

**UNIVERSIDADE FEDERAL DE ITAJUBÁ**  
**PROGRAMA DE PÓS-GRADUAÇÃO EM ENGENHARIA DE ENERGIA**

**ESTUDOS DOS PARÂMETROS DE PROJETO E TESTE DE FLUIDIZAÇÃO**  
**EM BANCADA DE LEITO FLUIDIZADO BORBULHANTE**

**LUIS ALFONSO ZULUAGA RODRIGUEZ**

**ITAJUBÁ (MG)**

**2021**

**UNIVERSIDADE FEDERAL DE ITAJUBÁ**  
**PROGRAMA DE PÓS-GRADUAÇÃO EM ENGENHARIA DE ENERGIA**

**LUIS ALFONSO ZULUAGA RODRIGUEZ**

**ESTUDOS DOS PARÂMETROS DE PROJETO E TESTE DE FLUIDIZAÇÃO  
EM BANCADA DE LEITO FLUIDIZADO BORBULHANTE**

**Documento de defesa de dissertação ao Programa de Pós- Graduação em Engenharia de Energia, como parte dos requisitos para obtenção do Título de Mestre em Engenharia de Energia.**

**Área de Concentração: Conversão de Energia**

**Orientador: Prof. Dr. Electo Eduardo Silva Lora**

**Co-orientador: Prof. Dr. Diego Mauricio Yepes Maya**

**Banca examinadora:**

**Prof. Dr. Rubenildo Vieira Andrade (UNIFEI)**

**Prof. Dr. Osvaldo José Venturini (UNIFEI)**

**Prof. Dr. Marcelo Risso Errera (UFPR)**

**ITAJUBÁ (MG)**

**2021**

## **DEDICO**

À Deus, as minhas avós Ana e Fabiola, ao meus pais Norma e Alfonso e a minha família, que tem estado em todos os momentos na minha vida.

## **AGRADEÇO**

Primeiramente, agradeço a Deus, que cuida de mim e está em companhia de minhas Avós e tenho certeza de que juntos estão construindo o caminho certo para mim.

Aos meus pais e irmãos por estarem presente e serem um suporte na minha vida.

Ao meu Orientador, Prof. Dr. Electo Eduardo Silva Lora e ao meu Co-orientador, Prof. Dr. Diego Yepes Maya, pela oportunidade, paciência e ajuda com suas experiencias e conhecimentos na área.

Aos amigos no brasil que eventualmente viraram uma família, e a todas as pessoas que conheci e contribuíram com este objetivo.

Ao Brasil e a CAPES pela oportunidade e auxílio econômico.

## RESUMO

ZULUAGA, L, A (2021), Estudo dos parâmetros de projeto e teste de fluidização em bancada de leito fluidizado borbulhante, Itajubá MG, 133 p, Dissertação (Mestrado em Sistemas energéticos) Núcleo de excelência em geração termelétrica NEST, Engenharia de Energia, Universidade Federal de Itajubá.

*Resumo— O presente trabalho recopila informação geral dos principais parâmetros de operação em BFBG assim como apresenta uma discussão das influências dos principais parâmetros operacionais sobre o gás gerado. Considerando as principais características do processo, se descreveu e analisou o desempenho hidrodinâmico de um novo equipamento de GLFB em escala laboratorial que opera a pressão atmosférica. Para este fim, são apresentados detalhes técnicos da instalação e dos materiais utilizados, posteriormente são realizados testes de fluidização a diferentes temperaturas, visando comparar com os principais modelos matemáticos disponíveis na literatura que descrevem as características físicas do leito. Os testes foram realizados utilizando Óxido de Alumina Electrofundida (High-Alumina) como material do leito e ar como agente de fluidização. Os resultados indicam que ocorre fluidização homogênea com velocidades superiores a 1,7 vezes a velocidade mínima de fluidização. As características físicas das bolhas concordam com os modelos propostos na literatura, e a formação crescimento coalescência e erupção das mesmas se concentra perto das paredes do reator. O aumento da velocidade de fluidização aumenta a coalescência das bolhas, isto origina erupções maiores que podem favorecer a mistura do combustível com o material do leito.*

**Palavras-chave:** *Gaseificação de leito fluidizado borbulhante (GLFB), Características da Fluidização, BFBG escala piloto.*

## ABSTRACT

**ZULUAGA, L, A** (2020), Study of projects parameter and fluidization test on bubbling fluidized bed bench, Itajubá MG, 133 p, Dissertation, Nucleo de Excelência em geração termelétrica NEST , Msc.Energy Engineer, Universidade Federal de Itajuba.

Abstract - The present work collects general information on the main operating parameters in BFBG and presents a discussion of the influence of the operating parameters on the generated gas. Considering the main process characteristics, was described and analyzed the hydrodynamic performance of a new equipment of BFBG laboratory-scale operating at atmospheric pressure. For this purpose, technical details of the facility and materials used are presented, subsequently, fluidization tests at different temperatures are performed, aiming to compare with the main mathematical models available in the literature that describe the physical characteristics of the bed. The tests were performed using Electrofused Alumina Oxide (High-Alumina) as bed material and air as a fluidizing agent. The results indicate that homogeneous fluidization occurs at velocities greater than 1.7 times the minimum fluidization velocity. The physical characteristics of the bubbles agree with the models proposed in the literature, and the formation, growth, coalescence, and eruption of bubbles are concentrated near the reactor walls. Increasing the fluidization velocity increases the coalescence of the bubbles, this gives rise to larger eruptions that may favor mixing of the fuel with the bed material.

**Keywords:** Bubbling Fluidized Bed Single BFBG. Fluidization Characteristics, BFBG pilot scale.

## Sumário

<b>1.</b>	<b>INTRODUÇÃO .....</b>	<b>1</b>
1.1.	OBJETIVOS .....	5
1.1.1.	Objetivo geral.....	5
1.1.2.	Objetivos específicos.....	5
1.2.	ESTRUTURA DO TRABALHO.....	6
<b>2.</b>	<b>ESTADO DA ARTE E FUNDAMENTAÇÃO TEÓRICA.....</b>	<b>7</b>
2.1.	Estado da Arte .....	7
2.1.1.	Análise das variáveis estudadas na literatura.....	12
2.1.2.	Limitações e oportunidades do estudo em GLFB em escala laboratorial .	13
2.2.	Biomassa.....	15
2.2.1.	Estrutura da Biomassa .....	16
2.2.2.	Propriedades físicas da biomassa .....	17
2.2.3.	Propriedades Químicas.....	20
2.3.	Gaseificação de Biomassa .....	22
2.3.1.	Processo de Conversão Termoquímica.....	24
2.3.2.	Tipos de gaseificadores.....	25
2.4.	Gaseificação em leito fluidizado borbulhante.....	29
2.4.1.	Hidrodinâmica e regimes de fluidização .....	29
2.4.2.	Principais parâmetros de Operação .....	30
2.4.3.	Principais parâmetros de Avaliação.....	39
2.5.	Materiais e Hidrodinâmica do leito.....	40
2.5.1.	Materiais do leito.....	40
2.5.2.	Aditivos e catalizadores.....	44
2.5.3.	Elutriação das partículas.....	45
2.5.4.	Aglomerção do leito.....	45

2.6. Balanço de massa e energia .....	47
2.6.1. Balanço de massa e energia em GLFB.....	47
2.6.2. Balanço de massa e energia utilizando um modelo matemático .....	51
2.7. Resumo e comentários finais .....	52
<b>3. MATERIAIS E MÉTODOS.....</b>	<b>56</b>
3.1. Matérias e descrição dos equipamentos utilizados.....	56
3.1.1. Biomassa.....	56
3.1.2. Material do Leito.....	57
3.1.3. Equipamento GLFB-NEST + Petrobras + AGTherm .....	58
3.2. Métodos .....	62
3.2.1. Metodologia de controle/leitura parâmetros de Entrada no GLFB-NEST.	62
3.2.2. Metodologia de controle/leitura dos parâmetros de Saída no GLFB-NEST.	64
3.2.3. Métodos para determinar os regimes de fluidização. ....	68
3.2.4. Métodos para estimar as principais características da fluidização. ....	72
3.2.5. Estimativa do tempo de residência da partícula aplicada a BFBG-Nest. ..	78
3.3. Procedimento de Partida no equipamento GLFB-NEST.....	80
3.3.1. Procedimento de Testes .....	89
<b>4. RESULTADOS.....</b>	<b>94</b>
4.1. Volume de controle para fluxo mássico.....	94
4.2. Comportamento durante a fluidização .....	95
4.2.1. Resultados teóricos da fluidização .....	95
4.2.2. Resultados experimentais da fluidização.....	96
4.3. Teste de Gaseificação .....	105
4.4. Estimação do tempo de residência em função dos testes de fluidização.....	108
4.4.1. Fluxos mássicos de entrada.....	108
4.4.2. Tempo de aquecimento da partícula em função do seu tamanho.....	110
4.4.3. Tempo de Residência em função do fluxo de ar e quantidade de biomassa.	111

4.4.4.	Acumulação de biomassa.....	112
<b>5.</b>	<b>CONCLUSÕES.....</b>	<b>114</b>
<b>6.</b>	<b>REFERENCIAS BIBLIOGRÁFICAS.....</b>	<b>116</b>
<b>7.</b>	<b>ANEXOS .....</b>	<b>128</b>
7.1.	Anexo 1 - Descrição do equipamento .....	128
7.2.	Anexo 2 - Procedimento de Calibração da Rosca.....	140
7.3.	Anexo 3 - Descrição geral do processo GLFB-NEST .....	142
7.4.	Anexo 4 - Diagrama de Geldart.....	146
7.5.	Anexo 5 - Modelo matemático para determinar as temperaturas de gaseificação.....	147
7.6.	Anexo 6 - Cálculo do Número de amostras e Elementos para caracterização da Biomassa. 150	
7.7.	Anexo 7 - Modificações propostas ao equipamento .....	154
7.7.1.	Sistema aquisição de dados.....	154
7.7.2.	Silo de Biomassa .....	154

## LISTA DE FIGURAS

Figura 2.1 Via de conversão da biomassa em produtos químicos a partir da gaseificação.....	8
Figura 2.2 -Influência do tamanho de partícula na conversão de carbono e temperatura em gasificação updraft de aparas de madeira.....	18
Figura 2.3 – Variação de temperatura no leito para gaseificação de casca de arroz com 12% e 17% de umidade.....	20
Figura 2.4 - Desenho esquemático de gaseificadores “updraft” (a) e “downdraft” (b). ....	26
Figura 2.5 - Desenho esquemático de gaseificadores crossflow (a) e leito fluidizado borbulhante (b).....	27
Figura 2.6 Desenho esquemático de gaseificador de leito fluidizado circulante.....	28
Figura 2.7 - Regimes de Fluidização. (a) Leito em estado estático, (b) Leito em condição mínima de Fluidização, (c) Leito Fluidizado Borbulhante e (d) Leito em régimen Borbulhante. ....	30
Figura 2.8 - Influência da temperatura no reator na formação de diferentes tipos de espécies de alcatrão para SBR=1 a 100kpa. ....	31
Figura 2.9- Influência da temperatura na variação da fração molar dos componentes (a) e na variação de diferentes produtos durante a pirólise (b). ....	33
Figura 2.10 - Efeitos da variação de SBR e temperaturas de gaseificação na concentração de alcatrão .....	37
Figura 2.11- Perfis de velocidade para gaseificação de amido com água supercrítica a 23,5 MPa. ....	39
Figura 2.12- Aglomeração das partículas do leito devido a cinzas fundidas, e aglomeração por revestimento das partículas. ....	46
Figura 2.13 Esquema dos fluxos de massa e energia em gaseificador GLFB.....	48
Figura 2.14 Gradiente de temperatura por convecção e rede de resistências térmicas para transferência de calor a partir das paredes do gaseificador. ....	50
Figura 3.1 Dimensões gerais de Casca de arroz. a) Comprimento e Largura; b) Espessura....	57
Figura 3.2 Desenho esquemático do GLFB NEST-UNIFEI .....	59
Figura 3.3 Diagrama de fluxo de conversão de biomassa em um combustível liquido.....	60
Figura 3.4 Desenho esquemático do Processo de Transformação Input-Output na gaseificação. ....	60
Figura 3.5 Velocidade de Fluidização vs Perda de Pressão.....	67
Figura 3.6 Desviação estandar da variação de pressão versus velocidade de fluidização. a) Partículas de cinzas e calcário. Adaptado de Puncochar, Drahost, <i>et al.</i> , (1985). b) Partículas de	

areia sílica localizando medidores de pressão a diferentes alturas. Adaptado de Hong, Jo, <i>et al.</i> , (1990).....	70
Figura 3.7 Orientação Triangular dos bicos injetores do BFBG atual.....	73
Figura 3.8 Diagrama de fluxo geral para gaseificação de biomassa.....	90
Figura 3.9 Descrição específica do fluxograma para gaseificação de biomassa.....	91
Figura 4.1 Volume de controle para fluidização com ar.....	94
Figura 4.2 Comparativo do atual BFBG e predição da velocidade e regime mínimo de fluidização de constantes empíricas (Tabela 3-5) e equações (Tabela 3-6) propostas por diferentes autores.....	95
Figura 4.3 Fluidização pobre do leito. ....	97
Figura 4.4 Fluidização parcial (a) e total do leito (b). ....	98
Figura 4.5 Vazão de fluidização no sensor F2 (m <sup>3</sup> /h) vs Variação da pressão (Tp1-Tp2). ....	100
Figura 4.6 Velocidade de Fluidização no reator (m/s) vs Diferença da pressão (Tp1-Tp2). .	100
Figura 4.7 Relação entre a $U_f/U_{mf}$ vs Relação entre a pressão freeboard/plenum ( $Tp2/Tp1$ ). .....	101
Figura 4.8 Transição da erupção de bolhas de ar na superfície de leito de alumina (fluidização parcial do leito). ....	102
Figura 4.9 Transição da erupção de bolhas de ar na superfície de leito de alumina e perfil radial (↑ — ↑) da bolha visível (fluidização total do leito). ....	103
Figura 4.10 Perfil radial do fluxo da bolha visível num leito fluidificado de 200 mm de diâmetro .....	104
Figura 4.11 Sequência fotográfica da queima do gás de síntese durante teste de gaseificação. .....	106
<b>Figura 4.12</b> Fornecimento de Biomassa e Agente Gaseificante para diferentes RE .....	109
Figura 4.13 Tempo em que uma partícula de biomassa atinge a temperatura do leito. ....	111
Figura 4.14 Tempo de residência para conversão de carbono para casca de arroz.....	112
Figura 7.1 Divisão dos diferentes sistemas presentes no GLFB-NEST .....	128
Figura 7.2 Alarmes e ativadores no painel elétrico.....	131
Figura 7.3 Tela Inicial Painel IHM .....	132
Figura 7.4 Tela Comando de Motores.....	133
Figura 7.5 Tela Comando Aquecedores .....	134
Figura 7.6 Tela Válvulas de Vazão (SET-UP) .....	135
Figura 7.7 Tela Leitura Termopares .....	136
Figura 7.8 Tela Leitura Medidores.....	137

Figura 7.9 Tela Analisador de Gases.....	138
Figura 7.10 Tela Alarmes do sistema.....	138
Figura 7.11 Razão entre a frequência do moto-redutor e a vazão de biomassa .....	140
Figura 7.12 Diagrama de Geldart para determinar o tipo de partícula. (BASU, P, 2006b) ...	146
Figura 7.13 Vista lateral de possível pontos de amostragem em um pequeno estoque .....	150
Figura 7.14 Sistema de alimentação de biomassa alternativo. ....	155
Figura 7.15 Ajuste do sistema de fornecimento alternativo no GLFB atual. (Perspectiva)...	156
Figura 7.16 Ajuste do sistema de fornecimento alternativo no GLFB atual. (Lateral).....	156
Figura 7.17 Perspectiva do suporte do silo na estrutura do gaseificador. ....	157
Figura 7.18 Carregas Atuantes no Desenho do Silo (a), Apoio ou força atuante (b).....	158
Figura 7.19 Esforço do limite elástico (a) e deslocamento (b) do silo.....	159
Figura 7.20 Vistas laterais e perspectiva do silo proposto .....	160
Figura 7.21 Listagem de Materiais e Dimensões do Silo Proposto. ....	161

