em que não há a formação da escória por não ocorrer a fusão das cinzas. Estes últimos são mais adequados para biomassa, uma vez que geralmente suas cinzas possuem baixo ponto de fusão (MOLINO, CHIANESE e MUSMARRA, 2016) (QUITETE e SOUZA, 2014).

Na gaseificação com gaseificador de fluxo arrastado, o processo de gaseificação ocorre de maneira muito rápida com alta eficiência na conversão de carbono (98-99,5 %). Segundo Din e Zainal (2016), são adequados para potências entre 30-600 MW_t, portanto, recomenda-se seu uso para capacidades acima de 100 MW_t.

O gás produzido é praticamente isento de alcatrão, entretanto, por operarem em altas temperaturas, a vida útil do reator é menor (quando comparado aos outros tipos de gaseificadores). A Figura 6 ilustra este tipo de reator (MOLINO, CHIANESE e MUSMARRA, 2016) (QUITETE e SOUZA, 2014).

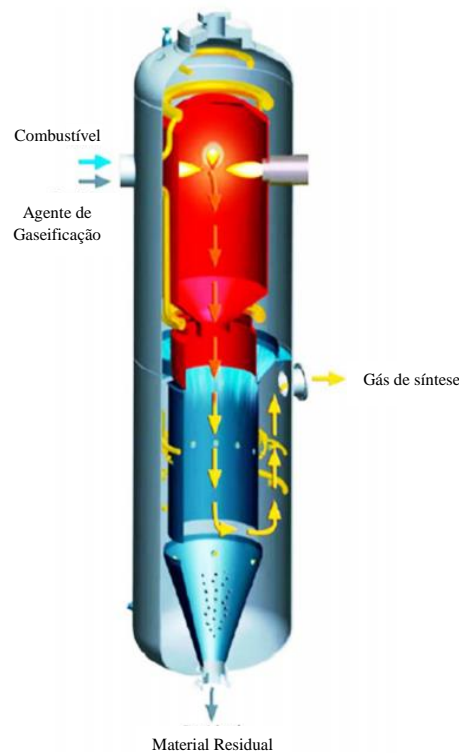


Figura 6 – Gaseificador do tipo leito arrastado. **Fonte:** Adaptado de Molino, Chianese e Musmarra (2016)

Além das configurações típicas de gaseificadores para biomassa explicitadas anteriormente, há tecnologias inovadoras surgindo. Como exemplo, podem ser citados a gaseificação em plasma, em água supercrítica, o gaseificador UNIQUE, que integra a gaseificação e condicionamento do gás em um único reator, entre outros que podem ser mais detalhados nos estudos de Farzad, Mandegari e Görgens (2016) e Heidenreich e Foscolo (2015).

2.1.2 Requisitos do processo de Fischer-Tropsch com relação ao gás de síntese

Para a realização da síntese de Fischer-Tropsch, é necessário a utilização do gás de síntese (basicamente $H_2 + CO$) e que este atenda alguns requisitos com relação a contaminantes e alguns elementos presentes.

No estudo de Woolcock e Brown (2013), foram apresentados limites máximos para os contaminantes e estão apresentados na Tabela 6. Já no estudo de Boerrigter e Rauch (2006), são apresentadas características gerais com relação aos elementos presentes no gás – os valores de referência estão apresentados na Tabela 7.

Tabela 6 – Limites permissíveis de contaminantes presentes no gás de síntese para o processo FT. **Fonte:** (WOOLCOCK e BROWN, 2013)

Contaminantes	Síntese de Fischer-Tropsch
Alcatrão [mg/Nm ³]	< 0,1-1
Contaminantes de enxofre [ppmv]	0,01
Contaminantes de nitrogênio [ppmv]	0,02
Alcalino [ppmv]	0,01
Haletos [ppmv]	0,01

Tabela 7 – Características gerais do processo de FT e especificações requeridas com relação a composição do gás de síntese. **Fonte:** Adaptado de Boerrigter e Rauch (2006)

Principais especificações do gás e características gerais do processo de FT	
H ₂ [% vol.]	60
CO [% vol.]	30
CH ₄ [% vol.]	baixo
Inerte (CO ₂ , N ₂ , Argônio)	baixo
H ₂ /CO	0,6-2
Temperatura de processo [°C]	200-350
Pressão de Processo [bar]	25-60

2.1.3 Modelos matemáticos

Avaliar as condições ótimas do conjunto de variáveis que afetam as características do gás produzido pelo processo de gaseificação, para que se tenha o melhor desempenho para determinado objetivo, consomem recursos financeiros e tempo.

Com a finalidade de solucionar esta questão e também prever resultados de análises em diferentes condições de operação, são criados modelos matemáticos capazes de analisar diferentes cenários de forma relativamente rápida e com poucos recursos financeiros, quando comparado a uma simulação real.

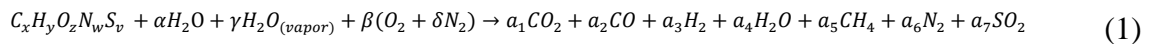
Geralmente, modelos de simulação para a gaseificação da biomassa são divididos em 4 categorias: Modelo de Equilíbrio Termodinâmico, Modelo Cinético (baseado na equação de

Arrhenius: $k_r = Ae^{(-E_a/RT)}$, Modelo através da Dinâmica de Fluidos Computacional (CFD) e os Modelos que utilizam Redes Neurais Artificiais (ANN).

Embora os modelos cinéticos, os baseados na dinâmica dos fluidos e redes neurais apresentem maior precisão, com destaque para o modelo CFD que é muito útil para modelagem de gaseificadores de leito fluidizado, estes modelos são mais complexos quando comparado ao Modelo de Equilíbrio Termodinâmico.

Estes modelos preveem a produtividade máxima alcançável de um determinado produto, ou seja, o tempo não exerce influência e é como se os reagentes fossem deixados para reagir por um tempo infinito. Com isso, seria alcançado uma produtividade de equilíbrio – a máxima possível; porém, não leva em conta a geometria e hidrodinâmica do gaseificador (BASU, 2010).

Assim, devido à praticidade, neste trabalho será utilizado o Modelo de Equilíbrio Termodinâmico desenvolvido por Nascimento (2015), o qual foi implementado no software Scilab® e consiste de uma modelagem baseada no equilíbrio químico conforme a equação 1 – que representa a Equação Geral da Gaseificação no modelo adotado.



Os seguintes parâmetros de entrada devem ser definidos:

- Vazão de biomassa (base seca) [kg/h];
- Composição Elementar da biomassa (C, H, O, N, S em base seca);
- Teor de umidade (base úmida);
- Teor de cinzas (base seca, originada da composição imediata);
- Relação vapor/biomassa (S/B), caso exista vapor na composição do agente de gaseificação;
- Percentual de oxigênio (OP) presente no agente de gaseificação.

Através do balanço de massa, tem-se:

$$\text{Carbono} \quad x = a_1 + a_2 + a_5 \quad (2)$$

$$\text{Hidrogênio} \quad y + 2\alpha + 2\gamma = 2a_3 + 2a_4 + 4a_5 \quad (3)$$

$$\text{Oxigênio} \quad z + \alpha + \gamma + 2\beta = 2a_1 + a_2 + a_4 + 2a_7 \quad (4)$$

$$\text{Nitrogênio} \quad w + 2\delta\beta = 2a_6 \quad (5)$$

$$\text{Enxofre} \quad v = a_7 \quad (6)$$

Portanto, apenas através das equações anteriormente descritas não é possível a determinação de todos os coeficientes estequiométricos. Desta forma, Nascimento (2015) analisou outra condição de equilíbrio através do cálculo das constantes de equilíbrio baseadas na minimização da Energia Livre de Gibbs das principais reações do processo de gaseificação – descritas a seguir.



Combinando-se as equações 7 e 8, tem-se:



Assim, a análise da constante de equilíbrio baseada na minimização da Energia Livre de Gibbs resulta na análise apenas de duas reações: equações 9 e 10; e a constante de equilíbrio pode ser calculada conforme a equação 11.

$$k_p = \frac{\prod_{i=1}^p (n_{P_i})^{\tau_{P_i}} \left(\frac{p}{p_0} \frac{1}{n_t}\right)^{\Delta\tau}}{\prod_{j=1}^r (n_{R_j})^{\tau_{R_j}}} = e^{-\frac{\Delta G_T^0}{RT}} \quad (11)$$

$$\text{Com: } \Delta\tau = \sum_{i=1}^p \tau_i - \sum_{j=1}^r \tau_j$$

Onde:

$(n_{P_i})^{\tau_{P_i}}$ – número de mols do elemento i da reação principal, que faz parte dos produtos da reação secundária, elevado ao número de mols do mesmo elemento, porém da reação secundária;

$(n_{R_j})^{\tau_{R_j}}$ – número de mols do elemento j da reação principal, que faz parte dos reagentes da reação secundária, elevado ao número de mols do mesmo elemento, porém da reação secundária;

p – pressão do sistema [Pa];

p_0 – pressão normal [101.325 Pa];

n_t – número total de mols;

ΔG_T^0 – variação da Energia Livre de Gibbs na temperatura T e pressão normal [J];

R – constante universal dos gases [J/K.mol];

$\Delta \tau$ – variação do número de mols entre os produtos e reagentes da reação secundária;

T – temperatura [K].

Calculando-se as constantes de equilíbrio para as equações 9 e 10, tem-se:

$$k_1 = \frac{a_1 a_3}{a_2 a_4} = e^{-(\bar{g}_{T,CO_2} + \bar{g}_{T,H_2} - \bar{g}_{T,CO} - \bar{g}_{T,H_2O})/RT} \quad (12)$$

$$k_2 = \frac{a_5}{(a_3)^2} = e^{-(\bar{g}_{T,CH_4} - 2\bar{g}_{T,H_2})/RT} \quad (13)$$

Com: $\bar{g}_{T,i} = \bar{h}_T - T\bar{s}_T$

Onde:

$\bar{g}_{T,i}$ – Energia Livre de Gibbs molar na temperatura T e pressão normal do elemento i [J/mol];

\bar{h}_T – entalpia sensível molar do elemento i na temperatura T e pressão normal [J/mol];

\bar{s}_T – entropia molar do elemento i na temperatura T e pressão normal [J/K.mol];

T – temperatura [K].

Como agora o sistema de equações apresenta cinco equações e seis incógnitas, uma vez que o parâmetro temperatura foi inserido, Nascimento (2015) utiliza o Balanço de Energia para finalização do processo, conforme equação 14.

$$\sum_R N_i \bar{h}_{f,i}^0 - \sum_P N_j (\bar{h}_{f,j}^0 + \Delta \bar{h}_{j(25^\circ C, T)}) = 0 \quad (14)$$

Onde:

N_i – número de mols do elemento i dos reagentes;

N_j – número de mols do elemento j dos produtos;

$\bar{h}_{f,i}^0$ – entalpia de formação do elemento i dos reagentes na temperatura de 25 °C [J/mol];

$\bar{h}_{f,j}^0$ – entalpia de formação do elemento j dos produtos na temperatura de 25 °C [J/mol];
 $\Delta\bar{h}_{j(25^\circ\text{C},T)}$ – variação de entalpia entre a temperatura T e 25 °C do elemento j dos produtos [J/mol].

Logo, como o sistema resultante é um sistema não linear, necessita-se de um processo iterativo para sua resolução. Nele, varia-se a temperatura até que as condições do sistema se satisfaçam e, desta forma, possam ser determinados todos os coeficientes estequiométricos da Equação Geral da Gaseificação.

Após todos os coeficientes estequiométricos definidos, é possível obter diversos parâmetros do processo de gaseificação, dentre eles a temperatura de equilíbrio e as vazões do agente de gaseificação e do gás produzido – que são fundamentais para a metodologia de dimensionamento do GLFB.

2.2 *Gaseificadores de leito fluidizado borbulhante (GLFB)*

2.2.1 **Parâmetros geométricos, construtivos e operacionais de diferentes estudos de GLFB**

Com a finalidade de investigar o porte de gaseificadores de leito fluidizado borbulhante de pequena escala com relação ao diâmetro e altura total, foram escolhidos para análise dois parâmetros: a vazão de combustível sólido e conseqüentemente a potência térmica.

Assim, na Tabela 8 estão apresentadas algumas características dos gaseificadores analisados – não exclusivamente para biomassa, pois o objetivo foi uma investigação geral.

Tabela 8 – Geometria e dados operacionais de estudos envolvendo GLFB de bancada (continua)

Diâmetro do reator ^a [mm]	Altura total do reator [mm]	Material do reator	Biomassa	Vazão de combustível sólido ^b [kg/h] _{seco}	Potência Térmica ^c [kW _t]	ER	Temperatura [°C]	Referência
77 (leito) 133 (freeboard)	1000	SS310	Material lignocelulósico	*	*	0,13 e 0,25	950	(GONZÁLEZ-VÁZQUEZ, GARCÍA, <i>et al.</i> , 2018)
50	840	AISI 316	Estrume de gado processado	*	*	0,1-0,4	600-800	(NAM, MAGLINAO JR., <i>et al.</i> , 2016)
32 (leito) 46 (freeboard)	700	AISI 316L	Lodo de estação de tratamento de esgoto	0,10	*	0,2-0,4	750-850	(DE ANDRÉS, NARROS e RODRÍGUEZ, 2011)
210	2000	*	Casca de arroz	2,40	*	*	600-800	(ROZAINEE, NGO, <i>et al.</i> , 2008)
52 (leito) 220 (freeboard)	1500	*	Feno	*	*	0,2-0,34	700-800	(JUDEX, WELLINGER, <i>et al.</i> , 2012)
23,8	404	Hastelloy C	Abeto-falso e resíduos florestais torrefados	0,16	0,01	0,22-0,24	900	(BERRUECO, RECARI, <i>et al.</i> , 2014)
75 (leito) 150 (freeboard)	500	Aço inox	Carvão lignito com coque de petróleo	0,14	1,00	0,2-0,4	800	(AZARGOHAR, GERSPACHER, <i>et al.</i> , 2015)
40	1500	AISI 310	Alfalfa e palha de trigo	0,31	1,53	0,20-0,35	850	(SARKER, ARAUZO e NIELSEN, 2015)

Tabela 8 – Geometria e dados operacionais de estudos envolvendo GLFB de bancada (continua)

Diâmetro do reator ^a [mm]	Altura total do reator [mm]	Material do reator	Biomassa	Vazão de combustível sólido ^b [kg/h] _{seco}	Potência Térmica ^c [kW _t]	ER	Temperatura [°C]	Referência
82	2290	AISI 310S	Talos de algodão e Casca de avelã	0,80	4,00	0,25-0,71	770-775	(KARATAS, OLGUN e AKGUN, 2013)
76,2	1651	Aço inox 304	Carvão lignito	0,73	5,19	*	750-900	(MOTA, KRISHNAMOORTHY, <i>et al.</i> , 2015)
50	500	*	Resíduo da agricultura	1,20	5,62	*	600-900	(SUN, LI, <i>et al.</i> , 2013)
150	2500	*	Casca da amêndoa de dendê	1,45	6,59	*	675	(KHAN, YUSUP, <i>et al.</i> , 2014)
100	1200	*	Biosólidos, pellets de madeira e switchgrass	1,38	7,16	*	728-825	(YU, MASNADI, <i>et al.</i> , 2015)
300	3500	Aço inox	Resíduos de madeira	1,75	8,75	*	900	(FREMAUX, BEHESHTI, <i>et al.</i> , 2015)
67	1550	*	Casca de arroz	5,00	22,32	0,15-0,30	600-900	(KOOK, CHOI, <i>et al.</i> , 2016)
73	1000	Aço inox 321	Palha de arroz	7,05	23,97	*	700-850	(CALVO, GIL, <i>et al.</i> , 2012)
504,63	3700	Aço refratário	Lignina	5,00	32,08	Até 0,3	750-900	(PINTO, ANDRÉ, <i>et al.</i> , 2015)

Tabela 8 – Geometria e dados operacionais de estudos envolvendo GLFB de bancada (conclusão)

Diâmetro do reator ^a [mm]	Altura total do reator [mm]	Material do reator	Biomassa	Vazão de combustível sólido ^b [kg/h] _{seco}	Potência Térmica ^c [kW]	ER	Temperatura [°C]	Referência
73,6 (leito) 97,18 (freeboard)	2810	Aço inox	Carvão lignito	9,17	40,22	0,23-0,33	787-988	(AYDAR, GUL, <i>et al.</i> , 2014)
178	3050	Aço Carbono	Switchgrass	11,45	50,68	0,21-0,38	650-900	(BROER, WOOLCOCK, <i>et al.</i> , 2015)
250	2300	AISI 310	Pellets de pinho e diferentes resíduos florestais	11,15	55,90	0,17-0,36	700-850	(PIO, TARELHO e MATOS, 2017)
400	3800	*	Pellets de madeira	45,00	225	0,19-0,32	750-800	(KIM, YANG, <i>et al.</i> , 2013)
207 (leito) 414 (freeboard)	3500	*	Serragem	50,00	269,30	0,20-0,30	*	(MENG, MA, <i>et al.</i> , 2019)
381	5900	*	Resíduos plásticos	31,89	319,79	0,21-0,30	840-930	(ARENA e GREGORIO, 2014)

* dados inexistentes; ^a Quando houve diferença de regiões ao longo do reator, foi registrado o diâmetro inferior como o diâmetro da região do leito e o superior como o da região do freeboard; ^b Foi registrado a vazão mássica utilizada nos testes e quando houve intervalos, ficou registrado o valor médio do intervalo; ^c Foi calculada com a vazão mássica obtida conforme descrito anteriormente multiplicando-se pelo PCI do respectivo combustível sólido.

Comparando-se o GLFB utilizado no estudo de Kook, Choi, *et al.* (2016) com Calvo, Gil, *et al.* (2012); o de Kim, Yang, *et al.* (2013) com Meng, Ma, *et al.* (2019); e o de Broer, Woolcock, *et al.* (2015) com Pio, Tarelho e Matos (2017), percebe-se certa similaridade com relação à geometria e às vazões mássicas dos combustíveis sólidos e potência térmica.

Porém, no geral pode-se observar que não há um padrão com relação aos parâmetros analisados, ou seja, para vazões de combustíveis sólidos e potências térmicas semelhantes, diferentes dimensões de gaseificadores foram observadas na maioria dos casos (assumindo que os equipamentos foram projetados para as condições apresentadas). Era de se esperar dimensões aproximadas; com isso, ratifica ainda mais a justificativa deste trabalho.

2.2.2 GLFB – Uma visão Geral

Segundo Din e Zainal (2016), GLFBs são adequados para potências entre 1-50 MW_t. A vantagem de se utilizar um leito fluidizado é para melhorar a transferência de calor, devido ao meio homogêneo do leito praticamente isotérmico (SANSANIWAL, PAL, *et al.*, 2017).

As partículas que compõem o leito podem se comportar de maneira semelhante a um fluido quando um fluxo ascendente de gás atinge uma velocidade que impõe uma força de arrasto suficiente que iguala ou supera a força líquida da gravidade (com relação ao peso e empuxo); a força de arrasto é a força de fricção imposta pelo gás sobre a partícula, e a velocidade alcançada nesta condição descrita denomina-se velocidade mínima de fluidização.

Segundo Cocco e Karri (2014), na medida em que aumenta-se a velocidade do gás que atravessa o leito fixo, ocorre um aumento praticamente linear da queda de pressão até atingir um valor de estabilidade, instante em que a velocidade mínima de fluidização é atingida; a partir deste ponto, o leito começa a se expandir. A Figura 7 ilustra o comportamento típico de um GLFB com relação à queda de pressão e altura do leito em função do aumento da velocidade do gás.

Diferentes regimes de fluidização podem surgir, conforme ilustra a Figura 8, quando a velocidade do gás ultrapassa o ponto de mínima fluidização. Bolhas podem ser formadas, e o ponto de formação destas bolhas dependerá do tamanho e massa específica das partículas do leito.

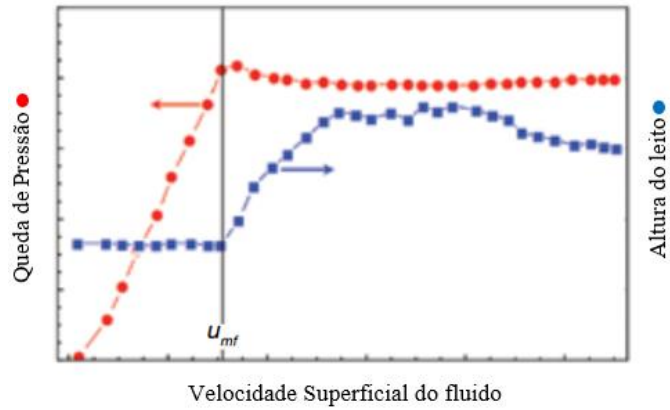


Figura 7 – ΔP e altura do leito em função da velocidade superficial. **Fonte:** Adaptado de Cocco e Karri (2014)

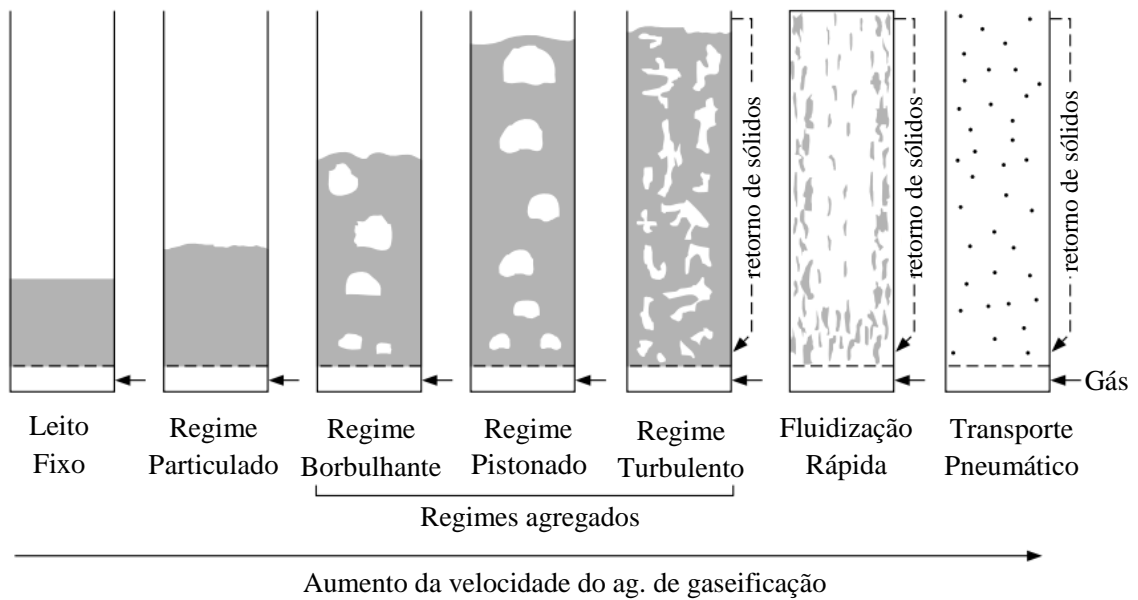


Figura 8 – Tipos de regime de fluidização. **Fonte:** Adaptado de Perry e Green (1997)

Uma das teorias que descrevem o movimento do gás através do leito fluidizado é a chamada teoria de duas fases, a qual estabelece que o gás se movimenta através do leito de duas maneiras: ou como bolhas ou como parte da fase densa (também chamada de emulsão). A teoria de duas fases, pode ser representada matematicamente através da equação 15 (COCCO e KARRI, 2014).

$$Q_L = Q_e + Q_b = A_b U_{mf} + A_b (U_s - U_{mf}) \tag{15}$$

Onde:

Q_L – vazão volumétrica total no leito;

Q_e – vazão volumétrica do ag. de gaseificação na fase densa (emulsão);

Q_b – vazão volumétrica do ag. de gaseificação na fase de bolhas;

A_b – área do leito;

U_{mf} – velocidade mínima de fluidização;

U_s - velocidade superficial do gás.

Devido às bolhas localizarem-se no leito, o estudo do seu comportamento se torna essencial no projeto de um GLFB, dado que na região do leito é adequado que ocorra a fluidização mais homogênea possível, isto para favorecer a transferência de massa e calor.

As bolhas são consideradas meios de escape do gás, após o ponto de mínima fluidização, e bolhas maiores viajam mais rápidas do que bolhas menores. Assim, dependendo do diâmetro atingido por estas bolhas, o reator pode operar no regime chamado pistonado (*slugging*), onde ocorre o processo de elutriação – o que compromete a eficiência do processo de gaseificação.

É válido destacar que nem todas as partículas sólidas são fluidizáveis; e para auxiliar nesta identificação, surgiram classificações que auxiliam na previsão do comportamento do processo de fluidização de determinadas partículas baseadas principalmente na massa específica e tamanho.

Um aspecto relevante que deve ser levado em consideração no processo de gaseificação a partir de gaseificadores de leito fluidizado, é a perda da fluidização da mistura leito/partículas sólidas – um dos principais problemas operacionais destes equipamentos; inicia-se pela aglomeração da própria mistura de sólidos envolvidos no processo de gaseificação e finaliza com o colapso do sistema de leito fluidizado.

A fusão dos componentes inorgânicos (metais alcalinos) dos combustíveis sólidos, presentes nas cinzas após a gaseificação, tais como potássio (K) e sódio (Na), podem ser uma causa da aglomeração.

O conteúdo deste material inorgânico pode variar muito entre os combustíveis, especialmente em determinadas biomassas e também em alguns tipos de carvão de baixa qualidade, onde o teor de metais alcalinos pode ser bastante elevado.

Quando estes metais alcalinos e a sílica estão presentes no sistema de fluidização, podem ser formados compostos complexos chamados de misturas eutéticas, que possuem seu ponto de

fusão mais baixo do que o dos componentes individuais. Silicatos de sódio ou potássio são exemplos destes compostos.

Como consequência, as partículas do leito fluidizado são revestidas com uma camada adesiva e viscosa, produto da fusão das misturas eutéticas de silicatos. Devido à relação com o ponto de fusão, a temperatura se torna um fator crítico no processo de formação dos elementos eutéticos.

Os processos de aglomeração de partículas ocorrem a partir da geração de cinzas e sua interação com o material do leito e demais partículas sólidas circundantes. Dependendo do tipo de compostos volatilizados durante a conversão térmica do combustível, pode-se formar cinzas com alto ou baixo ponto de fusão, isto naturalmente dependerá da composição química do combustível.

Öhman, Pommer e Nordin (2005) realizaram um estudo com a finalidade de analisar o processo de aglomeração em seis tipos de biomassa. As respectivas temperaturas obtidas de início da aglomeração estão apresentadas na Tabela 9.

Tabela 9 – Temperatura do início da aglomeração do leito durante a gaseificação e combustão de diferentes biomassas. **Fonte:** (ÖHMAN, POMMER e NORDIN, 2005)

	Temperatura do Início da Aglomeração (°C)	
	Gaseificação	Combustão
Casca de Madeira	930	980
Alfalfa	840	660
Capim-amarelo	940-990	920-970
Bagaço de cana-de-açúcar	>1020	>1020
Azeitona	880	930
Palha da cana-de-açúcar	840	880

Natarajan, Öhmana, *et al.* (1998) também realizaram estudos com relação à temperatura de aglomeração a partir de diversas biomassas e chegaram à mesma temperatura: maior que 1.020 °C para o bagaço de cana-de-açúcar, independente do material do leito utilizado (quartzo e óxido de cálcio).

Outro ponto que vale destacar é que os resultados mostraram que as temperaturas de aglomeração foram menores do que as obtidas pelos testes de fusão das cinzas realizados conforme a norma padrão ASTM D 1857, para todos os combustíveis considerados

(aproximadamente 1.600 °C). As biomassas utilizadas neste estudo, bem como o detalhamento de suas composições encontram-se na Tabela 10.

Tabela 10 – Composição elementar e composição das cinzas de diferentes biomassas. **Fonte:** (NATARAJAN, ÖHMANA, *et al.*, 1998)

	Casca de Arroz	Bagaço	Palha da Cana	Caroço de Azeitona
Umidade [wt%] _{base úmida}	9,20	9,50	9,20	14,40
Composição Elementar [wt%]_{base seca}				
Carbono	34,70	46,70	45,40	50,20
Hidrogênio	5,00	6,50	6,20	6,50
Oxigênio	34,50	39,80	39,90	32,10
Nitrogênio	0,20	0,20	0,30	1,40
Enxofre	0,05	0,02	0,02	0,14
Cloro	0,02	0,06	0,20	0,15
Composição das Cinzas [wt%]				
SiO ₂	96,26	73,19	69,13	36,20
Al ₂ O ₃	0,56	8,29	7,83	3,60
Fe ₂ O ₃	0,48	5,37	5,07	4,25
MgO	0,05	2,53	2,39	12,40
CaO	0,81	4,14	3,91	18,20
K ₂ O	1,03	4,11	3,88	18,20
MnO ₂	0,08	0,14	0,13	0,01
TiO ₂	0,07	0,65	6,17	0,02
Na ₂ O	0,22	0,67	0,64	1,70
P ₂ O ₅	0,44	0,91	0,85	4,00

Comparando-se diferentes materiais do leito, Zhou, Rosen e Engvall (2016) observaram que a areia de sílica apresentou a aglomeração mais severa entre os materiais analisados, sendo a dolomita o material mais adequado na prevenção da aglomeração do leito quando comparada com a magnesita e areia de sílica.

Vários métodos para detecção da aglomeração em leitos fluidizados vem sendo apresentados em estudos recentes, como as medições da dilatação térmica e condutância elétrica de uma amostra de cinza realizadas de maneira simultânea, os testes de fusão de cinzas normatizados (normas ASTM D 1857 e DIN 51730, por exemplo), a análise mecânica (TMA,

do inglês), o método da combinação da análise térmica diferencial e termogravimétrica (DTA/TGA), entre outros.

2.3 Parâmetros de operação e dimensionamento de um GLFB

2.3.1 Velocidade mínima de fluidização

A velocidade mínima de fluidização (U_{mf}) é o parâmetro mais importante na caracterização da hidrodinâmica do leito a ser fluidizado e possui grande influência no projeto do gaseificador.

Por definição, U_{mf} é a velocidade do agente de gaseificação que faz com que a perda de carga do fluido ao atravessar a região do leito seja igual a pressão devida ao peso aparente deste leito.

Esta condição se dá devido ao agente de gaseificação atingir uma velocidade em que a força de arrasto exercida pelo fluido se iguala à força gravitacional sob as partículas do leito (força líquida entre a força peso e o empuxo), mantendo-as suspensas e fazendo com que o leito estático tenha um comportamento similar a um fluido.