## LISTA DE TABELAS

Tabela 2-1 Revisão dos principais parâmetros de entrada e saída de GLFB a escala laboratorial da literatura e comentários de relevância .....	10
Tabela 2-2 - Análise imediata e Análise elementar de <i>Casca de arroz spp</i> .....	22
Tabela 2-3 - Reações típicas no processo de Gaseificação. ....	23
Tabela 2-4 Principais características dos materiais utilizados em leito fluidizado. ....	41
Tabela 2-5 Estabilidade com diferentes materiais de leito e catalizador durante a gaseificação. ....	42
Tabela 2-6 Características, parâmetros de operação e comentários das referências apresentadas no capítulo 2. ....	54
Tabela 3-1 Distribuição Granulométrica e composição Elementar e Imediata para Casca de arroz .....	56
Tabela 3-2 Principais Características do Material do Leito Grao P60 (ANSI).....	57
Tabela 3-3 Interação das variáveis dentro do reator com os parâmetros do processo de GLFB. ....	61
Tabela 3-4 Principais características do Agente Gaseificante e Partículas do Leito .....	74
Tabela 3-5 Constantes empíricas para Reynolds mínimo de fluidização ( <i>Remf</i> ) .....	76
Tabela 3-6 Equações para o cálculo da <i>umf</i> proposta por alguns autores. ....	76
Tabela 3-7 Principais Características do GLFB .....	78
<b>Tabela 3-8</b> Relação entre as velocidades de fluidização .....	82
Tabela 3-9 Principais parâmetros de operação dos gaseificadores de bancada em leito fluidizado borbulhante reportados na literatura .....	84
Tabela 3-10 Níveis de Razão de Equivalência para GLFB.....	86
Tabela 3-11 Níveis de Relação vapor / biomassa (SBR) para GLFB .....	87
Tabela 3-12 Níveis de ar enriquecido com oxigênio para GLFB .....	88
Tabela 3-13 Níveis de entre a relação $U_f/U_{mf}$ .....	88
Tabela 3-14 Formas e Símbolos utilizados no diagrama de fluxo completo.....	90
Tabela 4-1 Resultados das principais características durante a fluidização utilizando os modelos matemáticos.....	96
Tabela 4-2 Vazão de Ar para diferentes fluxos mássicos de biomassa .....	108
Tabela 4-3 Vazão de biomassa para diferentes RE, variando a relação de velocidade ( $U_f/U_{mf}$ ). ....	109
Tabela 4-4 Características para aquecimento de partícula de biomassa .....	110
Tabela 7-1 Tempo de Resposta dos equipamentos durante o processo de gaseificação .....	139

Tabela 7-2 Valores referência para pellets de madeira (6mm) produzidos a partir de um local de produção com qualidade constante de matérias primas ..... 152

## LISTA DE SÍMBOLOS

### Nomenclatura

<i>SGR</i>	Taxa Especifica de Gaseificação
<i>CO</i>	Monóxido de Carbono do Syngas
<i>H<sub>2</sub></i>	Hidrogênio do Syngas
<i>CO<sub>2</sub></i>	Dióxido Carbono do Syngas
<i>CH<sub>4</sub></i>	Metano do Syngas
<i>GLFB</i>	Gasificação de Leito Fluidizado Borbulhante
<i>GLFC</i>	Gasificação de Leito Fluidizado Circulante
<i>RE</i>	Razão de Equivalência (kg/kg)
<i>SBR</i>	Razão Biomassa/Vapor (kg/kg)
<i>AR<sub>enr</sub></i>	Ar Enriquecido (%)
<i>Temp.</i>	Temperatura (°C)
<i>AG</i>	Gasificação Alo térmica
<i>CC</i>	Conversão de Carbono [%]
<i>CGE</i>	Eficiência do Gás a Frio [%]
<i>AL<sub>2</sub>O<sub>3</sub></i>	Alumina (Oxido de Alumina Electrofundida)
<i>LHV</i>	Poder Calorifico Inferior [MJ/Nm <sup>3</sup> ]
<i>Eq.</i>	Equação
<i>D<sub>p</sub></i>	Diâmetro de Partícula Meio [m]
<i>g</i>	Aceleração da Gravidade [m/s <sup>2</sup> ]
<i>Q<sub>f</sub></i>	Medidor de Vazão [m <sup>3</sup> /hr]
<i>Q<sub>fm</sub></i>	Vazão Mínima de Fluidização [m <sup>3</sup> /s]
<i>U<sub>f</sub></i>	Velocidade de Fluidização [m/s]
<i>U<sub>mf</sub></i>	Velocidade Mínima de Fluidização [m/s]
<i>d<sub>p</sub></i>	Diâmetro Equivalente da Partícula [m]
<i>d<sub>b0</sub></i>	Diâmetro inicial da Bolha [m]
<i>d<sub>bz</sub></i>	Diâmetro da Bolha para Altura Z [m]
<i>d<sub>b max</sub></i>	Diâmetro Máximo da Bolha [cm]
<i>D<sub>bed</sub></i>	Diâmetro do Leito [m]
<i>H<sub>mf</sub></i>	Altura Inicial do Leito [m]
<i>C<sub>d</sub></i>	Coefficiente de Carga
<i>Re<sub>mf</sub></i>	Reynolds em condição Mínima de Fluidização
<i>r</i>	Coefficiente de Correlação de Pearson

### Letras Gregas

$\eta_{Syngas}$	Eficiência do Gás [%]
$\epsilon_{mf}$	Fração do Vazio do Leito [%]
$\mu_g$	Viscosidade Dinâmica do Agente [cP]
$\rho_b$	Massa Especifica do Leito [kg/m <sup>3</sup> ]
$\rho_g$	Massa Especifica do Gás [kg/m <sup>3</sup> ]
$\rho_p$	Massa Especifica da Particula [kg/m <sup>3</sup> ]
$\phi$	Esfericidade da partícula do leito
$\Delta p$	Variação de pressão Plenum/Freeboard [mbar]

## Capítulo 1

### 1. INTRODUÇÃO

O consumo de energia e reservas energéticas são assuntos de grande relevância a nível mundial no contexto do desenvolvimento de qualquer país. O consumo de energia para o primeiro trimestre de 2020 teve um decréscimo de 6% a nível mundial, devido a pandemia provocada pela COVID-19. Além disso, é esperado um decréscimo de mais 5% até o final do ano. Assim, com esta diminuição de consumo de energia, as energias renováveis tiveram um aumento de 1,5% graças as políticas de priorização de seu uso e da realização e conclusão de projetos antes da pandemia. O carvão, petróleo e gás foram as fontes de geração de energia que sofreram maior redução no seu consumo, gerando em consequência disso, a maior queda de emissões de CO<sub>2</sub> no último século. A participação de energias renováveis na geração de eletricidade é de 28%, principalmente pelo crescimento das cotas de geração a partir de fontes eólica e solar (IEA, 2020).

As políticas e os incentivos fiscais de cada país contribuem para o desenvolvimento das energias renováveis, e têm como meta impulsionar cada dia mais o uso destas. Neste contexto, pode-se citar, por exemplo, países como Suécia, Finlândia, Letônia e Dinamarca, que chegaram a atingir, respectivamente, 54,6%, 41,2%, 40,3% e 36,1% do consumo total de energia proveniente de fontes renováveis cumprindo com as políticas da união europeia (EUROSTAT, 2020). A oferta de energia no Brasil para o ano 2019 foi de 294 Mtep, dos quais 54,8% da energia provêm de fontes de energia não renovável como petróleo e derivados, gás natural, carvão mineral, entre outros. Os 45,2% de energia remanescente são de fontes renováveis, principalmente composta por derivados da cana-de-açúcar 17,4%, energia hidráulica (12,6%) e carvão vegetal (8,4%). O setor de transporte utiliza 29% do total da energia ofertada, seguido pelos setores industrial e de transformação (metalúrgicas, alimentos e bebidas, papel e celulose) que utilizam 28%. O restante é consumido pelo setor energético (11%), residencial (10%) e o restante por indústrias agropecuárias, comércio e consumo público, incluindo as perdas de transformação (EPE, 2019).

A geração de energia elétrica no Brasil atinge cerca de 601,4 TWh, sendo a eletricidade produzida principalmente por fontes renováveis como a geração hidrelétrica (66%), seguida de biomassa (8,5%), eólica (7,6%), solar (0,54%) e o restante a partir de fontes não renováveis como gás natural, carvão, nuclear, entre outros (EPE, 2019). Cerca do 10% da energia elétrica não é injetada na rede, sendo produzida e consumida pelo usuário final, isto como

resultado das políticas de microgeração e minigeração de energia distribuída a partir de fontes renováveis ou cogeração com elevadas eficiências energéticas.

Desenvolvimentos na área energética propõem-se eleger o uso de tecnologias com insumos renováveis e melhoria dos processos existentes, com isto conseguir a redução e dependência dos combustíveis não renováveis, minimização da poluição e atendimento da demanda de consumo energético crescente. Neste aspecto específico, a transformação de biomassa em um combustível gasoso via gaseificação pode representar uma opção renovável de interesse. O gás produzido no processo de gaseificação é denominado gás de síntese, e pode ser utilizado em dispositivos de conversão energética, tais como motores de combustão interna, turbinas a gás, células a combustível, além de ser utilizado para obtenção de hidrocarbonetos com semelhança a combustíveis comerciais como gasolina ou diesel (LORA, ANDRADE, *et al.*, 2012).

Durante séculos a biomassa tem sido utilizada com fonte de energia, no último século diferentes tecnologias vêm sendo desenvolvidas para se gerar um gás de boa qualidade energética, a partir da biomassa. A gaseificação de biomassa é considerada uma tecnologia para complementar a geração de energia sustentável, no entanto, esta deve superar algumas barreiras como o maior custo de energia gerada em comparação a fontes não renováveis, que limitam o processo a nível industrial (LUO, WU, *et al.*, 2018). A otimização do processo e produção de um combustível competitivo tem sido interesse de estudo em diferentes pesquisas que vão ser examinadas neste trabalho. As pesquisas aqui abordadas mostram o efeito de diferentes parâmetros operacionais na qualidade do gás gerado, através de análises e resultados de experimentos realizados utilizando-se diferentes biomassas.

Os projetos de gaseificação em pequena escala permitem o aproveitamento dos resíduos de biomassa de uma determinada região para a geração de energia descentralizada. A gaseificação é uma tecnologia com a capacidade de substituir fontes de geração de energia não renováveis, ou ainda trabalhar em conjunto com processos existentes para diminuir os impactos gerados. Para isto, é necessário que o gás gerado seja rico em espécies de potencial energético como CO e H<sub>2</sub> ao mesmo tempo em que se deseja diminuir a concentração de espécies sem valor energético como CO<sub>2</sub>, H<sub>2</sub>O, N<sub>2</sub>. Para se obter um gás com alto valor energético é necessário que se entendam as possíveis variações dos parâmetros de entrada e saída no processo, avaliando seus efeitos no gás gerado, maximizando as propriedades químicas de interesse, ao mesmo tempo em que são reduzidas as perturbações do processo.

Este trabalho visa avaliar desde uma perspectiva teórica e em base a pesquisas científicas a qualidade do gás produzido utilizando como combustível biomassa e várias misturas de agentes de gaseificação (ar, oxigênio e vapor), bem como analisar as diferentes variáveis de entrada e saída no processo de gaseificação, faixas de operação, e métodos de medição e operação das variáveis do processo, visando a replicação e melhora em um novo reator de leito fluidizado borbulhante. Ao tempo é desenvolvida uma metodologia de operação para ser utilizada em próximas pesquisas a serem realizadas neste equipamento. Esta bancada está localizada no laboratório de NEST/Unifei e faz parte de diferentes projetos nacionais e internacionais que buscam incentivar e viabilizar a utilização de combustíveis renováveis, reduzindo as emissões de gases de efeito estufa, promovendo a sustentabilidade e aprofundando os conhecimentos experimentais desta área.

Apesar dos rigorosos e detalhados estudos conduzidos para alcançar a maior qualidade do gás gerado e amplas faixas de operação dos equipamentos, existe uma lacuna nas publicações sobre o projeto de gaseificadores de bancada e avaliação do seu comportamento hidrodinâmico, assim como testes de comissionamento e ajuste, que chamamos de informação pre-experimentais. As mesmas não são exploradas com profundidade, tornando assim a replicação dos estudos uma tarefa significativamente desafiadora, e dificultando a coleta de dados dimensionais, para o uso escalável dos reatores, reduzindo riscos ou incertezas durante o processo (KNOWLTON, KARRI, *et al.*, 2005). Além disso, para permitir a execução e análise de trabalhos futuros, é importante que as informações pré-experimentais sejam devidamente exploradas para evitar o empiricismo na replicação e análise durante a gaseificação. Por fim, a simplificação de equações, constantes, e variáveis durante a fluidização direcionam o conhecimento para um público interessado no resultado final, e, em poucas ocasiões, é encontrada uma articulação sobre o calculado, o projetado e a performance real do equipamento. Esta pesquisa descreve o comportamento hidrodinâmico de testes de fluidização a frio e a quente, para partículas de leito que pertence ao grupo B da classificação de Geldart, e analisa o desempenho do mesmo, visando fornecer dados para a replicação dos testes e escalado de reatores de leito fluidizado borbulhante.

Este trabalho é dirigido para pesquisadores interessados na hidrodinâmica da fluidização assim como aqueles que iniciam no campo da gaseificação. Tem como objetivo apresentar uma revisão das principais variáveis de projeto e operacionais em equipamentos BFBG a escala laboratorial e seus efeitos no gás de síntese, detalha um equipamento construído a partir da revisão bibliográfica e sua performance durante testes de fluidização. Realiza também uma análise comparativa das características físicas da fluidização com as principais equações que a

descrevem visando simplifica-las, e finalmente apresenta experimentos preliminares da gaseificação utilizando ar como agente de fluidização e alumina como material do leito, os quais relacionam dados experimentais (variações de pressão e vazão registradas) com atributos do leito e comportamento das bolhas.

A hipótese do experimento é determinar e avaliar a operabilidade e funcionamento hidrodinâmico de um novo equipamento de GLFB assim como as características de fluidização em um reator de leito fluidizado borbulhante operando como alumina e ar, e comparar com o equacionamento proposto na literatura.

## **1.1. OBJETIVOS**

### *1.1.1. Objetivo geral*

Analisar e avaliar a fluidização de uma planta de 63 kW<sub>th</sub> de gaseificação de biomassa em leito fluidizado borbulhante utilizando oxido de alumínio como material do leito e ar como agente de fluidização.

### *1.1.2. Objetivos específicos*

- Estudar e estabelecer a influência dos principais parâmetros de operação na composição do gás produzido via gaseificação em leito fluidizado borbulhante segundo a literatura.
- Estudar o comportamento, anomalias e mudanças durante o processo de gaseificação utilizando diferentes agentes gaseificantes e diferentes materiais de leito segundo a literatura.
- Comissionamento e sequência de operação do equipamento GLFB-NEST do gaseificador de leito fluidizado borbulhante do NEST e equipamentos auxiliares.
- Realizar um análise entre as características físicas da fluidização propostas nos modelos matemáticos da literatura e comparar com os testes de fluidização no equipamento.
- Análise do desempenho do equipamento e modificações visando funcionamento estavel.

## 1.2. ESTRUTURA DO TRABALHO

No **Capítulo 1** apresenta-se uma visão geral sobre este trabalho, incluindo uma contextualização sobre o tema tratado, objetivos e propósitos deste estudo.

No **Capítulo 2** apresenta-se fundamentação teórica e o estado da arte da gaseificação de biomassa, mostrando uma breve descrição de: biomassa, tipos de gaseificadores, agentes gaseificantes, material do leito, estudos realizados que descrevem estas definições, além dos princípios físicos e químicos do processo.