Uma forma bastante utilizada para o cálculo de U_{mf} é baseada no trabalho realizado por Ergun (1952), conforme equação 16; nele foram realizados 640 experimentos envolvendo variadas partículas esféricas, areias, coque pulverizado e os seguintes gases: CO_2 , N_2 , CH_4 e H_2 . Esta equação descreve a perda de carga baseada na soma das perdas de energia devido a viscosidade e velocidade.

$$\frac{\Delta P}{L} = 150 \frac{(1 - \varepsilon)^2}{\varepsilon^3} \cdot \frac{\mu_g U_m}{D_{ef}^2} + 1,75 \frac{(1 - \varepsilon)}{\varepsilon^3} \cdot \frac{G U_m}{D_{ef}} \quad ; \quad G = \rho_g U_s \quad (16)$$

Onde:

ΔP – perda de carga ou queda de pressão no leito [Pa];

L – altura do leito [m];

ε – porosidade do leito ou fração vazia [-];

μ_g – viscosidade absoluta ou dinâmica do fluido [Pa.s];

D_{ef} – diâmetro efetivo da partícula do leito [m];

U_m – velocidade superficial do fluido na pressão média [m/s];

G – taxa de vazão mássica do fluido [kg/m².s];

U_s – velocidade superficial do fluido baseado na coluna vazia da seção transversal [m/s];

ρ_g – massa específica do fluido [kg/m³].

O diâmetro efetivo da partícula esférica do leito (D_{ef}) é definido conforme a equação 17 (ERGUN, 1952).

$$D_{ef} = \frac{6}{S_v} \quad (17)$$

Com

$$S_v = \frac{S_t}{A_b L (1 - \varepsilon)} \quad (18)$$

Onde:

S_v – superfície específica [m⁻¹];

S_t – área da superfície geométrica total da partícula do leito [m²];

A_b – área da seção transversal do leito [m²];

ε – porosidade ou fração vazia do leito [-].

Baseado na equação 16, Kunii e Levenspiel (1991) apresentaram o cálculo da queda de pressão com duas diferenças: uma considerando $U_m = U_s$, e outra introduzindo o conceito de esfericidade para o cálculo do diâmetro efetivo, apresentado pela equação 19.

$$D_{ef} = \phi \cdot d_s \quad (19)$$

Onde:

d_s – diâmetro da esfera com mesmo volume da partícula (sendo obtido através da relação

$d_s = (6V_p/\pi)^{1/3}$; com V_p sendo o volume da partícula).

A esfericidade (\emptyset) é definida de acordo com a equação 20:

$$\emptyset = \left(\frac{\text{área da superfície da esfera}}{\text{área da superfície da partícula}} \right)_{\text{mesmo volume}} \quad (20)$$

Para partículas irregulares de forma isotrópica é válida a aproximação da equação 19 para a equação 21 (KUNII e LEVENSPIEL, 1991). Ou seja:

$$D_{ef} = \emptyset \cdot d_s \cong \emptyset \cdot d_{pa} \quad (21)$$

Onde:

d_{pa} – diâmetro da partícula do leito.

Uma aproximação adequada para representar o diâmetro das partículas do leito é utilizar o diâmetro médio destas partículas, o qual pode ser obtido a partir da equação 22, conhecido como Diâmetro Médio de Sauter. Os dados desta equação são geralmente obtidos através do processo de peneiração (BASU, 2006).

$$d_p = \frac{1}{\sum_1^n \frac{x_i}{d_i}} \quad (22)$$

Onde:

d_p – diâmetro médio das partículas do leito [m];

x_i – fração de massa das amostras coletadas entre duas peneiras [-];

d_i – média aritmética da abertura de duas peneiras adjacentes [m].

Para partículas não esféricas, considerando a mesma esfericidade para todas as partículas, o diâmetro efetivo (D_{ef}) pode ser dado por $\emptyset \cdot d_p$. Como não é simples de se obter o parâmetro esfericidade, pode-se encontrar na literatura valores aproximados para o conjunto de partículas a serem utilizadas.

Finalmente, a perda de carga segundo Kunii e Levenspiel (1991) pode ser descrita de acordo com a equação 23. Para altas porosidades do leito ($0,6 < \varepsilon < 0,98$), a perda de carga pode ser bem maior que o previsto por esta equação.

$$\frac{\Delta P}{L} = 150 \frac{(1 - \varepsilon)^2}{\varepsilon^3} \cdot \frac{\mu_g U_s}{(\phi d_p)^2} + 1,75 \frac{1 - \varepsilon}{\varepsilon^3} \cdot \frac{\rho_g U_s^2}{\phi d_p} \quad (23)$$

Apesar do parâmetro da porosidade ser aparentemente fácil de mensurar, uma vez que isto se torna possível a partir de um sensor de pressão, da massa do material contido no leito e da altura do leito, nem sempre é trivial de se obter na prática.

Desta forma, existem relações empíricas que fornecem uma boa aproximação, como é o caso da equação 24 para a porosidade do leito na condição de mínima fluidização, segundo Broadhurst e Becker (1975). Valores típicos deste parâmetro são de aproximadamente 0,5.

$$\varepsilon_{mf} = 0,586 \phi^{-0,72} \left(\frac{\mu_g^2}{\rho_g g (\rho_p - \rho_g) d_p^3} \right)^{0,029} \left(\frac{\rho_g}{\rho_p} \right)^{0,021} \quad (24)$$

Onde:

ε_{mf} – porosidade na condição de mínima fluidização [-];

ρ_p – massa específica das partículas do leito [kg/m^3].

Outra forma muito utilizada para a determinação da porosidade na mesma condição é a relação proposta por Wen e Yu (1966), conforme equações 25 e 26.

Vale destacar que, para um material no leito que possui partículas com ampla variação de diâmetros, tais equações não são válidas (tanto a equação 24, quanto a 25 e 26). Isto pois as partículas pequenas irão preencher espaços entre partículas de tamanhos maiores.

$$\varepsilon_{mf} = \left(\frac{0,071}{\phi} \right)^{1/3} ; Re_{mf} < 20 \quad (25)$$

$$\varepsilon_{mf}^3 = \frac{0,091(1 - \varepsilon_{mf})}{\phi^2} ; Re_{mf} > 20 \quad (26)$$

Onde:

Re_{mf} – Número de Reynolds na condição de mínima fluidização [-].

Através da definição de U_{mf} , outra forma de apresentar a perda de carga é através da equação 30 – quando a força gravitacional líquida (F_g) se iguala à força de arraste do fluido (F_d). Portanto, tem-se:

$$\vec{F}_g + \vec{F}_d = 0 \quad (27)$$

Multiplicando-se ambos os membros da equação pela área da seção transversal do leito (A_b):

$$A_b \vec{F}_g = -A_b \vec{F}_d \quad (28)$$

$$\Delta P_d = (1 - \varepsilon) \rho_p g L - (1 - \varepsilon) \rho_g g L \quad (29)$$

$$\Delta P_d = (1 - \varepsilon) (\rho_p - \rho_g) g L \quad (30)$$

Para a condição de mínima fluidização, que corresponde à velocidade superficial do fluido U_{mf} , porosidade do leito ε_{mf} , e para um diâmetro médio das partículas d_p e esfericidade Φ , substituindo-se a equação 30 em 16 – uma vez que $\Delta P_d = f(\varepsilon, \Phi, d_p, U)$ –, tem-se:

$$(\rho_p - \rho_g) g = 150 \frac{(1 - \varepsilon_{mf})}{\varepsilon_{mf}^3} \cdot \frac{\mu U_{mf}}{(\Phi d_p)^2} + \frac{1,75}{\varepsilon_{mf}^3} \cdot \frac{\rho_g U_{mf}^2}{\Phi d_p} \quad (31)$$

Multiplicando-se os dois lados da igualdade por $\left(\frac{\rho_g d_p^3}{\mu g^2}\right)$, resulta na equação 32:

$$\frac{\rho_g d_p^3 (\rho_p - \rho_g) g}{\mu g^2} = 150 \frac{(1 - \varepsilon_{mf})}{\Phi^2 \varepsilon_{mf}^3} \cdot \frac{d_p^3 \rho_g U_{mf}}{\mu g} + \frac{1,75}{\Phi \varepsilon_{mf}^3} \cdot \left(\frac{d_p^3 \rho_g U_{mf}}{\mu g}\right)^2 \quad (32)$$

Para partículas muito pequenas, em que o regime de escoamento apresentará o número de Reynolds menor do que 20, a perda de energia devido ao termo dependente da viscosidade

é dominante sobre o termo da perda de energia cinética, podendo U_{mf} ser aproximado conforme equação 33.

Para partículas muito grandes, em que o regime de escoamento apresentará número de Reynolds maior do que 1000, o termo da perda de energia cinética prevalece e U_{mf} pode ser obtido conforme equação 34.

Para escoamentos com o número de Reynolds intermediário, entre os valores mencionados anteriormente, U_{mf} deve ser obtido a partir da equação 32.

$$U_{mf} = \frac{d_p^2 g (\rho_p - \rho_g)}{150 \mu_g} \frac{\varepsilon_{mf}^3 \phi^2}{(1 - \varepsilon_{mf})}; Re_{mf} < 20 \quad (33)$$

$$U_{mf} = \sqrt{\frac{d_p g (\rho_p - \rho_g)}{1,75 \rho_g} \varepsilon_{mf}^3 \phi}; Re_{mf} > 1000 \quad (34)$$

Para se determinar U_{mf} de outra maneira, define-se um termo denominado número de Arquimedes (Ar), citado por alguns autores também como número de Galileo (Ga), de acordo com a equação 35.

$$Ar = \frac{\rho_g d_p^3 (\rho_p - \rho_g) g}{\mu_g^2} \quad (35)$$

Outra definição necessária é o número de Reynolds, definido conforme a equação 36.

$$Re = \frac{d_p \rho_g U}{\mu_g} \quad (36)$$

Onde:

U – velocidade do fluido [m/s].

Assim, a equação 32 pode ser reescrita de acordo com a equação 37.

$$Ar = \frac{1,75}{\phi \varepsilon_{mf}^3} Re_{mf}^2 + 150 \frac{(1 - \varepsilon_{mf})}{\phi^2 \varepsilon_{mf}^3} Re_{mf} \quad (37)$$

Onde:

Re_{mf} – Número de Reynolds na condição de mínima fluidização ($U = U_{mf}$) [-].

Adotando: $K_1 = \frac{1,75}{\phi \varepsilon_{mf}^3}$ e $K_2 = 150 \frac{(1 - \varepsilon_{mf})}{\phi^2 \varepsilon_{mf}^3}$

A equação 37 pode ser escrita da seguinte maneira:

$$K_1 Re_{mf}^2 + K_2 Re_{mf} - Ar = 0 \quad (38)$$

Resolvendo-se a equação de segundo grau para Re_{mf} , tem-se:

$$Re_{mf} = -\frac{K_2}{2K_1} + \sqrt{\left(\left[\frac{K_2}{2K_1}\right]^2 + \frac{Ar}{K_1}\right)} \quad (39)$$

Finalmente, pode-se determinar U_{mf} a partir da equação 39 de acordo com a equação 40.

$$U_{mf} = \frac{Re_{mf} \mu_g}{d_p \rho_g} \quad (40)$$

Wen e Yu (1966) foram os pioneiros a notar que K_1 e K_2 permanecem aproximadamente constantes para diferentes tipos de partículas sob diferentes condições (Reynolds entre 0,001 a 4000) e suas previsões apresentam para $U_{mf} \pm 34\%$ de desvio padrão.

Dado este último método de cálculo apresentado para obter U_{mf} , diferentes valores para as constantes foram apresentados, dependendo das partículas utilizadas em cada estudo; na Tabela 11 estão apresentados alguns exemplos. Anantharaman, Cocco e Chew (2018) fizeram um levantamento com inúmeros destes coeficientes para determinação de Re_{mf} .

Entretanto, apesar do uso da equação 39 ser bastante prático, por não ser necessário conhecer os parâmetros de esfericidade e porosidade do leito, é uma maneira grosseira de

cálculo de U_{mf} (KUNII e LEVENSPIEL, 1991). Delebarre (2004) é outro autor que não recomenda a utilização deste método de cálculo.

Tabela 11 – Valores das constantes K_1 e K_2 em diferentes estudos

$K_2/2K_1$	$1/K_1$	Referência
33,7	0,0408	(WEN e YU, 1966) ^a
28,7	0,0494	(CHITESTER <i>et al.</i> , 1984, <i>apud</i> KUNII e LEVENSPIEL, 1991) ^b
25,3	0,0571	(SAXENA e VOGEL, 1977, <i>apud</i> KUNII e LEVENSPIEL, 1991) ^c
25,3	0,0651	(BABU <i>et al.</i> , 1978, <i>apud</i> KUNII e LEVENSPIEL, 1991)
27,2	0,0408	(GRACE, 1982, <i>apud</i> KUNII e LEVENSPIEL, 1991)

^a 284 dados da literatura; ^b Carvão, *char* (até 64 bar); ^c Dolomita em alta temperatura e pressão

Além dos métodos para cálculo de U_{mf} citados anteriormente, na Tabela 12 estão apresentadas formas alternativas.

Tabela 12 – Diferentes formas de cálculo de U_{mf}

Referência	Forma de cálculo
(CARMAN, 1937)	$U_{mf} = \frac{(\phi d_p)^2 g(\rho_p - \rho_g)}{180 \mu_g} \left(\frac{\varepsilon_{mf}^3}{1 - \varepsilon_{mf}} \right) \quad (41)$
(DOICHEV e AKHMAKOV, 1979)	$U_{mf} = \frac{\mu_g}{\rho_g d_p} (1,08 \cdot 10^{-3} Ar^{0,947}) \quad (42)$
(GOROSHKO <i>et al.</i> , 1958, <i>apud</i> YATES e LETTIERI, 2016)	$U_{mf} = \frac{\mu_g}{\rho_g d_p} \cdot \left(\frac{Ar}{1400 + 5,2\sqrt{Ar}} \right) \quad (43)$
(WU e BAEYENS, 1991)	$U_{mf} = \frac{\mu_g}{\rho_g d_p} (7,33 \cdot 10^{-5} \cdot 10^{\sqrt{8,24 \log_{10} Ar - 8,81}}) \quad (44)$

Uma forma de obter experimentalmente U_{mf} é através de um sensor de pressão localizado na região inferior do leito (*plenum*), cujo esquema encontra-se na Figura 9.

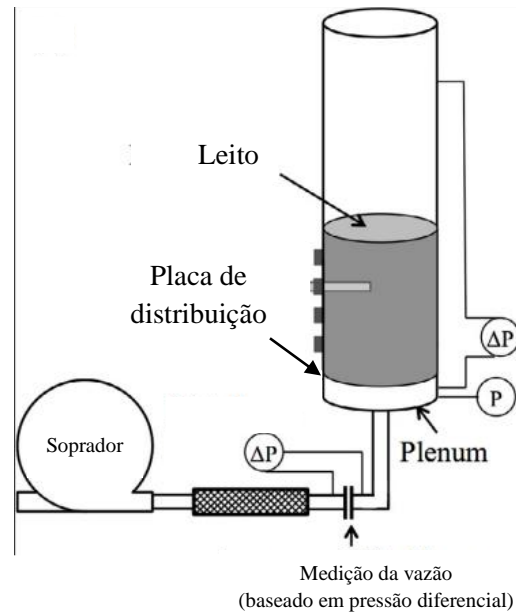


Figura 9 – Figura ilustrativa com relação a medição de ΔP . **Fonte:** Adaptado de Lamarche, Liu, *et al.* (2017)

A Figura 10 apresenta o comportamento típico da perda de carga em função da velocidade superficial do fluido que atravessa a região do leito. Quando se aumenta a velocidade, um aumento também na perda de carga e na porosidade do leito é percebida – não necessariamente linear. Este comportamento dependerá do regime de escoamento (número de Reynolds) (UF (DCE), 2017).

Em determinado ponto, a perda de carga atinge um valor máximo (entre os pontos A e B) onde as forças de arrasto de fricção causam um rearranjo nas partículas – o que altera a porosidade (UF (DCE), 2017).

Após o rearranjo, a perda de carga é reduzida (ponto C) e, mesmo aumentando-se a velocidade, a perda de carga permanece praticamente constante (ponto D). Se for realizado o processo reverso, o ponto E será encontrado ao invés do ponto B. Isto devido à diferente porosidade resultante do rearranjo das partículas já ter ocorrido; assim, continuando-se a reduzir a velocidade, a linha EF representa o processo de reconstrução do leito fixo (UF (DCE), 2017).

A velocidade mínima de fluidização, portanto, será a interseção entre as linhas CD e EF. Vale destacar que, para cada alteração de velocidade, é necessário um determinado tempo para entrar-se no regime permanente de determinada condição (UF (DCE), 2017).

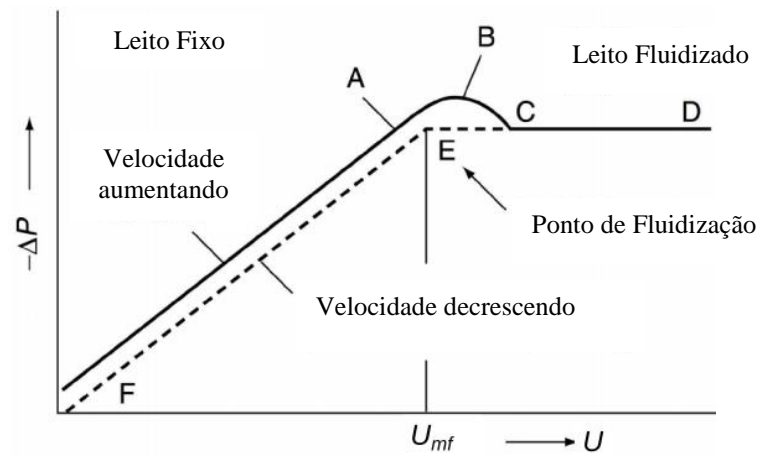


Figura 10 – Comportamento típico da perda de carga *versus* velocidade superficial. **Fonte:** Adaptado de UF (DCE) (2017)

Entretanto, diferentes tamanhos de partículas levam a diferenças no comportamento típico da perda de carga em função da velocidade superficial do fluido. A Figura 11 ilustra este comportamento.

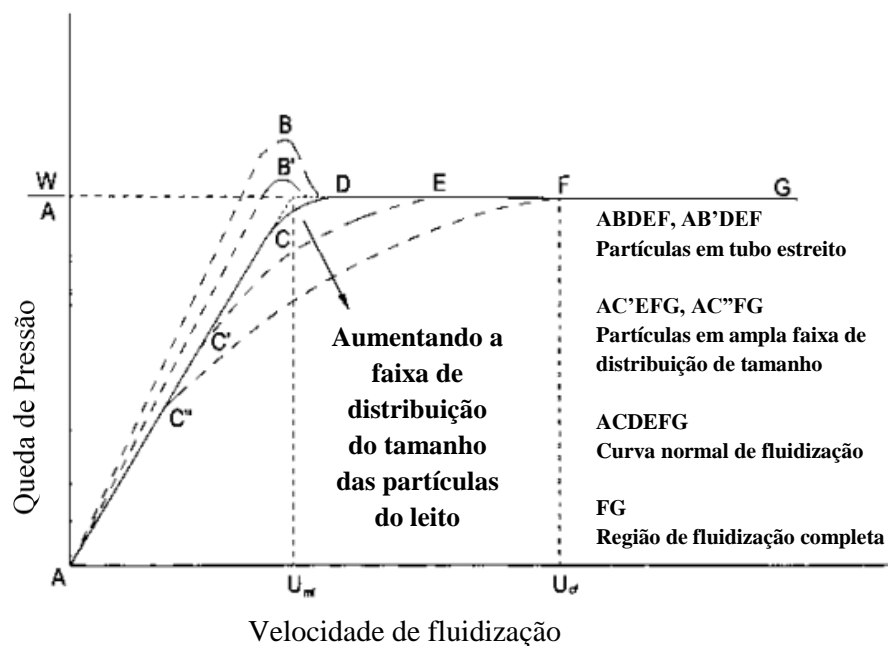


Figura 11 – Diferença no comportamento típico da curva $\Delta P \times U_s$. **Fonte:** Adaptado de Yang (2003)

2.3.2 Velocidade superficial e diâmetro do Leito

A velocidade superficial é uma velocidade hipotética como se um dado fluido fosse o único escoando ou presente em uma dada área transversal. É definida conforme a equação 45.

$$U_s = \frac{Q}{A} \quad (45)$$

Onde:

U_s – velocidade superficial [m/s];

Q – vazão volumétrica do fluido [m³/s];

A – área da seção transversal [m²].

O cálculo do diâmetro interno do leito (D_b) é realizado através da mesma equação de definição da velocidade superficial; este modelo de cálculo é unânime nos estudos analisados de Alemu Asfaw (2013), Pérez (2016) e Olivares Gómez (1996).

A diferença nos estudos está na vazão volumétrica utilizada. Pérez (2016) e Olivares Gómez (1996) são similares no quesito de utilizar apenas a vazão volumétrica do ar estequiométrico multiplicado pelo ER assumido e pela vazão mássica da biomassa considerada no projeto.

No estudo de Alemu Asfaw (2013), recomenda-se para o cálculo desta vazão um valor médio entre a vazão volumétrica do agente de gaseificação e a vazão do gás produzido.

Outra recomendação contida no estudo de Alemu Asfaw (2013), é o do cálculo de U_s ser relacionado à velocidade mínima de fluidização. É recomendado que U_s esteja entre 2 a 4 vezes U_{mf} para que o GLFB opere no regime de fluidização borbulhante.

2.3.3 Velocidade terminal

A velocidade terminal de uma partícula única é uma característica intrínseca e tão importante quanto o tamanho, massa específica, entre outras. O seu cálculo costuma ser feito através de um processo iterativo (YANG, 2003).

Uma partícula ao cair em meio a um fluido, sob ação de uma força constante como a força da gravidade, por exemplo, irá sofrer aceleração durante um certo período de tempo muito curto e depois se moverá à velocidade constante. Esta máxima velocidade que as partículas alcançam é chamada de velocidade terminal.

Este parâmetro dependerá da massa específica, tamanho e forma da partícula, bem como das propriedades do fluido e do campo gravitacional; é conhecida também como velocidade de queda livre.

No caso de um leito gás-sólido em um GLFB, a velocidade terminal é a máxima velocidade do gás para que não ocorra elutriação ou até mesmo o arraste de partículas para fora do reator.

As forças que agem sobre uma partícula sólida em movimento em um fluido (líquido ou gás) são: força do campo gravitacional, o empuxo e a força de arrasto.

Força de campo gravitacional:

$$F_c = m_p a_c = \rho_p V_p g \quad (46)$$

Onde:

a_c – aceleração do campo gravitacional [m/s²];

m_p – massa da partícula [kg];

F_c – força do campo gravitacional (peso) [N];

ρ_p – massa específica da partícula [kg/m³];

V_p – volume da partícula [m³].

Força de empuxo:

$$F_e = m_{f\ desloc.} a_c = \rho_f V_p g \quad (47)$$

Onde:

$m_{f\ desloc.}$ – massa do fluido deslocado [kg];

F_e – força de empuxo [N];

ρ_f – massa específica do fluido [kg/m³];

V_p – volume da partícula [m³].

A força de resistência de um fluido é definida conforme a equação 48.

$$F_{fluido} = k v_r^n \quad (48)$$

Para o ar, esta força de resistência denomina-se também de força de arrasto e possui:

$$k = \frac{1}{2} A_c \rho_f C_d ; n = 2 \quad (49)$$

Assim:

$$F_a = \frac{1}{2} A_c \rho_f C_d v_r^2 \quad (50)$$

Onde:

F_a – força de arrasto [N];

A_c – área característica (projetada) da partícula [m²];

C_d – coeficiente de arrasto [-];

v_r – velocidade relativa da partícula (diferença entre vel. do fluido e vel. da partícula) [m/s].

Desta forma, a força resultante (F_r) em uma partícula que se movimenta em um fluido ascendente é determinada da seguinte maneira (com o sentido \uparrow sendo negativo, e \downarrow sendo positivo):

$$\vec{F}_r = \vec{F}_c - \vec{F}_e - \vec{F}_a \quad (51)$$

A equação acima pode ser reescrita conforme a expressão dada pela equação 52.

$$m_p a_{resultante} = \rho_p V_p g - \rho_f V_p g - \frac{1}{2} A_c \rho_f C_d v_r^2 \quad (52)$$

Como uma vez atingida a velocidade terminal o movimento é uniforme (sem aceleração: $\vec{F}_r = 0$), temos para a velocidade relativa, neste caso igual a velocidade terminal (U_t), a equação 53.

$$v_r = U_t = \sqrt{\frac{2(\rho_p - \rho_f)V_p g}{\rho_f A_c C_d}} \quad (53)$$

Para partículas esféricas, tem-se: $A_c = \frac{\pi}{4} d_p^2$ e $V_p = \frac{\pi}{6} d_p^3$

Desta maneira, a equação 53 pode ser escrita conforme a equação 54. Para partículas não esféricas, deve-se utilizar o diâmetro efetivo.

$$U_t = \sqrt{\frac{4d_p(\rho_p - \rho_f)g}{3\rho_f C_d}} \quad (54)$$

Como $C_d = f(Re)$, existem diferentes estudos com variadas relações empíricas para determinação do coeficiente de arraste em função do número de Reynolds. Howard (1989) apresentou os limites para C_d dados através das equações 55, 56 e 57.

$$C_d = \frac{24}{Re} \quad ; \text{ para } Re < 0,4 \quad (55)$$

$$C_d = \frac{10}{\sqrt{Re}} \quad ; \text{ para } 0,4 < Re < 500 \quad (56)$$

$$C_d = 0,43 \quad ; \text{ para } 500 < Re \quad (57)$$

Segundo Yang (2003), a correlação mais adequada é a abrangente relação dada por Clift, Grace e Weber (1978), apresentada na Tabela 13 (equação 58 a 67).

Tabela 13 – Recomendações empíricas sobre o coeficiente de arrasto (com $w = \log_{10} Re$) (continua). **Fonte:** (CLIFT, GRACE e WEBER, 1978)

Número de Reynolds	Coeficiente de Arrasto
$Re \leq 0,01$	$C_d = \frac{3}{16} + \frac{24}{Re} \quad (58)$
$0,01 < Re \leq 20$	$C_d = \frac{24}{Re} [1 + 0,1315Re^{(0,82-0,05w)}] \quad (59)$
$20 < Re \leq 260$	$C_d = \frac{24}{Re} [1 + 0,1935Re^{0,6305}] \quad (60)$
$260 < Re \leq 1500$	$\log_{10} C_d = 1,6435 - 1,1242w + 0,1558w^2 \quad (61)$
$1500 < Re \leq 1,2 \cdot 10^4$	$\log_{10} C_d = -2,4571 + 2,5558w - 0,9295w^2 + 0,1049w^3 \quad (62)$
$1,2 \cdot 10^4 < Re \leq 4,4 \cdot 10^4$	$\log_{10} C_d = -1,9181 + 0,6370w - 0,0636w^2 \quad (63)$
$4,4 \cdot 10^4 < Re \leq 3,38 \cdot 10^5$	$\log_{10} C_d = -4,3390 + 1,5809w - 0,1546w^2 \quad (64)$
$3,38 \cdot 10^5 < Re \leq 4 \cdot 10^5$	$C_d = 29,78 - 5,3w \quad (65)$
$4 \cdot 10^5 < Re \leq 10^6$	$C_d = 0,1w - 0,49 \quad (66)$

Tabela 13 – Recomendações empíricas sobre o coeficiente de arrasto (com $w = \log_{10} Re$) (conclusão). **Fonte:** (CLIFT, GRACE e WEBER, 1978)

Número de Reynolds	Coeficiente de Arrasto
$10^6 < Re$	$C_d = 0,19 - \frac{8 \cdot 10^4}{Re}$ (67)

Por outro lado, Haider e Levenspiel (1989) apresentaram uma relação bastante utilizada envolvendo tanto partículas esféricas quanto não esféricas, conforme equação 68.

$$C_d = \frac{24}{Re} \left[1 + (8,1716e^{-4,0655\phi}) Re^{0,0964+0,5565\phi} \right] + \frac{73,69(e^{-5,0748\phi}) Re}{Re + 5,378e^{6,2122\phi}} \quad (68)$$

Apresentadas as metodologias de cálculo de U_t anteriores, que dependem do coeficiente de arraste, a Figura 12 ilustra o comportamento típico de uma partícula esférica com relação ao coeficiente de arrasto em função do número de Reynolds.

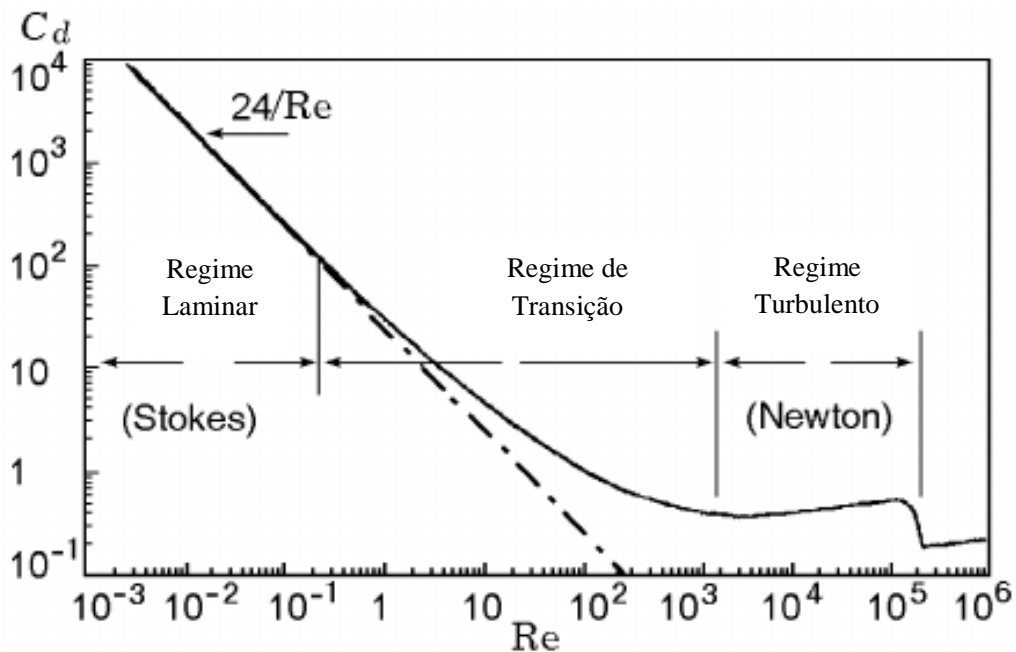


Figura 12 – Coeficiente de arrasto *versus* Re para partículas esféricas. **Fonte:** Adaptado de Boiko, Pivovarov e Poplavski (2013)

Existem, também, métodos que não dependem do coeficiente de arraste. Basu (2006) apresenta o cálculo de U_t para partículas esféricas baseado no número de Arquimedes, conforme as equações 69 a 71.

$$U_t = \frac{Ar}{18} \frac{\mu_g}{d_p \rho_g} ; Re < 0,4 \quad (69)$$

$$U_t = \frac{\mu_g}{d_p \rho_g} \left(\frac{Ar}{7,5} \right)^{0,666} ; 0,4 \leq Re < 500 \quad (70)$$

$$U_t = \frac{\mu_g}{d_p \rho_g} \left(\frac{Ar}{0,33} \right)^{0,5} ; Re \geq 500 \quad (71)$$

Souza-Santos (2004), através de limites muito próximos dos apresentados por Howard (1989), sugere através das equações 72 a 74, uma forma de se determinar U_t para partículas aproximadamente esféricas.

$$U_t = \frac{gd_p^2(\rho_p - \rho_g)}{18\mu_g} ; para Re \leq 2 \quad (72)$$

$$U_t = \left[\frac{gd_p^{1,6}(\rho_p - \rho_g)}{13,9\rho_g^{0,4}\mu_g^{0,6}} \right]^{0,71} ; para 2 < Re \leq 500 \quad (73)$$

$$U_t = \left[\frac{3,03gd_p(\rho_p - \rho_g)}{\rho_g} \right]^{0,5} ; para Re > 500 \quad (74)$$

Através do último método apresentado, calcula-se U_t baseado nas características do sistema e verifica-se a veracidade do resultado de acordo com os respectivos intervalos do número de Reynolds para a equação utilizada.

Kunii e Levenspiel (1991) apresentaram um modelo de obtenção direta da velocidade terminal a partir das propriedades físicas do sistema, determinando-se duas constantes adimensionais: d_p^* e u_t^* . O cálculo de U_t é obtido através das equações 75, 76 e 77.

$$d_p^* = d_p \left[\frac{\rho_g(\rho_p - \rho_g)g}{\mu_g^2} \right]^{1/3} \quad (75)$$

$$u_t^* = \left[\frac{18}{(d_p^*)^2} + \frac{2,335 - 1,744\phi}{(d_p^*)^{0,5}} \right]^{-1} ; 0,5 < \phi \leq 1 \quad (76)$$

$$U_t = u_t^* \left[\frac{\mu_g g (\rho_p - \rho_g)}{\rho_g^2} \right]^{1/3} \quad (77)$$

2.3.4 Análise da presença de bolhas no leito fluidizado

A análise da presença de bolhas no leito fluidizado se dá principalmente através da análise do tamanho e velocidade de subida das bolhas. Estes parâmetros estarão relacionados à qualidade da fluidização e também ao *Transport Disengaging Height* (TDH), o qual possui relação direta com a altura do *freeboard* no projeto de um gaseificador.

Este item foi baseado no estudo feito por Karimipour e Pugsley (2011), o qual reuniram 25 relações diferentes para o tamanho e sete para a velocidade de subida da bolha em leito fluidizado.

A maioria das relações são ou totalmente empíricas ou semi-empíricas, as quais partem de uma base teórica e depois os parâmetros são ajustados através de dados experimentais. Desta forma, é importante destacar que estas relações tendem a ser limitadas a um intervalo específico de condições, conseqüentemente não sendo estendidas a intervalos maiores (KARIMIPOUR e PUGSLEY, 2011).

Como existem diferentes técnicas de medição, os estudos podem apresentar resultados diferentes em função do aspecto da bolha que está sendo feita a análise – conforme ilustra a Figura 13.

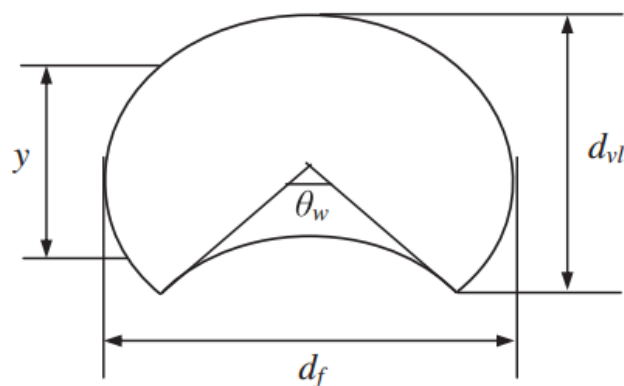


Figura 13 – Dimensões da bolha devido às diferentes técnicas de medição. **Fonte:** (KARIMIPOUR e PUGSLEY, 2011)

Onde:

d_f – diâmetro frontal ou diâmetro equivalente da seção transversal;

y – comprimento vertical ou comprimento;

d_{vl} – comprimento vertical;

θ_w – ângulo do efeito esteira.

Algumas formas de se obter os parâmetros citados acima dependem do diâmetro inicial da bolha, o qual pode ser calculado a partir das relações apresentadas na Tabela 14; e este diâmetro inicial, por sua vez, pode depender das características da placa de distribuição – caso seja utilizado placas perfuradas.

Tabela 14 – Equações para o diâmetro inicial da bolha

Equação para cálculo	
Placa Porosa	
(MIWA, MORI, <i>et al.</i> , 1972)	$d_{b0} = 0,00376(U_s - U_{mf})^2$ (78)
Placa perfurada	
(MIWA, MORI, <i>et al.</i> , 1972)	$d_{b0} = 0,347 \left[\frac{A_b}{n} (U_s - U_{mf}) \right]^{0,4}$ (79)
(CHIBA, TERASHIMA e KOBATASHI, 1972)	$d_{b0} = 0,431 \left[\frac{A_b}{n} (U_s - U_{mf}) \right]^{0,4}$ (80)

Onde:

d_{b0} – diâmetro inicial da bolha [cm];

A_b – área da seção transversal do leito [cm²];

n – número de orifícios da placa [-].

Para o diâmetro e velocidade de subida da bolha, na Tabela 15 estão apresentadas as relações recomendadas por Karimipour e Pugsley (2011). Segundo este estudo, as mais adequadas a serem utilizadas para o tamanho da bolha e velocidade de subida da bolha, respectivamente, são as relações obtidas por Cai, Schiavetti, *et al.* (1994) e Werther (1978).

Sendo mais específico, Karimipour e Pugsley (2011) recomenda que a relação de Cai, Schiavetti, *et al.* (1994) seja utilizada para partículas do grupo A e D; e a relação de Mori e

Wen (1975) é mais adequada para partículas que fazem parte do Grupo B da classificação de Geldart.

Tabela 15 – Equações para cálculo do diâmetro e velocidade da bolha (continua)

Equação para cálculo	
Diâmetro da bolha	
(CAI, SCHIAVETTI, <i>et al.</i> , 1994)	$d_v = 0,138h^{0,8}(U_s - U_{mf})^{0,42} e^a;$ $a = -2,5 \cdot 10^{-5}(U_s - U_{mf})^2 - 10^{-3}(U_s - U_{mf})$ (81)
(MORI e WEN, 1975)	$\frac{d_{bm} - d_v}{d_{bm} - d_{b0}} = e^{-\frac{0,3h}{D_b}};$ $d_{bm} = 0,652[A_b(U_s - U_{mf})]^{2/5}$ (82)
(WERTHER, 1978)	$d_v = d[1 + 0,272(U_s - U_{mf})]^{1/3}(1 + 0,0684h)^{1,21};$ $d = 0,610 - \text{Geldart A}$ $d = 0,853 - \text{Geldart B}$ $d = 1,23 - \text{Geldart D}$ (83)
(DARTON, LA NAUZE, <i>et al.</i> , 1977)	$d_v = 0,54(U_s - U_{mf})^{0,4}(h + 4\sqrt{A_o})^{0,8} g^{-0,2}$ $A_o = \frac{A_b}{n}$ (84)
Velocidade de subida de uma única bolha	
(DAVIDSON e HARRISON, 1963)	$u_{br} = 0,71\sqrt{gd_v}$ (85)
(ROWE e PARTRIDGE, 1965)	$u_{br} = k\sqrt{gd_v};$ $k = 0,926 - \text{Geldart A}$ $k = 1,02 - \text{Geldart B}$ (86)
(KUNII e LEVENSPIEL, 1991)	$u_{br} = 0,711\sqrt{gd_v}; \text{ para } d_v/D_b < 0,125$ $u_{br} = (0,711\sqrt{gd_v})1,2e^{-1,49d_v/D_b};$ $\text{para } 0,125 < d_v/D_b < 0,6$ $\text{para } d_v/D_b > 0,6 \text{ slugging é mais provável}$ (87)

Tabela 15 – Equações para cálculo do diâmetro e velocidade da bolha (conclusão)

Equação para cálculo	
Velocidade de subida da bolha (presença de mais bolhas)	
(DAVIDSON e HARRISON, 1963)	$u_b = u_{br} + (U_s - U_{mf})$ (88)
(XIE, 1997)	$u_b = u_{br} + 1,5(U_s - U_{mf})$ (89)
	$u_b = \varphi \sqrt{g d_v}$;
	Geldart A:
(WERTHER, 1978)	$\varphi = \begin{cases} 1; D_b \leq 10 \text{ cm} \\ 0,396 D_b^{0,4}; 10 < D_b < 100 \text{ cm} \\ 2,5; D_b \geq 100 \text{ cm} \end{cases}$ (90)
	Geldart B:
	$\varphi = \begin{cases} 0,64; D_b \leq 10 \text{ cm} \\ 0,254 D_b^{0,4}; 10 < D_b < 100 \text{ cm} \\ 1,6; D_b \geq 100 \text{ cm} \end{cases}$
	<i>Para Geldart A e $D_b \leq 100 \text{ cm}$</i>
(KUNII e LEVENSPIEL, 1991)	$u_b = 0,34 \left((U_s - U_{mf}) + 14,1(d_v + 0,5) \right) D_b^{0,33} + u_{br}$ (91)
	<i>Para Geldart B e $D_b \leq 100 \text{ cm}$</i>
	$u_b = 0,0032 \left((U_s - U_{mf}) + 11,3 d_v^{0,5} \right) D_b^{1,35} + u_{br}$

Onde:

A_b – área da seção transversal do leito [cm²];

D_b – diâmetro do leito [cm];

d_{b0} – diâmetro inicial da bolha [cm];

d_{bm} – diâmetro máximo da bolha devido a total coalescência das bolhas [cm];

d_v – diâmetro do volume equivalente médio da bolha [cm];

n – número de orifícios da placa de distribuição [-];

u_b – velocidade de subida da bolha (na presença de mais bolhas) [cm/s];

u_{br} – velocidade de subida de uma única bolha [cm/s].

Além do volume ocupado pela emulsão e pelas bolhas no leito, existe um volume ocupado pelo rastro das bolhas quando estas se movimentam no leito, denominado efeito esteira.

As bolhas típicas não são totalmente esféricas, elas possuem a base quase plana, ou mesmo côncava. Esta região logo abaixo da bolha, a região de esteira, é formada devido à pressão nesta parte inferior ser menor do que a vizinhança na região de emulsão.

Assim, o gás é atraído para esta região, causando instabilidade, colapso parcial da bolha e uma mistura turbulenta. Para bolhas com altas velocidades ($u_{br} > U_{mf}/\varepsilon_{mf}$), esta é a razão de se observar uma espécie de vazamento dentro da região de esteira, conforme Figura 14a. A turbulência resulta também em sólidos sendo puxados pela parte inferior da bolha (KUNII e LEVENSPIEL, 1991).

Através de fotografias com tecnologias de raios-x, por exemplo, pode-se definir o volume ocupado pela esteira dentro de uma esfera que circunscreve uma bolha, conforme mostra a Figura 14b, através de um ângulo de esteira (θ_w) e um volume de esteira (V_w). Desta forma, a fração do efeito esteira é definida como a relação entre o volume da região de esteira e o volume da bolha.

Graficamente, também através da Figura 14b, é possível estimar alguns valores desta fração (f_w) em função do diâmetro médio de partículas utilizadas como material do leito (KUNII e LEVENSPIEL, 1991).

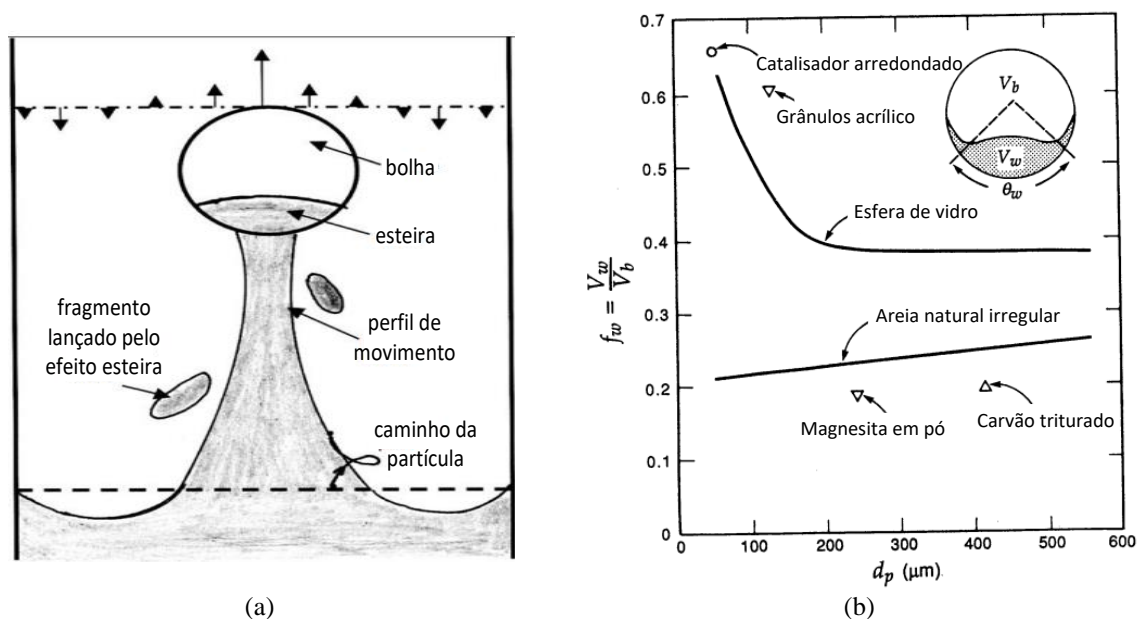


Figura 14 – (a) Representação do efeito esteira; (b) Fração do vol. do efeito esteira $\times d_p$. **Fonte:** Adaptado de (a) Crowe (2006) e (b) Kunii e Levenspiel (1991)

2.3.5 Cálculo da expansão do leito

O estudo da expansão do leito para o dimensionamento de um gaseificador de leito fluidizado borbulhante tem o objetivo de obter uma previsão do local geométrico necessário para abrigar o leito expandido - condição acima da condição mínima de fluidização, onde existirá também a presença de bolhas.

Uma metodologia de cálculo para estimar a altura do leito expandido pode ser feita através de uma adaptação de um processo iterativo apresentado por Fogler e Brown (1981), conforme fluxograma apresentado na Figura 15. As equações da Tabela 15 são utilizadas para preenchimento das etapas 1, 2 e 3 deste fluxograma.

As variáveis de entrada do fluxograma são: velocidade mínima de fluidização (U_{mf}), velocidade superficial (U_s), diâmetro do leito (D_b), aceleração da gravidade (g), fração do efeito esteira (f_w), massa específica da partícula do leito (ρ_p), porosidade na condição de mínima fluidização (ε_{mf}) e a massa do material do leito (W).

Vale destacar que para os cálculos iterativos, conforme Figura 15, as variáveis de entrada deverão estar no sistema CGS de unidades.

Uma outra maneira relativamente mais simples e direta para se determinar a expansão do leito foi apresentada por Davidson e Harrison (1963), de acordo com a relação da equação 92.

$$\frac{H - H_{mf}}{H_{mf}} = \frac{U_s - U_{mf}}{u_b} \quad (92)$$

Onde:

H – altura do leito expandido [m];

H_{mf} – altura do leito na condição de mínima fluidização [m];

U_s – velocidade superficial do fluido [m/s];

U_{mf} – velocidade de mínima fluidização [m/s];

u_b – velocidade de subida da bolha na presença de mais bolhas (assumindo um valor constante que pode ser calculado conforme fluxograma da Figura 15) [m/s].

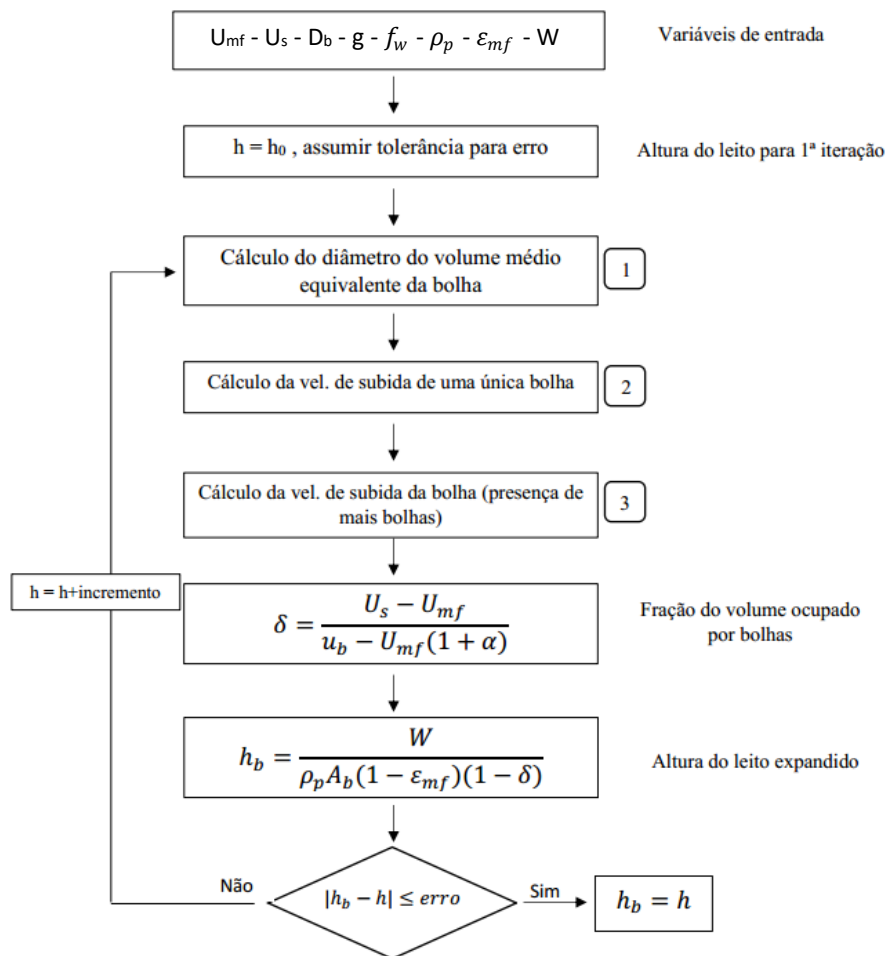


Figura 15 – Fluxograma para cálculo do leito expandido. **Fonte:** Adaptado de Fogler e Brown (1981)

Feng, Li, et al. (2017) também apresentaram uma maneira de estimar a altura do leito expandido através da equação 93.

$$\frac{H}{H_{mf}} = \frac{2,58(U_s - U_{mf})^{0,2014} U_{mf}^{0,154} \rho_g^{0,0846}}{d_p^{0,1004}} \quad (93)$$

Onde:

H – altura do leito expandido [cm];

H_{mf} – altura do leito na condição de mínima fluidização [cm];

U_s – velocidade superficial do agente de gaseificação [m/s];

U_{mf} – velocidade mínima de fluidização [m/s];

ρ_g – massa específica do agente de gaseificação [kg/m^3];

d_p – diâmetro médio das partículas do leito [mm].

2.3.6 Freeboard

A região denominada *freeboard* é localizada logo acima da região do leito e a sua altura pode ser determinada baseada na região denominada *Transport Disengaging Height* (TDH); alguns pesquisadores, inclusive, denominam o TDH como o próprio *freeboard*. A Figura 16 ilustra um modelo adotado do *freeboard* e sua relação com o TDH.

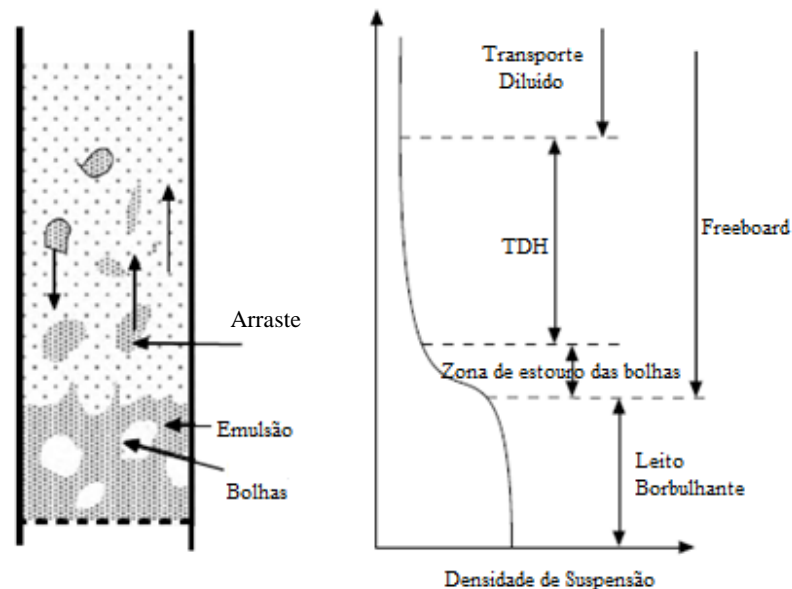


Figura 16 – Regiões do gaseificador. **Fonte:** Adaptado de Basu (2006)

Bolhas estourando na superfície do leito projetam partículas no *freeboard* em diferentes alturas, as quais irão depender da velocidade terminal da partícula (U_t) e da velocidade superficial do gás (U_s).

A carga de sólidos (kg de sólidos/ m^3 de gás) diminui com a altura, como também pode ser visto na Figura 16; esta região de redução da carga de sólidos até atingir um valor aproximadamente constante é denominado TDH (BREMS, CHAN, *et al.*, 2011).

Embora exista esta definição geral para o TDH, no seu estudo há muitas divergências entre pesquisadores; isto se deve, segundo Cahyadi, Neumayer, *et al.* (2015), às diferentes definições desta região e também aos diferentes instrumentos utilizados para se determinar o TDH em cada estudo.

Com relação aos diferentes instrumentos de medição utilizados, podem ser citados os seguintes dispositivos e seus respectivos estudos: imagem de vídeo (DO, CLIFT e GRACE, 1972); anemômetro de fio quente (FOURNOL, BERGOUGNOU e BACKER, 1973); ponta de prova de fibra ótica (HATANO e ISHIDA, 1983); ponta de prova isocinética de amostragem (PEMBERTON e DAVIDSON, 1986); manômetro (BARON, BRIENS e BERGOUGNOU, 1988) (GEORGE e GRACE, 1978) (CHAN e KNOWLTON, 1984) (SMOLDERS e BAEYENS, 1997) (KIM, SONG e KIM, 1996) (BARON, BRIENS, *et al.*, 1987); *Laser Doppler Velocimetry* (LDV) (HAMDULLAHPUR e MACKAY, 1986); e *Positron Emission Particle Tracking* (PEPT) (BREMS, CHAN, *et al.*, 2011).

Embora a medição através de sensor de pressão ao longo da altura do *freeboard* seja relativamente simples, Smolders e Baeyens (1997) mostraram que os gradientes de pressão são geralmente muito pequenos para prever o TDH de maneira precisa.

Com relação às diferentes definições, o TDH pode ser definido como sendo a altura através da qual:

- a velocidade das partículas no *freeboard* iguala à velocidade superficial do gás (ZENZ e WEIL, 1958) (GEORGE e GRACE, 1978);
- a velocidade cinética da partícula é menos de 1% (FUNG e HAMDULLAHPUR, 1993) ou 5% (HORIO, TAKI, *et al.*, 1980)(HAMDULLAHPUR e MACKAY, 1986) do que na superfície do leito;
- o fluxo de arraste é menos de 1% (CHAN e KNOWLTON, 1984) (TANAKA e SHINOHARA, 1978) (PEMBERTON e DAVIDSON, 1986), 3% (JOLLEY e STANTAN, 1952) (NAZEMI, BERGOUGNOU e BAKER, 1974), 5% (AMITIN, MARTYUSHIN e GUREVICH, 1968) ou 6% (TWEDDLE, CAPES e OSBERG, 1970) do fluxo na superfície do leito;
- o fluxo de arraste das partículas é 0,1 g/m²/s (FUNG e HAMDULLAHPUR, 1993).

Além disto, alguns estudos diferem o TDH em duas regiões distintas: o TDH_C e TDH_F, como pode ser visto nos estudos de Sciazko, Raczek e Bandrowski (1988) e Sciazko, Bandrowski e Raczek (1991).

Apresentados alguns problemas que podem ser a divergência de valores encontrados na literatura com relação à determinação do TDH, muitas equações empíricas, com as particularidades de cada estudo, foram desenvolvidas. Algumas delas, sem a distinção das regiões TDH_C e TDH_F, estão citadas na Tabela 16.

Tabela 16 – Diferentes modos de cálculo de TDH

Referência	Equações para o cálculo de TDH	
(GEORGE e GRACE, 1978)	$TDH = 18,2d_v$	(94)
(HORIO, TAKI, <i>et al.</i> , 1980)	$TDH = \frac{112}{\eta} u'_{vo} \left(\frac{d_v}{g} \right)^{0,5}$ $\eta = 4,5; u'_{vo} = 0,565$	(95)
(CHAN e KNOWLTON, 1984)	$TDH = 0,85U_s^{1,2}(7,33 - 1,2 \log U_s)$	(96)
(PEMBERTON e DAVIDSON, 1986)	$TDH = \frac{4,605}{\beta}$ $\beta = \frac{1}{3d_v}$	(97)
(FUNG e HAMDULLAHPUR, 1993)	$TDH = -3d_v \ln 0,01$	(98)

2.4 Efeito das condições de operação no processo de gaseificação da biomassa

2.4.1 Biomassa e conteúdo de umidade

A celulose, a hemicelulose e a lignina são os três principais elementos da biomassa e constituem um papel importante durante o processo termoquímico de gaseificação (MCKENDRY, 2002). Normalmente, na composição típica de uma biomassa, a relação celulose/lignina varia entre 0,5-2,7 e a relação hemicelulose/lignina entre 0,5-2,0.

As frações de celulose e hemicelulose estão diretamente relacionadas à produtividade do gás produzido, enquanto que o conteúdo de lignina está relacionado com a produção de óleo. Portanto, quanto maior a relação entre celulose e hemicelulose com a lignina, em uma determinada biomassa, maior a produtividade de gás em um processo de gaseificação (SIKARWAR, ZHAO, *et al.*, 2016).

Na Tabela 17 estão apresentadas as composições típicas para o bagaço de cana-de-açúcar, com relação ao teor de celulose, hemicelulose, lignina e outros.

Tabela 17 – Conteúdo de celulose, hemicelulose, lignina e outros para o bagaço de cana-de-açúcar

Biomassa	Celulose (%)	Hemicelulose (%)	Lignina (%)	Outros (%)	Referência
	38	39	20	3	(PALMA, 2013)
Bagaço de cana-de-açúcar	47,60	39	11,20	2,2	(VARMA e MONDAL, 2017)

A composição química de qualquer tipo de biomassa pode variar de local para local. Desta maneira, na Tabela 18 e Tabela 19 encontram-se algumas das composições elementares e imediatas do bagaço de cana-de-açúcar citadas na literatura.

Tabela 18 – Composição elementar do bagaço de cana-de-açúcar

Composição Elementar [wt%] _{base seca e livre de cinzas}							Referência
C	H	O	N	S	Cl	P	
49,86	6,02	43,89	0,16	0,04	0,03	-	(JENKINS, BAXTER, <i>et al.</i> , 1998)
49,60	6,00	43,90	0,50	-	-	-	(GARCIA-PÉREZ, CHAALA, <i>et al.</i> , 2001)
44,86	5,87	48,97	0,24	0,06	-	-	(VARMA e MONDAL, 2017)
45,00	6,05	48,57	0,30	< 0,01	0,05	0,03	(VIRMOND, DE SENA, <i>et al.</i> , 2012)
50,48	6,89	42,40	0,23	-	-	-	(LV, XU, <i>et al.</i> , 2010)

Tabela 19 – Composição Imediata do bagaço de cana-de-açúcar

Composição Imediata [wt%] _{base seca}			Referência
Carbono Fixo	Materiais Voláteis	Cinzas	
11,95	85,61	2,44	(JENKINS, BAXTER, <i>et al.</i> , 1998)
16,30	82,10	1,60	(GARCIA-PÉREZ, CHAALA, <i>et al.</i> , 2001)
11,94	84,78	3,28	(VARMA e MONDAL, 2017)
17,30	82,01	0,69	(VIRMOND, DE SENA, <i>et al.</i> , 2012)
14,65	82,35	3,00	(LV, XU, <i>et al.</i> , 2010)

Schuster, Löffler, *et al.* (2001) estabeleceram que uma determinada biomassa com mais de 30% de umidade (base úmida) afeta o processo de gaseificação, resultando em um volume menor de gás produzido e com um maior conteúdo de alcatrão. Portanto, concluíram que o

conteúdo de umidade possui um impacto na eficiência térmica, química e global do processo de gaseificação.

Schuster, Löffler, *et al.* (2001) realizaram o experimento com lascas de Fagus e o resultado para a composição do gás, eficiência do processo de gaseificação e poder calorífico do gás em função da umidade apresenta-se na Figura 17.

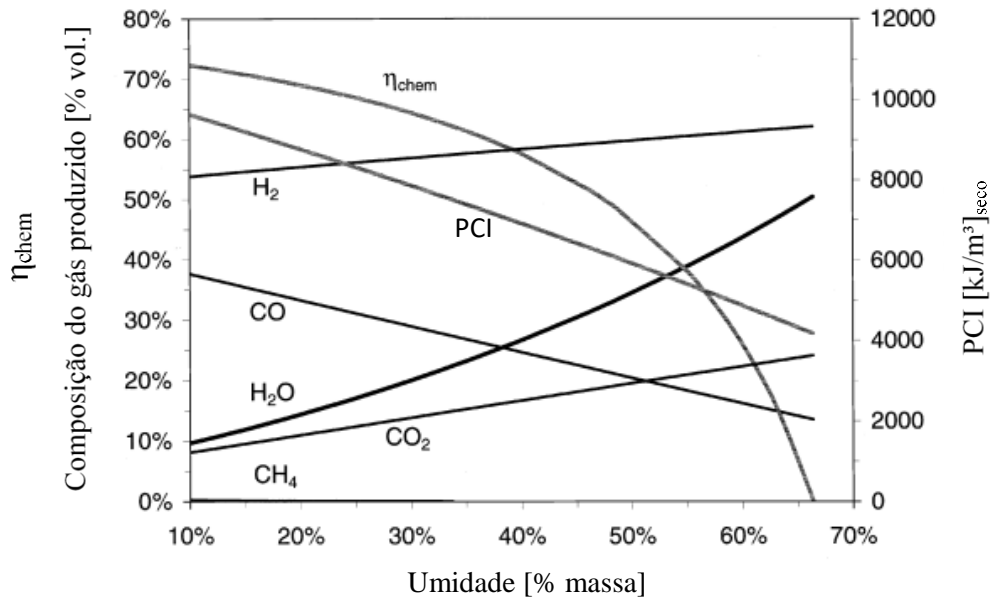


Figura 17 – Composição do gás, eficiência e PCI versus conteúdo de umidade na biomassa. **Fonte:** Adaptado de Schuster, Löffler, *et al.* (2001)

Conforme o problema apresentado, é recomendado que seja aplicado o processo de secagem antes da biomassa ser inserida no gaseificador. Para este processo, para cada quilograma de umidade na biomassa, são necessários aproximadamente 2260 kJ de energia para evaporação desta umidade.