No **Capítulo 3** apresenta-se uma descrição dos instrumentos e equipamentos utilizados, além de uma metodologia desenvolvida para operar o gaseificador, métodos utilizados para o controle das variáveis estudadas na literatura aplicados ao sistema e um procedimento de partida do equipamento GLFB.

No **Capítulo 4** são apresentados os resultados obtidos nos testes de fluidização no GLFB assim como uma análise do seu comportamento com os modelos propostos pela literatura. Adicionalmente apresenta um teste de gaseificação para casca de arroz, e análise do comportamento e modificações propostas pelo autor.

No **Capítulo 5** são apresentadas Conclusões do estudo realizado.

No **Capítulo 6 e 7** são apresentados as referências bibliográficas e anexos que servem como base do aqui manifestado.

## Capítulo 2

### 2. ESTADO DA ARTE E FUNDAMENTAÇÃO TEÓRICA

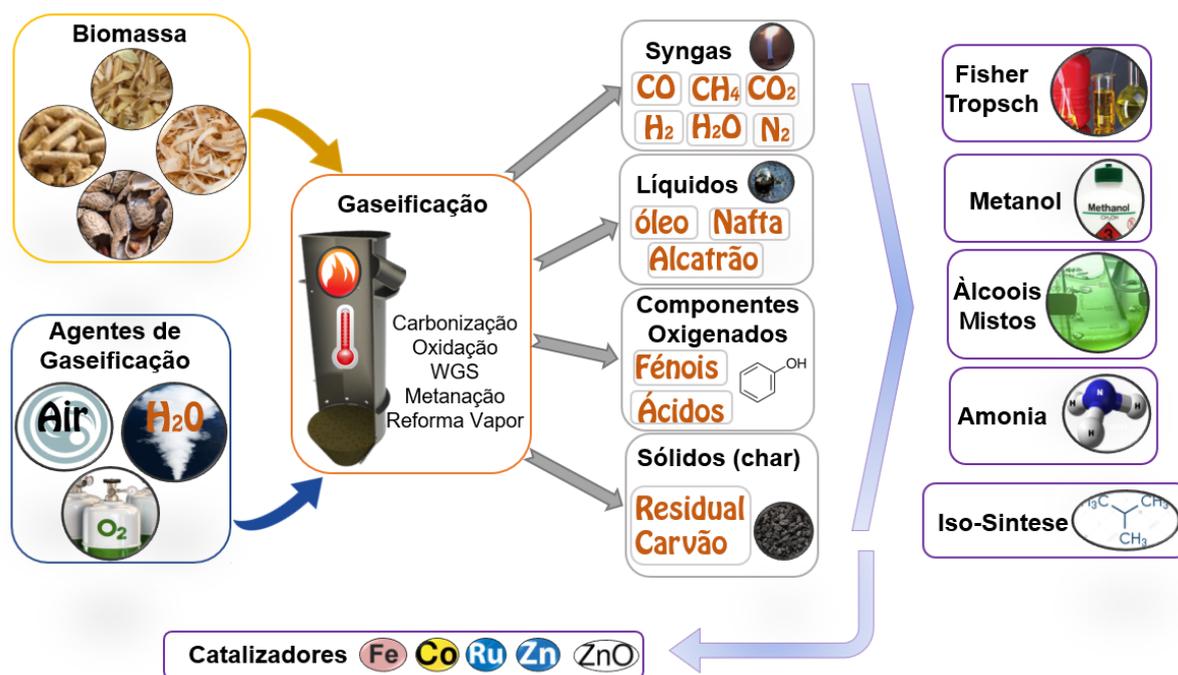
Neste capítulo apresenta-se uma revisão das características físicas e químicas da biomassa, assim como do processo de gaseificação. Em seguida descreve-se o processo de gaseificação e suas tecnologias a partir de um ponto de vista físico e termoquímico, incluindo seus principais parâmetros de operação e avaliação. Em seguida é estudado o leito com os principais materiais e aditivos utilizados na gaseificação e as variáveis que influenciam na formação de aglomerados. Finalmente é apresentado o balanço de massa e energia para o processo de gaseificação.

#### 2.1. Estado da Arte

A gaseificação da biomassa é uma tecnologia relativamente madura, seu uso pode trazer benefícios ambientais e sociopolíticos (LUO, WU, *et al.*, 2018). O estudo dos processos em gaseificadores em pequena escala (laboratorial e planta piloto) são atraentes, nestes são associados parâmetros e características dinâmicas do processo para seu posterior escalado, em especial para reatores em leito fluidizado (MELE, OMAN, *et al.*, 2010).

Atualmente o estudo está focalizado na melhoria da eficiência do processo, assim procura-se potencializar o gás gerado durante o processo (gás de síntese) para processos jusantes que consigam converter o gás em um produto de interesse. A gaseificação é um processo de conversão termoquímica, onde uma partícula de biomassa é transformada a traves da oxidação parcial em um gás com potencial energético, este pode ser utilizado como queima direta em caldeiras, ou pode ser transformado em diversos produtos, a Figura 2.1 mostra a via de conversão da biomassa em um produto químico com potencial energético.

Os produtos do gás gerado são compostos principalmente por hidrogênio ( $H_2$ ), monóxido de carbono (CO), metano ( $CH_4$ ), dióxido de carbono ( $CO_2$ ) e vapor de água ( $H_2O$ ), sendo os mais importantes em sentido energético os três primeiros. A razão na composição do gás de síntese mais importante é  $H_2/CO$  sendo proporções  $> 2$  mais favoráveis para conversão em processos jusantes da gaseificação, esta relação varia em função do agente de gaseificação, combustível utilizado, assim como pressão específica de cada processo de sintetizado (SPATH, DAYTON, 2003).



**Figura 2.1** Via de conversão da biomassa em produtos químicos a partir da gaseificação  
Fonte: O autor (2021)

Para realizar esta conversão termoquímica diferentes configurações de equipamento tem sido desenvolvidas e testadas por diversos investigadores, seus estudos analisam a influência da variação de 1 ou vários parâmetros de entrada, como por exemplo tipo de agente de gaseificação, tipo de biomassa, temperaturas de gaseificação, entre outros, e determinam o desempenho no teor do gás de síntese (Syngas). Adicionalmente são estudados alguns contaminantes do gás e limitações inerentes do processo, tais como a produção de alcatrões, particulados, formação de aglomerados, metais alcalinos, Sulfuros, etc.

Diferentes tecnologias têm sido amplamente estudadas, estas geralmente são classificadas pela configuração ou estado da agitação do leito, assim geralmente são divididas em tecnologias de leito fixo e leito fluidizado. As tecnologia de leito fixo (LF) indicam que o combustível ou leito tem um movimento nulo ou relativamente baixo, entre as principais se encontram Gaseificadores contracorrentes, Gaseificadores co-corrente (downdraft), Gaseificador de fluxo cruzado (crossflow), seu funcionamento é similar, a principal diferença é o sentido do fluxo entre o agente de gaseificação e o combustível. Por outro lado, os gaseificadores de Gaseificadores de Leito fluidizado, contam com um leito que está em continuo movimento, isto permite armazenar, misturar e transferir energia eficientemente entre ele e as partículas de combustível. Os gaseificadores de leito fluidizado (GLF) são divididos em borbulhante (GLFB) e circulante (GLFC), na primeira é formado um leito que tem como característica principal a formação de uma camada de leito com bolhas do agente de

gaseificação, enquanto a segunda as partículas do leito são arrastadas pelo agente de gaseificação e permanecem em contínua circulação. A principal diferença entre eles são as velocidades de fluidização do material do leito, isto resulta em diferenças de mistura e transferência de calor entre o agente e o combustível.

Como características comuns entre ambas tecnologias encontrasse a variação dos parâmetros e faixas de entrada e sua influência nos parâmetros de saída, assim em ambas tecnologias procurasse a otimização do teor no gás gerado. Entre os principais parâmetros de entrada destacam-se a razão de equivalência (RE), razão de vapor biomassa (SBR), Ar-enriquecido com oxigênio ( $Ar_{enq}$ ), estes atuam como agente de oxidação/reação durante o processo. Outro parâmetro de entrada é o tipo, forma e composição do combustível a gaseificar, geralmente são utilizados diferentes biomassas ou resíduos delas com o objetivo de diminuir a dependência de combustíveis não renováveis. Em ambas tecnologias é associado o parâmetro de velocidade do agente de gaseificação, em leito fixo este parâmetro está relacionado com a taxa específica de gaseificação (SGR) enquanto a GLF está associada com as velocidades de fluidização. Outro parâmetro de entrada presente em GLF é o tipo do material de fluidização, este pode ser inerte ou reativo (catalizador) durante o processo.

Após do processo de gaseificação são medidos e quantificadas diferentes parâmetros de saída que avaliarão o desempenho da gaseificação, entre os principais destacam-se: Temperatura, Poder Calorífico Inferior do gás (PCI), Conversão de carbono CC, Eficiência do Gas em Frio ( $\eta_{syngas}$ ) e formação de Alcatrões e Particulados.

A seguir é mostrada a Tabela 2-1, nesta é feita uma recopilação dos estudos de GLFB nos últimos 20 anos disponíveis na literatura. Nesta é resumida, selecionada e compilada as principais variáveis de entrada e saída durante o processo, além de medições e análises do processo, isto com o objetivo de ligar e relacionar as variáveis do processo, além de examinar o estado atual do conhecimento em GLFB.

Tabela 2-1 Revisão dos principais parâmetros de entrada e saída de GLFB a escala laboratorial da literatura e comentários de relevância

RE	Entradas			AG	Temp. °C	Biomassa	Material Leito				Saídas PCI MJ/Nm <sup>3</sup>	Observações e comentários de relevância	Referencia
	SBR	O <sub>2</sub>	Uf(m/s)				SS	OL	LM	CM			
X			0,5-1	*	764-887	pellets de Eucalipto	X	✓	+	14,5-16,9*	*MJ/kg, Auto térmico, (CnHm, C <sub>6</sub> H <sub>6</sub> )	(PARRILLO, ARDOLINO, <i>et al.</i> , 2021a)	
X				X	800-850	Pellets RSU torreficado	X	✓		4,5-5,4	TCA, Biomassa RSU mistura	(NOBRE, LONGO, <i>et al.</i> , 2020)	
X	X		8-8,6*	X	800-900	Chips de madeira torreficado	X	✓		9,7-12,8	*Uf/Umf, GPA	(NGUYEN, ALOBAID, <i>et al.</i> , 2020)	
X			0,025	*	626-824	Gramma Napier	X	✓		1,6-4,8	*Auto térmico, IA, Variação Altura Leito	(KHEZRI, GHANI, <i>et al.</i> , 2019)	
X			0,15	X	750-900	RSU	X	✓	+	4,0-6,0	Agg.✓ (C <sub>2</sub> H <sub>4</sub> , C <sub>6</sub> H <sub>6</sub> , C <sub>2</sub> H <sub>2</sub> , C <sub>3</sub> H <sub>6</sub> )	(HERVY, REMY, <i>et al.</i> , 2019)	
X			0,2-0,3	X	700-800	Sementes de milho chão	X	X	✓	-	Efeitos da velocidade do gás, ✓ CC	(TIMMER, BROWN, 2019)	
	X		0,06	X	728-786	Pellets de madeira	X	✓	+	7,9-8,3	Atm.Iner.(N <sub>2</sub> ), SS, SP (catalizador), ✓ TCA	(SORIA-VERDUGO, VON BERG, <i>et al.</i> , 2019)	
X	X			X	770	Casca de noz e pistache	X	✓		3,2-9,9	ER e SBR Comp. Liter.	(KARATAS, AKGUN, 2018)	
X	X	X	0,8	-	870-880	Carvão	X	✓		8,2-8,6	SS, Controle da temperatura com ER	(GÜL, AKGÜN, <i>et al.</i> , 2018a)	
X			0,25	X	750-850	Pedra de Pêssego	Alumina	✓		4,1-5,4	SS, SM, ✓ (C <sub>2</sub> H <sub>4</sub> , C <sub>6</sub> H <sub>6</sub> , C <sub>2</sub> H <sub>2</sub> , C <sub>3</sub> H <sub>6</sub> )	(MONTEIRO, ISMAIL, <i>et al.</i> , 2018)	
X			2,2-9,6	X	820-850	Madeira dura, pinho e casca de arroz	X	✓	+	4,6-7,7	SM, Gasificação Pressurizada ✓ (C <sub>2</sub> )	(NAM, RODRIGUEZ-ALEJANDRO, <i>et al.</i> , 2018)	
X	X		-	X	700-900	Biomassa e RSU (10 diferentes)	Cinza Carvão	✓		10,6-12	Analises de diferentes biomassas	(GONZÁLEZ-VÁZQUEZ, GARCÍA, <i>et al.</i> , 2018)	
X	X	X	-	X	900	Biomassa de madeira dura	Alumina γ	✓		7,5-8,3	O <sub>2</sub> gasificação pura, ✓ (C <sub>2</sub> H <sub>4</sub> , C <sub>6</sub> H <sub>6</sub> , H <sub>2</sub> S)	(MOREIRA, VAZ, <i>et al.</i> , 2018)	
X	X		1,4-2,1	..	922-1040	Carvão	X	✓		2,8-4,8	SS, gasificação de carvão Comp. Liter.	(VIJAY KUMAR, BHARATH, <i>et al.</i> , 2017)	
X			0,45	X	800-900	Pellets de Resíduos de Poda	Bauxita		+	-	Tar analises, ✓ (C <sub>2</sub> H <sub>6</sub> , C <sub>2</sub> H <sub>4</sub> , C <sub>2</sub> H <sub>2</sub> ,++)	(FUENTES-CANO, SALINERO, <i>et al.</i> , 2017)	
X			0,3	*	700-850	Pellets de Pino	X	✓	✓	4,4-6,9	Auto térmico, Comp. Liter (C <sub>2</sub> H <sub>4</sub> )	(PIO, TARELHO, <i>et al.</i> , 2016)	
X			0,12	X	790-935	Pino Torreficado	X	✓	+	4,3-6,2	SEM ✓ (C <sub>2</sub> H <sub>2</sub> , C <sub>2</sub> H <sub>4</sub> , NH <sub>3</sub> , HCN, ++)	(KULKARNI, BAKER, <i>et al.</i> , 2016)	
X	X		0,3	X	800-850	Pellets de madeira e palha	SS + DO	✓	+	-	TAR, Filter ✓ (C <sub>2</sub> H <sub>4</sub> , C <sub>6</sub> H <sub>6</sub> , C <sub>2</sub> H <sub>2</sub> , C <sub>3</sub> C <sub>5</sub> )	(TUOMI, KURKELA, <i>et al.</i> , 2015)	
	X		0,1-0,2	X	700 - 900	Resíduos de Madeira	X	✓	+	10,8-13,7	TCA ✓(C <sub>2</sub> , C <sub>3</sub> , C <sub>4</sub> +)	(FREMAUX, BEHESHTI, <i>et al.</i> , 2015)	
	X		-	-	800-815	Palhas de amêndoa	X	✓		-	TCA, Agg., Filtros Jusantes	(D'ORAZIO, RAPAGNÀ, <i>et al.</i> , 2015)	
X			0,41	X	780-760	Biomassa torreficada	X	✓	+	3,5-4,4	AA, TCA ✓ (C <sub>2</sub> H <sub>6</sub> , C <sub>2</sub> H <sub>2</sub> , C <sub>3</sub> +, ++)	(ISIK-GULSAC, GAFAROVA-AKSOY, <i>et al.</i> , 2015)	
X				*	677-816	Casca de arroz	X	✓		3,76	Auto térmico	(MAKWANA, JOSHI, <i>et al.</i> , 2015)	
X			-	X	790-1078	Madeira de pino	X	✓	+	-	TCA, ✓ (C <sub>2</sub> H <sub>2</sub> , C <sub>2</sub> H <sub>4</sub> , H <sub>2</sub> S, NH <sub>3</sub> , ++)	(ABDOULMOUMINE, KULKARNI, <i>et al.</i> , 2014)	
X				*	600-800	Casca de arroz	X	✓	✓	3,53-6,46	Auto térmico, CC, CGE, SM	(KARMAKAR, MANDAL, <i>et al.</i> , 2013)	
X	X	X		X	800	Pinho, Bordo, Carvalho	X	X	✓	+	4,2-8,2*	*MJ/kg, ✓ (H <sub>2</sub> O, NOX, NH <sub>3</sub> )	(HUYNH, KONG, 2013)
X					800-850	RDF (Resíduos Combustível)	X	✓		4,3	TCA, Biomassa RSU Misturas	(DUNNU, PANOPOULOS, <i>et al.</i> , 2012)	
	X		0,1-0,2	X	750-840	Pellets de madeira	X	✓		-	GPA, TCA	(MAYERHOFER, M, MITSAKIS, <i>et al.</i> , 2011)	

*Continuação da Tabela 2-1*

X	-	..	750-910	Madeira, Calypso	SiC + OL		+	-	AA ✓ (H <sub>2</sub> S, COS, NH <sub>3</sub> , HX,++)	(DEFOORT, RAVEL, et al., 2011)		
X	-	X	814-828	Cascas de amêndoa	Fe + OL	✓	+	-	✓ (NH <sub>3</sub> , N <sub>2</sub> S)	(RAPAGNÀ, GALLUCCI, et al., 2010)		
X		..	808-945	Resíduos de Madeira	X X DO	✓	+	4,5-7,7	Agg, TCA (C <sub>2</sub> H <sub>m</sub> )	(ARENA, ZACCARIELLO, et al., 2010)		
X	X	X	1-1,4	*	730-815	Pellets de Madeira	OF + SS	✓	4,8-5,9	SS, Test Adiabático, Opt. SBR=0,25-0,35	(CAMPOY, GÓMEZ-BAREA, et al., 2009)	
X	X		..	797-846	Carvão, serragem, cascas de café	-		1,6-4,4	SS, TCA, AA	(VÉLEZ, CHEJNE, et al., 2009)		
X	-	-	0,8-1,2	..	697-800	Casca de arroz	-	✓	+	5,5-6,4	Problemas com o sistema, ✓ (C <sub>2</sub> H <sub>4</sub> ,++)	(WU, YIN, et al., 2009)
X	X		1	..	650-810	Biomassa/Carvão	SS + DO			11,5-13,4	12 tipos de variáveis no processo	(CORELLA, TOLEDO, et al., 2008)
X			0,24	..	718-733	Chips de madeira	X	✓		4,7-5,1	Diagrama de energia de sankey	(LIM, ALIMUDDIN, 2008)
X	X		..	700-900	Serragem de pino	X	✓	+		6,7-9,1	SS, Efeitos da partícula, ✓ (C <sub>2</sub> H <sub>4</sub> , ++)	(LV, XIONG, et al., 2004)
X			..	700-900	Pinus, Eucalipto, Azinheira	X	✓			16-19*	*kJ/kg, Opt. t=830°C e SBR 0,6-0,7	(FRANCO, PINTO, et al., 2003)
X	X		0,45	..	780-890	Pinheiro pequeno	X	✓		11,4-15,7	TCA	(GIL, AZNAR, et al., 1997)

Abreviações

Entradas: (O2) Air-enriquecido, Uf, (AG) Gasificação Alo térmica; Temperatura; .. Autor não reporta.  
 Material do Leito:(SS) Areia Sílica; (OL) Olivina; (LM) Calcário (Limestone), (DO) Dolomita, (OF) Ofita  
 Sairas: (CM) Gases comuns de estudo: CO, H<sub>2</sub>, CO<sub>2</sub>, CH<sub>4</sub>; (OM) Outras Medições no gás  
 Observações: (GPA) Análises de gaseificação a pressão; Agg. Análises de Aglomeração; (SS) Startup do sistema; IA; Análise de Incerteza  
 (TCA) Análises do alcatrão (tar); (Comp. Liter.) Comparação com a Literatura; (SM) Modelos desenvolvido.  
 (SEM) Microscopia Eletrônica de Barrido; (AA) Análises de Aglomerados; (CC) Conversão de Carvão

### *2.1.1. Análise das variáveis estudadas na literatura*

A seguir é feito um resumo dos fatores comuns que analisam as diferentes pesquisas, assim como observações de relevância, inicialmente são resumidas as tecnicidades do processo, estas serão analisadas como detalhe na seção a seguir.

#### *Entradas no Processo*

Como é habitual na gaseificação, a maioria de autores buscam realizar seus estudos variando a RE utilizando ar como agente de gaseificação motivado principalmente pela economia em termos de energia para o processo. Por outro lado, e com a finalidade de melhorar a qualidade do gás gerado tem sido estudada a gaseificação com vapor variando a taxa de SBR. A partir de testes nestes estudos comumente é realizada uma comparação do LHV e teor do gás de síntese utilizando ar, vapor e misturas destes, concluindo-se que a utilização de vapor duplica o LHV e aumenta o conteúdo de H<sub>2</sub>, isto comparado com uma gaseificação com ar, assim mesmo vem acompanhado de um aumento na concentração de alcatrão. Finalmente poucos estudos operam com Ar enriquecido com oxigênio, isto motivado pelas dificuldades durante sua obtenção e operação, vários autores utilizam este agente como meio de controle da temperatura.

#### *Temperatura*

Geralmente nos estudos é utilizado este parâmetro como entrada, buscando aumentar ou manter a temperatura das reações a partir de uma gaseificação alo térmica (AG), isto é motivado principalmente por que os equipos de gaseificação da literatura são a nível laboratorial, o que conduz a equipamentos de pequena escala que geralmente não conseguem atingir uma operação autotérmica, estável, prolongada e/ou com grandes perdas de calor. Apesar disso a temperatura é um fator resposta, que depende das reações de oxidação e a dissipação com as reações endotérmicas, agentes de gaseificação, e o ambiente. Por outro lado, as temperaturas de gaseificação geralmente encontrassem na faixa de 700-900°C, estas variam de acordo com o acréscimo da oxidação e da utilização de vapor no processo.

#### *Combustível de gaseificação*

Um dos objetivos da gaseificação é a diminuição do consumo de combustíveis fósseis, por isto é promovido a utilização de recursos renováveis como matéria prima, a maioria dos estudos utilizam resíduos de biomassa vegetal in natura, mas também são encontrados processos de pré-tratamento da matéria prima como densificação e torrefação em especial para Resíduos Sólidos Urbanos (RSU). Por outro lado, são encontrados poucos estudos que utilizam carvão mineral e resíduos de combustíveis fósseis. Como aspecto comum é utilizada biomassa

com baixo conteúdo de umidade, isto para evitar a perda da energia térmica durante a secagem da mesma. Enquanto o tamanho e densidade da partícula geralmente são reduzidos, isto tem um impacto direto no gás produzido, assim partículas de menor tamanho são as mais aptas durante o processo devido sua maior taxa de transferência de calor que sucede sua transformação.

#### *Materiais do leito e catalizadores*

Comumente é encontrada a utilização de areia sílica (SS) como material do leito, este tipo de material é o mais comum devido seu baixo custo e obtenção, não entanto são encontrados problemas de reação deste material com elementos alcalinos da biomassa, isto causa problemas de aglomeração que levam na desfluidização do sistema. Por isto são utilizados materiais alternativos que sejam inertes durante o processo ou retardem a formação de aglomerados, assim mesmo são estudados materiais que atuam como catalizadores durante o processo melhorando a qualidade do gás gerado.

#### *Saídas do Processo*

Comumente é analisado o teor de  $H_2$ ,  $CO$ ,  $CO_2$ , e  $CH_4$ ,  $N_2$ , no gás de síntese, assim em estudos mais especializados analisam outros tipos de compostos no gás gerado como Hidrocarbonetos leves ( $C_nH_m$ ), Metais Alcalinos (SO, K), Nitrogenados ( $NH_3$ , HCN), Sulfetos  $H_2S$ ,  $SO_2$  e Ácidos (HCl), motivado principalmente por que estes elementos causam deposição, entupimento e corrosão dos sistemas jusantes ao gaseificador. Por outro lado, é analisado particulados, alcatrão e hidrocarbonetos policíclicos aromáticos, cada um dos análises é motivado pelas variações dos fatores de entrada em cada processo, assim geralmente o análise de alcatrão, hidrocarbonetos e produção de  $H_2$  são estudadas para uso de vapor como agente de gaseificação. Por outro lado, a utilização de biomassa com alto teor de metais alcalinos sucedem no estudo de diferentes materiais do leito, assim como utilização de catalizadores. Adicionalmente alguns estudos buscam incorporar o uso de filtros e sistemas de limpeza do gás jusante ao sistema.

#### *2.1.2. Limitações e oportunidades do estudo em GLFB em escala laboratorial*

Para englobar uma maior extensão de sistemas de conversão de energia que utilizem o gás de síntese como combustível, é necessário realizar uma limpeza e adaptar o mesmo para cada processo. Atualmente tem alcançado um interesse especial os sistemas de limpeza com equipamentos jusantes do gaseificador, isto é, com o objetivo de reduzir os contaminantes e impurezas por embaixo dos limites permitidos para sua operação, conseqüentemente uma variedade destes sistemas de limpeza tem conseguido reduzir efetivamente o número de contaminantes do gás de síntese. A pesar disso, continuam se apresentando algumas limitações

como; escalabilidade, falta de avaliação da vida útil dos sorventes e catalizadores e finalmente, elevados custos, isto leva a que estes equipamentos sejam viáveis econômica e energeticamente só a grande escala (ABDOULMOUMINE, ADHIKARI, *et al.*, 2015).

É de interesse de estudo a maximização do conteúdo energético do gás e a redução ou diminuição dos contaminantes desde medidas primárias (na própria gaseificação), estas medidas integram: a utilização de combustíveis com melhores propriedades energéticas (torrefação), biomassa com baixo o nulo custo (resíduos de biomassa) com raio econômico viável, utilização de materiais de leito e catalizadores economicamente viáveis e/ou operacionais, e finalmente plantas com equipamentos a escala piloto que consigam atingir uma gaseificação auto térmica eficiente energeticamente visando sua escalabilidade num processo real.

O objetivo das energias alternativas é a diminuição do uso de combustíveis fósseis, neste contexto os sistemas de gaseificação devem optar pela melhora dos processos existentes, melhoria da eficiência energética, operar baixo condições autotérmicas estáveis e possam ser adaptados a escala comercial visando a viabilidade econômica do processo. Como foi mostrado na Tabela 2-1, poucos estudos são realizados baixo um estado auto térmico, sendo conduzido os estudos baixo condições alotérmicas com ajuda de resistências elétricas. A maioria destes estudos propõem levar o processo, condições de operação e características do equipamento para ser adaptados à escala comercial, assim mesmo não são exploradas com profundidade a eficiência energética, as características hidrodinâmicas e de desenho para realizar isto.

O principal problema dos estudos com reatores a nível laboratorial é sua escalabilidade para um reator maior de tamanho comercial. A escalabilidade não é uma ciência exata e exige uma quantidade complexa de informações dimensionais coletadas em reatores a pequena escala e usa-las para a projeção de equipamentos comerciais que podem ser dezenas ou centenas de vezes maiores (KNOWLTON, KARRI, *et al.*, 2005). Isto é devido ao fato que a hidrodinâmica, e as fases emulsão e de vazão de um reator de pequena escala mudam significativamente em comparação a reatores de maior diâmetro. Assim o desempenho hidrodinâmico, a mistura e o tempo de residência das partículas são diferentes, afetando diretamente as reações químicas (COUTO, SILVA, *et al.*, 2016).

Os regimes de fluidização têm sido exaustivamente estudados. Autores tem buscado definir e simplificar equações que descrevem as principais propriedades do leito para diferentes materiais (EMEKA, PFEIFER, *et al.*, 2019)(CAHYADI, NEUMAYER, *et al.*, 2015)(COLTTERS, RIVAS, 2004). Por outro lado, estudos utilizam estas equações para projetar equipamentos de gaseificação (KNOWLTON, 2013). A partir de testes de gaseificação

permitem analisar a qualidade do gás gerado, assim são desenvolvidos modelos que associam variáveis de entrada para determinar um ou vários parâmetros de saída (KAUSHAL, ABEDI, *et al.*, 2010)(ISMAIL, RAMOS, *et al.*, 2020). Desta forma, a maioria dos estudos são elaborados em escala laboratorial, motivados principalmente pelo custo econômico e pela facilidade do controle das faixas e parâmetros de operação. Além disso, são poucos estudos que utilizam equipamentos operando em condições autotérmicas estáveis, sendo que a maioria de estudos são em escala laboratorial e utilizam meios de aquecimento externo. Estes trabalhos continuam focando sua análise na composição do gás utilizando sistemas alotérmicos, assim conseguem aumentar a temperatura do reator e agentes de gaseificação (reações) tornando a composição do gás com elevadas propriedades energéticas. Estes resultados do gás gerado continuam sendo objeto de estudo em diferentes modelos de plantas e piloto e em desenho de sistemas jusantes do reator.

A seguir é apresentado um detalhamento das principais características que envolvem a gaseificação, além são apresentados e estudos que associam os principais parâmetros e sua influência durante o processo de gaseificação.

## **2.2. Biomassa**

Biomassa é qualquer material orgânico derivado de plantas e animais que pode ser utilizado como fonte de energia. Segundo Houghton (2008) a biomassa pode ser definida como: “massa de organismos vivos, incluindo plantas, animais e microrganismos, ou, desde uma perspectiva bioquímica, celulose, lignina, açúcares, gorduras e proteínas”. Outra definição de biomassa “massa de matéria orgânica viva ou morta”(FAO, 2009). A biomassa, por ser um excelente combustível, é utilizada em diferentes processos industriais como fonte de combustível para geração de energia, entre as quais destacam-se madeira, resíduos agrícolas e os resíduos florestais. Estudos confirmam o potencial da biomassa como fontes de geração de energia em equipamentos ou processos industriais (SANTOS, 2010).

A biomassa é um combustível renovável composto principalmente por carbono, oxigênio e hidrogênio, elementos capazes de gerar energia. A transformação da biomassa em combustível líquido, com maior conteúdo energético e menor teor de impurezas pode reduzir a dependência de combustíveis fósseis a níveis locais e regionais, além de ser um produto com maior valor energético por volume quando comparado a um combustível sólido, isto facilita seu transporte até locais com acesso restrito. Entretanto, a utilização de biomassa como combustível pode ter barreiras tais como o uso da biomassa utilizada inicialmente para a alimentação, assim como a ocupação do solo necessário para a agricultura. A deterioração do

solo, diminuição de nutrientes e a qualidade da água também são potenciais efeitos ambientais da produção de matéria-prima de biomassa (TRIMBLE et al., 1984).

A conversão de biomassa em uma fonte de energia pode ocorrer por métodos termoquímicos e bioquímicos. A gaseificação da biomassa é um método termoquímico, existe interesse neste tipo de conversão devido a sua eficiência de conversão de carbono e adaptação do produto junto a outros sistemas de geração de energia, além de ser uma fonte de geração de energia em comunidades que encontram-se isoladas ou carecem de redes de distribuição elétrica (ITAI et al., 2014).

No Brasil, a biomassa é a terceira fonte de geração de energia mais utilizada, além disso, o país situa-se em uma região climática com potencial para produzir e exportar biomassa, possuindo grande extensão territorial e conseqüentemente alta capacidade de produção. O setor agroindustrial de cana-de-açúcar e madeira vegetal utilizada em briquetes e pellets são as principais fontes de geração de bioenergia. Estes recursos são suficientes para equilibrar a demanda de energia primária do Brasil até o 2030, além de ser um grande exportador de bioenergia (WELFLE, 2017).

### *2.2.1. Estrutura da Biomassa*

A biomassa é uma mistura de diferentes tipos de materiais orgânicos, como carboidratos, gorduras e proteínas, além de pequenas quantidades de minerais como sódio, fósforo, cálcio e ferro. Esta pode ser classificada em dois diferentes grupos (1) natural e (2) resíduos. O primeiro grupo, faz referência a biomassa terrestre, como as florestas, pastagens e cultivos, e biomassa aquática, como as algas e plantas aquáticas. O grupo 2 envolve os resíduos municipais, sólidos agrícolas, florestais e industriais. Os resíduos naturais incluem madeira, colheitas de vegetais (carboidratos), plantas e folhas (lignocelulose), sendo este o grupo de interesse neste estudo (BASU, 2010).