2.4.2 Tamanho e massa específica da partícula de biomassa

Vários pesquisadores estabelecem o impacto direto da dimensão e da massa específica da partícula de biomassa sobre a produtividade do gás no processo de gaseificação.

De Lasa, Salaices, *et al.* (2011) argumentam que a temperatura e a taxa de transferência de calor na partícula têm uma influência vital na perda de massa da biomassa durante a gaseificação, e a esta taxa de transferência de calor fluido-partícula se dá de forma excelente

em partículas de dimensões menores – isto devido à temperatura permanecer uniforme ao longo de toda partícula.

A utilização de partículas de tamanho reduzido permitiu um aumento na conversão de carbono, na quantidade de H_2 e uma redução na produção de alcatrão (LUO, XIAO, *et al.*, 2009) (HERNÁNDEZ e ARANDA-ALMANSA, 2010) (RAPAGNÁ e DI CELSO, 2008).

Com relação a tolerância ao tamanho das partículas, os gaseificadores do tipo Cocorrente e Contracorrente podem operar com partículas de tamanho até 51 mm; os do tipo leito arrastado devem operar com partículas até 0,15 mm (DRIFT, BOERRIGTER, *et al.*, 2004). Já os reatores de leito fluidizado possuem uma tolerância intermediária, operando com partículas menores que 6 mm (BASU, 2010).

Normalmente, a biomassa possui baixa massa específica e uma estrutura porosa, que em um processo de gaseificação resulta em um perfil de temperatura uniforme ao longo da partícula. Isto faz com que ocorra uma gaseificação homogênea e uma composição uniforme do gás produzido (SIKARWAR, ZHAO, *et al.*, 2016).

Em biomassas mais densas, o gradiente de temperatura varia do exterior para o interior, o que resulta em acontecimentos simultâneos de secagem, pirólise e gaseificação em diferentes regiões da partícula. Conseqüentemente, um gás de composição não homogênea é obtido (SIKARWAR, ZHAO, *et al.*, 2016).

2.4.3 Material do leito

O comportamento das partículas sólidas em leitos fluidizados dependem sobretudo do tamanho e massa específica destas partículas. O estudo clássico mais utilizado como referência nas condições de fluidização de partículas, foi o realizado por Geldart (1973).

No estudo, foram classificadas uma variedade de partículas sólidas baseado no Diâmetro Médio de Sauter e na diferença entre a massa específica das partículas e a massa específica do fluido utilizado como agente de gaseificação; assim, as partículas foram caracterizadas em quatro grupos.

As condições do experimento foram em condições ambiente e utilizando o ar como fluido e ainda assim, é muito útil para prever o comportamento da fluidização e outras propriedades como a presença de bolhas, *slugs*, etc. Segundo Geldart (1973), as características de cada grupo são:

- Grupo A: Materiais deste grupo possuem pequeno diâmetro médio das partículas ($d_p < 30 \mu\text{m}$) e/ou baixa massa específica ($< 1,4 \text{ g/cm}^3$). *Fluid cracking catalysts* (FCCs) tipicamente estão nesta categoria. Estes materiais são facilmente fluidizados em baixas velocidades do gás sem a formação de bolhas. Em altas velocidades do gás, um ponto de operação é alcançado quando bolhas começam a surgir e esta velocidade mínima de regime de bolhas (U_{mb}) é sempre maior que a velocidade mínima de fluidização;
- Grupo B: A maior parte das partículas deste grupo possuem diâmetro médio entre 150 a 500 μm e massa específica entre 1,4 e 4 g/cm^3 . Para estas partículas, uma vez que a velocidade mínima de fluidização é excedida, o excesso do gás aparece em forma de bolhas. Bolhas em partículas deste grupo podem atingir tamanhos indesejáveis;
- Grupo C: Partículas deste grupo são geralmente menores que 30 μm e são extremamente difíceis de fluidizar, uma vez que as forças inter-partículas são relativamente grandes quando comparadas com aquelas resultantes da ação do gás. Em leitos com pequenos diâmetros, estas partículas facilmente dão origem a canalização (*channelling*);
- Grupo D: Estas partículas são ou de diâmetros médio grandes ou de alta massa específica. São difíceis de fluidizar em leitos profundos. Possuem alta velocidade mínima de fluidização, bolhas grandes e *slugs* podem ser formados. Se a distribuição do gás é desigual, a formação de canais preferenciais é esperada.

Posteriormente, surgiu um estudo similar realizado por Dixon (1981). Na Figura 18 estão apresentados os dois últimos estudos mencionados e as relações entre eles.

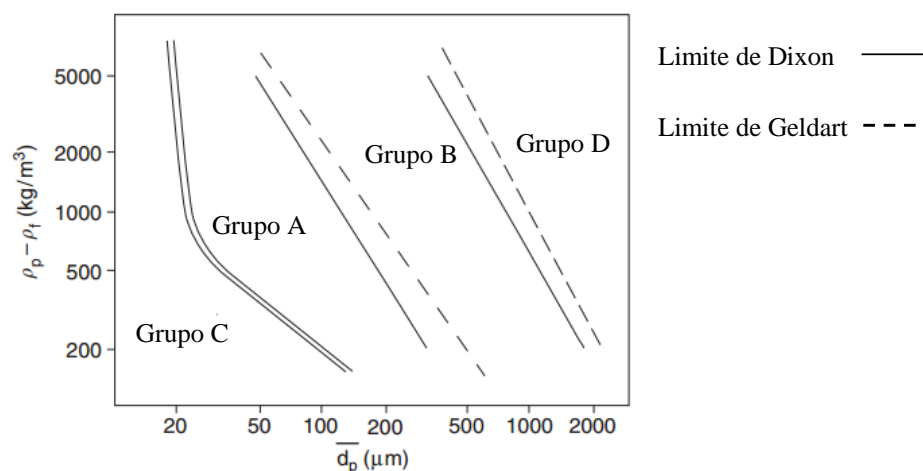


Figura 18 – Classificação segundo Geldart (1973) e Dixon (1981). **Fonte:** Adaptado de Crowe (2006)

Uma forma alternativa de caracterizar o processo de fluidização de partículas sólidas é utilizar o fator de permeabilidade apresentado por Mainwaring e Reed (1987), ilustrado na Figura 19.

Através deste fator, pode-se caracterizar experimentalmente as partículas do leito em função do comportamento da variação do gradiente de pressão em função da velocidade superficial na condição anterior à fluidização.

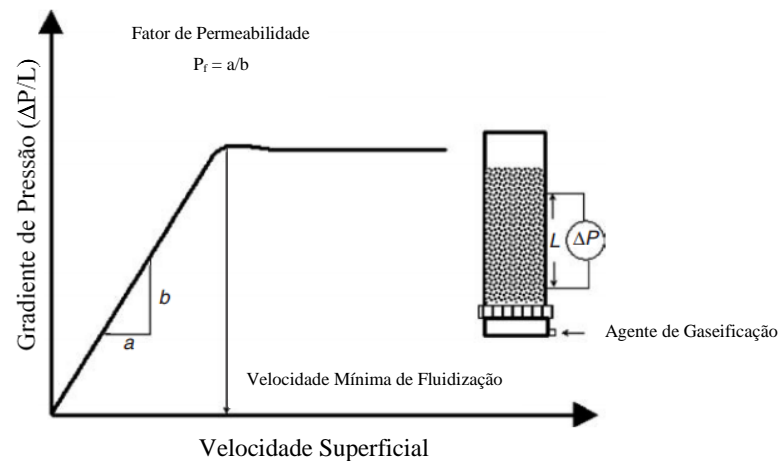


Figura 19 – Fator de Permeabilidade. **Fonte:** (CROWE, 2006)

2.4.4 Temperatura

A temperatura no processo de gaseificação é um dos parâmetros que mais influenciam as características do gás produzido. Em geral, altas temperaturas aumentam a produtividade do gás devido ao aumento da eficiência de conversão do processo termoquímico.

Entretanto, em gaseificadores de leito fluidizado busca-se manter as temperaturas abaixo de 1.000 °C para evitar a fusão das cinzas e, conseqüentemente, o fenômeno de aglomeração (SIKARWAR, ZHAO, *et al.*, 2016).

Segundo Gonzalez, Roman, *et al.* (2008), em temperaturas entre 750-800 °C, a natureza endotérmica da reação de produção de H₂ (reforma do vapor e reações gás-água) resulta em um aumento do conteúdo de H₂ e redução no conteúdo de CH₄ devido ao aumento da temperatura.

Para temperaturas entre 850-900 °C, tanto a reação de reforma do vapor quanto a reação de Boudouard predomina, o que resultou no aumento do conteúdo de CO e a permanência do

teor de H_2 . Alta temperatura também favorece a destruição e reforma do alcatrão, consequentemente o aumento da produtividade do gás.

Ainda conforme Gonzalez, Roman, *et al.* (2008), foi também observado que a relação CO/CO_2 aumentou de 0,85, em $700\text{ }^\circ\text{C}$, para 2,7, em $900\text{ }^\circ\text{C}$, em dois segmentos: na faixa de $700\text{-}800\text{ }^\circ\text{C}$, a inclinação foi 0,0067 e, quando a temperatura ultrapassou $800\text{ }^\circ\text{C}$, este valor passou para 0,0113.

O fato descrito anteriormente mostrou o domínio da reação de Boudouard em altas temperaturas. A Figura 20a e Figura 20b ilustra os efeitos descritos acima.

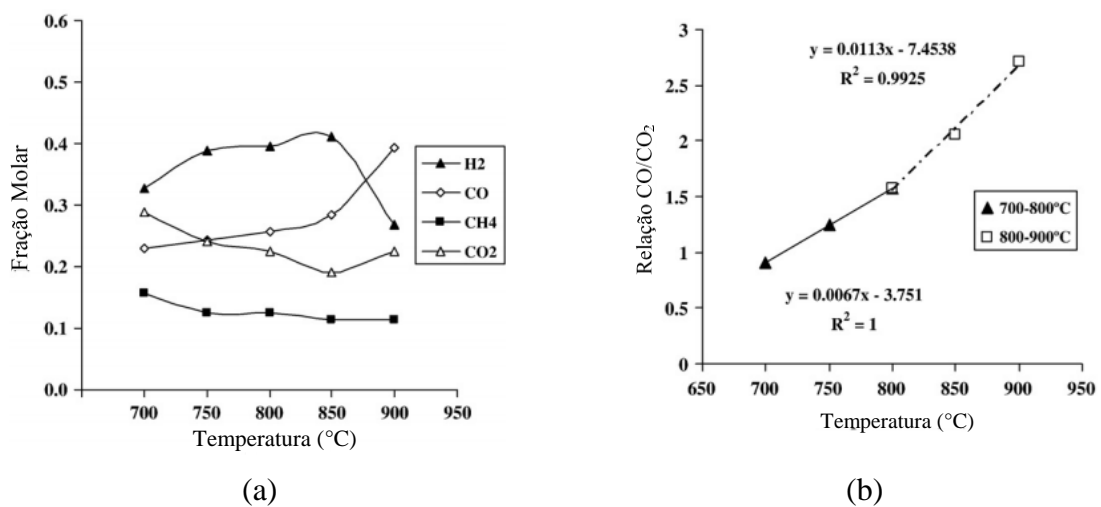


Figura 20 – (a) Concentração de gases e (b) relação CO/CO_2 em função da temperatura. **Fonte:** Adaptado de Gonzalez, Roman, *et al.* (2008)

Uma observação importante com relação a Figura 20a é o aspecto visual de redução de H_2 com relação a fração molar; na verdade o que ocorreu no estudo em questão foi o seu teor permanecer constante em função do aumento da temperatura, entretanto, a redução da fração molar ocorre devido ao efeito do aumento significativo de CO, por exemplo, que gera um aumento da produção total de gás.

Na Figura 21 apresenta-se o perfil típico de temperatura ao longo da altura do reator de um GLFB para diferentes valores de ER. Nesta figura, é importante destacar a confirmação de uma região isotérmica no leito – em destaque em vermelho.

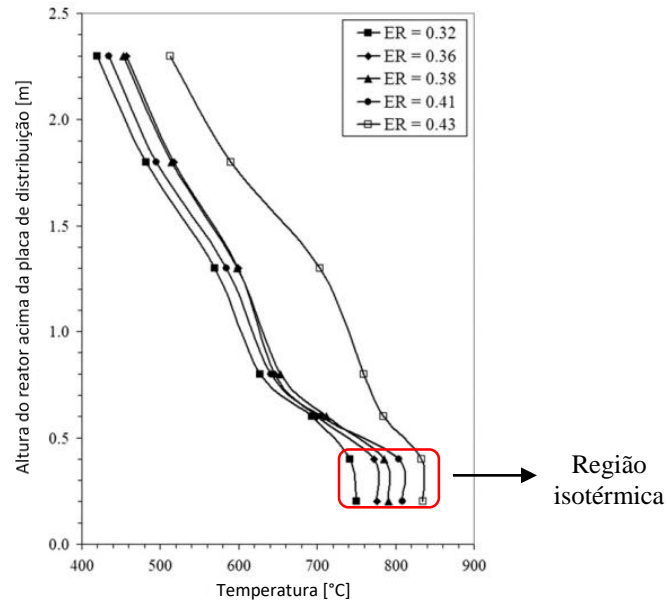
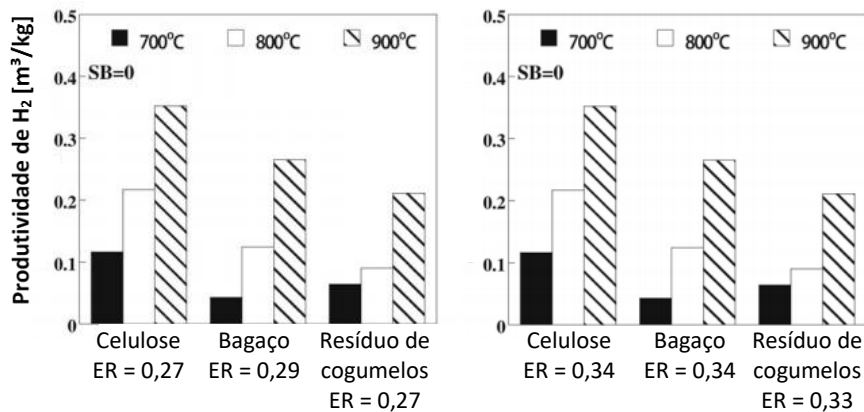
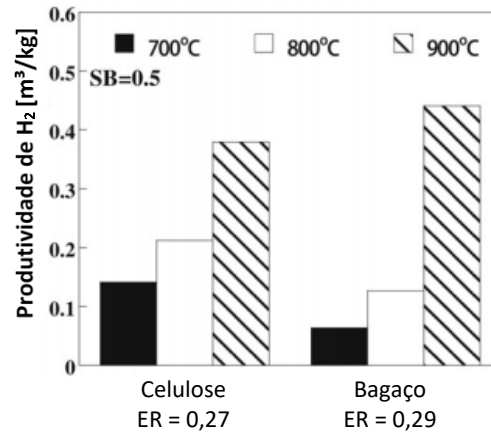


Figura 21 – Perfil típico de temperatura ao longo da altura de um GLFB. **Fonte:** Adaptado de Kaewluan e Pipatmanomai (2011)

No estudo de Chang, Chang, *et al.* (2011), apresentaram-se o aumento de H_2 em função da temperatura, mantendo-se o ER constante para a gaseificação do bagaço de cana-de-açúcar. Através da Figura 22, pode ser observado a variação de H_2 em função da temperatura para ERs de 0,29 e 0,34, e vale destaque para o ganho significativo de produtividade (dado em m^3/kg de biomassa) deste elemento na temperatura de $900\text{ }^\circ\text{C}$ com S/B em 0,5.



(a)



(b)

Figura 22 – (a) Produtividade de H₂ (ER 0,29 e 0,34) e (b) inserindo S/B de 0,5 em função da temperatura.
Fonte: Adaptado de Chang, Chang, *et al.* (2011)

Boateng, Walawender, *et al.* (1992) reportaram que com um aumento na temperatura de gaseificação de 700 °C para 800 °C, a produtividade do gás, o PCS, a eficiência na conversão de carbono e conteúdo de H₂ aumentaram, enquanto que o conteúdo de CH₄, CO e CO₂ reduziram. Como não foi atingida a faixa de temperatura entre 850-900 °C, não permitiu que a reação de Boudouard predominasse; o que justifica a redução de CO e não o seu aumento.

A Figura 23 ilustra um resumo da influência da temperatura com relação ao poder calorífico, produção de alcatrão e conversão do *char*.

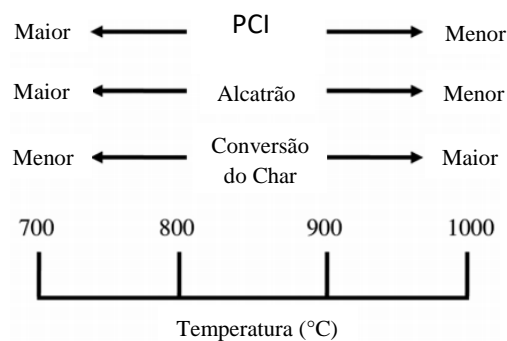


Figura 23 – Influência da temperatura no PCI, produção de alcatrão e conversão do *char*. **Fonte:** Adaptado de Molino, Chianese e Musmarra (2016)

Especificamente com relação à produção do alcatrão, determinadas faixas de temperatura favorecem a produção de diferentes constituintes deste elemento, como pode ser visto na Figura 24.

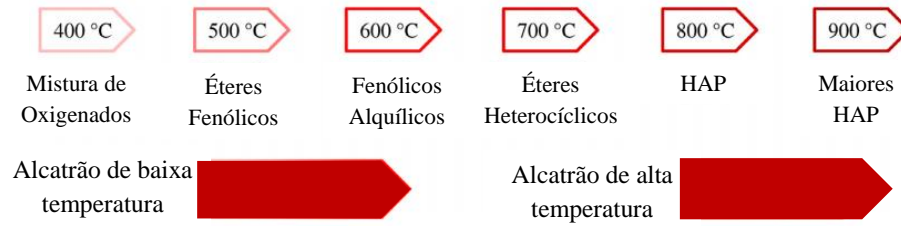
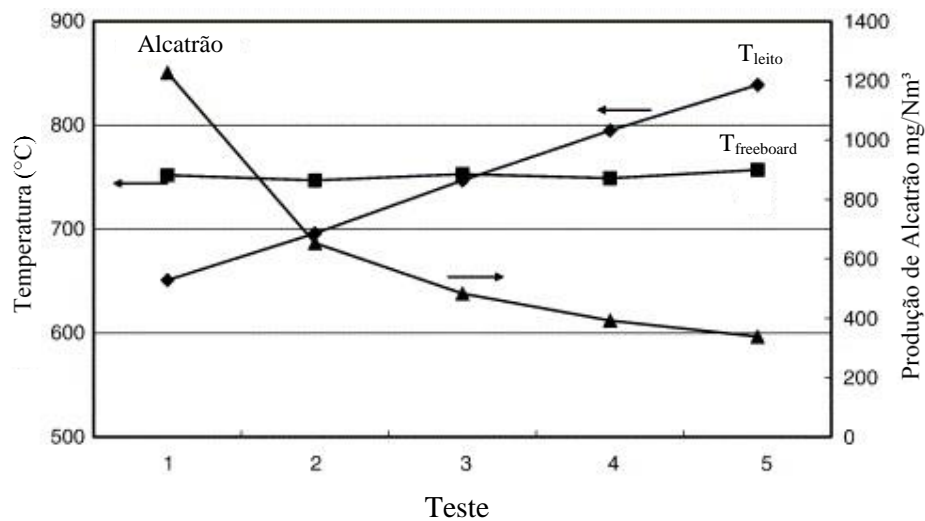


Figura 24 – Influência da temperatura na produção de diferentes componentes do alcatrão. **Fonte:** Adaptado de Molino, Chianese e Musmarra (2016)

Cao, Wang, *et al.* (2006) realizaram um estudo em um gaseificador de leito fluidizado duplo estágio onde é analisada a produção de alcatrão ora variando-se a temperatura do leito e mantendo a temperatura do *freeboard* constante, ora variando a temperatura do *freeboard* e mantendo a temperatura do leito constante, e por último variando também as duas temperaturas.

Na Figura 25 encontram-se os resultados do estudo para o caso descrito acima, destacando que nos testes apresentados a produção mínima do alcatrão alcançada foi de 10 mg/Nm³. Outro fator que merece destaque é a importância da temperatura na região do *freeboard* na redução do alcatrão; temperaturas elevadas nesta região exerce maior influência na redução do alcatrão do que elevadas temperaturas na região do leito.



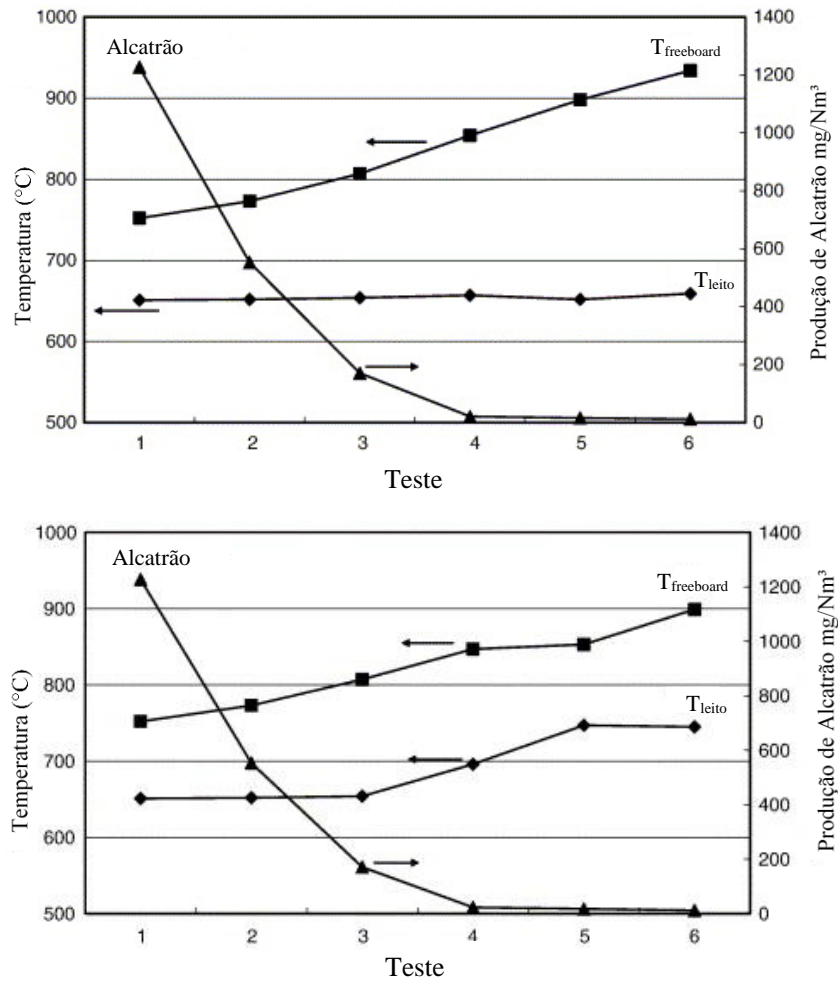


Figura 25 – Relação da produção de alcatrão em função da temperatura de diferentes regiões do gaseificador.

Fonte: Adaptado de Cao, Wang, *et al.* (2006)

Através do estudo de Abdoulmoumine, Kulkarni e Adhikari (2014), o qual foi realizado em um gaseificador de leito fluidizado, uma análise da temperatura na produção de alcatrão foi realizada e o seu resultado encontra-se na Figura 26. Para esta análise, o ER foi mantido em 0,25 e a variação da temperatura foi realizada através de resistências elétricas.

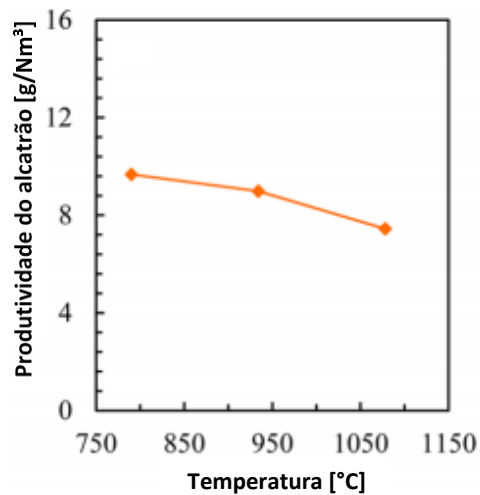


Figura 26 – Influência da temperatura na produção do alcatrão. **Fonte:** Abdoulmoumine, Kulkarni e Adhikari (2014)

Conforme já visto, no processo de gaseificação podem conter outros contaminantes além do alcatrão; no estudo de Abdoulmoumine, Kulkarni e Adhikari (2014) também consta uma análise avaliando a influência da temperatura no teor de contaminantes no gás produzido; os resultados apresentam-se na Tabela 20.

Os valores apresentados foram obtidos variando-se a temperatura entre 790-1078 °C para um ER constante de 0,25 – o aumento da temperatura mantendo-se o ER constante foi realizado através de resistências elétricas.

Tabela 20 – Produção de contaminantes em função da temperatura. **Fonte:** Adaptado de Abdoulmoumine, Kulkarni e Adhikari (2014)

		Temperatura [°C]		
		790	934	1078
Produtividade [mg/kg _{biomassa seca}]	H ₂ S	0,13	0,16	0,17
	NH ₃	1,63	1,47	1,00
	HCN	0,24	0,26	0,14
	HCl	13,63	8,89	n.d.

*n.d.: não determinado pela resolução do equipamento utilizado para medição.

Com relação à influência da temperatura na fluidização, este parâmetro exerce influência nas velocidades de mínima fluidização e terminal conforme Figura 27.

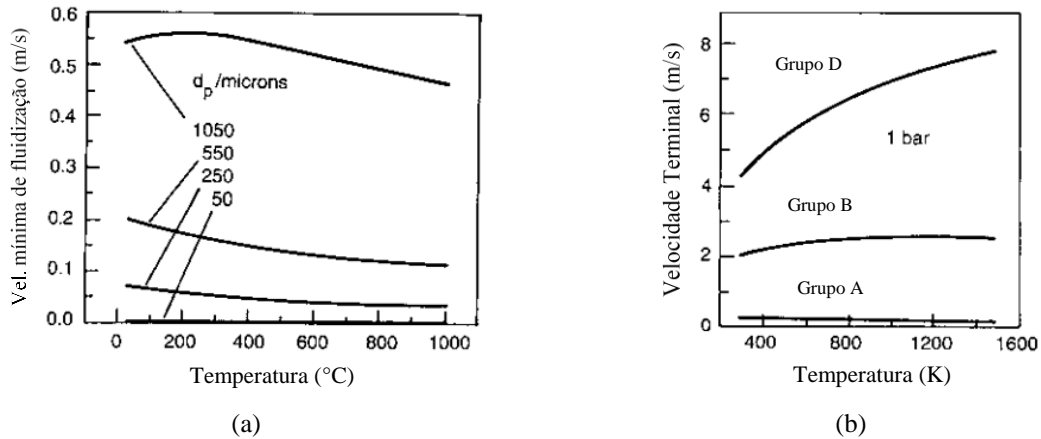


Figura 27 – Influência da temperatura em U_{mf} e U_t . **Fonte:** (YANG, 2003)

2.4.5 Pressão

Os gaseificadores também podem operar pressurizados. A vantagem de se utilizar o equipamento nesta condição está no caso em que se requer o uso do gás comprimido após sua geração – como em uma turbina a gás, por exemplo.

Em um gaseificador de leito fluidizado borbulhante pressurizado, Kitzler, Pfeifer e Hofbauer (2011) realizaram um experimento em que uma das análises foi, sob o ER constante de 0,3 e utilizando o ar com agente de gaseificação, analisar a influência da variação de temperatura e pressão na composição do gás de saída.

Foi relatado que as maiores concentrações de H_2 se deram nas condições de temperatura entre 820-860 °C e pressão entre 2,5-3,5 bar. Em condições de alta temperatura (850-900 °C) e pressão (1-2 bar), ocorreram as maiores concentrações de CO; na situação oposta, entre 750-790 °C e 3-4 bar, houveram as maiores concentrações de CO_2 . Para o CH_4 , as maiores concentrações foram obtidas em temperaturas moderadas (820-840 °C) e alta pressão (aprox. 5-5,5 bar).

Um resultado similar ao descrito acima, relacionando a tendência da composição do gás em função da pressão é também apresentado por Sharma (2008) e Raibhole, Phadke, *et al.* (2013).

Com relação à influência da pressão na fluidização do leito, este parâmetro exerce influência em U_{mf} e U_t conforme Figura 28.

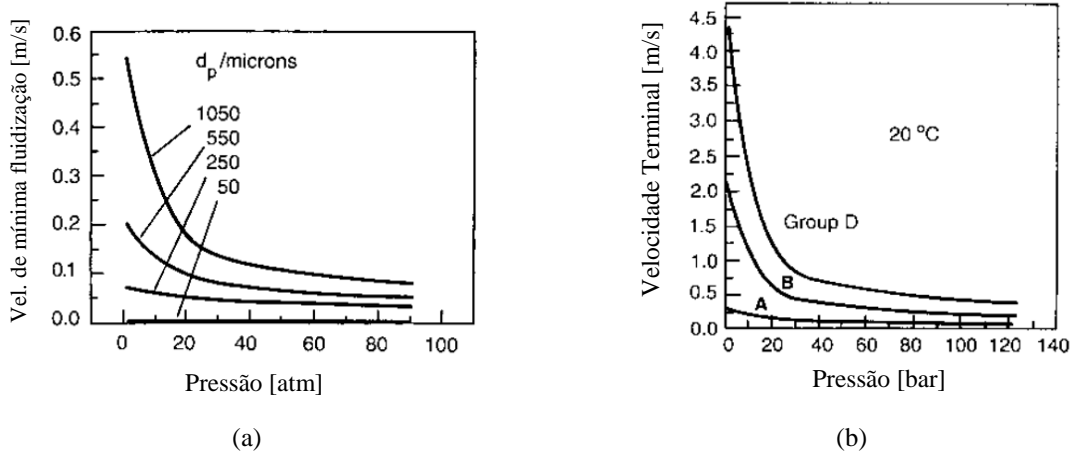


Figura 28 – Influência da pressão em U_{mf} e U_t . **Fonte:** Adaptado de Yang (2003)

2.4.6 Tipo do reator e agente de gaseificação

O desempenho do processo de gaseificação possui relação direta com outros dois parâmetros: o tipo do reator e o agente de gaseificação utilizado. Na literatura existem muitos dados divergentes, assim, neste item será exposto alguns valores encontrados.