Uma parte importante da biomassa é a lignocelulose, material formado pelas fibras dos vegetais composto principalmente por celulose, hemicelulose e lignina. As plantas (herbácea e lenhosa) podem ser um exemplo de biomassa lignocelulósica. As herbáceas são formadas por folhas e caules que tem um tempo de crescimento anual ou por safra, como por exemplo, o trigo e arroz. As não herbáceas (lenhosa) são aquelas que sua ramificação permanece viva durante todo o ano, e de acordo com a época do ano nascem brotos nos seus ramos. A biomassa lignocelulosa não faz parte da cadeia alimentar humana já que não é facilmente digerível, tornando-se viável para a produção de combustíveis (BASU, 2010).

### 2.2.2. *Propriedades físicas da biomassa*

A biomassa possui características físicas como tamanho de partícula, umidade, compactação e cinzas que conduzem a mudanças sobre o gás de síntese durante o processo de conversão termoquímico, isto beneficiando ou prejudicando a composição do gás produzido. A seguir, são apresentados estudos que mostram a influência das propriedades físicas da biomassa no processo de gaseificação.

#### *Tamanho de partícula da biomassa*

O tamanho de partícula da biomassa é uma propriedade física dimensional que pode ser expressada em centímetros ou milímetros. A dimensão da partícula que entra no reator interfere no comportamento hidrodinâmico e nas reações termoquímicas. Partículas de maior volume levam mais tempo na liberação dos materiais voláteis, isto é conhecido como *desvolatilização*.

A *desvolatilização* é o tempo que a partícula leva para liberar os materiais voláteis, esta propriedade pode ser medida pelo método de extinção de chama, este é o tempo entre introduzir a partícula no reator e a extinção da sua chama. Sudhakar et al. (2008) investigaram este efeito para partículas de madeira em um combustor de leito fluidizado. Seu estudo mostra que aumentar o tamanho da biomassa de 10 a 25 mm queimando-a sobre um leito fluidizado à base de areia de sílica aumenta o tempo de *desvolatilização* da partícula de 50 s até 255 s respectivamente. O incremento no tempo desvolatilização para partículas de maior tamanho se deve ao aumento do tempo que os voláteis levam para propagar-se a maiores distâncias.

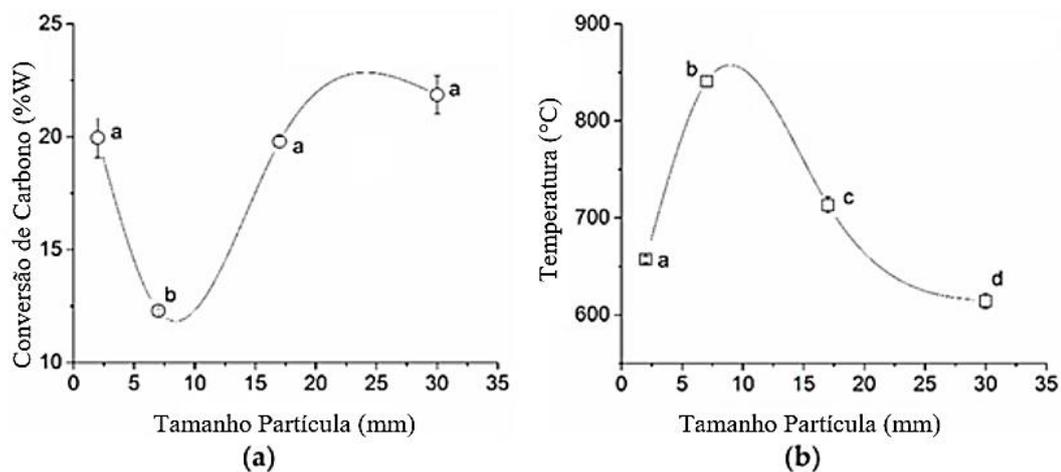
Por outro lado, para partículas de biomassa em pó (0-1 mm) o tempo de desvolatilização é constante, entanto para partículas entre 1 a 10 mm o tempo aumenta linearmente ao tamanho da partícula. Para partículas de biomassa maiores de 10 mm esse tempo sofre um aumento exponencial (DI FELICE et al., 1999).

O tamanho da partícula do leito e da biomassa e características como tamanho, densidade e coeficientes de transferência de calor, produzem efeitos como segregação, elutriação e mudanças de temperatura no leito, isto gera variações na composição do gás produzido (DI FELICE et al., 1999).

A mistura e segregação está relacionada ao comportamento da partícula de biomassa dentro do leito. Inicialmente a partícula de biomassa tenderá a afundar-se no reator devido a sua densidade e tamanho, no fundo do leito começa sua conversão, segundos depois esta terá diminuído gradualmente seu tamanho por causa da desvolatilização e conversão, isto conduzirá a partícula de biomassa a subir até a superfície do leito fluidizado onde terminará sua conversão. A elutriação da partícula está associada com a velocidade de fluidização, esta característica

refere-se à conversão termoquímica da partícula de biomassa antes de sair do reator, o ideal é que a partícula termine seu processo de conversão dentro do leito e não seja arrastada junto ao gás gerado.

O desempenho da conversão de carbono e as temperaturas de gasificação são parâmetros resposta do tamanho da partícula de biomassa, James et al., (2016) estudaram este efeito para gasificação em leito fixo. A Figura 2.2 mostra a influência do tamanho da partícula na taxa de conversão de carbono e na temperatura de gasificação. Aumentar o tamanho de partícula de biomassa até 7 mm resulta em temperaturas maiores e altas temperaturas aumentam a conversão de carbono. Tamanho de partícula maior que 7 mm diminuem a temperatura de gasificação, diminuindo consequentemente a conversão de carbono. Para gasificação em leito fluidizado, o agente de gasificação permite misturar e homogeneizar a temperatura no reator, o carbono residual é geralmente totalmente convertido ou arrastado ao ciclone jusante ao reator.



**Figura 2.2** -Influência do tamanho de partícula na conversão de carbono e temperatura em gasificação updraft de aparas de madeira.

Fonte: Adaptado de James et al., (2016)

### Densidade

A densidade da partícula influencia na alimentação e produção do gás gerado, a granulometria da partícula de biomassa deve ser homogênea para ter um controle correto sobre sua alimentação e conversão no reator. A densificação da biomassa é um pré-tratamento da biomassa que ajuda a homogeneizar a granulometria e umidade, além de aumentar a eficiência energética por volume, beneficiando o transporte e armazenamento. Processos como briquetagem e peletização conseguem partículas de combustível com estas características.

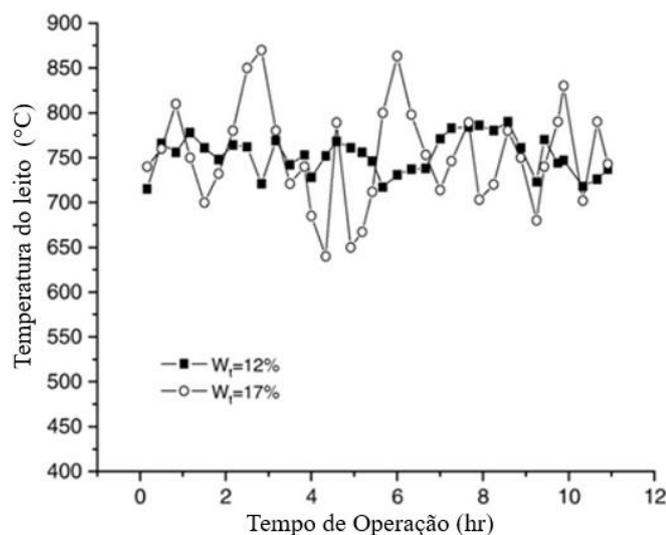
Em gasificadores de leito fixo, onde o movimento das partículas no sistema é baixo, é possível o fornecimento de pellets ou briquetes de tamanhos grandes. Maior densidade da partícula aumenta a conversão de carbono, isto devido a maior quantidade de matéria por unidade de área no reator, mas diminui a produção de gás (JAMES et al. 2016).

Entretanto, estudos em gaseificador de leito fluidizado para biomassa em forma de briquetes ou aparas superiores a  $\varnothing > 30$  mm são escassos, a densificação da biomassa em forma de briquetes é destinada para uso de gaseificação com reatores de leito fixo ou para sistemas de combustão a grande escala (NIKOLAISEN, JENSEN, 2013). Para gaseificação a pequena escala o uso preferido são tamanho de partícula reduzidas (pellets)  $\varnothing < 30$ mm, isto por facilidade no transporte e manuseio nos alimentadores do sistema dentro do reator (WANG, LEI, *et al.*, 2012). No entanto estudos mostram a importância de seleção/homogeneização de pellets, aparas ou pó de biomassa em tamanhos reduzidos durante a gaseificação ou combustão (MORGALLA *et al.*, 2015; TUMULURU *et al.*, 2011).

#### *Teor de Umidade*

O teor de umidade é a porcentagem de água presente na biomassa, esta propriedade física tem um efeito relevante no processo de gaseificação e no balanço de energia. Para evaporar a água contida na biomassa, parte do calor do leito é utilizado, sendo este processo conhecido como secagem, onde o calor consumido é obtido das reações exotérmicas de conversão. A biomassa com alto teor de umidade diminui a temperatura do reator, conseqüentemente afetando as reações de conversão de carbono e aumentando o teor de alcatrões.

A umidade de biomassa é um dos parâmetros mais significativos na estabilidade da gaseificação, sendo um parâmetro sensível para uma temperatura estável durante a operação contínua. De acordo a Wu *et al.*, (2009) a variação no teor de umidade descontrola a temperatura de gaseificação e ocasiona flutuações do sistema. Em seu estudo recopilo a estabilidade da temperatura de gaseificação utilizando dois tipos de biomassas com umidades diferentes, o comportamento da temperatura é resumido na Figura 2.3. A biomassa com umidade de 12% tem flutuações de temperatura mais baixas respeito da biomassa com umidade de 17%, estes picos de temperatura podem causar coqueificação massiva das partículas e produzir perdas de fluidização. Os autores recomendam fornecer biomassa seca antes da entrada no reator ou realizar um pré-aquecimento do agente gaseificante para diminuir a sensibilidade do sistema causada devido a umidade.



**Figura 2.3** – Variação de temperatura no leito para gaseificação de casca de arroz com 12% e 17% de umidade. Fonte: Adaptado de Wu et al. (2009).

### 2.2.3. Propriedades Químicas

A biomassa é formada por compostos orgânicos e inorgânicos. O teor orgânico da biomassa está principalmente presente por Carbono (C), Hidrogênio (H), Oxigênio (O), Nitrogênio (N), Enxofre (S) e o teor de umidade contida na biomassa (M), estes compostos são os que se buscam transformar durante o processo de gaseificação. Os compostos inorgânicos são as impurezas presentes nas cinzas composta por pequenas quantidades de cloro (Cl) e Enxofre (S).

#### Cinzas

As cinzas constituem a parte inorgânica da biomassa, geralmente a cinzas constituem uma parcela pequena da composição da biomassa, apesar disso, as cinzas podem gerar efeitos prejudiciais durante a gaseificação. Um alto teor de cinzas reduz o teor energético do combustível e pode causar problemas de fluidização devido à fusão de cinzas. Óxidos metálicos presentes nas cinzas ( $\text{CaO}$ ,  $\text{MgO}$ ,  $\text{Fe}_x\text{O}_y$ ) podem atuar como catalisadores de algumas reações químicas durante a gaseificação, isto pode ser positivo para uma conversão mais rápida das espécies ou gerar problemas, como uma combustão mais lenta devido acumulação de cinzas no reator. A presença de metais alcalinos nas cinzas, causadas pelo cloro ou potássio forma compostos grudentos de baixo ponto de fusão que podem causar problemas de aglomeração em temperaturas de gaseificação altas (SIEDLECKI, 2011).

#### Composição Elementar

A composição elementar do combustível é expressa em termos de seus elementos básicos exceto por sua umidade (mistura) e constituintes inorgânicos. Uma análise elementar típica permite determinar seus principais componentes como carbono, hidrogênio, oxigênio,

nitrogênio e enxofre e esses são dados em porcentagem de peso do combustível. Esta característica é a mais importante e estabelece a base para a análise do processo de combustão incluindo o cálculo do volume de ar, gases e entalpia, determinando o poder calorífico do combustível (CORTEZ et al., 2009).

### *Análise Imediata*

A análise imediata, processo relativamente simples, indica em modo geral a composição da biomassa pela porcentagem em peso de umidade (M), matéria volátil (VM), cinzas (ASH) e carbono fixo (FC). O teor de umidade é determinado pela secagem da biomassa a uma temperatura de 104-110 °C durante 1 hora. A matéria volátil é determinada pelo aquecimento da biomassa em um cadinho a uma temperatura de 950 °C durante 7 min. As cinzas são os resíduos inorgânicos remanescentes após os processos anteriores. O carbono fixo é determinado pela subtração de 100% de massa e os componentes anteriores.

Os métodos para realizar as análises tem sido padronizado por diferentes organizações (ASTM, ISO, DIN etc.). Estas organizações apresentam algumas diferenças, como por exemplo a temperatura de secagem para determinação da umidade ou o tempo que é realizado cada processo, porém é importante especificar que tipo de método é utilizado (HIGMAN; VAN DER BURGT, 2008).

### *Poder Calorífico*

O poder calorífico (kJ/kg) é a quantidade de calor liberado durante a combustão completa da massa do combustível, podendo ser obtido com ajuda de uma bomba calorimétrica, sua grandeza pode variar de acordo com o teor de umidade da biomassa. O Poder Calorífico Superior (PCS) é a quantidade de calor liberada incluindo o calor de vaporização da umidade dos produtos da combustão, enquanto o Poder Calorífico Inferior (PCI) não considera o calor da vaporização da água no produto de combustão. Sendo então a principal diferença entre PCS e PCI é a energia requerida para evaporar a umidade presente no combustível e a água de formação resultante da oxidação do hidrogênio do combustível. O PCS pode ser calculado a través da Equação de Dulong-Berthelot utilizando a composição elementar da biomassa, como é mostrado na Equação 2-1:

$$PCS = 0,3491 C + 1,1783 H + 0,1005 S - 0,1034 O - 0,0151 N + 0,0211 A \left( \frac{MJ}{kg} \right) \quad \text{Equação 2-1}$$

O PCI pode ser calculado com ajuda da fórmula Mendeliev utilizando a composição elementar da biomassa, como é mostrado na Equação 2-2 (RUSSO; VERDA, 2020):

$$PCI = 4,187 (81 C + 300 H - 26 (O - S) - 6(9H + M)) \left( \frac{kJ}{kg} \right) \quad \text{Equação 2-2}$$

Estudos da literatura apresentam diferentes tipos de biomassas utilizadas com fins energéticos, alguns dos mais representativos são os resíduos da agricultura como: palha de milho, cereais, arroz, folhas de beterraba sacarina; resíduos de gado como estrumes sólidos; lignocelulosicos secos; diferentes biomassas energéticas dedicadas, entre outros (SHANKAR TUMULURU, SOKHANSANJ, *et al.*, 2011). Este estudo utiliza palha de arroz que é um resíduo agrícola para sua conversão termoquímica; a Tabela 2-2 mostra a análise imediata e elementar de diferentes espécies de casca de arroz (*Rice huks ssp.*) encontrados na literatura. Para determinar a as propriedades químicas da biomassa são realizadas testes que seguem a norma ASTM E-870-06 para análises de combustíveis de madeira. Esta norma determina a metodologia para determinar a composição elementar, análise imediata e poder calorífico superior.