A Tabela 21 apresenta alguns indicadores de desempenho de diferentes tipos de reatores – no estudo de referência não continha as condições de operação.

Tabela 21 – Indicadores de desempenho de diferentes gaseificadores. **Fonte:** (LA VILLETТА, COSTA e MASSAROTTI, 2017)

Indicador	Tipos de Gaseificadores			
	Contracorrente	Cocorrente	LFB*	LFC**
Produção específica de gás [$\text{Nm}^3/\text{kg}_{\text{biomassa}}$]	-	2,0-3,3	1,90-2,46	2,50-2,65
Conversão de carbono [%]	-	91-98	76-91	86-97
Eficiência à frio [%]	40-60	52,2-65	50-60	46-66
PCI [MJ/Nm^3]	5-6	4,2-5,7	3,3-5,3	3,6-4,0
Alcatrão [g/Nm^3]	20-100	0,1-1,2	1-15	1-15
Particulados [g/Nm^3]	0,1-10	0,1-0,2	2-20	10-35

* Leito Fluidizado Borbulhante; ** Leito Fluidizado Circulante.

Na Tabela 22, apresentam-se as características do gás produzido com relação ao agente de gaseificação utilizado, entretanto, sem detalhes de concentrações das misturas e vazão de biomassa de entrada.

Tabela 22 – Outras características do gás produzido por diferentes gaseificadores e agentes de gaseificação.
Fonte: (DIN e ZAINAL, 2016)

Gaseificador	Agente Oxidante	PCI (MJ/Nm ³)	Eficiência à frio (%)	Qualidade do gás		
				Alcatrão (g/Nm ³)	Particulados (g/Nm ³)	Cinzas
LFC	Ar/Vapor/O ₂	4,5-13	89	4-20	8-100	Alto
LFB	Ar/Vapor/O ₂	3,7-8,4	89	3,7-62	20-100	Alto
LFD	Vapor	14,2-18,1	90-95	0,2-2	8-100	Alto
Contracorrente	Ar	5,5-6	90-95	30-150	0,1-3	Alto
Cocorrente	Ar	4,5-5,5	85-90	0,01-5	0,02-8	Baixo
Fluxo Cruzado	Ar	~ 5	*	0,01-1	*	Alto
Leito Arrastado	O ₂	8,8-9,3	80	0,01-4	*	Baixo

Na Tabela 23, encontra-se o teor de H₂ e CO e de outros indicadores com relação aos diferentes agentes de gaseificação utilizados, com relação ao gaseificador de leito fluidizado borbulhante apenas. Vale o destaque para o detalhe da especificação da mistura dos agentes de gaseificação, porém, falta a informação da vazão de entrada de biomassa.

Tabela 23 – Desempenho de um GLFB com diferentes agentes de gaseificação. **Fonte:** (COUTO, ROUBOA, *et al.*, 2013)

	Agentes de gaseificação		
	Ar (ER = 0,3)	Ar + Vapor (S/B = 0,9)	Vapor + O ₂ *
Composição do gás [% vol.]_{base seca}			
H ₂	8-10	53-54	25-30
CO	16-18	21-22	43-47
Produtividade			
Alcatrão [g/m ³]	2-20	30-80	4-30
Concentração do alcatrão [g/kg _{daf}]	6-30	70	8-40
Produtividade do gás [m ³ _{seco} /kg _{daf}]	1,7-2,0	1,3-1,4	1,0-1,1
PCI [MJ/m ³] _{base seca}	4,5-6,5	12,7-13,3	12,5-13,0

daf: base seca e livre de cinzas ; * Vapor + O₂: [(H₂O+O₂)/kg_{daf}] = 0,9.

Dois trabalhos experimentais que valem um comparativo é o elaborado por Corrêa Jr, Zhang, *et al.* (2019), realizado na Universidade Federal de Itajubá, com o de Cordiner, De Simone e Mulone (2012). Os resultados estão apresentados na Tabela 24 e os dois estudos foram realizados apenas utilizando o ar como agente de gaseificação.

Os resultados realizados na Universidade Federal de Itajubá apresentaram resultados similares nos componentes H₂, CO e N₂, obtendo diferenças nos teores de CH₄ e CO₂. Valores elevados de CO₂ e valores reduzidos de H₂ e CO são características típicas de operação com ER elevado, o que não pode ser confirmado uma vez que não é explicitado no estudo de referência.

Tabela 24 – Comparativo entre dois estudos experimentais de gaseificação

Elementos [% vol.] presentes no gás						Referência
H ₂	CO	CH ₄	CO ₂	N ₂	C ₂ H ₄	
5,10	13,40	1,80	22,00	57,70	-	(CORRÊA JR, ZHANG, <i>et al.</i> , 2019)
3-13	7-25	0,1-0,8	10,5-12,7	43-75	0,1-2	(CORDINER, DE SIMONE e MULONE, 2012)

2.4.7 Razão vapor/biomassa (S/B)

Fornecer vapor como agente de gaseificação aumenta a pressão parcial de H₂O dentro do reator, o que favorece as reações de gás-água *shift* e a reforma do metano, resultando no aumento da produção de H₂. Entretanto, a temperatura de gaseificação necessita ser alta o suficiente (acima de 750-800 °C) para ser favorável à ocorrência das reações químicas (KUMAR, ESKRIDGE, *et al.*, 2009) (LUCAS, SZEWCZYK, *et al.*, 2004) (GUPTA e CICHONSKI, 2007).

Outra observação é a de que um aumento na relação S/B também leva a uma melhora da eficiência de conversão da biomassa e redução do conteúdo de alcatrão (MASCHIO, LUCCHESI e STOPPATO, 1994).

Nos resultados experimentais apresentados por Lv, Xiong, *et al.* (2004), foi feita uma variação de S/B de 0 a 4,04 e foi observado que com S/B maior do que 2,7, a composição do gás não altera significativamente; porém, com S/B variando até 1,35, o conteúdo de CO é reduzido e o de CH₄, CO₂ e C₂H₄ aumentam. Com S/B entre 1,35-2,7, CO, CH₄ e C₂H₄ reduziram gradualmente, enquanto que CO₂ e H₂ aumentaram de forma moderada.

O aumento moderado de H₂ com a injeção de vapor também pode ser visto no estudo desenvolvido por Anil, Rupesh, *et al.* (2016), onde foi desenvolvido uma modelagem em CFD para a simulação de um processo de gaseificação. O resultado para a influência de S/B na composição do gás de saída está apresentado na Figura 29.

Com relação ao CO e CO₂, pode-se perceber a redução e aumento, respectivamente, em função do aumento da relação S/B dentro dos limites analisados. Neste estudo, foi observado

também a influência da temperatura do vapor nas composições de H_2 , CO e CO_2 , cujos resultados estão apresentados na Figura 30. Pode-se perceber que o aumento de H_2 e CO com a temperatura tende a estabilizar, o que não acontece com a redução de CO_2 – que com o aumento da temperatura do vapor apresenta reduções significativas.

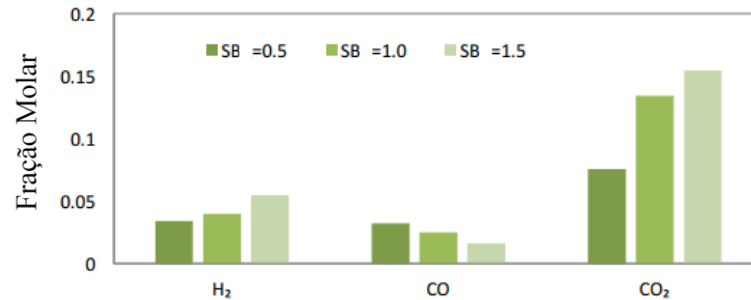


Figura 29 – Resultado da modelagem em CFD em função da variação de S/B. **Fonte:** Adaptado de Anil, Rupesh, et al. (2016)

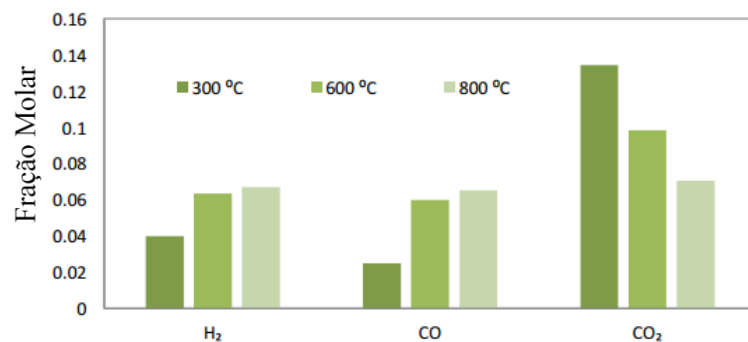


Figura 30 – Resultado da modelagem em CFD considerando diferentes temperaturas do vapor. **Fonte:** Adaptado de Anil, Rupesh, et al. (2016)

No estudo realizado por Fremaux, Beheshti, *et al.* (2015), foi analisado em um GLFB a influência apenas do vapor como agente de gaseificação – com resistências elétricas para manter o aquecimento na gaseificação de resíduos de madeira.

Com relação a produção de H_2 , foi relatado que na temperatura de 900 °C, quando a relação S/B atinge 0,6 o teor de H_2 permanece constante mesmo aumentando-se esta relação; o mesmo aconteceu com 800 °C, porém, na temperatura de 700 °C, há um aumento gradual no teor de H_2 até a relação S/B atingir 0,9.

Ainda segundo Fremaux, Beheshti, *et al.* (2015), foi também relatado a influência da relação S/B no teor de alcatrão; na medida em que a relação S/B foi aumentada, foi observado uma redução suave no teor deste elemento. Na Figura 31 e Figura 32 estão apresentados os resultados descritos anteriormente.

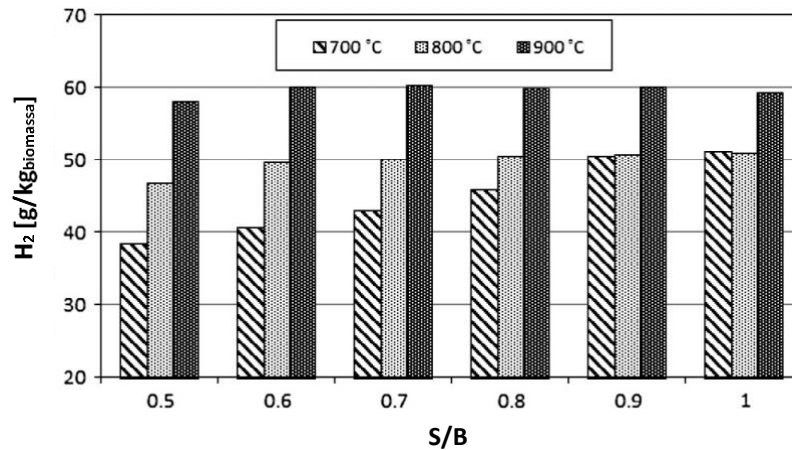


Figura 31 – Teor de H₂ em função da relação S/B. **Fonte:** Adaptado de Fremaux, Beheshti, et al. (2015)

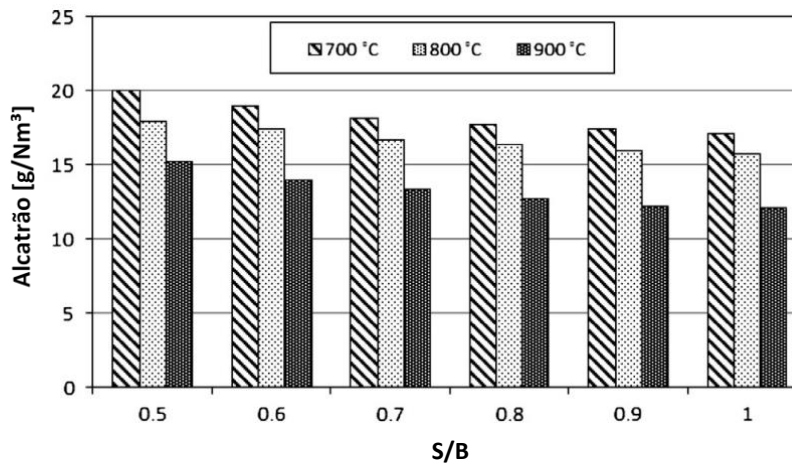


Figura 32 – Teor de alcatrão em função da relação S/B. **Fonte:** Adaptado de Fremaux, Beheshti, et al. (2015)

2.4.8 Razão de equivalência (ER)

A Razão de equivalência (ER) é definida, no processo de gaseificação, como a relação entre o fluxo de ar fornecido no processo com relação ao fluxo de ar requerido para a combustão estequiométrica da biomassa. Esta relação indica a extensão da combustão parcial (KUMAR, JONES e HANNA, 2009).

Com relação a definição anteriormente descrita, vale destacar duas observações: (i) é o inverso da Razão de Equivalência definida em processos de combustão, apresentada por Moran

e Shapiro (2004); (ii) como o ER possui relação com o fluxo de ar fornecido, possui relação direta com a velocidade superficial.

Variando-se a quantidade de O₂ fornecido, o fluxo de ar controla o grau da combustão, que por sua vez afeta a temperatura de gaseificação. Um alto fluxo de ar resulta em alta temperatura e reduz o tempo de residência.

Entretanto, um ER próximo da condição de combustão resulta em uma redução no conteúdo energético do gás produzido (KUMAR, JONES e HANNA, 2009). O aumento do ER provoca também um aumento linear da temperatura do leito, desde que se mantenha constante a taxa de fornecimento de biomassa (DE LASA, SALAICES, *et al.*, 2011). Esta relação linear pode ser vista na Figura 33.

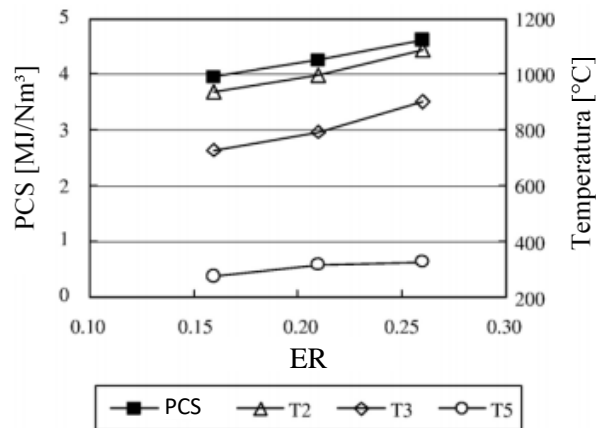


Figura 33 – Relação linear entre ER e temperatura. **Fonte:** Adaptado de Wang, Yoshikawa, *et al.* (2007)

Ainda relacionando ER e temperatura, Wang, Yoshikawa, *et al.* (2007) demonstraram que com um aumento do ER de 0,16 a 0,26, além do aumento da temperatura do leito e do *freeboard*, houve também maior produção do gás e aumento do seu PCS, com um aumento da eficiência a frio de 57% para 74%.

Em gaseificadores do tipo *Downdraft*, é recomendada a operação com ER em torno de 0,25; já para gaseificadores de leito fluidizado, este valor passa para 0,26. Na prática, gaseificadores operam com ER na faixa de 0,2-0,3 (SIKARWAR, ZHAO, *et al.*, 2016).

Entretanto, nos estudos experimentais com gaseificadores de leito fluidizado borbulhante de bancada tem sido apresentados operações com ER mais elevado. Nos resultados apresentados por Makwana, Joshi, *et al.* (2015), o GLFB opera com ER entre 0,30-0,33, com melhor desempenho com relação à eficiência a frio para ER de 0,30.

No estudo de Kaewluan e Pipatmanomai (2011), o ER utilizado é na faixa de 0,32-0,43, onde o limite mínimo de 0,32 foi determinado experimentalmente para que o GLFB operasse continuamente sem o auxílio das resistências elétricas.

Na modelagem desenvolvida por Sharma (2008), uma das análises relatadas é variação da eficiência da conversão termoquímica (eficiência a frio) em função do ER, para a mesma biomassa com diferentes teores de umidade (em % de massa); estes resultados estão apresentados na Figura 34.

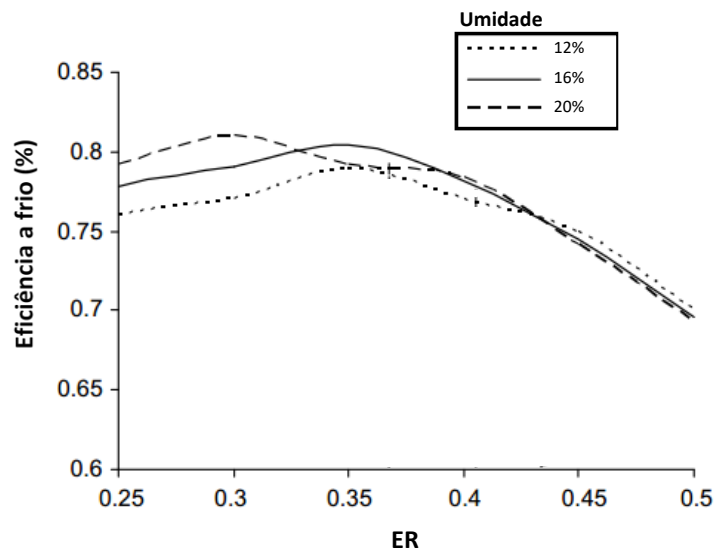


Figura 34 – Eficiência a frio em função do ER para a mesma biomassa com diferentes teores de umidade. **Fonte:** Adaptado de Sharma (2008)

Com relação a influência do ER na composição do gás produzido pelo processo de gaseificação, Narváez, Orío, *et al.* (1996) observaram que H₂ e frações de CO são inversamente proporcionais. Altos valores de ER resultaram em baixas frações de H₂ e CO, com aumento do conteúdo de CO₂; desta maneira, o poder calorífico é reduzido.

Lv, Xiong, *et al.* (2004) reportaram que com o aumento em ER de 0,19-0,27, o conteúdo de H₂ apresentou pouca variação, ao contrário da produção de gás que aumentou.

Para ilustrar as descrições anteriores, com relação ao efeito do ER na composição do gás, no trabalho desenvolvido por Anil, Rupesh, *et al.* (2016) foi obtido esta relação através da modelagem em CFD e o resultado apresenta-se na Figura 35.

No estudo de Abdoulmoumine, Kulkarni e Adhikari (2014), em um gaseificador de leito fluidizado, foi avaliado a influência do ER no teor de contaminantes do gás produzido; os resultados encontram-se na Tabela 20. Os valores apresentados foram obtidos sob a temperatura constante de 934 °C e variando-se o ER de 0,15 a 0,35.

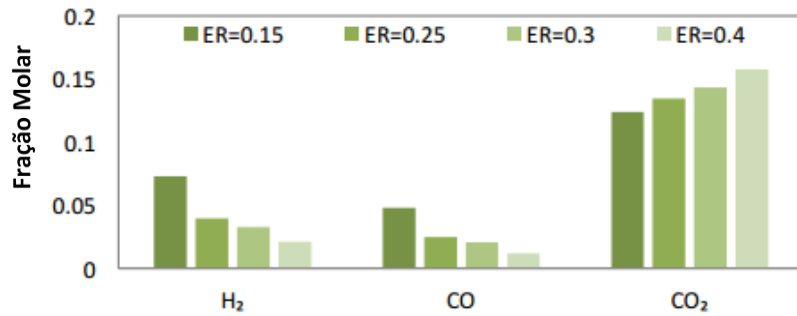


Figura 35 – Composição do gás em função do ER. **Fonte:** Adaptado de Anil, Rupesh, et al. (2016)

Tabela 25 – Produção de contaminantes em função do ER. **Fonte:** Adaptado de Abdoulmoumine, Kulkarni e Adhikari (2014)

		ER		
		0,15	0,25	0,35
Produtividade [mg/kg _{biomassa seca}]	H ₂ S	0,18	0,16	0,15
	NH ₃	1,76	1,47	1,54
	HCN	0,24	0,26	0,26
	HCl	11,51	8,89	0,28

Quanto maior o valor de ER, a tendência é a de haver menor quantidade de alcatrão presente no gás devido à alta disponibilidade de O₂ para reação com as espécies voláteis, uma vez que estes estão diretamente relacionados com a produção de alcatrão.

Abdoulmoumine, Kulkarni e Adhikari (2014) também relataram este efeito, o qual encontra-se na Figura 36 – esta análise também foi feita na temperatura constante de 934 °C.

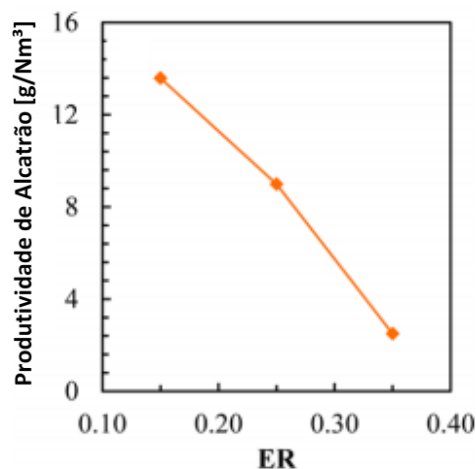


Figura 36 – Influência do ER na produção de alcatrão. **Fonte:** Adaptado de Abdoulmoumine, Kulkarni e Adhikari (2014)

3 Capítulo 3 – Projeto do Gaseificador de Leito Fluidizado Borbulhante

De forma geral, o projeto do reator foi baseado na análise de duas regiões: o leito, de forma que as dimensões desta região no reator seja capaz de abrigar o leito estático e na condição de operação (expandido); e a região do *freeboard*, de forma que a altura do reator nesta região não permita que partículas de carbono não convertido escapem juntamente com o gás gerado.

Todo o processo de dimensionamento do GLFB, bem como o do sistema de limpeza do gás realizado por um ciclone e da placa de distribuição, é descrito neste capítulo. Um fluxograma com uma visão geral sobre as etapas deste processo está apresentado na Figura 37.

Uma vez que foi necessário o cálculo de propriedades termodinâmicas, as quais variam com relação a temperatura e pressão, foi utilizado o complemento *Coolprop*® para Excel® e Matlab®, para auxílio dos cálculos. Sua sintaxe é realizada da seguinte maneira (no caso do Matlab®, deve-se apenas trocar o sinal de igualdade por *CoolProp*.):

- Massa Específica: ‘=PropsSI("Dmass" ; "T" ; T_{op} ; "P" ; P_{op} ; "HEOS::i")’;
- Viscosidade Dinâmica: ‘=PropsSI("V" ; "T" ; T_{op} ; "P" ; P_{op} ; "HEOS::i”)’.

Onde:

T_{op} – temperatura de operação [K];

P_{op} – pressão de operação [Pa];

i – elemento (AIR para o ar; WATER para o vapor e OXYGEN para o oxigênio).

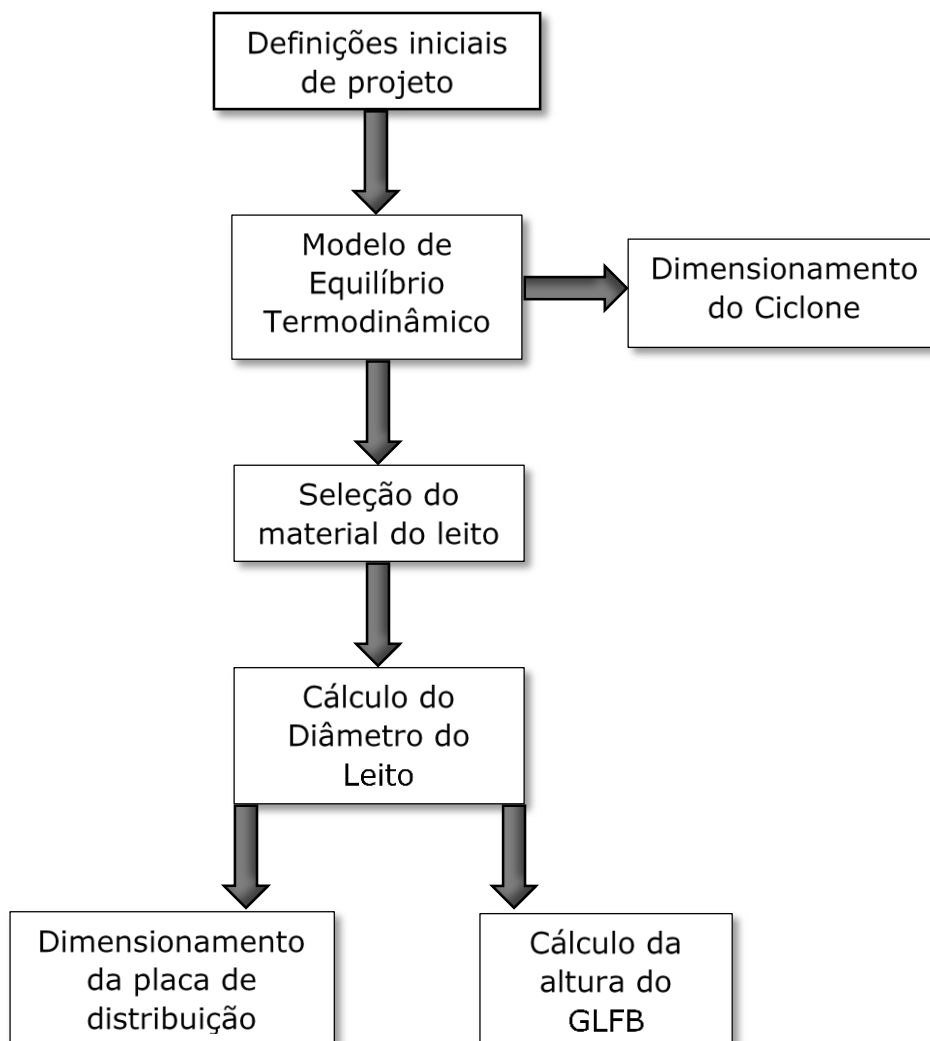


Figura 37 – Fluxograma das etapas de projeto do GLFB

3.1 Definições iniciais de projeto

O objetivo da utilização do processo de gaseificação neste trabalho é voltado para que o gás esteja na condição mais próxima do ideal para uso no processo de Fischer-Tropsch. Nesta etapa de projeto do gaseificador, ficou constatado que o possível de ser realizado fica limitado a projetar o equipamento para a condição de operação com a relação H_2/CO a mais próxima de dois possível.

Com relação às dimensões do equipamento, buscou-se projetar aquele que fosse caracterizado como em escala de laboratório. Logo, com base na revisão bibliográfica dos gaseificadores de bancada, foi escolhido um equipamento que tivesse dimensões similares aos de potência térmica de aproximadamente 40 kW_t (Tabela 8).

Com base neste parâmetro e como a biomassa a ser utilizada é o bagaço de cana-de-açúcar, para a etapa de testes foi assumido que será possível alcançar o teor de 12% de umidade (13,63% base seca) no processo de secagem da biomassa, onde segundo Garcia (2013), para este teor de umidade o bagaço apresenta o PCI de 14,87 MJ/kg. Por fim, através da equação 99 foi obtido a vazão mássica necessária deste combustível.

$$P_t = \dot{m} \times PCI_{12\%} \therefore \dot{m} = \frac{40.000 \text{ W}}{14.870 \times 10^3 \text{ J/kg}} = 9,7 \approx 10 \text{ kg/h} \quad (99)$$

Onde:

P_t – Potência térmica [W];

\dot{m} – fluxo mássico de bagaço de cana-de-açúcar [kg/h]_{base seca};

$PCI_{13,63\%}$ – poder calorífico inferior com 13,63% de umidade_{base seca} [J/kg];

Com relação a outro parâmetro que é necessário ser definido previamente é a relação S/B. Assim, a utilização deste parâmetro em 0,6 foi devido ao estudo realizado por Fremaux, Beheshti, et al. (2015), onde foi observado que a influência isolada do vapor no processo de gaseificação possui um limite de produtividade de H₂ com relação a variação de S/B na temperatura de 900 °C.

Foi observado que a produção de hidrogênio atingiu um valor máximo em torno da relação S/B igual a 0,6 e se manteve constante mesmo quando este parâmetro foi aumentado – conforme mostra a Figura 31.

Ao apresentar os parâmetros de saída, o modelo matemático utilizado neste trabalho apresenta os resultados para variadas Razões de Equivalência. Foi observado na revisão bibliográfica (item 2.4.8), que para os GLFB de bancada para operação autotérmica são utilizados ERs maiores – próximos a 0,30.

Portanto, foi selecionado para este projeto as variáveis de saída calculadas para ER próximos de 0,3 onde a relação H₂/CO fosse a mais próxima de dois. Assim, o valor do ER que atendeu a condição estabelecida foi o valor de 0,30.

3.2 Composição da biomassa

Para a composição elementar da biomassa a ser utilizada no projeto do GLFB, foi adotada a composição obtida por Varma e Mondal (2017).

A justificativa desta escolha é devido a composição apresentada na Tabela 18 pelo estudo de referência ser dada justamente de acordo com os elementos C, H, O, N e S – parâmetros requeridos como dados de entrada do modelo matemático adotado neste trabalho.

Outra variável requeria como parâmetro de entrada no modelo matemático é o teor de cinzas, e para coerência, foi também utilizado o valor obtido por Varma e Mondal (2017), apresentado na Tabela 19. Logo, os valores utilizados apresentam-se na Tabela 26.

Tabela 26 – Composição elementar e teor de cinzas do bagaço de cana-de-açúcar utilizada no projeto. **Fonte:** Varma e Mondal (2017)

Composição elementar [wt%] _{base seca e livre de cinzas}					Cinzas [wt%] _{base seca}	
C	H	O	N	S	A	
44,86	5,87	48,97	0,24	0,06	3,28	

3.3 Modelo matemático utilizado e seus resultados

Para obter os parâmetros temperatura de gaseificação e vazão volumétrica do gás produzido e do agente de gaseificação, necessárias para o dimensionamento do gaseificador, foram fornecidas as seguintes variáveis de entrada de acordo com as definições iniciais de projeto para serem utilizadas no Modelo de Equilíbrio Termodinâmico:

- composição elementar (Tabela 26);
- umidade da biomassa (base úmida): 12%;
- relação Vapor/Biomassa (S/B): 0,6 (vapor superaquecido: 600 °C / 101.325 Pa);
- composição do ar (OP): 21% O₂ – 79% N₂;
- vazão mássica de biomassa seca: 10 kg/h.

Como o GLFB é caracterizado para operar na pressão atmosférica, em todas as propriedades termodinâmicas foram utilizadas a pressão atmosférica. Logo, a partir das variáveis de entrada foram obtidas as variáveis de saída apresentadas na Tabela 27.

Tabela 27 – Variáveis de saída fornecidas pelo modelo termodinâmico de equilíbrio

Parâmetro	Valor	
ER	0,30	
Temperatura de gaseificação [°C]	825,46	
Potência Térmica [kW _t]	31,61	
Vazão vol. do gás produzido [Nm ³ /h] _{úmido}	37,43	
PCI do gás produzido [MJ/Nm ³]	4,10	
Eficiência a frio [%]	70,48	
Vazão vol. dos agentes de gaseificação (Mistura Ar + Vapor Superaquecido 600 °C) [Nm ³ /h]	Ar	11,48
	Vapor	7,46
Composição do gás produzido [% vol.] _{base úmida}	H ₂	17,27
	CO	8,71
	CO ₂	14,51
	CH ₄	2,24
	N ₂	28,24
	SO ₂	0,01
	H ₂ O	29,02
Relação H ₂ /CO	1,98	

3.4 Material do leito

O material do leito a ser utilizado é determinante para as condições de fluidização. Foi escolhida a areia basicamente composta de sílica. A areia escolhida foi a chamada areia normal brasileira, fornecida pelo Instituto de Pesquisas Tecnológicas (IPT), o qual fornece areia padronizada (ABNT NBR 7214:2015) basicamente composta de sílica para ensaios de cimento.

Para o diâmetro médio das partículas da areia (sílica), foi definido o valor de 0,6 mm de diâmetro médio das partículas – produto definido como areia média fina pelo fabricante.

A quantidade de areia foi selecionada de forma que a altura do leito estático seja 20 cm; este valor é intermediário entre o intervalo de 15-30 cm, apresentado no estudo de Manya, Sánchez, *et al.* (2006). Limites entre 0,5-3 de acordo com a relação entre altura do leito estático

e diâmetro do leito (H/D_b) foram analisados no estudo desenvolvido por Escudero e Heindel (2011). Rozainee, Ngo, *et al.* (2008) utilizaram $0,5.D_b$.

Logo, um resumo das propriedades da areia selecionada está apresentado na Tabela 28. Com relação à esfericidade, foi adotado um valor médio de 0,75 conforme apresentado em Basu (2006), uma vez que este dado não é fornecido pelo IPT.

Tabela 28 – Propriedades e características da areia utilizada para o material do leito

Parâmetro	Valor	Referência
Altura do leito estático [m]	0,20	
Diâmetro médio das partículas [mm]	0,6	Fabricante (IPT)
Massa específica [kg/m ³]	2.660	(DUTRA, DE SOUZA, <i>et al.</i> , 2014)
Massa específica aparente [kg/m ³]	1.500	(DUTRA, DE SOUZA, <i>et al.</i> , 2014)
Esfericidade [-]	0,75	(BASU, 2006)

3.5 Agente de gaseificação

O agente de gaseificação utilizado na condição nominal de projeto forma uma mistura gasosa (vapor + ar), assim, a massa específica e viscosidade dinâmica foram calculadas conforme as equações 100 e 101, respectivamente. De acordo com a temperatura de gaseificação (Tabela 27) e pressão atmosférica, tem-se os seguintes resultados:

$$\rho_g = \sum_{i=1}^n X_i \rho_i = 0,27 \text{ kg/m}^3 \quad (100)$$

$$\mu_g = \frac{\sum_{i=1}^n X_i \mu_i \sqrt{M_i}}{\sum_{i=1}^n X_i \sqrt{M_i}} = 4,45 \cdot 10^{-5} \text{ Pa.s} \quad (101)$$

Onde:

ρ_g – massa específica da mistura gasosa [kg/m³];

ρ_i – massa específica do elemento i da mistura;

X_i – fração molar do elemento i da mistura;

μ_g – viscosidade dinâmica da mistura gasosa [Pa.s];

μ_i – viscosidade dinâmica do elemento i da mistura [Pa.s];

M_i – peso molecular do elemento i da mistura [kg/kmol].

3.6 Porosidade do leito na condição de mínima fluidização

Para a porosidade do leito, na condição de mínima fluidização, os resultados através das duas formas de cálculo citadas neste trabalho, de acordo com as equações 24 e 25, apresentam-se na Tabela 29.

Tabela 29 – Resultados para a porosidade do leito na condição de mínima fluidização

Resultado	Método de Cálculo
0,49	(BROADHURST e BECKER, 1975)
0,46	(WEN e YU, 1966) ; para $Re_{mf} < 20$

Um ponto que vale destacar é que o modelo proposto por Wen e Yu (1966) não é afetado pela temperatura, uma vez que é uma relação empírica dependente apenas da esfericidade.

Já a relação proposta por Broadhurst e Becker (1975), se mostra mais abrangente, dependendo de fatores os quais variam com temperatura e pressão e foi utilizado para o cálculo da velocidade mínima de fluidização que necessita deste parâmetro.

3.7 Velocidade mínima de fluidização

A velocidade mínima de fluidização foi calculada de acordo com diversos estudos, conforme apresentado na Tabela 30. Entretanto, foi definido para o projeto o uso do resultado segundo o modelo proposto por Kunii e Levenspiel (1991) – o mais comum encontrado na literatura e baseado no modelo proposto por Ergun (1952).

Tabela 30 – Resultados para a velocidade mínima de fluidização (continua)

Resultado – U_{mf} [cm/s]	Referência da forma de cálculo
15,23	(CARMAN, 1937)
16,02	(DOICHEV e AKHMAKOV, 1979)
13,66	(YATES e LETTIERI, 2016)
14,90	(WU e BAEYENS, 1991)

Tabela 30 – Resultados para a velocidade mínima de fluidização (conclusão)

Resultado – U_{mf} [cm/s]	Referência da forma de cálculo
12,69	(WEN e YU, 1966)
18,29	(KUNII e LEVENSPIEL, 1991)

3.8 Cálculo do diâmetro do leito e velocidade superficial

A velocidade superficial foi obtida a partir da sua definição, conforme equação 45. Para a vazão volumétrica de projeto, U_s foi calculado utilizando para o parâmetro da vazão volumétrica, a média entre a vazão volumétrica do gás produzido e a vazão volumétrica dos agentes de gaseificação – conforme recomendação no estudo de Alemu Asfaw (2013).

Para obter a vazão média na condição de operação, foi necessário a conversão desta vazão média das condições normais (0 °C e 1 atm) para a condição de operação (825,46 °C), realizada conforme equação 102. Uma condição de projeto assumida foi a operação do gaseificador em pressão atmosférica.

$$Q_{op} = \frac{P_N T_{op} Q_N}{P_{op} T_N} \quad (102)$$

Onde:

Q_{op} – vazão volumétrica de projeto na condição de operação [m³/h];

P_N – pressão na condição normal [atm];

P_{op} – pressão na condição de operação [atm];

T_{op} – temperatura na condição de operação [K];

T_N – temperatura na condição normal [K];

Q_N – vazão volumétrica média na condição normal [Nm³/h].

Desta maneira, para a vazão de 113,35 m³/h (28,18 Nm³/h) na condição de projeto, foi calculado um valor para o diâmetro interno do leito de forma que U_s fosse 2 vezes o valor de U_{mf} considerado – obtido através do modelo de Kunii e Levenspiel (1991). Desta maneira, D_b foi calculado através da equação 103:

$$D_b = \sqrt{\frac{2Q_N}{\pi U_{mf}}} = 33,1 \rightarrow 32 \text{ cm (valor adotado)} \quad (103)$$

Para atender as condições descritas anteriormente, o valor calculado foi de 33,1 cm; entretanto, foi adotado o valor de 32 cm, uma vez que é o valor comercial para tubos de inox AISI 316 mais próximo (baseado no fabricante Elinox).

Para o $D_b = 32$ cm, o resultado para U_s é apresentado a seguir:

$$U_s = 39,15 \text{ cm/s}$$

Através da relação entre o resultado de U_s e o resultado para U_{mf} adotado, de 18,29 cm/s, indica que o reator está previsto para operar com uma velocidade superficial de $2,14U_{mf}$.

Vale observar que ao mencionar U_s através de um multiplicador à U_{mf} , este multiplicador é conhecido em alguns estudos como Número de Fluidização; é definido como a razão U_s/U_{mf} e pode ser visto em Kitzler, Pfeifer e Hofbauer (2011) e Johari, Hashim, *et al.* (2011), por exemplo. Desta forma, pode-se dizer que o reator está previsto para operar com o Número de Fluidização de 2,14.

3.9 Velocidade terminal (U_t)

Buscando-se determinar U_t , o método iterativo deve ser utilizado para alguns modelos que necessitem do C_d , uma vez que $Re = f(U_t)$ e $C_d = f(Re)$, e o método iterativo pode ser realizado através do fluxograma da Figura 38.

Para o cálculo da velocidade terminal, foram utilizados os modelos citados no item 2.3.3 e as rotinas para os cálculos iterativos, quando necessários, foram desenvolvidas no software Matlab®. Os cálculos iterativos foram necessários para os modelos de Howard (1989), Clift, Grace e Weber (1978) e Haider e Levenspiel (1989); e os resultados encontram-se na Tabela 31.

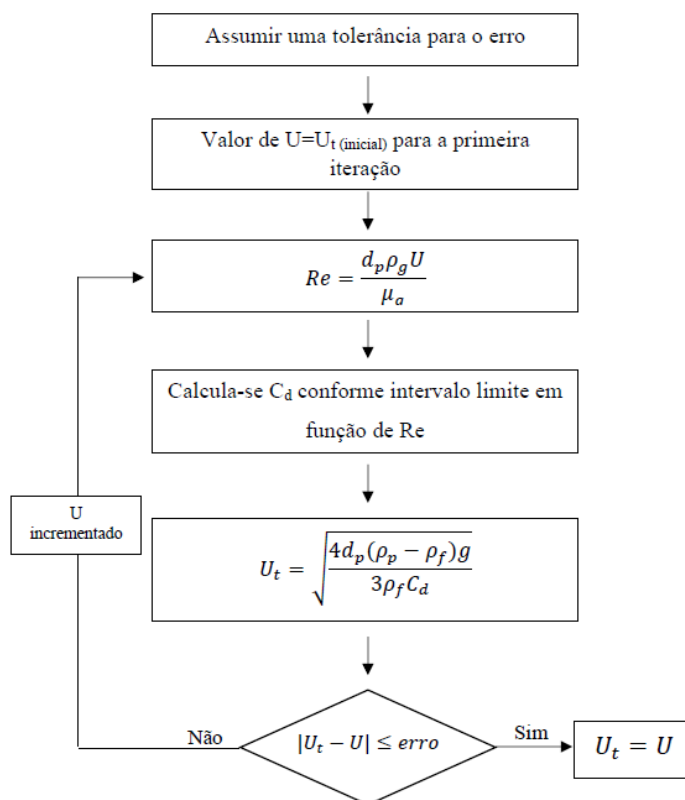
Figura 38 – Fluxograma do cálculo iterativo de U_t

Tabela 31 – Resultados para a velocidade terminal (continua)

Parâmetro	Resultado	Método de cálculo
C_d	2,83	(HOWARD, 1989)
Re_t	12,43	
U_t [cm/s]	449,36	
U_t/U_{mf}	24,57	
C_d	4,19	(CLIFT, GRACE e WEBER, 1978)
Re_t	10,22	
U_t [cm/s]	369,49	
U_t/U_{mf}	20,20	

Tabela 31 – Resultados para a velocidade terminal (conclusão)

Parâmetro	Resultado	Método de cálculo
C_d	6,17	
Re_t	8,43	
U_t [cm/s]	305,69	(HAIDER e LEVENSPIEL, 1989)
U_t/U_{mf}	16,71	
Re_t	9,31	
U_t [cm/s]	336,38	(BASU, 2006)
U_t/U_{mf}	18,39	
Re_t	9,51	
U_t [cm/s]	343,70	(SOUZA-SANTOS, 2004)
U_t/U_{mf}	18,79	
U_t [cm/s]	324,52	
U_t/U_{mf}	17,74	(KUNII e LEVENSPIEL, 1991)

Analisando-se os resultados, pode-se perceber que o menor valor obtido foi o calculado pelo modelo que utiliza o cálculo do coeficiente de arraste proposto por Haider e Levenspiel (1989). Logo, por ser o menor valor, será a velocidade terminal adotada para o projeto, mesmo apesar de no item 2.3.3 da revisão bibliográfica constar que o modo mais recomendado seja o modelo proposto por Clift, Grace e Weber (1978).

Entretanto, de modo geral, vale destacar que as relações obtidas entre U_t/U_{mf} (sendo $U_{mf} = 18,29$ cm/s) apresentaram valores próximos.

3.10 Cálculo do diâmetro e velocidade das bolhas presentes no leito fluidizado

As equações do diâmetro do volume médio equivalente das bolhas, presentes na Tabela 15, dependem da altura do leito expandido, que por sua vez, depende do diâmetro das bolhas.

Desta maneira, os cálculos de ambos parâmetros, devem ser realizados juntos através de cálculo numérico iterativo, cujas etapas estão descritas no fluxograma da Figura 15. A rotina computacional deste item foi elaborada no software Matlab®.

Dadas as equações da Tabela 15, várias combinações entre elas, ocupando as etapas 1, 2 e 3 do fluxograma da Figura 15, podem ser feitas. Assim, para o diâmetro do volume equivalente médio, foi selecionado a equação mais adequada para partículas pertencentes ao Grupo B de Geldart recomendada no estudo desenvolvido por Karimipour e Pugsley (2011) – o modelo apresentado por Mori e Wen (1975).

Para a velocidade da bolha, foi escolhida a equação apresentada por Xie (1997), uma vez que neste estudo desenvolveu-se uma equação a qual o resultado através do modelo de Davidson e Harrison (1963) foi aprimorado, com a finalidade de possuir um resultado mais adequado com a realidade.

Na Tabela 32 são apresentados os parâmetros de entrada utilizados no processo iterativo e seus respectivos resultados. A fração do volume do efeito esteira por volume da bolha foi obtido diretamente do gráfico da Figura 14b para areia natural irregular e para o respectivo diâmetro médio das partículas adotado no projeto, de 600 μm .

Como não foi encontrado na literatura equações para placas de bicos injetores, com relação ao cálculo do diâmetro inicial da bolha, foi adotado como cálculo aproximado as relações para placa perfurada.

Tabela 32 – Parâmetros para o cálculo do processo iterativo

Parâmetro	Valor
Parâmetro de entrada	
Aceleração da Gravidade [cm/s^2]	981
Área da seção transversal do leito (A_b) [cm^2]	804,25
Diâmetro do leito [cm]	32
Efeito esteira por volume de bolha (f_w)	0,28
Massa específica das partículas do leito (ρ_p) [g/m^3]	2,66
Massa estimada do material inerte (W) [g]	24.127,43
Porosidade na condição de mínima fluidização (ϵ_{mf}) [-]	0,49
Velocidade mínima de fluidização [cm/s]	18,29
Velocidade superficial (U_s) [cm/s]	39,15
Parâmetro de saída	
Diâmetro do volume equivalente médio [cm]	9,55
Velocidade da bolha na presença de mais bolhas [cm/s]	100,01

3.11 Expansão do leito

Uma das formas de cálculo deste item foi realizada juntamente com o item anterior, portanto seu procedimento de realização já foi mencionado anteriormente, através do fluxograma da Figura 15. Desta maneira, na Tabela 32 estão apresentados os valores obtidos para o leito expandido.

Tabela 33 – Resultados para o leito expandido

Resultado		Referência da forma de cálculo
H [cm]	30,39	(FOGLER e BROWN, 1981)
H/H _{estático}	1,51	
H [cm]	27,40	(DAVIDSON e HARRISON, 1963)
H/H _{estático}	1,37	
H [cm]	30,22	(FENG, LI, <i>et al.</i> , 2017)
H/H _{estático}	1,51	

Para o cálculo através do método segundo Davidson e Harrison (1963), foi utilizado um processo iterativo similar ao de Fogler e Brown (1981); foram mantidas as equações de Mori e Wen (1975) para o diâmetro do volume médio equivalente, entretanto foram utilizadas as equações da velocidade da bolha na presença de mais bolhas e do leito expandido para o modelo de Davidson e Harrison (1963). Para o modelo proposto por Feng, Li, *et al.* (2017), o cálculo é feito utilizando-se diretamente a equação 79.

Através dos resultados calculados para o leito expandido, foi considerado para o projeto um valor médio entre os valores obtidos na Tabela 32, ou seja, o valor de 29,34 cm; além disso, foi aplicado um fator de segurança de 20%, resultando no seguinte valor:

$$H = 1,2 \times 29,34 = 35,20 \approx 0,36 \text{ m} \quad (104)$$

3.12 Freeboard

Como o *freeboard* é determinado a partir do TDH, na Tabela 34 estão apresentados os resultados obtidos a partir das diferentes maneiras de cálculo deste parâmetro de acordo as equações apresentadas na seção 2.3.6.

Tabela 34 – Resultados para o TDH

TDH [m]	Referência
1,73	(GEORGE e GRACE, 1978)
1,39	(HORIO, TAKI, <i>et al.</i> , 1980)
2,15	(CHAN e KNOWLTON, 1984)
1,32	(PEMBERTON e DAVIDSON, 1986)
1,32	(FUNG e HAMDULLAHPUR, 1993)

Ainda de acordo com a seção 2.3.6, foi visto que as medições realizadas através de sensores de pressão não são muito precisas para determinação do TDH, conforme Smolders e Baeyens (1997). Desta forma, não será utilizado o valor obtido por Chan e Knowlton (1984) e nem por George e Grace (1978), uma vez que foram estudos que utilizaram manômetros.

Desta forma, foi adotado para o projeto do gaseificador o TDH de maior valor entre os demais resultados apresentados na Tabela 34, dados os valores preteridos citados anteriormente. O valor assumido foi o de 1,39 m, obtido a partir de Horio, Taki, *et al.* (1980).

Como teoricamente necessita-se que sua altura seja, no mínimo, igual a região denominada TDH, e sendo este uma das partes mais controversas nos estudos, foi admitido para a altura do *freeboard* neste trabalho um fator de segurança de 30% sobre o TDH calculado, conforme equação 105.

$$fb = 1,30 \times 1,39 = 1,81 \text{ m} \quad (105)$$

Uma vez obtida a altura do *freeboard*, foi inserido nesta região uma seção cônica logo acima da altura do leito expandido, conforme ilustra a Figura 39. Esta seção cônica auxilia na redução de velocidade das partículas lançadas na região acima do leito.

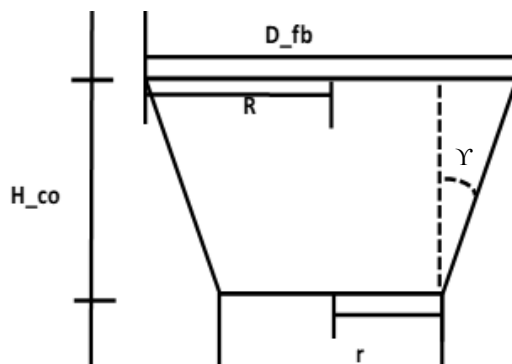


Figura 39 – Região cônica do gaseificador. **Fonte:** (ALEMU ASFAW, 2013)

A altura da Seção cônica (H_{co}) foi assumida como 15% do *freeboard* e o ângulo $Y = 5^\circ$. Assim, o raio da seção cilíndrica (R) foi obtido conforme equação 106.

$$R = r + H_{co} \tan Y = 0,18 \text{ m} \quad (106)$$

Onde:

R – raio da seção transversal da região cilíndrica [m];

r – raio da seção transversal da região do leito [m];

H_{co} – altura da região cônica [m];

Y – ângulo da seção cônica – 5° .

Desta maneira, os parâmetros geométricos da região do *freeboard* estão apresentados na Tabela 35.

Tabela 35 – Resultados da altura para as regiões do *freeboard*

Parâmetros	Valor
TDH [m]	1,39
Altura do <i>freeboard</i> [m]	1,81
Altura da região cônica [m]	0,27
Altura da região cilíndrica [m]	1,54
Diâmetro da seção transversal da região cilíndrica [m]	0,36

3.13 Desenho e resumo dos resultados do projeto do GLFB

Na Tabela 36 é apresentado um resumo das especificações da condição nominal de operação do GLFB projetado e suas respectivas dimensões. A Figura 40 ilustra o GLFB projetado e na Fig. o gaseificador construído (sem isolamento térmico).

Tabela 36 – Tabela resumo da condição nominal de operação e dimensões do GLFB

Condição Nominal de Operação	
Biomassa utilizada	Bagaço de cana-de-açúcar
Vazão de biomassa [kg/h] _{seca}	10
Potência Térmica estimada [kW]	31,61
Razão de Equivalência	0,30
Pressão [atm]	1
Temperatura [°C]	825,46
Relação S/B	0,6
Vazão vol. de ar (ag. de gaseificação) [Nm ³ /h]	11,48
Vazão vol. de vapor (ag. de gaseificação) [Nm ³ /h]	7,46
Vazão do gás produzido [Nm ³ /h] _{úmido}	37,43
Material do Leito: Areia (sílica)	
Densidade das partículas [kg/m ³]	2.660
Densidade aparente [kg/m ³]	1.500
Diâmetro médio das partículas [mm]	0,6
Esfericidade média [-]	0,75
Altura do Leito estático [cm]	20
Dimensões do GLFB	
Diâmetro do Leito [cm]	32
Altura geométrica do Leito [cm]	36
Altura da Seção Cônica [cm]	27,15
Ângulo da Seção Cônica [°]	5
Altura da Seção Cilíndrica [cm]	153,85
Diâmetro da Seção Cilíndrica [cm]	36
Altura total do Gaseificador [m]	2,17



Figura 41 – GLFB construído (sem isolamento térmico)

3.14 Separador de partículas sólidas – Ciclone

A metodologia utilizada para o dimensionamento do ciclone foi conforme Basu (2006) e Cipolatto (2011). O diâmetro do ciclone (D_c) foi calculado de acordo com a equação 107 e as demais dimensões, representadas na Figura 42 e descritas na Tabela 37, foram calculadas com base na Tabela 38.

$$D_c = \sqrt{\frac{Q}{(a/D_c) \cdot (b/D_c) \cdot v_{in}}} \quad (107)$$

Onde:

D_c – diâmetro principal do ciclone (m);

Q – vazão volumétrica do gás na entrada do ciclone (m^3/s);

a – altura do bocal de entrada do ciclone;

b – largura do bocal de entrada do ciclone;

v_{in} – velocidade de entrada do gás [m/s].

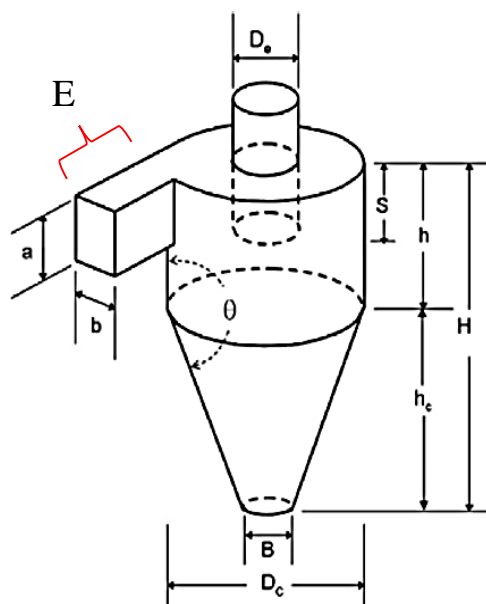


Figura 42 – Especificação dos parâmetros do ciclone. **Fonte:** (CIPOLATO, 2011)

Tabela 37 – Símbolos e descrições dos parâmetros geométricos do ciclone. **Fonte:** (CIPOLATO, 2011)

Símbolo	Descrição
D_c	Diâmetro do Ciclone
a	Altura do bocal de entrada
b	Largura do bocal de entrada
S	Comprimento do cilindro de saída
D_e	Diâmetro do duto de saída do gás
h	Altura da parte cilíndrica do ciclone
H	Altura total do ciclone
B	Diâmetro da saída de pó
E	Comprimento da entrada do gás

Segundo Basu (2006), recomenda-se que a velocidade de entrada do gás no ciclone esteja entre 20 e 30 m/s. Neste trabalho foi selecionado um ciclone do tipo *Swift* de alta eficiência (AE) e, de acordo com a equação 107 e as relações da Tabela 38, foram obtidos os resultados apresentados na Tabela 39.

Tabela 38 – Tipos de ciclones mais comuns e relações de parâmetros. **Fonte:** (WANG, PEREIRA e HUNG, 2004)

Parâmetro	Lapple (PG)	Swift (PG)	Stairmand (AE)	Swift (AE)	Stairmand (AV)	Swift (AV)
D_e/D_C	0,5	0,5	0,5	0,4	0,75	0,75
a/D_C	0,5	0,5	0,5	0,44	0,75	0,8
b/D_C	0,25	0,25	0,2	0,21	0,375	0,35
H/D_C	4	3,75	4	3,9	4	3,7
h/D_C	2	1,75	1,5	1,4	1,5	1,7
B/D_C	0,25	0,4	0,375	0,4	0,375	0,4
S/D_C	0,625	0,6	0,5	0,5	0,875	0,85

* PG: Propósitos Gerais; AE: Alta Eficiência; AV: Alta Vazão.

Para a vazão volumétrica do gás produzido, foi considerado o valor de 150,72 m³/h – valor ajustado para a temperatura de operação (825,46 °C) da vazão volumétrica de gás produzido na condição normal (cerca de 37,43 Nm³/h). Para esta correção, foi utilizado a massa específica do gás produzido e para a velocidade de entrada do gás, foi assumido 30 m/s.

Tabela 39 – Dimensões do ciclone

Parâmetro	Valor
Diâmetro do Ciclone (D_C) [cm]	12,29
Diâmetro do duto de saída do gás (D_e) [cm]	4,92
Altura do bocal de entrada (a) [cm]	5,41
Largura do bocal de entrada (b) [cm]	2,58
Altura total do ciclone (H) [cm]	47,93
Altura da parte cilíndrica do ciclone (h) [cm]	17,21
Diâmetro da saída de pó (B) [cm]	4,92
Comprimento do cilindro de saída (S) [cm]	6,14
Diâmetro da Tubulação [cm]	4,22

A tubulação especificada na Tabela 39 é a conexão entre o gaseificador e o ciclone; foi dimensionada para que, a partir da vazão de gás na condição nominal de projeto, o gás assumira uma velocidade de 30 m/s em direção ao ciclone – calculada a partir da relação entre vazão, velocidade e área.

3.14.1 Perda de carga no ciclone

Um parâmetro importante a ser considerado na operação do ciclone é o consumo de energia diretamente relacionado à potência do exaustor, que por sua vez está diretamente associado à perda de carga efetiva na operação do ciclone.

A perda de carga em um ciclone pode ser obtida através da equação 108, de acordo com Cipolato (2011).

$$\Delta P_L = \frac{\rho_{gas} v_{in}^2}{2} \cdot \Delta H \quad (108)$$

Onde:

ΔP_L – perda de carga [Pa];

ρ_{gas} – massa específica do gás produzido [kg/m³];

v_{in} – velocidade de entrada do gás [m/s];

ΔH – parâmetro adimensional que depende do tipo do ciclone escolhido.

A velocidade de entrada (v_{in}) pode ser calculada através da vazão e das dimensões de entrada do ciclone, conforme equação 109.

$$v_{in} = \frac{Q_{gas}}{a \cdot b} \quad (109)$$

Onde:

Q_{gas} – vazão volumétrica do gás produzido [m³/h]_{base úmida};

a e b – parâmetros apresentados na Tabela 39 [cm].

Para o parâmetro adimensional (ΔH), existem valores definidos para os ciclones padronizados – apresentados na Tabela 40. Para este trabalho, como foi adotado o ciclone do tipo *Swift* de alta eficiência, foi utilizado o valor de 7,07.

Tabela 40 – Parâmetro ΔH para os ciclones padronizados. **Fonte:** (CIPOLATO, 2011)

Ciclones	Lapple (PG)	Swift (PG)	Stairmand (AE)	Swift (AE)	Stairmand (AV)	Swift (AV)
ΔH	6,79	6,11	4,85	7,07	7,30	6,93

* PG: Propósitos Gerais; AE: Alta Eficiência; AV: Alta Vazão

3.14.2 Potência do exaustor

A potência do exaustor pode ser estabelecida de acordo com a equação 110 (CIPOLATO, 2011).

$$P_{ex} = \frac{Q_{gas} \cdot \Delta P_L}{\eta} \quad (110)$$

Onde:

P_{ex} – potência do exaustor [W];

Q_{gas} – vazão volumétrica do gás produzido [m³/s];

ΔP_L – perda de carga no ciclone [Pa];

η – eficiência do exaustor.

3.14.3 Eficiência do ciclone

A eficiência do ciclone foi obtida a partir da equação 111.

$$\eta_i = \frac{1}{1 + (d_c/d_i)^2} \quad (111)$$

$$\text{Com: } d_c = \sqrt{\frac{9\mu_g E}{2\pi N_v v_{in}(\rho_p - \rho_g)}}$$

Onde:

d_c – diâmetro da partícula coletada com 50% de eficiência, chamado também de diâmetro de corte [m];

E – comprimento da entrada do gás (Figura 42, valor assumido em 0,08 m) [m];

N_v – número de voltas do gás dentro do ciclone, dado por $N_v = \frac{1}{a} \left(h + \frac{H-h}{2} \right)$ [-];

η_i – eficiência do ciclone para coleta da partícula i ;

d_i – diâmetro da partícula i .

A partir da equação 111, foi calculado e obtido o gráfico da Figura 43 para as partículas de diâmetros apresentadas nesta mesma figura.

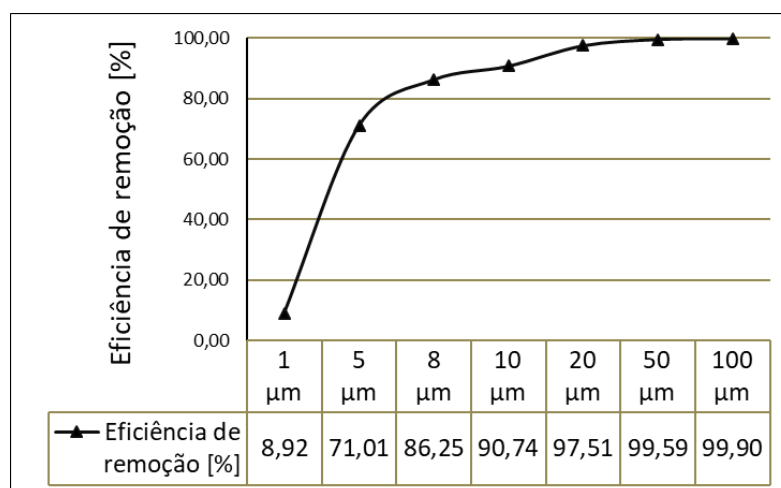


Figura 43 – Eficiência do ciclone para diferentes diâmetros de partículas

3.14.4 Resultados: perda de carga no ciclone e potência do exaustor

Na Tabela 41 são apresentados os parâmetros utilizados para o cálculo da perda de carga no ciclone e para a potência do exaustor, bem como os resultados obtidos.