**Tabela 2-2 - Análise imediata e Análise elementar de Casca de arroz spp.**

Referência	(KALITA, CLIFFORD, <i>et al.</i> , 2013)	(BISWAS, PANDEY, <i>et al.</i> , 2017)	(EFOMAH, GBABO, 2015)	(NSAMBA, HALE, <i>et al.</i> , 2015)	(MHILU, 2014)	(TAYLOR, MANSARAY, <i>et al.</i> , 2007)		(NOGUEIRA, LORA, 2003)
Voláteis	60,3	73,41	68,2	83,9	59,2	66,4	67,3	65,47
Carbono fixo	17	11,44	15,7	6,1	14,6	10,2	13,9	16,67
Cinzas	22,7	15,14	16,1	10	26,2	23,4	18,8	17,89
Conteúdo de humidade	-	10,89	12,67	-	8,8	-	-	10,53
C	36,1	41,92	45,2	45,8	45,6	37,6	42,1	40,96
H	4,8	6,34	5,8	0,87	4,5	5,42	4,98	4,3
O	35,9	49,42	47,6	15,6	33,4	33,2	33,7	35,86
N	0,29	1,85	1,02	1,08	0,19	0,38	0,4	0,4
S	<0,02	0,47	0,21	0,0685	0,02	0,034	0,024	0,02
Outros	0,16				0,08	0,010	0,041	

### 2.3. Gaseificação de Biomassa

A gaseificação é um processo de conversão termoquímica que transforma elementos sólidos e líquidos em um produto gasoso chamado gás de síntese. Este processo é feito por meio de uma oxidação parcial a temperaturas altas (800-1200 °C) que convertem o combustível em uma mistura de gases com um determinado poder calorífico. O gás de síntese é composto principalmente por diferentes elementos tais como Hidrogênio (H<sub>2</sub>), Monóxido de Carbono (CO), Dióxido de Carbono (CO<sub>2</sub>), Metano (CH<sub>4</sub>), Vapor de Água (H<sub>2</sub>O), Nitrogênio (N<sub>2</sub>), hidrocarbonetos de baixo peso molecular, entre outros (SILVA *et al.*, 2012). Também pode ser

definido como a oxidação parcial de biomassa na presença de um agente oxidante conhecido também como agente de gaseificação (ar, vapor e oxigênio) que gera como produto principal um gás combustível.

Durante o processo de gaseificação ocorrem diferentes reações que liberam energia (exotérmicas) ou consomem energia (endotérmicas). Estas reações podem ser heterogêneas ou homogêneas, as reações heterógenas são as que ocorrem quando o carbono é convertido de fase sólida à gasosa, enquanto as reações homogêneas são as que o carbono está no mesmo estado (gasoso). Cada reação é influenciada significativamente pelo processo de transferência de massa e energia segundo a fase que se encontra. A Tabela 2-3 mostra as reações típicas do processo de gaseificação com a quantidade de energia que se precisa para que ocorra a reação (+ kJ/mol) o a energia que se libera (- kJ/mol) de acordo a sua entalpia de formação

**Tabela 2-3 - Reações típicas no processo de Gaseificação.**

<i>Tipo de Reação</i>		<i>Energia Consumida (+) ou liberada (-)</i>	
Reações do Carbono	R1 (Boudouard)	$C + CO_2 \rightarrow 2CO$	+ 172 kJ/mol
	R2 (reação gás d'água)	$C + H_2O \rightarrow CO + H_2$	+ 131 kJ/mol
	R3	$C + 2 H_2 \rightarrow CH_4$	-74,8 kJ/mol
	R4	$C + 0,5 O_2 \rightarrow CO$	-111 kJ/mol
Reações de Oxidação	R5	$C + O_2 \rightarrow CO_2$	-394 kJ/mol
	R6	$CO + 0,5 O_2 \rightarrow CO_2$	-284 kJ/mol
	R7	$CH_4 + 2 O_2 \rightarrow CO_2 + 2 H_2O$	-803 kJ/mol
	R8	$H_2 + 0,5 O_2 \rightarrow H_2O$	-242 kJ/mol
Reações de Shift	R9 (reação de deslocamento de água-gás)	$CO + H_2O \rightarrow CO_2 + H_2$	-41,2 kJ/mol
Reações de Metanação	R10	$2 CO + 2 H_2 \rightarrow CH_4 + CO_2$	-247 kJ/mol
	R11	$CO + 3 H_2 \rightarrow CH_4 + H_2O$	-206 kJ/mol
	R14	$CO_2 + 4 H_2 \rightarrow 2 H_2O + CH_4$	-165 kJ/mol
Reações de reforma a vapor	R12	$CH_4 + 2 H_2O \rightarrow CO + 3 H_2$	+ 206 kJ/mol
	R13	$CH_4 + 0,5 O_2 \rightarrow CO + 2 H_2$	- 36 kJ/mol

Fonte: Adaptado de Basu (2010).

Como as reações heterógenas são aquelas transformações de fase sólida para gás, estas têm um ritmo de transferência de massa menor devido a presença de duas fases diferentes (sólido e gás). Para que o oxigênio (gás) consiga alcançar o carbono dentro da partícula (sólido) pode ocorrer maior resistência (cinzas ou material reagido). Já as reações de mudança homogêneas são aquelas que reagem em fase gasosa, como reação na fase de mudança e

transformação do vapor. As reações homogêneas diferem das heterogêneas em um mesmo processo por apresentar menor resistência devido ao fato das partículas estarem no mesmo estado (gasoso) (SOUZA-SANTOS, 2010).

### 2.3.1. Processo de Conversão Termoquímica

A gaseificação é uma tecnologia promissória para a geração de gás combustível a partir de materiais orgânicos sólidos renováveis como a biomassa. Este processo pode-se subdividir em 4 etapas: (1) secagem, (2) pirólise (3) combustão e (4) gaseificação e, a combustão fornece o calor necessário para os outros três, cada um acontece a diferentes temperaturas e realiza diferentes reações.

A secagem é o processo de vaporização da umidade presente na partícula de biomassa que ocorre em temperaturas de 100 a 200 °C. Alguns aromáticos de baixo peso molecular podem começar a volatilizar com o aumento da temperatura (BASU, 2010). Em seguida ocorre a pirólise ou *desvolatilização* das partículas a temperaturas entre 280 °C e 450 °C. Este processo implica em diferentes reações de oxidação do carbono que liberam uma mistura de gases e líquidos (orgânicos e inorgânicos) na atmosfera atômica próxima da partícula. A pirólise ocorre com a evaporação da umidade, seguida da decomposição dos carboidratos que tem a biomassa (hemicelulose, celulose, lignina) a temperaturas de 250°C a 300 °C e finalmente a produção de carvão, hidrocarbonetos, alcatrão e ácidos leves a temperatura de 350°C a 430 °C produzindo gases não condensáveis como CO, CO<sub>2</sub>, H<sub>2</sub>, CH<sub>4</sub>, O<sub>2</sub> (SOUZA; SANTOS, 2010; CORTEZ et al., 2009).

A gaseificação do carvão é o passo mais importante sendo o resultado de reações químicas entre o carbono da biomassa e os produtos da combustão e pirólise mais o agente gaseificante envolvendo reações endotérmicas e exotérmicas. A velocidade das reações é diretamente influenciada pelo tipo de oxidante, por exemplo, a oxidação com ar é mais lenta que com oxigênio puro, mas é mais rápida que com vapor.

As reações R1 e R2 são endotérmicas e favorecem a produção de CO e H<sub>2</sub> especialmente a altas temperaturas, o CO, H<sub>2</sub> são elementos que aumentam o valor energético do gás de síntese. As reações R3 e R4 são exotérmicas, ou seja, produzem parte do calor necessário para as outras reações que fazem parte do propósito da gaseificação pois geram elementos com valor energético como CO, H<sub>2</sub>. Embora reações de oxidação R5 à R8 também sejam exotérmicas, elas geram subprodutos como CO<sub>2</sub> e H<sub>2</sub>O que não são de valor energético no gás desejado.

A reação R9 é uma das mais importantes do processo, pois essa reação endotérmica promove a formação de CO<sub>2</sub> e H<sub>2</sub> a partir de CO e H<sub>2</sub>O, facilitando o controle da razão H/C

para sua utilização em diversos fins como por exemplo células combustíveis. As reações de metanização R10, R11 e R14 são exotérmicas e servem para a formação de um gás de síntese com maior teor de CH<sub>4</sub> a partir de CO, H<sub>2</sub>, e H<sub>2</sub>O, e fornecem uma via para eliminar parte de impurezas de CO no fluxo de hidrogênio. As reações R12 e R13 são utilizadas para adaptar e preparar o gás de síntese para ser convertido em um produto de maior valor energético com ajuda de um processo como por exemplo o Fischer-Tropsch (FT) (ROSA, 2013).

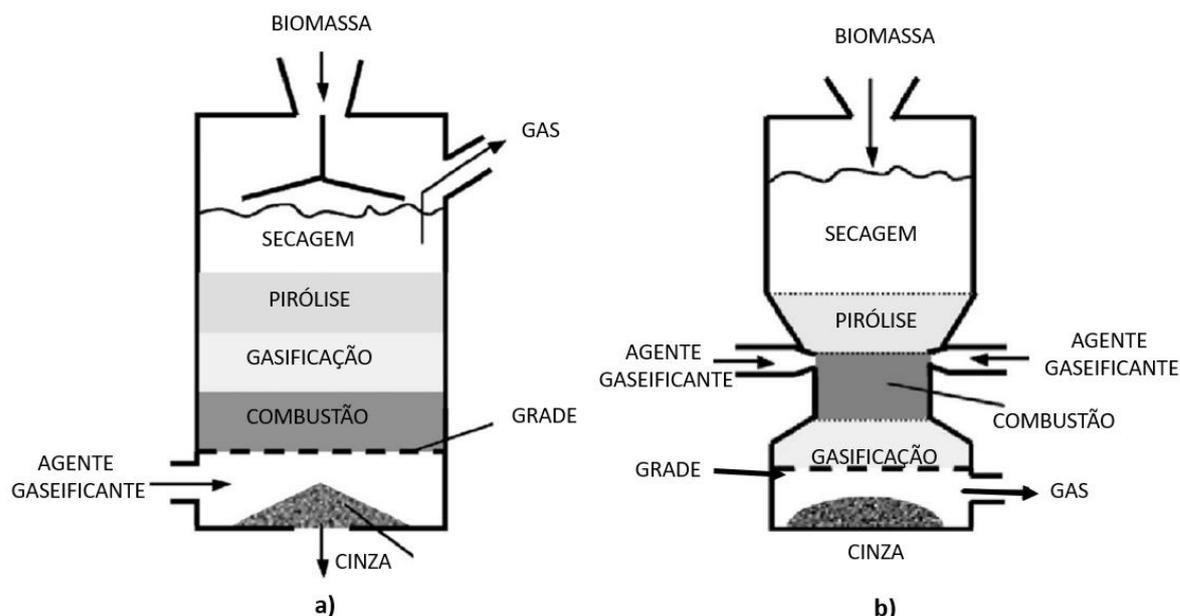
A composição do gás gerado pode ser determinada através de modelos matemáticos para conversão total do carbono. Estes modelos antecipam o estado de equilíbrio das reações em função de fluxos sólidos, líquidos e gasosos com modelos cinéticos e hidrodinâmicos que utilizam balanços de massa e energia com parâmetros como: temperatura, pressão, agente de gaseificação e composição da biomassa para determinar a composição do gás de síntese (KAUSHAL, ABEDI, *et al.*, 2010). O gás produzido é utilizado para diferentes fins como por exemplo a produção de líquidos FT, metanol, álcoois mistos, gás natural sintético (BioSNG) e hidrogênio como já é produzido em algumas plantas-piloto de pequena escala nos Estados Unidos e Alemanha. O processo de gaseificação pode ser incorporado em outros processos para aumentar sua eficiência energética, por exemplo, o calor residual do processo pode ser utilizado para a produção combinada de calor e energia (*Poligeração*) ou misturar o gás de síntese limpo com outro gás para gerar um produto final (RAUCH; HRBEKE; HOFBAUER, 2014).

### 2.3.2. Tipos de gaseificadores

A gaseificação tem sido estudada por mais de um século, pesquisas e desenvolvimentos nesta área tem projetado equipamentos de escala laboratorial e plantas pilotos. Existem diversas tecnologias para a gaseificação que podem ser classificadas em função dos agentes gaseificantes, tipo de contato da biomassa com o agente de gaseificação, direção e velocidade relativa do gás-sólido, pressão de trabalho e fornecimento do calor ao reator. A classificação mais relevante na literatura é do tipo de contato e direção de movimento relativo do agente gaseificante com o combustível, neste sentido a seguir são descritos os principais.

#### *Gaseificadores contracorrentes*

O gaseificador de tipo contracorrente (Figura 2.4-a) é dos mais simples, neste a biomassa é fornecida pela parte superior do gaseificador e desloca-se em sentido decrescente. As reações que ocorrem no reator sucedem da conversão da biomassa em gás de síntese, este a sua vez se direciona em sentido oposto da biomassa, enquanto as cinzas são depositadas no fundo do reator. A biomassa passa pela zona de secagem, zona de destilação, zona de redução e zona de oxidação em contracorrente para o fluxo de gás (CORTEZ; LORA; GÓMES, 2008).



**Figura 2.4** - Desenho esquemático de gaseificadores “updraft” (a) e “downdraft” (b).

Fonte: Adaptado de Basu (2010).

As principais vantagens deste tipo de gaseificador são sua simplicidade, elevada queima de carvão vegetal, troca de calor interna que conduz a baixas temperaturas de saída do gás e a uma elevada eficiência de gaseificação. Desta forma, combustíveis com alto teor de umidade também podem ser utilizados. As principais desvantagens são as altas quantidades de alcatrão e produtos de pirólise, pois o gás de pirólise não é conduzido através da zona de oxidação. Isso é de pouca importância se o gás for usado para aplicações de aquecimento direto, nas quais o alcatrão é queimado. Quando o gás é utilizado para motores é necessária a limpeza do mesmo para evitar problemas com a condensação dos alcatrões (BASU 2010).

A principal característica do gaseificador contracorrente é sua simplicidade na construção e utilização de variedades de combustíveis com diferentes tamanhos e composições, isto pode simplificar e economizar gastos de construção e pré-tratamento de biomassa. De acordo com o tipo de combustível utilizado, pode gerar gases com alto teor de alcatrão para queima direta em fornos e caldeiras ou passar por uma limpeza eficiente para a utilização em motores de combustão interna.

#### *Gaseificadores co-corrente (downdraft)*

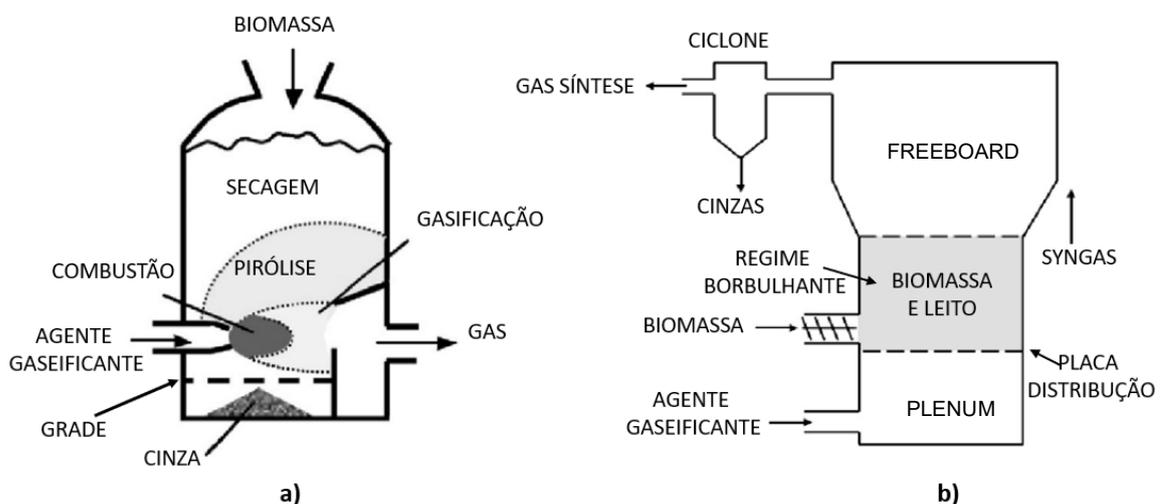
No gaseificador co-corrente (Figura 2.4–b) a biomassa é alimentada na parte superior do reator e a entrada de ar é realizada pela parte superior ou lateral. Depois do processo de gaseificação o gás sai na parte inferior do reator de modo que o combustível e o gás se deslocam na mesma direção. Os gases de pirólise passam através da zona de combustão (com altas temperaturas) onde ocorre o craqueamento do alcatrão e do material particulado, o gás resultante com baixo teor de alcatrão pode ser utilizado em motores de combustão interna. Para

uma operação eficiente de um gaseificador “downdraft” se requer da secagem da biomassa até um teor de humidade inferior a 20% (CORTEZ et al., 2008).