Tabela 41 – Parâmetros e resultados para cálculo da perda de carga e potência do exaustor (continua)

Parâmetros	Valor
Massa Específica do gás produzido (ρ_{gas}) [kg/m ³] _{base úmida}	0,25
ΔH	7,07
Altura do bocal de entrada (a) [cm]	5,41
Largura do bocal de entrada (b) [cm]	2,58
Vazão Volumétrica do gás produzido (Q_{gas}) [m ³ /h] _{base úmida}	150,72
Rendimento do Exaustor (η) – valor assumido	0,53
Velocidade de Entrada do gás no ciclone (v_{in}) [m/s]	30

Tabela 41 – Parâmetros e resultados para cálculo da perda de carga e potência do exaustor (conclusão)

Parâmetros	Valor
Perda de carga no ciclone (ΔP_L) [Pa]	795,37
Potência estimada do exaustor [W]	62,83

3.15 Placa de Distribuição

A placa de distribuição é uma parte crítica no dimensionamento de um gaseificador de leito fluidizado. Somada às características do material inerte e propriedades do agente de gaseificação, está diretamente relacionada com as condições de fluidização.

Neste trabalho, foi adotado o modelo da placa de distribuição com bicos injetores e metodologia de dimensionamento conforme Basu (1984). A seguir, são apresentadas as equações e condições que devem ser atingidas para dimensionamento e operação adequada deste modelo de placa.

- a) Perda de carga no leito (ΔP_b)

$$\Delta P_b = \rho_p g H_{mf} (1 - \varepsilon_{mf}) = 2.943 \text{ Pa} \quad (112)$$

Onde:

ρ_p – massa específica das partículas do leito – 2.660 kg/m³;

g – aceleração da gravidade – 9,81 m/s²;

H_{mf} – altura do material do leito na condição de mínima fluidização – 0,22 m;

ε_{mf} – porosidade na condição de mínima fluidização – 0,49.

- b) Diâmetro do orifício do bico injetor (d_{or})

$$d_{or} = 4d_p (\text{deve ser maior que } 1,5\text{mm}); d_{or} = 0,0024 \text{ m} \quad (113)$$

Onde:

d_p – diâmetro médio das partículas do leito – 0,0006 m.

c) Diâmetro equivalente do leito (D_e)

$$D_e = \frac{4A_b}{P} = 0,32 \text{ m} \quad (114)$$

Onde:

A_b – área da seção transversal do leito – 0,0804 m²;

P – perímetro do leito – 1,005 m.

d) Queda mínima de pressão no distribuidor, para distribuição uniforme (ΔP_D)

$$\Delta P_D = \Delta P_b \left[0,01 + 0,2 \left(1 - e^{-\frac{D_e}{2H_{mf}}} \right) \right] = 332,52 \text{ Pa} \quad (115)$$

Onde:

ΔP_b – perda de carga no leito – 2.943 Pa;

D_e – diâmetro equivalente do leito – 0,32 m;

H_{mf} – altura expandida do leito na condição de mínima fluidização – 0,22 m.

e) Diâmetro de entrada do bico injetor (d_i)

$$d_i = 1,5d_{or}\sqrt{N} = 0,0072 \text{ m} \quad (116)$$

Onde:

d_{or} – diâmetro do orifício do bico injetor – 0,0024 m;

N – número de orifícios por bico injetor – 4.

f) Espessura da parede do bico injetor (t_w)

$$t_w = 6 \text{ mm (valor assumido)} \quad (117)$$

g) Espessura da placa de distribuição (t)

$$t = 20 \text{ mm (valor assumido)} \quad (118)$$

h) Coeficiente de descarga (C_{des})

$$C_{des} = 0,82 - \text{valor entre } 0,73\text{-}0,84 \quad (119)$$

i) Velocidade do gás através do orifício (u_{or})

$$u_{or} = C_{des} \sqrt{\frac{2\Delta P_D}{\rho_g}} = 40,44 \text{ m/s} \quad (120)$$

Onde:

C_d – coeficiente de descarga – 0,82;

ΔP_D – queda mínima de pressão no distribuidor – 332,52 Pa;

ρ_g – massa específica do agente de gaseificação – 0,27 kg/m³.

j) Número de orifícios por m² da placa de distribuição (N_{or})

$$N_{or} = \frac{U_s}{u_{or}} \cdot \frac{4}{\pi d_{or}^2} = 2.139,97 \text{ orif./m}^2 \quad (121)$$

Onde:

U_s – velocidade superficial – 0,3915 m/s;

u_{or} – velocidade do gás através do orifício – 40,44 m/s;

d_{or} – diâmetro do orifício do bico injetor – 0,0024 m.

k) Número de bicos injetores por unidade de área do leito (N_Z)

$$N_Z = \frac{N_{or}}{N} = 534,99 \text{ bicos/m}^2 \quad (122)$$

Onde:

N_{or} – número de orifícios por m^2 – 2.139,97 orif./ m^2 ;

N – número de orifícios por bico injetor – 4.

l) Número total de bicos injetores (N_T)

$$N_T = N_Z A_b = 43,03 \text{ bicos injetores} \quad (123)$$

Onde:

N_Z – número de bicos injetores por m^2 do Leito – 534,99 bicos/ m^2 ;

A_b – área da seção transversal do Leito – 0,0804 m^2 .

m) Altura dos bicos injetores (h)

$$h = \frac{1}{\sqrt[5]{g}} \left(\frac{6(U_s - U_{mf})}{\pi N_{or}} \right)^{\frac{2}{5}} = 0,0204 \text{ m} \quad (124)$$

Onde:

g – aceleração da gravidade – 9,81 m/s^2 ;

U_s – velocidade superficial – 0,3915 m/s;

U_{mf} – velocidade de mínima fluidização – 0,1829 m/s;

N_{or} – número de orifícios por m^2 da placa de distribuição – 2.139,97 orif./ m^2 .

- **Obs.:** Os resultados anteriormente apresentados estão com valores arredondados para duas casas decimais, conforme planilha desenvolvida.

3.15.1 Resumo dos resultados e desenhos para as dimensões da placa de distribuição

Na Tabela 42 está apresentado um resumo das dimensões da placa de distribuição para a condição nominal de projeto.

Tabela 42 – Resultados para a placa de distribuição

Parâmetros da Placa de Distribuição	Valor
Diâmetro dos orifícios nos bicos injetores [mm]	2,4
Número de orifícios por bico injetor	4
Espessura da parede do bico injetor [mm]	6
Espessura da placa de distribuição [mm]	20
Número total de bicos injetores	43
Altura mínima dos bicos injetores [mm]	20,40
Diâmetro de entrada do bico injetor [mm]	6
Ângulo de inclinação do teto do bico injetor [°]	90

A Figura 44 apresenta uma ilustração da posição dos bicos injetores na placa de distribuição projetada e a Figura 45 a geometria do bico injetor. Após confecção, a placa de distribuição de bicos injetores ficou conforme Figura 46.

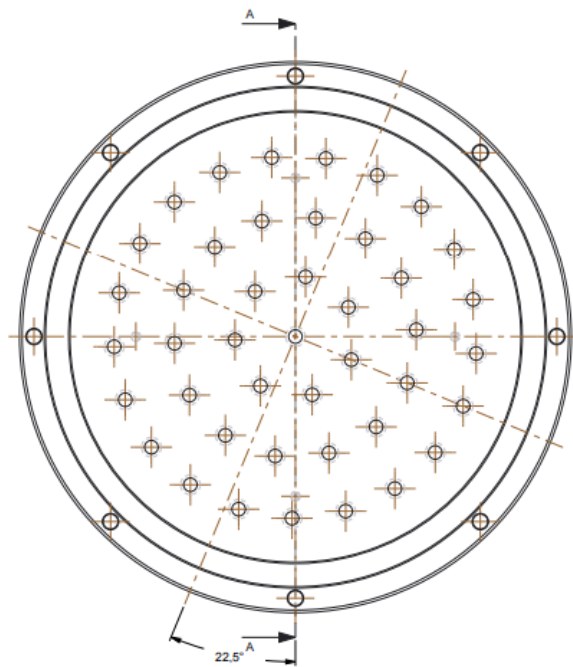


Figura 44 – Ilustração da placa de distribuição projetada e o posicionamento dos bicos injetores

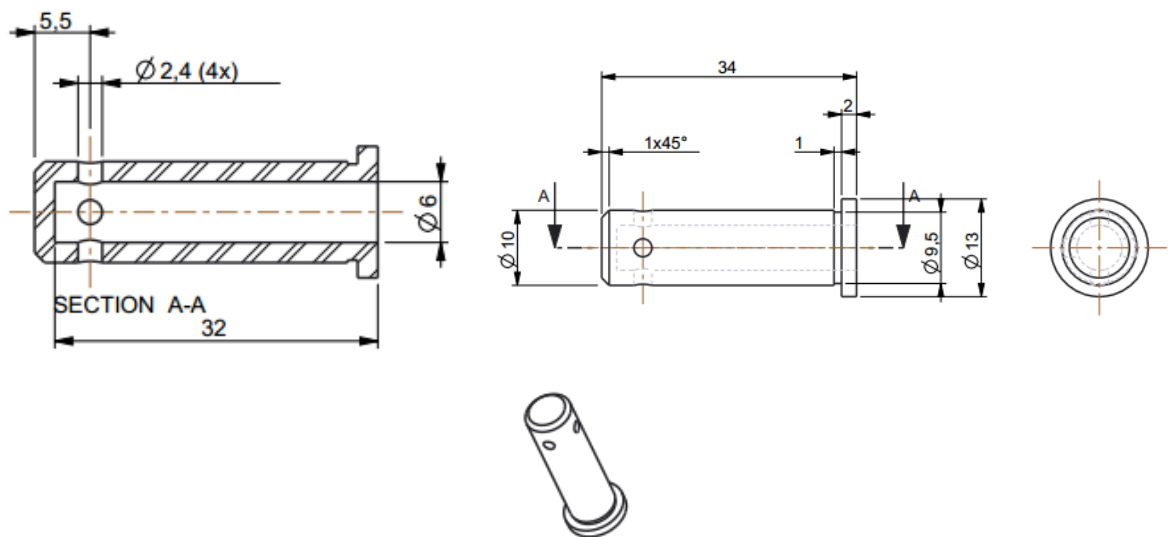


Figura 45 – Geometria do bico injetor



Figura 46 – Placa de distribuição de bicos injetores construída

3.16 Windbox (Plenum)

A função do *windbox* ou *plenum* é distribuir o gás abaixo da placa de distribuição o mais uniforme possível. A análise da câmara abaixo da placa de distribuição envolve uma complicada análise do fluxo e desta maneira, esta situação é simplificada fazendo o *plenum* grande o suficiente para que os efeitos da aceleração do fluido de entrada cessem. Este fluido pode entrar tanto na posição vertical quanto na horizontal (LATIF, 1999).

Para evitar a má distribuição do fluxo de gás dentro do *plenum*, a altura total desta câmara deve ser de, no mínimo, o triplo da altura entre a entrada de gás no *plenum* e a placa de distribuição (H_w) – calculado ou a partir da equação 125 ou da equação 126 (LATIF, 1999).

$$H_w = 0,2D_b + 0,5D_{noz} ; \text{para } D_{noz} > \frac{D_b}{100} \quad (125)$$

$$H_w = 18D_{noz} ; \text{para } D_{noz} < \frac{D_b}{100} \quad (126)$$

Onde:

H_w – distância entre a entrada de gás no *plenum* e a placa de distribuição [mm];

D_b – diâmetro do leito [mm];

D_{noz} – diâmetro da tubulação de entrada do gás posicionada na posição horizontal [mm].

Como o diâmetro do leito (D_b) é 320 mm e o diâmetro da tubulação de entrada do gás adotado no projeto foi de 50,80 mm (D_{noz}), H_w é obtido a partir da equação 125 ($D_{noz} > \frac{D_b}{100}$).

Desta maneira, tem-se:

$$3. H_w = 3 \times (0,2 \times 320 + 0,5 \times 50,80) = 268,20 \text{ mm} \quad (127)$$

Logo, o *plenum* deve possuir uma altura total de, no mínimo, 26,82 cm. Vale destacar também, que neste projeto foi adotado a entrada do agente de gaseificação na posição horizontal.

4 Considerações Finais

4.1 Conclusões

Após a realização deste estudo, conclui-se que o processo de gaseificação da biomassa em gaseificadores de leito fluidizado é bastante promissor devido a versatilidade tanto da biomassa a ser utilizada quanto ao uso do gás produzido. Portanto, depende de alguns estudos com relação à operação do processo para atingir a maturidade tecnológica necessária e assim ganhar uma escala comercial mais ampla.

De acordo com os requisitos do gás de síntese para utilização no processo de Fischer-Tropsch, foi possível concluir que o único parâmetro possível de ajustar na etapa de projeto do GLFB foi a relação H_2/CO . Ou seja, o gás produzido pelo equipamento projetado se caracteriza como gás pobre, pelas características do processo, e para ser utilizado no processo FT deve passar por um sistema de condicionamento.

Devido à metodologia apresentar diferentes núcleos de cálculo, é importante que os modelos selecionados para cada etapa sejam adequados de acordo com o projeto. Por exemplo, caso seja escolhido trabalhar com partículas do Grupo A de Geldart, selecionar modelos matemáticos mais adequado para estas partículas.

Com relação ao Modelo de Equilíbrio Termodinâmico utilizado, como se trata de um modelo ideal que prevê a produtividade máxima do gás produzido, pode ser que a vazão obtida na prática seja menor do que a calculada. Desta forma, ajustes operacionais na fase de testes do equipamento poderão ser necessários.

Devido ao cálculo da velocidade mínima de fluidização ser realizado em função do diâmetro médio das partículas, o valor obtido experimentalmente na fase de testes do equipamento pode apresentar leve variação. Isto devido ao diâmetro médio ser obtido a partir do processo de peneiramento, ou seja, este parâmetro é calculado com relação ao material depositado entre duas peneiras adjacentes. Assim, no material poderá conter partículas de diferentes diâmetros no espectro das aberturas nominais das peneiras.

Foi possível observar também que o excesso do agente de fluidização (dado por $U_s - U_{mf}$, e também pode ser mensurado pelo NF) influencia diretamente tanto o diâmetro quanto a velocidade da bolha, que por sua vez, definirá a altura do reator (baseado no TDH) na maioria dos modelos apresentados neste trabalho.

No geral, para o dimensionamento do GLFB, os parâmetros mais significativos foram: a vazão média (entre a vazão de gás produzido e a vazão do agente de gaseificação) e o diâmetro

médio das partículas do leito. Portanto, como a vazão média depende da vazão de biomassa e o diâmetro médio das partículas do leito é definido em função da vazão média (com a finalidade de manter o NF entre 2 e 4), conclui-se que o parâmetro principal para o projeto do GLFB é a vazão de biomassa.

Para o dimensionamento do ciclone, como praticamente depende apenas da vazão do gás produzido pelo processo de gaseificação, quanto maior a vazão de entrada da biomassa no processo, maior deverá ser o ciclone. Com relação ao equipamento projetado neste trabalho, sua eficiência calculada se mostrou próxima dos ciclones de média e alta eficiência verificados na revisão bibliográfica.

Com relação à placa de distribuição, foi possível concluir que o número de bicos injetores vai depender das características do material do leito e da velocidade superficial, e a altura destes bicos depende tanto das características do leito quanto o excesso de agente de gaseificação ($U_s - U_{mf}$).

4.2 Recomendações para Trabalhos Futuros

Dado ao caráter de pesquisa bibliográfica, sem a possibilidade de realização de testes experimentais, surgiram ideias ao longo do desenvolvimento deste trabalho que podem ser utilizadas em trabalhos futuros, dentre as quais podem ser citadas:

- avaliar o Modelo de Equilíbrio Termodinâmico utilizado neste trabalho, um modelo ideal, e adequá-lo de acordo com os resultados práticos do equipamento projetado;
- avaliar os modelos para cálculo da velocidade mínima de fluidização;
- determinar experimentalmente a altura do leito e investigar o modelo que mais se adequa aos resultados;
- determinar experimentalmente o TDH e investigar o melhor modelo para sua representação;
- analisar as velocidades de transição de regime de fluidização, relacionando com o NF;
- desenvolver um modelo CFD para que seja possível avaliar a influência da placa de distribuição e da inserção da região cônica no reator.
- executar a continuidade deste trabalho, ou seja, projetar o sistema de condicionamento do gás pobre e da unidade responsável pelo processo de Fischer-Tropsch.

Referências

ABDOULMOUMINE, N.; KULKARNI, A.; ADHIKARI, S. Effects of Temperature and Equivalence Ratio on Pine Syngas, Primary Gases and Contaminants in a Bench-Scale Fluidized Bed Gasifier. **Industrial & Engineering Chemistry Research**, v. 53, p. 5767-5777, 2014.

AHMAD, A. A. et al. Assessing the gasification performance of biomass: A review on biomass gasification process conditions, optimization and economic evaluation. **Renewable and Sustainable Energy Reviews**, n. 53, p. 1333-1347, 2016.

ALEMU ASFAW, A. **Dissertação de Mestrado**: Design of Fluidized Bed Bagasse Gasifier - A case study for Fincha Sugar Factory. 2013.

AMITIN, A. V.; MARTYUSHIN, I. G.; GUREVICH, D. A. Dusting in the space above the bed in converters with fluidized catalyst bed. **Chem. Technol. Fuels Oils**, v. 4, p. 181-184, 1968.

ANANTHARAMAN, A.; COCCO, R. A.; CHEW, J. W. Evaluation of correlations for minimum fluidization velocity (Umf) in gas-solid fluidization. **Powder Technology**, n. 323, p. 454-485, 2018.

ANIL, M. et al. Performance evaluation of fluidised bed biomass gasifier using CFD. **Energy Procedia** 90, v. 90, p. 154-162, 2016.

ANP. **Panorama do Abastecimento de Combustíveis**. Agência Nacional do Petróleo, Gás Natural e Biocombustíveis. Rio de Janeiro. 2017.

ARENA, U.; GREGORIO, F. D. Energy generation by air gasification of two industrial plastic wastes in a pilot scale fluidized bed reactor. **Energy**, v. 68, p. 735-743, 2014.

AUBURN UNIVERSITY, 2018. Disponível em: <<http://www.biofuelsacademy.org/>>. Acesso em: 23 maio 2018.

AYDAR, E. et al. Effect of the type of gasifying agent on gas composition in a bubbling fluidized bed reactor. **Journal of the Energy Institute**, v. 87, p. 35-42, 2014.

AZARGOHAR, R. et al. Co-gasification of petroleum coke with lignite coal using fluidized bed gasifier. **Fuel Processing Technology**, v. 134, p. 310-316, 2015.

BARON, T. et al. Electrostatic effects on entrainment from a fluidized-bed. **Powder Technology**, v. 53, p. 55-67, 1987.

BARON, T.; BRIENS, C. L.; BERGOUGNOU, M. A. Study of the transport disengaging height. **Can. J. Chem. Eng.**, v. 66, p. 749-760, 1988.

BASU, P. **Fluidized Bed Boilers: Design and Application**. 1984.

BASU, P. **Combustion and Gasification in Fluidized Bed**. 2006.

BASU, P. **Biomass Gasification and Pyrolysis**. Oxford: Elsevier, 2010.

BERRUECO, C. et al. Pressurized gasification of torrefied woody biomass in a lab scale fluidized bed. **Energy**, v. 70, p. 68-78, 2014.

BOATENG, A. A. et al. Fluidized-bed steam gasification of rice hull. **Bioresource Technology**, n. 40, p. 235-239, 1992.

BOERRIGTER, H.; RAUCH, R. **Review of applications of gases from biomass gasification**. Energy research Centre of the Netherlands (ECN). Petten. 2006.

BOIKO, V. M.; PIVOVAROV, A.; POPLAVSKI, S. Measurement of gas velocity in a high-gradient flow, based on velocity of tracer particles. **Combustion Explosion and Shock Waves**, n. 49(5), p. 548-554, 2013.

BREMS, A. et al. Modelling the transport disengagement height in fluidized beds. **Advanced Powder Technology**, v. 22, p. 155-161, 2011.

BROADHURST, T. E.; BECKER, H. A. Onset of fluidization and slugging in beds of uniform particles. **AIChE J.**, v. 21, p. 238-247, 1975.

BROER, K. M. et al. Steam/oxygen gasification system for the production of clean syngas from switchgrass. **Fuel**, v. 140, p. 282-292, 2015.

CAHYADI, A. et al. Comparative study of Transport Disengaging Height (TDH) correlations in gas-solid fluidization. **Powder Technology**, v. 275, p. 220-238, 2015.

CAI, P. et al. Quantitative estimation of bubble size in PFBC. **Powder Technology**, v. 80, p. 99-109, 1994.

CALVO, L. F. et al. Gasification of rice straw in a fluidized-bed gasifier for syngas application in close-coupled boiler-gasifier systems. **Bioresource Technology**, v. 109, p. 206-214, 2012.

CAO, Y. et al. A novel biomass air gasification process for producing tar-free higher heating value fuel gas. **Fuel Processing Technology**, v. 87, p. 343-353, 2006.

CARMAN, P. C. Fluid flow through granular beds. **Trans. Inst. Chem. Eng.**, v. 15, p. 32-48, 1937.

CHAN, I. H.; KNOWLTON, T. M. Effect of system pressure on the transport disengaging height (TDH) above bubbling gas-fluidized beds. **AIChE Symp. Ser.**, p. 24-33, 1984.

CHANG, A. C. C. et al. Biomass gasification for hydrogen production. **International Journal of Hydrogen Energy**, v. 36, p. 14252-14260, 2011.

CHERUBINI, F. The biorefinery concept: Using biomass instead of oil for production energy and chemicals. **Energy Conversion and Management**, v. 51, p. 1412-1421, 2010.

CHIBA, T.; TERASHIMA, K.; KOBATASHI, H. Behaviour of bubbles in gas–solid fluidized beds: initial formation of bubbles. **Chem. Eng. Sci.**, v. 27, p. 965-972, 1972.

CIPOLATO, C. A. **Dissertação de Mestrado:** Dimensionamento, Construção e Análise de Desempenho de Ciclone para Otimização da Separação Granulométrica de Partículas em Fábrica de Tintas em Pó. UNAERP, Ribeirão Preto: 2011.

CLIFT, R.; GRACE, J. R.; WEBER, M. E. **Bubbles, Drops, and Particles.** Academic Press, 1978.

COCCO, R.; KARRI, S. B. R. Introduction to fluidization. **CEP Magazine - an AIChE publication**, n. -, p. 21-29, 2014.

COPA REY, J. R. **Tese de Doutorado:** Avaliação Técnico-Econômica da Incorporação de Ciclos Combinados Associados á Gaseificadores de Leito Fluidizado Circulante no Setor Sucroalcooleiro. Guaratinguetá: 2018.

CORDINER, S.; DE SIMONE, G.; MULONE, V. Experimental–numerical design of a biomass bubbling fluidized bed gasifier for paper sludge energy recovery. **Applied Energy**, v. 97, p. 532-542, 2012.

CORRÊA JR, P. S. P. et al. Experimental study on applying biomass-derived syngas in a microturbine. **Applied Thermal Engineering**, v. 146, p. 328-337, 2019.

COUTO, N. et al. Influence of the biomass gasification processes on the final composition of gas. **Energy Procedia**, v. 36, p. 596-606, 2013.

CROWE, C. T. (Ed.). **Multiphase Flow Handbook.** Boca Raton: CRC Taylor & Francis Group, 2006.

CUTZ, et al. Assessment of biomass energy sources and technologies: The case of Central America. **Renewable and Sustainable Energy Reviews** **58**, p. 1411-1431, 2016.

DARTON, R. C. et al. Bubble growth due to coalescence in fluidized beds. **Trans I Chem E**, 1977.

DAVIDSON, J. F.; HARRISON, D. **Fluidised Particles**. Cambridge University Press, 1963.

DE ANDRÉS, J. M.; NARROS, A.; RODRÍGUEZ, M. E. Air-steam gasification of sewage sludge in a bubbling bed reactor: Effect of alumina as a primary catalyst. **Fuel Processing Technology**, v. 92, p. 433-440, 2011.

DE LASA, H. et al. Catalytic steam gasification of biomass: Catalysts, Thermodynamics and Kinetics. **Chemical Reviews**, n. 111(9), p. 5404-5433, 2011.

DE SALES, C. V. B.; ANDRADE, R. V.; LORA, E. E. S. Geração de eletricidade a partir da gaseificação de biomassa. **Biomassa & Energia**, v. 2, n. 3, p. 195-204, 2005.

DELEBARRE, A. Revisiting the Wen and Yu equations for minimum fluidization velocity prediction. **Chemical Engineering Research and Design**, n. 82, p. 587-590, 2004.

DIN, Z. U.; ZAINAL, Z. A. Biomass integrated gasification-SOFC systems: Technology overview. **Renewable and Sustainable Energy Reviews** **53**, p. 1356-1376, 2016.

DIXON, G. Pneumatic Conveying. In: BUTTERS, G. **Plastics Pneumatic Conveying and Bulk Storage**. London: Applied Science Publishers, 1981. p. 18-144.

DO, H. T.; CLIFT, R.; GRACE, J. R. Particle ejection and entrainment from fluidized-beds. **Powder Technology**, v. 6, p. 195-200, 1972.

DOICHEV, K.; AKHMAKOV, N. S. Fluidisation of polydisperse systems. **Chemical Engineering Science**, v. 34, n. 11, p. 1357-1359, 1979.

DRIFT, A. V. D. et al. **Entrained flow gasification of biomass**. ECN and Shell Global Solutions. The Netherlands. 2004.

DUTRA, M. B. et al. Produção de Areia Padronizada Sílica - Reciclagem de Resíduo Sólido da Mineração, Outubro 2014.

EPE, E. D. P. E. **Plano Nacional de Energia 2030, Geração Termelétrica - Biomassa**. Rio de Janeiro. 2008.

ERGUN, S. Fluid flow through packed columns. **Chemical Engineering Progress**, v. 48, n. 2, p. 89-94, 1952.

ESCUADERO, D.; HEINDEL, T. J. Bed height and material density effects on fluidized bed hydrodynamics. **Chemical Engineering Science**, v. 66, p. 3648-3655, 2011.

FAO. **Food and Agriculture Organization of the United Nations**, 2018. Disponível em: <<http://www.fao.org/faostat/en/#data/QC/visualize>>. Acesso em: 04 jun. 2018.

FARZAD, S.; MANDEGARI, M. A.; GÖRGENS, J. F. A critical review on biomass gasification, co-gasification, and their environmental assessments. **Biofuel Research Journal**, v. 12, p. 483-495, 2016.

FENG, R. et al. Influence of particle size distribution on minimum fluidization velocity and bed expansion at elevated pressure. **Powder Technology**, n. 320, p. 27-36, 2017.

FOGLER, H. S.; BROWN, L. F. Predictions of Fluidized Bed Operation Under Two Limiting Conditions: Reaction Control and Transport Control. **Chemical Reactors, ACS Symposium Series**, v. 168, 1981.

FOURNOL, A. B.; BERGOUGNOU, M. A.; BACKER, C. G. J. Solids entrainment in a large gas fluidized-bed. **Can. J. Chem. Eng.**, v. 51, p. 401-404, 1973.

FREMAUX, S. et al. An experimental study on hydrogen-rich gas production via steam gasification of biomass in a research-scale fluidized bed. **Energy Conversion and Management**, v. 91, p. 427-432, 2015.

FUNG, A. S.; HAMDULLAHPUR, F. Effect of bubble coalescence on entrainment in gas fluidized beds. **Powder Technology**, v. 77, p. 251-265, 1993.

GARCIA, R. **Combustíveis e combustão industriais**. 2ª. ed. Rio de Janeiro: Interciência, 2013.

GARCIA-PÉREZ, M. et al. Co-pyrolysis of sugarcane bagasse with petroleum residue. Part I: thermogravimetric analysis. **Fuel**, v. 80, p. 1245-1258, 2001.

GELDART, D. Types of gas fluidization. **Powder Technology**, v. 7, p. 285-292, 1973.

GEORGE, S. E.; GRACE, J. R. Entrainment of particles from aggregative fluidized beds. **AIChE Symp. Ser.**, p. 67-74, 1978.

GÓMEZ-BAREA, A.; LECKNER, B. Modeling of biomass gasification in fluidized bed. **Progress in Energy and Combustion Science**, n. 36, p. 444-509, 2010.

GONZALEZ, J. F. et al. Investigation on the reactions influencing biomass air and air/steam gasification for hydrogen production. **Energy Fuels**, n. 22, p. 3493-3498, 2008.

GONZÁLEZ-VÁZQUEZ, M. P. et al. Comparison of the gasification performance of multiple biomass types in a bubbling fluidized bed. **Energy Conversion and Management**, v. 176, p. 309-323, 2018.

GOVERNO DA REPÚBLICA FEDERATIVA DO BRASIL. Pretendida Contribuição Nacionalmente Determinada, 2016. Disponível em:
<http://www.mma.gov.br/images/arquivos/clima/convencao/indc/BRASIL_iNDC_portugues.pdf>.
Acesso em: 20 maio 2019.

GUPTA, A. K.; CICHONSKI, W. Ultrahigh temperature steam gasification of biomass and solid wastes. **Environmental Engineering Science**, n. 24(8), p. 1179-1189, 2007.

HAIDER, A.; LEVENSPIEL, O. Drag coefficient and terminal velocity of spherical and nonspherical particles. **Powder Technology**, v. 58, p. 63-70, 1989.

HAMDULLAHPUR, F.; MACKAY, G. D. M. 2-Phase flow behavior in the freeboard of a gas fluidized-bed. **AICHE J.**, v. 32, p. 2047-2055, 1986.

HATANO, H.; ISHIDA, M. Study on the entrainment of FCC particles from a fluidized-bed. **Powder Technology**, v. 35, p. 201-209, 1983.

HEIDENREICH, S.; FOSCOLO, P. U. New Concepts in Biomass Gasification. **Progress in Energy and Combustion Science**, v. 46, p. 72-95, 2015.

HERNÁNDEZ, J. J.; ARANDA-ALMANSA, G. Gasification of biomass wastes in an entrained flow gasifier: effect of the particle size and the residence time. **Fuel Processing Technology**, n. 91(6), p. 681-692, 2010.

HOLDICH, R. G. **Fundamentals of Particle Technology**. Leicestershire: Midland Information Technology and Publishing, 2002.

HORIO, M. et al. Elutriation and particle transport through the freeboard of a gas-solid fluidized bed. **Fluidization**, p. 509-518, 1980.

HOWARD, J. R. **Fluidized bed technology: principles and applications**. Bristol : Hilger, 1989.

JENKINS, B. M. et al. Combustion properties of biomass. **Fuel Processing Technology**, v. 54, p. 17-46, 1998.

JOHARI, A. et al. Effects of fluidization number and air factor on the combustion of mixed solid waste in a fluidized bed. **Applied Thermal Engineering**, v. 31, p. 1861-1868, 2011.

JOLLEY, L. T.; STANTAN, J. E. Fluidization in beds of coal and coke particles: some effect of size of particles and viscosity, density and velocity of gas. **J. Appl. Chem.**, v. 2, p. 562, 1952.