O gaseificador co-corrente possui redução do diâmetro na zona de combustão, criando um funil (ou garganta) fabricado de material cerâmico. Nessa zona se localizam os injetores de ar posicionados com o objetivo de ter temperaturas homogêneas que facilitem o craqueamento do alcatrão. A vantagem do projeto downdraft é um teor muito baixo de alcatrão no gás produzido. No entanto, as desvantagens do gaseificador downdraft são: (1) as elevadas quantidades de cinzas e particulados no gás, no caso de gaseificadores tipo V-heart é necessário um (2) Pré-tratamento da biomassa para evitar um engarrafamento no meio da garganta e (3) combustível de alta qualidade geralmente madeira com menos de 20% de humidade (GOLDEN, REED, *et al.*, 1988).

#### *Gaseificador de fluxo cruzado (crossflow)*

Nos gaseificadores de fluxo cruzado (Figura 2.5-a) o agente de oxidação ingressa lateralmente no reator por um bico, gerando uma área de alta temperatura (Combustão), o calor gerado nesta área é transmitido para a atmosfera circundante onde se produzem os outros processos (gaseificação, pirólise e secagem) garantindo que a biomassa em conversão passe por esta zona antes da saída do reator, isto para aumentar o craqueamento do alcatrão. A injeção de ar em um bico (espaço menor) é maior que em outros tipos de gaseificadores, isto leva a uma maior taxa de oxigênio, formando uma zona de combustão com altas temperaturas em menor espaço e gerando uma liberação rápida de gases. Por esta razão são necessários materiais refratários nas zonas de combustão e gaseificação. As características do gás combustível são intermediárias quanto comparadas com os gaseificadores contracorrente e concorrente.

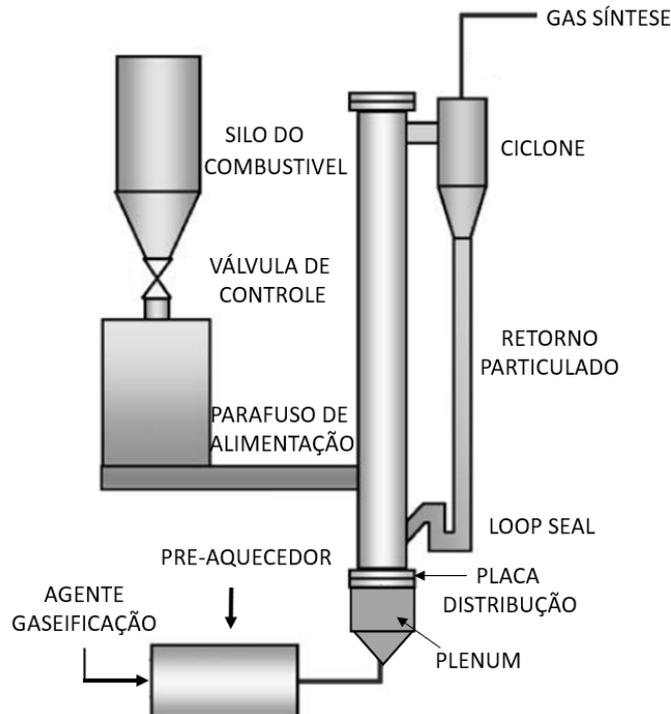


**Figura 2.5** - Desenho esquemático de gaseificadores crossflow (a) e leito fluidizado borbulhante (b).  
Fonte: Adaptado de Basu (2010).

Os gaseificadores de fluxo cruzado têm vantagens como uma construção compacta e menores requerimentos de limpeza do gás jusantes do sistema respeito sistemas de leito fluidizado. No entanto, tem desvantagens como baixa escalabilidade e uma alta sensibilidade nas variações de umidade do combustível, diminuindo a quantidade de materiais possíveis de serem gaseificados, isto limita o processo a biomassa limpas como por exemplo o uso de carvão vegetal limpo e seco (BASU, 2010).

#### *Gaseificadores de Leito fluidizado*

Em um gaseificador de leito fluidizado, o ar atua como agente de fluidização, este é fornecido com uma velocidade suficiente para manter partículas do leito em suspensão. Segundo a velocidade de fluidização das partículas pode-se classificar em gaseificação de leito fluidizado borbulhante (GLFB) ou gaseificação de leito fluidizado circulante (GLFC). A GLFB (Figura 2.5-b) opera com velocidades de gás relativamente baixas e a principal diferencia com os GLFC sua velocidade de fluidização, sendo que estes últimos operam a velocidades maiores, isto permite o arraste das partículas do leito e biomassa que acabam circulando junto com o gás resultando em maior mistura e homogeneidade das temperaturas. A Figura 2.6 mostra um desenho esquemático de gaseificadores de leito fluido circulante, nesta é observado que o ciclone permite a separação das partículas do leito que são arrastradas e as que retornam para o fundo do leito fluidizado.



**Figura 2.6** Desenho esquemático de gaseificador de leito fluidizado circulante.  
Fonte: Adaptado de (LI, GRACE, *et al.*, 2004)

A operação de GLFC começa com o aquecimento externo do leito até atingir a temperatura de operação, em seguida alimenta-se o reator com o material combustível da gaseificação. As partículas de combustível alimentadas no reator são aquecidas quase instantaneamente devido à temperatura do material do leito e como resultado o combustível passa rapidamente pelas diferentes fases de gaseificação, resultando em uma sequência de reações químicas que levam a composição final do gás de síntese. Outras reações de gaseificação e conversão de alcatrão ocorrem na fase gasosa. As partículas de cinzas também são transportadas até o topo do reator e devem ser removidas da corrente gasosa se o gás for usado em motores de combustão interna (SOLANGE, SPEIGHT, MUSTAFA, 2015).

#### *Gaseificadores leitos fixos vs leito fluidizado*

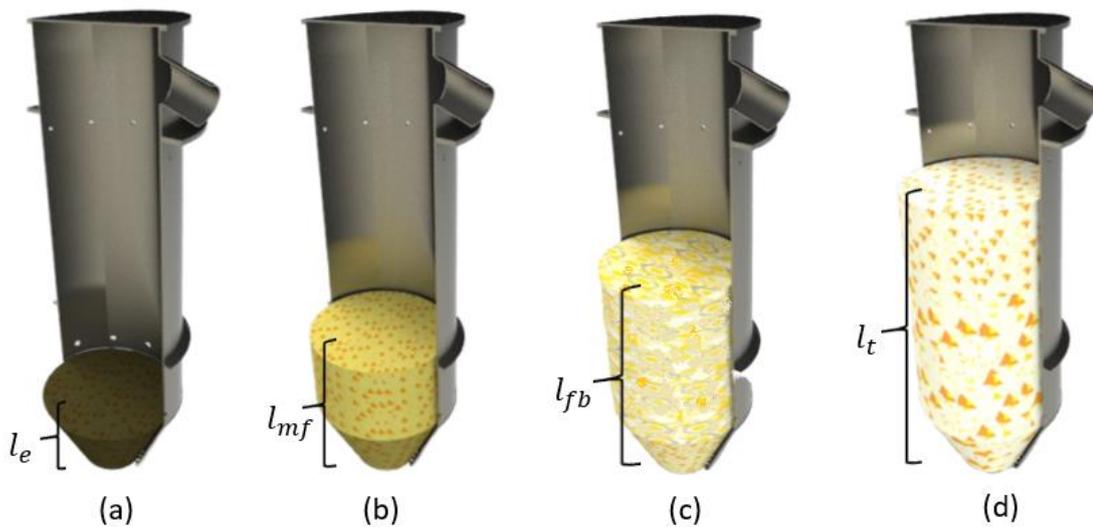
Como foi descrito anteriormente o funcionamento de cada equipamento é diferente, a tecnologia de leito fixo é mais simples e econômica que a tecnologia de leito fluidizado, mas tem problemas de escalabilidade limitando seu uso para geração a pequena escala. Analizando o sistema de alimentação do combustível, os sistemas de leito fluidizado tem uma alimentação de biomassa contínua em comparação dos sistemas de leito fixo que precisam de paradas intermitentes para o carregamento do silo, gerando tempos mortos no processo e perdas de energia térmica em um processo contínuo. Ambos sistemas apresentam sensibilidade a combustíveis com alto teor de cinzas, sendo mais afetado os gaseificadores de leito fluidizado pela formação de aglomerados ou formação de gargalhos que podem limitar a mistura do combustível com o agente de gaseificação (WARNECKE, 2000). Respeito o gás gerado, os gaseificadores de leito fixo apresentam menor geração de alcatrão (excluindo “updraft”) que gaseificadores de leito fluidizado borbulhante, isto devido que o gás passa perto da zona de combustão com maiores temperaturas, favorecendo craqueamento do alcatrão.

## **2.4. Gaseificação em leito fluidizado borbulhante**

Na seção anterior foi apresentada uma descrição da biomassa e tipos de gaseificadores com suas características principais. Nesta pesquisa o foco será direcionado para gaseificadores de leito fluidizado borbulhante.

### *2.4.1. Hidrodinâmica e regimes de fluidização*

A hidrodinâmica do leito é uma das características principais a ser considerada na gaseificação em leito fluidizado. O material do leito particulado gera uma pressão sobre a placa de distribuição causado pelo peso das partículas formando uma camada de leito estático. Quando um fluxo de gás é injetado, ocorre uma perturbação deste estado, levando a diversos regimes de fluidização como mostra a Figura 2.7.



**Figura 2.7** - Regimes de Fluidização. (a) Leito em estado estático, (b) Leito em condição mínima de Fluidização, (c) Leito Fluidizado Borbulhante e (d) Leito em regime Borbulhante.

Fonte: O autor (2021)

Inicialmente o leito em estado estático pode ser perturbado fornecendo uma vazão constante de gás (agente gaseificante) a uma pressão que consiga igualar a pressão que exercem as partículas do leito. A velocidade mínima de fluidização ( $\mu_{mf}$ ) é atingida quando o agente gaseificante consegue se igualar à pressão que realiza o peso das partículas do leito. Ao acrescentar a velocidade  $\mu_{mf}$  do gás o leito começa a expandir-se, ocorrendo o aumento de sua altura. Geralmente a velocidade de fluidização  $\mu_f$  consegue atender este estado. A formação de bolhas no leito obtém-se quando as taxas de velocidade são aumentadas ao tempo que a superfície do leito conserva a altura, este estado é conhecido como regime borbulhante. O aumento maior da velocidade do gás gera um regime turbulento ou de circulação, neste estado não é possível observar ou diferenciar a altura ou forma do leito.

Na prática o momento em que se atinge a  $\mu_{mf}$  pode ser visualizada com ajuda de 2 medidores de pressão localizados no plenum e freeboard, quando a leitura de transdutor de pressão do plenum é igual a leitura do freeboard subtraindo as perdas de carga pelo leito e placa de distribuição, indica-se que se atingiu a velocidade mínima de fluidização.

#### 2.4.2. Principais parâmetros de Operação

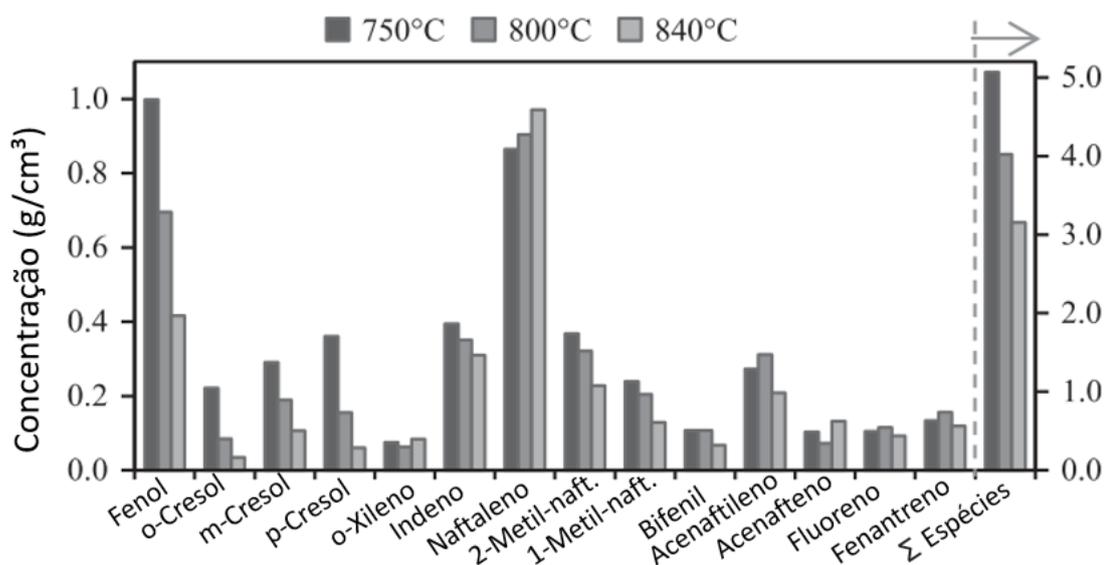
A composição do gás de saída é influenciada por parâmetros de entrada, estes podem ser controlados para obter um gás de síntese com determinado valor energético. Os principais parâmetros de controle são: Temperatura, Razão de Equivalência RE, Razão Vapor/biomassa SBR, porcentagem de oxigênio no ar  $AR_{enq}$ , e podem ser avaliados com a composição e poder calorífico do gás produzido, bem como eficiência de gaseificação, ente outros.

### Temperatura

A temperatura é um dos principais parâmetros que interferem na composição do gás gerado. Esta variável é condicionada por outras variáveis, tais como o tipo de agente gaseificação ou a composição da biomassa. Para garantir a total conversão de carbono do combustível e evitar que se acumule nas cinzas é necessário garantir um valor adequado de temperatura (SILVA et al., 2012). Altas temperaturas favorecem a conversão de carbono e craqueamento do alcatrão, mas um valor excessivamente alto pode representar excessos de produtos sem valor energético como por exemplo CO<sub>2</sub>.

#### *Influência da Temperatura na produção de Alcatrão*

O alcatrão é um dos principais produtos não desejáveis no processo de gaseificação. Este produto é um material viscoso em estado sólido ou gasoso que pode provocar entupimentos no sistema. Esta substância é inerente ao processo, e por esse motivo busca-se diminuir mantendo as qualidades do gás produzido. Mayerhofer et al. (2012) realizou um estudo sobre a influência da temperatura do leito na formação de alcatrões. A Figura 2.8 descreve a concentração de 14 espécies alcatrões como phenol, cresol, xylenol entre outros e a somatória de todas as espécies que resultam no teor total de alcatrão, para gaseificação a 3 temperaturas diferentes (750, 800 e 840 °C). O aumento da temperatura produz uma diminuição na maioria de espécies de alcatrão, resultando na diminuição global de alcatrão.



**Figura 2.8** - Influência da temperatura no reator na formação de diferentes tipos de espécies de alcatrão para SBR=1 a 100kpa.

Fonte: Adaptado de Mayerhofer et al. (2012).