JUDEX, J. W. et al. Gasification of hay in a bench scale fluidised bed reactor with emphasis on the suitability for gas turbines. **Biomass and Bioenergy**, v. 46, p. 739-749, 2012.

KAEWLUAN, S.; PIPATMANOMAI, S. Potential of synthesis gas production from rubber wood chip gasification in a bubbling fluidised bed gasifier. **Energy Conversion and Management**, n. 52, p. 75-84, 2011.

KAMPA, M.; CASTANAS, E. Human health effects of air pollution. **Environmental Pollution**, n. 151(2), p. 362-367, 2008.

KARATAS, H.; OLGUN, H.; AKGUN, F. Experimental results of gasification of cotton stalk and hazelnut shell in a bubbling fluidized bed gasifier under air and steam atmospheres. **Fuel**, v. 112, p. 494-501, 2013.

KARIMIPOUR, S.; PUGSLEY, T. A critical evaluation of literature correlations for predicting bubble size and velocity in gas-solid fluidized beds. **Powder Technology**, v. 205, p. 1-14, 2011.

KHAN, Z. et al. Hydrogen production from palm kernel shell via integrated catalytic adsorption (ICA) steam gasification. **Energy Conversion and Management**, v. 87, p. 1224-1230, 2014.

KIM, Y. D. et al. Air-blown gasification of woody biomass in a bubbling fluidized bed gasifier. **Applied Energy**, v. 112, p. 414-420, 2013.

KIM, Y. T.; SONG, B. H.; KIM, S. D. Entrainment of solids in an internally circulating fluidized bed with draft tube. **Chem. Eng. J.**, v. 66, p. 105-110, 1996.

KITZLER, H.; PFEIFER, C.; HOFBAUER, H. Pressurized gasification of woody biomass - Variation of parameter. **Fuel Processing Technology**, v. 92, p. 908-914, 2011.

KOOK, J. W. et al. Gasification and tar removal characteristics of rice husk in a bubbling fluidized bed reactor. **Fuel**, v. 181, p. 942-950, 2016.

KUMAR, A. et al. Steam-air fluidized bed gasification of distillers grains: Effects of steam to biomass ratio, equivalence ratio and gasification temperature. **Bioresource Technology**, n. 100(6), p. 2062-2068, 2009.

KUMAR, A.; JONES, D. D.; HANNA, M. A. Thermochemical biomass gasification: A review of the current status of the technology. **Energies**, n. 2, p. 556-581, 2009.

KUNII, D.; LEVENSPIEL, O. **Fluidization Engineering**. 1991.

LA VILLETTA, M.; COSTA, M.; MASSAROTTI, N. Modelling approaches to biomass gasification: A review with emphasis on the stoichiometric method. **Renewable and Sustainable Energy Reviews**, n. 74, p. 71-88, 2017.

LAMARCHE, C. Q. et al. Fluidized-bed measurements of carefully-characterized, mildly-cohesive (Group A) particles. **Chemical Engineering Journal**, v. 310, p. 259-271, 2017.

LATIF, A. **Tese de doutorado**: A study of the design of fluidized bed reactors for biomass gasification. London: University of London, 1999.

LUCAS, C. et al. High-temperature air and steam gasification of densified biofuels. **Biomass and Bioenergy**, n. 27(6), p. 563-575, 2004.

LUO, S. et al. Hydrogen-rich gas from catalytic steam gasification of biomass in a fixed bed reactor: Influence of particle size on gasification performance. **International Journal of Hydrogen Energy**, n. 34(3), p. 1260-1264, 2009.

LV, D. et al. Effect of cellulose, lignin, alkali and alkaline earth metallic species on biomass pyrolysis and gasification. **Fuel Processing Technology**, v. 91, p. 903-909, 2010.

LV, P. M. et al. An experimental study on biomass air-steam gasification in a fluidized bed. **Bioresource Technology**, n. 95(1), p. 95-101, 2004.

MAINWARING, N. J.; REED, A. R. Permeability and air retention characteristics of bulk solid materials in relation to modes of dense phase pneumatic conveying. **Bulk Solids Handling**, v. 7, p. 415-425, 1987.

MAKWANA, J. P. et al. Air gasification of rice husk in bubbling fluidized bed reactor with bed heating by conventional charcoal. **Bioresource Technology**, v. 178, p. 45-52, 2015.

MANYA, J. J. et al. Influence of gas residence time and air ratio on the air gasification of dried sewage sludge in a bubbling fluidised bed. **Fuel**, v. 85, p. 2027-2033, 2006.

MARQUES, F. H. **Tese de Doutorado**: Análise Termodinâmica da Síntese de Fischer-Tropsch Utilizando Métodos de Otimização Global. Campinas: 2018.

MASCHIO, G.; LUCCHESI, A.; STOPPATO, G. Production of syngas from biomass. **Bioresource Technology**, n. 48(2), p. 119-126, 1994.

MCKENDRY, P. Energy production from biomass (Part 1): overview of biomass. **Bioresource Technology**, n. 83, p. 37-46, 2002.

MENG, F. et al. Effect of gasifying agents on sawdust gasification in a novel pilot scale bubbling fluidized bed system. **Fuel**, v. 249, p. 112-118, 2019.

MINISTÉRIO DO MEIO AMBIENTE, 2019. Disponível em:
<<http://www.mma.gov.br/clima/convencao-das-nacoes-unidas/acordo-de-paris>>. Acesso em: 20 maio 2019.

MIWA, K. et al. Behavior of bubbles in gaseous fluidized bed. **Int. Chemical Engineering**, v. 12, p. 187-194, 1972.

MOLINO, A.; CHIANESE, S.; MUSMARRA, D. Biomass gasification technology: The state of the art overview. **Journal of Energy Chemistry**, n. 25, p. 10-25, 2016.

MORAN, M. J.; SHAPIRO, H. N. **Fundamentos de Termodinámica Técnica**. 2ª edición. ed. Barcelona: Editorial Reverté S.A., 2004.

MORI, S.; WEN, C. Y. Estimation of bubble diameter in gaseous fluidized beds. **AIChE J.**, v. 21, p. 109-115, 1975.

MOTA, R. et al. Hydrogen rich syngas production from oxy-steam gasification of a lignite coal - A design and optimization study. **Applied Thermal Engineering**, v. 90, p. 13-22, 2015.

NAM, H. et al. Enriched-air fluidized bed gasification using bench and pilot scale reactors of dairy manure with sand bedding based on response surface methods. **Energy**, v. 95, p. 187-199, 2016.

NARVÁEZ, I. et al. Biomass gasification with air in an atmospheric bubbling fluidized bed. Effect of six operational variables on the quality of the produced raw gas. **Industrial & Engineering Chemistry Research**, n. 35(7), p. 2110-2120, 1996.

NASCIMENTO, F. R. M. **Tese de Mestrado: Modelagem de gaseificador co-corrente utilizando diferentes fluidos de gaseificação**. UNIFEI, Itajubá: 2015.

NATARAJAN, E. et al. Experimental determination of bed agglomeration tendencies of some common agricultural residues in fluidized bed combustion and gasification. **Biomass and Bioenergy**, v. 15, n. 2, p. 163-169, 1998.

NAZEMI, A.; BERGOUIGNOU, M. A.; BAKER, G. G. J. Dilute phase hold-up in a large gas fluidized bed. **AICHE Symp. Ser.**, v. 98, 1974.

NOGUEIRA, L. A. H.; LORA, E. E. S. **Dendroenergia**. Rio de Janeiro: Interciência, 2003.

NOGUEIRA, L. A. H.; LORA, E. E. S. **Dendroenergia**. Rio de Janeiro: Interciência, 2003.

NOGUEIRA, L. A. H.; LORA, E. E. S. **Dendroenergia**. Rio de Janeiro: Interciência, 2003.

ÖHMAN, M.; POMMER, L.; NORDIN, A. Bed agglomeration characteristics and mechanisms during gasification and combustion of biomass fuels. **Energy and Fuels**, v. 19, p. 1742-1748, 2005.

OLIVARES GÓMEZ, E. **Dissertação de Mestrado**: Projeto, Construção e Avaliação Preliminar de um Reator de Leito Fluidizado para Gaseificação de Bagaço de Cana-de-Açúcar. Campinas: 1996.

PALMA, C. F. Modelling of tar formation and evolution for biomass gasification: A review. **Applied Energy**, n. 111, p. 129-141, 2013.

PATRA, T. K.; SHETH, P. N. Biomass gasification models for downdraft gasifier: A state-of-the-art review. **Renewable and Sustainable Energy Reviews**, 2015. 583-593.

PEMBERTON, S. T.; DAVIDSON, J. F. Elutriation from fluidized-beds: II - Disengagement of particles from gas in the freeboard. **Chemical Engineering Science**, v. 41, p. 253-262, 1986.

PÉREZ, N. P. **Tese de doutorado**: Modelagem fluidodinâmica do bagaço de cana-de-açúcar: Projeto de gaseificador de leito fluidizado borbulhante. Guaratinguetá: 2016.

PERRY, R. H.; GREEN, D. W. **Perry's Chemical Engineers Handbook**. 7ª. ed. New York: McGraw-Hill, 1997.

PINTO, F. et al. Effects of experimental conditions and of addition of natural minerals on syngas production from lignin by oxy-gasification: Comparison of bench and pilot scale gasification. **Fuel**, v. 140, p. 62-72, 2015.

PIO, D. T.; TARELHO, L. A. C.; MATOS, M. A. A. Characteristics of the gas produced during biomass direct gasification in an autothermal pilot-scale bubbling fluidized bed reactor. **Energy**, v. 120, p. 915-928, 2017.

PUIG-ARNAVAT, M.; BRUNO, J. C.; CORONAS, A. Review and analysis of biomass gasification models. **Renewable and Sustainable Energy Reviews**, p. 2841-2851, 2010.

QUITETE, C. P. B.; SOUZA, M. M. V. M. Remoção do alcatrão de correntes de gaseificação de biomassa: processos e catalisadores. **Química Nova**, v. 37, n. 4, p. 689-698, 2014.

RAIBHOLE, V. N. et al. Syngas Production By Updraft Biomass Gasifier And Its Parametric Analysis. **Journal of Mechanical and Civil Engineering**, v. 4, p. 56-62, 2013.

RAPAGNÁ, S.; DI CELSO, G. M. Devolatilization of wood particles in a hot fluidized bed: product yields and conversion rates. **Biomass and Bioenergy**, n. 32(12), p. 1123-1129, 2008.

RIOS, M. L. V. et al. Reduction of tar generated during biomass gasification: A review. **Biomass and Bioenergy**, v. 108, p. 345-370, 2018.

ROWE, P. N.; PARTRIDGE, B. A. An X-ray study of bubbles in fluidized beds. **Chem. Eng. Res. Des.**, v. 43, p. 157-175, 1965.

ROZAINEE, M. et al. Effect of fluidising velocity on the combustion of rice husk in a bench-scale fluidised bed combustor for the production of amorphous rice husk ash. **Bioresource Technology**, v. 99, p. 703-713, 2008.

SADAKA, S. Gasification, Producer Gas and Syngas. **University of Arkansas - Research & Extension**, 2017. Disponível em: <<https://www.uaex.edu/publications/PDF/FSA-1051.pdf>>. Acesso em: 09 nov. 2018.

SANSANIWAL, S. K. et al. Recent advances in the development of biomass gasification technology: A comprehensive review. **Renewable and Sustainable Energy Reviews**, v. 72, p. 363-384, 2017.

SARKER, S.; ARAUZO, J.; NIELSEN, H. K. Semi-continuous feeding and gasification of alfalfa and wheat straw pellets in a lab-scale fluidized bed reactor. **Energy Conversion and Management**, v. 99, p. 50-61, 2015.

SCHUSTER, G. et al. Biomass steam gasification - an extensive parametric modeling study. **Bioresource Technology**, n. 77, p. 71-79, 2001.

SCIAZKO, M.; BANDROWSKI, J.; RACZEK, J. On the entrainment of solid particles from a fluidized bed. **Powder Technology**, v. 66, p. 33-39, 1991.

SCIAZKO, M.; RACZEK, J.; BANDROWSKI, J. Model of gas Flow above a Bubbling Fluidized Bed: Prediction of a Splash Zone Height. **Chem. Eng. Process.**, v. 24, p. 49-55, 1988.

SEEG, 2019. Disponível em: <<http://plataforma.seeg.eco.br/sankey>>. Acesso em: 20 maio 2019.

SHARMA, A. K. Equilibrium modeling of global reduction reactions for a downdraft (biomass) gasifier. **Energy Conversion and Management**, v. 49, p. 832-842, 2008.

SIKARWAR, V. S. et al. An overview of advances in biomass gasification. **Energy & Environmental Science**, n. 9, p. 2939-2977, 2016.

SMOLDERS, K.; BAEYENS, J. Elutriation of fines from gas fluidized beds: mechanisms of elutriation and effect of freeboard geometry. **Powder Technology**, v. 92, p. 35-46, 1997.

SOUZA-SANTOS, M. L. D. **Solid Fuels Combustion and Gasification: Modeling, Simulation and Equipment Operation**. 2004.

SUN, Y. et al. Gasification of biomass to hydrogen-rich gas in fluidized beds using porous medium as bed material. **International Journal of Hydrogen Energy**, v. 38, p. 14208-14213, 2013.

TANAKA, I.; SHINOHARA, H. Estimation of column height of a fluidized-bed. **Int. Chem. Eng.**, v. 18, p. 276-278, 1978.

TRASANDE, L.; THURSTON, G. D. The role of air pollution in asthma and other pediatric morbidities. **The Journal of Allergy and Clinical Immunology**, n. 115, p. 689-699, 2005.

TWEDDLE, T. A.; CAPES, C. E.; OSBERG, G. L. Effect of screen packing on entrainment from fluidized beds. **Ind. Eng. Chem. Process. Des. Dev.**, v. 9, p. 85, 1970.

UF (DCE). **Experimental and Theoretical Determination of the Minimum Velocity of Fluidization**. University of Florida. 2017.

VARMA, A. K.; MONDAL, P. Pyrolysis of sugarcane bagasse in semi batch reactor: Effects of process parameters on product yields and characterization of products. **Industrial Crops and Products**, v. 95, p. 704-717, 2017.

VASCONCELOS, D. S. et al. Determinação da velocidade mínima de fluidização de mistura binária de areia e resíduo de SISAL. **XXI Congresso Brasileiro de Engenharia Química**, 2016.

VIRMOND, E. et al. Characterisation of agroindustrial solid residues as biofuels and potential application in thermochemical processes. **Waste Management**, v. 32, p. 1952-1961, 2012.

WANG, L. K.; PEREIRA, N. C.; HUNG, Y.-T. **Air Pollution Control Engineering**. 2004.

WANG, Y. et al. Performance optimization of two-staged gasification system for woody biomass. **Fuel Processing Technology**, n. 88(3), p. 243-250, 2007.

WEN, C. Y.; YU, Y. H. A generalized method for predicting the minimum fluidization velocity. **AIChE Journal**, v. 12, n. 3, p. 610-612, 1966.

WERTHER, J. Effect of gas distributor on the hydrodynamics of gas fluidized beds. **Ger. Chem. Eng.**, v. 1, p. 166-174, 1978.

WOOLCOCK, P. J.; BROWN, R. C. A review of cleaning technologies for biomass-derived syngas. **Biomass and Bioenergy**, n. 52, p. 54-84, 2013.

WU, S.-Y.; BAEYENS, J. Effect of operating temperature on minimum fluidization velocity. **Powder Technology**, v. 67, p. 217-220, 1991.

XIE, H. Y. Pressure probes in the measurement of bubble properties in the fluidization of fine particles. **Advanced Powder Technology**, v. 8, n. 3, p. 217-235, 1997.

YANG, W.-C. **Handbook of Fluidization and Fluid-Particle Systems**. 2003.

YATES, J. G.; LETTIERI, P. **Fluidized-Bed Reactors: Processes and Operating Conditions**. Springer, 2016.

YU, M. M. et al. Co-gasification of biosolids with biomass: Thermogravimetric analysis and pilot scale study in a bubbling fluidized bed reactor. **Bioresource Technology**, v. 175, p. 51-58, 2015.

ZENZ, F. A.; WEIL, N. A. A theoretical–empirical approach to the mechanism of particle entrainment from fluidized beds. **AIChE J.**, v. 4, p. 472-479, 1958.

ZHOU, C.; ROSEN, C.; ENGVALL, K. Biomass oxygen/steam gasification in a pressurized bubbling fluidized bed: Agglomeration behavior. **Applied Energy**, v. 172, p. 230-250, 2016.

APÊNDICE A – Rotinas Matlab

- Rotinas para cálculo da velocidade terminal:

```
% Velocidade Terminal- Modelo Basu (2006) e Souza-Santos (2004)
clear all
%Dados de entrada:
Tc = 825.46; %Temperatura de Gaseificação
vazv = [7.46; 11.48; 0]; vaz_gas = 37.43; % Vazões vol. do ag. de gaseif. na condição
normal (Nm³/h): [O2;H2O;Ar].
gases = {'water','air','oxygen'}; T = Tc+273.15;
MM = 1000*[CoolProp.PropsSI('MOLARMASS', 'T', T, 'P', 101325,
gases{1});CoolProp.PropsSI('MOLARMASS', 'T', T, 'P', 101325,
gases{2});CoolProp.PropsSI('MOLARMASS', 'T', T, 'P', 101325, gases{3})];
FM = [vazv(1)/sum(vazv); vazv(2)/sum(vazv); vazv(3)/sum(vazv)]; % Frações molares
v_med = mean([vaz_gas; sum(vazv)]); v_med_op = v_med*T/273.15; % Vazões médias e na
condição de operação
rog = sum([FM(1)*CoolProp.PropsSI('D', 'T', T, 'P', 101325, gases{1});
FM(2)*CoolProp.PropsSI('D', 'T', T, 'P', 101325, gases{2}); FM(3)*CoolProp.PropsSI('D',
'T', T, 'P', 101325, gases{3})]);
vg = sum([FM(1)*sqrt(MM(1))*CoolProp.PropsSI('V', 'T', T, 'P', 101325, gases{1});
FM(2)*sqrt(MM(2))*CoolProp.PropsSI('V', 'T', T, 'P', 101325, gases{2});
FM(3)*sqrt(MM(3))*CoolProp.PropsSI('V', 'T', T, 'P', 101325,
gases{3})])/sum([FM(1)*sqrt(MM(1));FM(2)*sqrt(MM(2));FM(3)*sqrt(MM(3))]);
rop = 2660; rop_ap = 1500; esf = 0.75; g = 9.81; dp = 600e-6;
por = 0.586*(esf^-0.72)*((vg^2/(rog*g*(rop-rog)*(dp^3)))^0.029)*((rog/rop)^0.021);
umf = (10^2)*(dp^2)*g*(rop-rog)*(por^3)*(esf^2)/(150*vg*(1-por));
Ar = ((esf*dp)^3)*(rog*(rop-rog)*g)/(vg^2);
% Basu
ut1 = (Ar/18)*vg/(esf*dp*rog)
Re1 = esf*dp*rog*ut1/vg
ut2 = ((Ar/7.5)^0.666)*vg/(esf*dp*rog)
Re2 = esf*dp*rog*ut2/vg
ut3 = ((Ar/0.33)^0.5)*vg/(esf*dp*rog)
```

$$Re3 = esf*dp*rog*ut2/vg$$

% Souza-Santos

$$ut4 = g*((esf*dp)^2)*(rop-rog)/(18*vg)$$

$$Re4 = esf*dp*rog*ut4/vg$$

$$ut5 = ((g*((esf*dp)^{1.6})*(rop-rog))/(13.9*(rog^{0.4})*(vg^{0.6})))^{0.71}$$

$$Re5 = esf*dp*rog*ut5/vg$$

$$ut6 = ((3.03*g*(esf*dp)*(rop-rog))/(rog))^{0.5}$$

$$Re6 = (esf*dp)*rog*ut6/vg$$

% Velocidade Terminal - Modelo de Clift, Grace e Weber (1978) para o coef. de arraste

clear all

$$g = 9.81; rop = 2660; rog = 0.2734; vg = 4.4451*10^{-5}; esf = 0.75; dp = esf*0.0006;$$

$$ut0 = 0.18; i=1; erro = 1;$$

while erro >=10^{-3}

$$ut = ut0;$$

$$Re = ((dp*rog)/vg)*ut; w = \log_{10}(Re);$$

if Re <= 0.01

$$Cd = (3/16) + (24/Re);$$

elseif Re > 0.01 && Re <= 20

$$Cd = (24/Re)*(1+0.1315*Re^{(0.82-0.05*w)});$$

elseif Re > 20 && Re <= 260

$$Cd = (24/Re)*(1+0.1935*Re^{(0.6305)});$$

elseif Re > 260 && Re <= 1500

$$Cd = 10^{(1.6435-1.1242*w+0.1558*w^2)};$$

*elseif Re > 1500 && Re <= 1.2*10^4*

$$Cd = 10^{(-2.4571+2.5558*w-0.9295*w^2+0.1049*w^3)};$$

*elseif Re > 1.2*10^4 && Re <= 4.4*10^4*

$$Cd = 10^{(-1.9181+0.6370*w-0.0636*w^2)};$$

*elseif Re > 4.4*10^4 && Re <= 3.38*10^5*

$$Cd = 10^{(-4.3390+1.5809*w-0.1546*w^2)};$$

*elseif Re > 3.38*10^5 && Re <= 4*10^5*

$$Cd = 29.78-5.3*w;$$

*elseif Re > 4*10^5 && Re <= 10^6*

$$Cd = 0.1*w-0.49;$$

```

elseif Re>10^6
    Cd = 0.19-(8*10^4)/Re;
end
ut = sqrt( (4*dp*(rop-rog)*g)/(3*rog*Cd) ); erro = abs(ut-ut0);
ut0 = ut0+0.001;
end
ut, Cd, Re

% Vel. Terminal - Modelo de Heider e Levenspiel (1989) para o coef. de arraste
clear all
g = 9.81; rop = 2660; rog = 0.2734; vg = 4.4451*10^-5; esf = 0.75; dp = esf*0.0006;
ut0 = 0.18; i=1; erro = 1;
while erro >=10^-8
    ut = ut0;
    Re = ((dp*rog)/vg)*ut;
    Cd = (24/Re)*( 1+8.1716*(Re^(0.0964+0.5565*esf))*exp(-4.0655*esf) ) + (73.69*Re*exp(-
5.0748*esf))/(Re+5.378*exp(6.2122*esf));
    ut = sqrt( (4*dp*(rop-rog)*g)/(3*rog*Cd) ); erro = abs(ut-ut0);
    ut0 = ut0+0.001;
end
ut, Re, Cd

% Vel. Terminal - Modelo de Howard (1989) para o coef. de arraste
clear all
g = 9.81; rop = 2660; rog = 0.2734; vg = 4.4451*10^-5; esf = 0.75; dp = esf*0.0006;
ut0 = 0.18; i=1; erro = 1;
while erro >=10^-3
    ut = ut0;
    Re = ((dp*rog)/vg)*ut;
    if Re<0.4
        Cd=24/Re;
    elseif Re>=0.4 && Re<500
        Cd=10/sqrt(Re);
    elseif Re>=500

```

```

Cd=0.43;
end
ut = sqrt( (4*dp*(rop-rog)*g)/(3*rog*Cd) ); erro = abs(ut-ut0);
ut0 = ut0+0.001;
end
ut, Re, Cd

```

- Rotinas para cálculo do leito expandido:

```

% Expansão do Leito 1
clear all
gases = {'water','air','oxygen'}; Tc = 825.46; T = Tc+273.15;
MM = 1000*[CoolProp.PropsSI('MOLARMASS', 'T', T, 'P', 101325,
gases{1});CoolProp.PropsSI('MOLARMASS', 'T', T, 'P', 101325,
gases{2});CoolProp.PropsSI('MOLARMASS', 'T', T, 'P', 101325, gases{3})];
vazv = [7.46; 11.48; 0]; vaz_gas = 37.43; % Vazões vol. na condição normal.
FM = [vazv(1)/sum(vazv); vazv(2)/sum(vazv); vazv(3)/sum(vazv)]; % Frações molares
v_med = mean([vaz_gas; sum(vazv)]); v_med_op = v_med*T/273.15; % Vazões médias e na
condição de operação
rog = sum([FM(1)*CoolProp.PropsSI('D', 'T', T, 'P', 101325, gases{1});
FM(2)*CoolProp.PropsSI('D', 'T', T, 'P', 101325, gases{2}); FM(3)*CoolProp.PropsSI('D',
'T', T, 'P', 101325, gases{3})]);
vg = sum( [FM(1)*sqrt(MM(1))*CoolProp.PropsSI('V', 'T', T, 'P', 101325, gases{1});
FM(2)*sqrt(MM(2))*CoolProp.PropsSI('V', 'T', T, 'P', 101325, gases{2});
FM(3)*sqrt(MM(3))*CoolProp.PropsSI('V', 'T', T, 'P', 101325,
gases{3})])/sum([FM(1)*sqrt(MM(1));FM(2)*sqrt(MM(2));FM(3)*sqrt(MM(3))]);
dp = 600e-6; rop = 2660; rop_ap = 1500; esf = 0.75; g = 9.81;
por = 0.586*(esf^-0.72)*(( vg^2/(rog*g*(rop-rog)*(dp^3)) )^0.029)*((rog/rop)^0.021); umf =
(10^2)*(dp^2)*g*(rop-rog)*(por^3)*(esf^2)/(150*vg*(1-por));
% Sistema CGS de unidades
rop = rop/1000; rop_ap = rop_ap/1000; g = g*100; vg = vg*10;
Db = 32; Ab = pi*(Db^2)/4; % Diâmetro [cm] e área do leito [cm^2]
us = ((v_med_op*10^6)/3600)/Ab; % Vel superficial [cm/s]

```

$a = 0.28$; $n = 43^4$; $hb_est = 20$; % Fração vol. do efeito esteira, núm. de orifícios da placa e altura do leiro estático [cm]

$W = rop_ap * hb_est * Ab$; % massa do material do leito [g]

$hmf = W / (rop * Ab * (1 - por))$;

$h0 = hmf$; erro = 1;

while erro $\geq 10^{-3}$

$h = h0$;

$db0 = 0.347 * ((Ab/n) * (us - umf))^{0.4}$;

$dbm = 0.652 * (Ab * (us - umf))^{(2/5)}$;

$dv = dbm - (dbm - db0) * \exp(-0.3 * (h/Db))$; % Diâmetro do vol. eq. médio: Mori e Wen (1975)

$ub = (us - umf) + 0.71 * \sqrt{g * dv}$; % Velocidade da bolha: Davidson e Harrison (1963)

$h = hmf * (1 + ((us - umf)/ub))$; erro = abs(h-h0); % Altura do leito expandido: Davidson e Harrison (1963)

$h0 = h0 + 0.001$;

end

h

% Expansão do Leito 2

clear all

gases = {'water', 'air', 'oxygen'}; $Tc = 825.46$; $T = Tc + 273.15$;

$MM = 1000 * [CoolProp.PropsSI('MOLARMASS', 'T', T, 'P', 101325,$

gases{1}); CoolProp.PropsSI('MOLARMASS', 'T', T, 'P', 101325,

gases{2}); CoolProp.PropsSI('MOLARMASS', 'T', T, 'P', 101325, gases{3})];

vazv = [7.46; 11.48; 0]; vaz_gas = 37.43; % Vazões vol. na condição normal.

$FM = [vazv(1)/sum(vazv); vazv(2)/sum(vazv); vazv(3)/sum(vazv)]$; % Frações molares

$v_med = mean([vaz_gas; sum(vazv)])$; $v_med_op = v_med * T / 273.15$; % Vazões médias e na condição de operação

$rog = sum([FM(1) * CoolProp.PropsSI('D', 'T', T, 'P', 101325, gases{1})$;

$FM(2) * CoolProp.PropsSI('D', 'T', T, 'P', 101325, gases{2})$; $FM(3) * CoolProp.PropsSI('D', 'T', T, 'P', 101325, gases{3})]$);

$vg = sum([FM(1) * \sqrt{MM(1)} * CoolProp.PropsSI('V', 'T', T, 'P', 101325, gases{1})$;

$FM(2) * \sqrt{MM(2)} * CoolProp.PropsSI('V', 'T', T, 'P', 101325, gases{2})$;

$FM(3) * \sqrt{MM(3)} * CoolProp.PropsSI('V', 'T', T, 'P', 101325,$

gases{3})]) / sum([FM(1) * \sqrt{MM(1)}; FM(2) * \sqrt{MM(2)}; FM(3) * \sqrt{MM(3)}]);

```

dp = 600e-6; rop = 2660; rop_ap = 1500; esf = 0.75; g = 9.81;
por = 0.586*(esf^-0.72)*(( vg^2/(rog*g*(rop-rog)*(dp^3)) )^0.029)*((rog/rop)^0.021); umf =
(10^2)*(dp^2)*g*(rop-rog)*(por^3)*(esf^2)/(150*vg*(1-por));
% Sistema CGS de unidades
rop = rop/1000; rop_ap = rop_ap/1000; g = g*100; vg = vg*10;
Db = 32; Ab = pi*(Db^2)/4; % Diâmetro [cm] e área do leito [cm^2]
us = ((v_med_op*10^6)/3600)/Ab; % Vel superficial [cm/s]
a = 0.28; n = 43*4; hb_est = 20; % Fração vol. do efeito esteira, núm. de orifícios da placa e
altura do leiro estático [cm]
W = rop_ap*hb_est*Ab; % massa do material do leito [g]
h0 = W/(rop*Ab*(1-por)); erro = 1;
while erro >= 10^-3
h = h0;
db0 = 0.347*((Ab/n)*(us-umf))^0.4;
dbm = 0.652*(Ab*(us-umf))^(2/5);
dv = dbm-(dbm-db0)*exp(-0.3*(h/Db)); % Diâmetro do vol. eq. médio: Mori e Wen (1975)
ub = 1.5*(us-umf)+0.71*sqrt(g*dv); % Velocidade da bolha: Xie (1997)
delta = (us-umf)/(ub-umf*(1+a));
h = W/(rop*Ab*(1-por)*(1-delta)); erro = abs(h-h0);
h0 = h0 + 0.001;
end
h

```

- Rotinas para cálculo do TDH (necessita executar a rotina para cálculo da expansão do leito previamente):

% Unidades SI:

```

rop = rop*1000; rop_ap = rop_ap*1000; g = g/100; ut = 3.04; us = us/100; umf = umf/100;
db = dv/100; ub = ub/100;
TDH1 = 18.2*db % George e Grace (1978)
TDH2 = 112*(0.565/4.5)*sqrt(db/g) % Horio et al. (1980)
TDH3 = 0.85*(us^1.2)*(7.33-1.2*log10(us)) % Chan e Knowlton (1984)
TDH4 = 4.605/(1/(3*db)) % Pemberton e Davidson (1986)
TDH5 = -3*db*log(0.01) % Fung e Hamdullahpur (1993)

```

APÊNDICE B – Fluxograma do Modelo de Equilíbrio Termodinâmico