Mayerhofer et al. (2012) reporta que algumas espécies de alcatrão que contem oxigênio na sua composição, por exemplo fenóis, cresóis e compostos poli aromáticos leves diminuem a sua concentração com o aumento da temperatura, o que provoca uma diminuição global dos

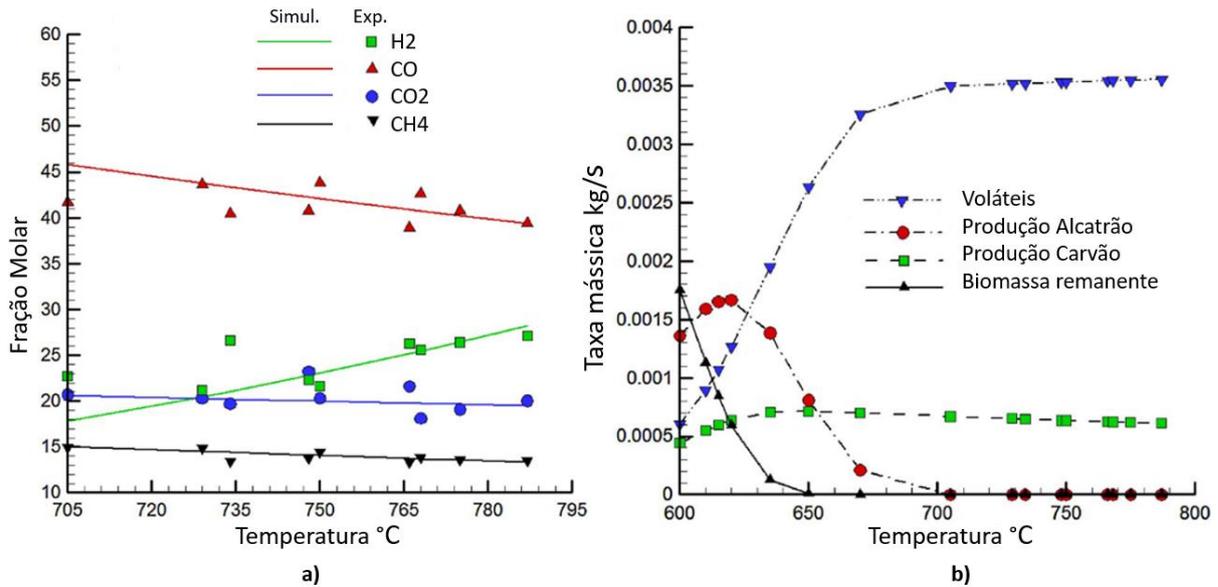
alcatrões presentes no gás de síntese. Por outro lado, a presença de vapor na gaseificação produz reações de reforma com hidrocarbonetos gerando um efeito direto no aumento de alcatrões terciários, enquanto o aumento da pressão é proporcional ao aumento no teor de alcatrões. O aumento da temperatura com as mesmas relações de SBR resultam num aumento de H<sub>2</sub> e CO enquanto ocorre diminuição do CH<sub>4</sub> e CO<sub>2</sub>.

*Estabilidade da Temperatura durante a avaliação do processo de gaseificação.*

A estabilidade da temperatura é um parâmetro primordial para a avaliação confiável do gas durante o processo da gaseificação. Uma operação estável resulta em uma moderada variação de temperatura, e torna-se uma base para avaliar o gás gerado durante o processo. Isto foi feito por Gül et al. (2018), o qual estabeleceu uma faixa de 875 +/- 10 °C para avaliar o processo. É necessário ressaltar que esta operação de gaseificação foi contínua por 80 horas para uma planta de 500 kWh e as análises das mostras foi tomado cada 5 min, esta menção é devido à dificuldade que as plantas em escala piloto têm para conseguir um prolongado tempo de operação contínua. O aquecimento inicial do leito foi feito por resistência elétricas até atingir 350 °C, posteriormente se fornece biomassa para promover as reações de combustão e o aumento rápido da temperatura. Os autores descrevem que o leito teve uma boa homogeneização de temperatura e as diferenças máximas entre a base e o topo do leito foi de 1,6 °C.

*Influência da temperatura na composição do gás de síntese*

Elaborar um modelo termodinâmico de gaseificação é uma boa alternativa para prever a influência da temperatura na composição do gás gerado. Atualmente numerosos modelos de gaseificação têm sido desenvolvidos com a finalidade de se estudar os efeitos dos parâmetros operacionais no gás gerado e estabelecer as condições ótimas minimizando os recursos técnicos. A Figura 2.9 mostra um exemplo de um modelo de gaseificação e a diferença observada entre o modelo desenvolvido com resultados experimentais (Yaghoubi et al. 2018). O gráfico descreve o efeito que causa o aumento da temperatura na variação da fração molar dos produtos do gás de síntese (a), bem como a variação de diferentes produtos como voláteis, alcatrão, produção de carbono e biomassa restante em função da temperatura(b).



**Figura 2.9-** Influência da temperatura na variação da fração molar dos componentes (a) e na variação de diferentes produtos durante a pirólise (b).  
Fonte: Adaptado de Yaghoubi et al. (2018)

Para temperaturas maiores de 700 °C os produtos da pirólise são relativamente constantes enquanto as frações molares dos produtos no gás gerado variam (Figura 2.9-a). O aumento da temperatura de 700 até 800 °C gera uma diminuição nas frações molares de CO e em menor proporção de CO<sub>2</sub> e CH<sub>4</sub>, ao mesmo tempo que produção de H<sub>2</sub> aumenta, isto tudo devido ao aumento da temperatura da maioria das reações (excluindo a reação water-shift) as quais são direcionadas para produção de hidrogênio enquanto outras espécies (CO, CO<sub>2</sub>, CH<sub>4</sub>) são consumidas.

Os produtos da pirólise (Figura 2.9-b) mostram que depois de 650°C a conversão de biomassa é completa, zerando a taxa de biomassa remanescente, o que se traduz em alta taxas de conversão. A partir de 640°C a produção de carvão gerado não aumenta devido à sua queima continua para manter as temperaturas do leito. A produção de alcatrão apresenta um pico de temperatura aos 620°C, que posteriormente é reduzida a valores próximos a zero para temperaturas maiores de 710 °C. O aumento dos voláteis ocorre até um valor máximo e após essa taxa é mantida.

Valores altos de temperatura incrementam a conversão de carbono ao mesmo tempo em que aumentam o craqueamento de alcatrão, diminuindo este produto, embora nem sempre seja necessário manter temperaturas altas. Um exemplo é a reação *shift* onde altas temperaturas podem afeta-la, nesse caso é mais importante manter temperaturas menores com o objetivo de produzir um gás específico geralmente com altos teores de hidrogênio ao invés de incrementar a conversão de carbono ou reduzir o conteúdo de alcatrão.

### *Razão de Equivalência RE*

A Razão de Equivalência é a razão entre o ar fornecido para a gaseificação e o ar necessário para uma combustão estequiométrica, neste sentido o regime de combustão ocorre quando  $RE > 1$ , a pirolise é dada para  $RE = 0$  devido à ausência de oxigênio, e a gaseificação ocorre na faixa de  $RE = 0,15-0,45$ . A razão de equivalência é também conhecida como Factor de Ar, e pode ser expressada em termos de oxigênio como indica a 2-3. Para produzir gás de síntese de boa qualidade são necessários altos rendimentos de  $H_2$  e  $CO$ , para maximizar o conteúdo destes é recomendado valores perto de  $RE = 0,3$ . O uso de ar como agente de gaseificação é a opção mais simples, porém sua utilização é acompanhada com o aumento de nitrogênio no gás gerado, acarretando na diminuição do seu poder calorífico e da eficiência global do processo.

$$ER = \frac{A/C}{A/C_{est}} = \frac{O_2 \frac{\text{fornecido}}{\text{biomassa}}}{O_2 \frac{\text{requerido}}{\text{biomassa}} \text{ esteq.}} \quad 2-3$$

De acordo Liu et al. (2018), aumentar a razão RE fomenta as reações de oxidação, (reações exotérmicas) e isto resulta em um aumento da temperatura e na intensificação das reações de craqueamento do alcatrão. Temperaturas mais altas incentivam o craqueamento de alcatrão secundário, e quanto mais ar é fornecido se acentuam as reações de oxidação entre  $CO$  e  $O_2$  gerando  $CO_2$ , diminuindo o poder calorífico do gás de síntese e aumentando a taxa de geração de gás.

Gül et al (2018a) variaram a RE na faixa de 0,25 a 0,33, o aumento deste parâmetro gera um aumento na reações de combustão aumentando o teor de  $CO_2$  de 33,2% a 37,8% e  $CO$  de 18,6% a 22%, enquanto o teor de  $H_2$  diminuí, por outro lado o teor de  $N_2$  e  $CH_4$  indicam baixa variabilidade em seu teor passando de 6,7% a 7,8% e 4,0% a 4,6% respetivamente.

Outro estudo feito por Karatas e Akgun (2018) para diferentes faixas RE, confirma que a concentração de  $CO_2$  diminui de 16,4% a 13,8% quando a RE decresce de 0,37 a 0,19 enquanto  $CO$ ,  $CH_4$  e  $H_2$  aumentam para a GLFB de casca de noz e pistache. Os autores explicam que o oxigênio presente no meio de gaseificação reage com os produtos da pirolise, desse modo uma presença menor de oxigênio diminui as reações de oxidação mantendo produtos de valor enérgico como  $CO$ ,  $H_2$  e hidrocarbonetos. O Aumento da razão RE leva a redução da porcentagem volumétrica de produtos como  $CO$ , seguido de  $H_2$  e  $CH_4$ , enquanto outros produtos sem valor energético como  $CO_2$  e  $N_2$  presentes no gás aumentam. O gás de síntese também apresenta quantidades menores de  $H_2S$ ,  $COS$  e  $CS_2$  decorrente do enxofre presente na biomassa.

Devido a gaseificação ser um processo de oxidação parcial, são utilizados outros agentes de gaseificação, os mais comuns são oxigênio, vapor e a mistura deles também com ar. Em seguida é apresentada a influência destes agentes gaseificantes na composição do gás de síntese e na operação do sistema.

#### *Ar enriquecido ( $Ar_{enq}$ )*

O acréscimo do teor de oxigênio no agente de gaseificação é importante como tema de estudo, pois ao se enriquecer o ar com oxigênio aumenta-se o calor e temperatura do processo, como resultado se intensifica o craqueamento do alcatrão beneficiando a conversão de carbono, além disso, diminui-se a parcela do  $N_2$  fornecido. A utilização de  $Ar_{enq}$  tem sido pouco estudado em escala laboratorial, pois o investimento econômico em equipamentos de produção de  $O_2$  (separação de oxigênio) permanece alto, por isto a utilização em escala industrial não é muito comum (SIEDLECKI, 2011).

A gaseificação com  $Ar_{enr}$  aumenta a temperatura do processo, o calor gerado que inicialmente era dissipado pelo  $N_2$ , agora passa a ser utilizado para outros processos como a secagem e a pirolise, acompanhado em um aumento do  $CO$ ,  $H_2$  e  $CH_4$ . Estes produtos aumentam o valor energético do gás produzido em comparação à gaseificação com ar. A 2-4 descreve a composição do agente gaseificante enriquecido com oxigênio, o termo X descreve a quantidade de oxigênio adicional, esta mesma grandeza diminui a quantidade de nitrogênio. Isto beneficia as reações e conseqüentemente aumenta a qualidade do gás de síntese, uma vez que o  $N_2$  é um gás inerte sem valor energético no processo e sua presença só contribui para a dissipação do calor gerado na gaseificação.



O teor excessivo de  $O_2$  no Ar enriquecido resulta em uma reação com o hidrogênio, consumindo-o, causando um efeito negativo na qualidade do gás. Por isso é necessário ter uma concentração adequada de oxigênio para obter um equilíbrio entre a qualidade do gás e a eficiência da gaseificação (LENIS; PÉREZ; MELGAR, 2016).

Liu et al. (2018) estudaram os efeitos da gaseificação com diferente teor volumétrico de oxigênio no ar ( $Ar_{enq}$ ) para gaseificação de casca de arroz. Os resultados mostram que aumentar o teor de oxigênio de 21% a 29,7% resulta em maior fração volumétrica de  $CO$ ,  $H_2$  e em menor intensidade de  $CO_2$  no gas gerado, enquanto as frações de  $CH_4$ ,  $C_2H_2$  e  $C_2H_6$  não variam. Por outro lado, o aumento de oxigênio de 29,7 a 44,7% gera um aumento dos teores de  $CO$  e  $CO_2$  enquanto o teor de  $H_2$  permanece estável até 39% e após o  $H_2$  é consumido diminuindo seu teor. Os autores explicam que a diminuição de hidrogênio em fase gasosa consegue reagir mais fácil

com os produtos de carbono na mesma fase (reações homogêneas) e com oxigênio formando vapor de H<sub>2</sub>O. A maior produção de hidrogênio surge dos voláteis e vaporização da umidade da biomassa no início da gaseificação, e sua produção não aumenta com o aumento do teor de oxigênio no Ar<sub>enq</sub> pelo contrário tende a diminuir pela oxidação do H<sub>2</sub> gerando vapor de H<sub>2</sub>O, ao contrário do CO e CO<sub>2</sub> que continuam aumentando devido ao carbono da biomassa que continua em fase de transformação, por se tratar condição de uma reação heterogênea, que requer mais tempo de conversão.

#### *Relação biomassa-vapor (SBR)*

SBR é abreviação da sigla em inglês de *Steam-Biomass Ratio*, este termo é a razão mássica entre o vapor e a biomassa fornecidos durante o processo de gaseificação, como indica a 2-5. O uso de vapor como agente gaseificante é mais atraente quando comparado a utilização de oxigênio, devido aos menores custos de obtenção. Além disso, como vantagem adicional se tem o aumento da proporção de H<sub>2</sub> no gás gerado por efeito do vapor de água fornecido. Como desvantagem, um fluxo excessivo de vapor pode diminuir a temperatura do reator reduzindo a taxa de craqueamento de alcatrão afetando a qualidade do gás de síntese.

$$SBR = \frac{H_2 O_{vapor}}{Biomassa_{fornecida}} \quad 2-5$$

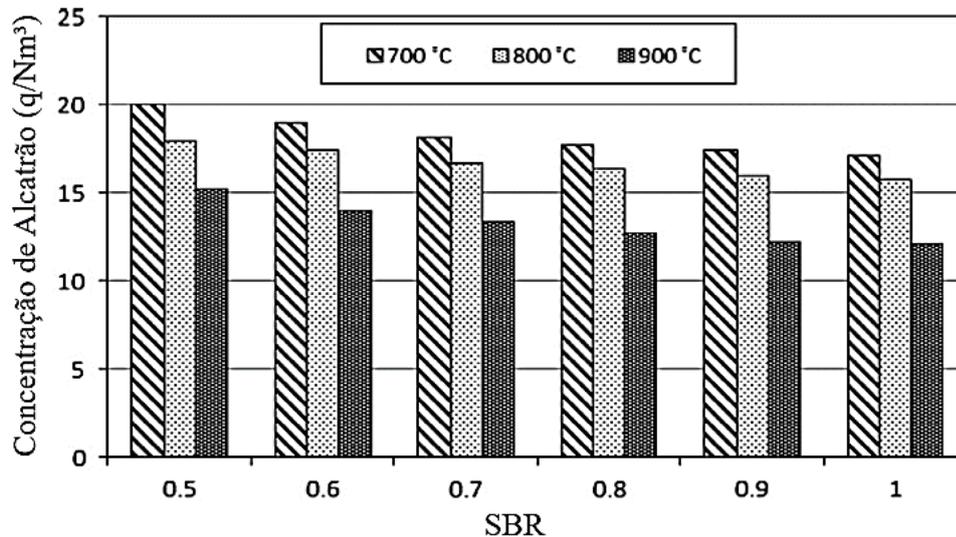
#### *Influência de SBR na composição do gás de síntese*

Os benefícios da gaseificação com vapor e sua influência na qualidade do gás de síntese tem sido estudados por diferentes autores como foi indicada na Tabela 2-1, como exemplo é selecionado o estudo de Karatas e Akgun (2018). Os autores estudaram a gaseificação utilizando vapor e como biomassas casca de noz e casca de pistache. Os resultados mostram uma tendência decrescente na concentração CO e CH<sub>4</sub> e crescente para CO<sub>2</sub> e H<sub>2</sub> no gás de síntese quando a relação SBR aumenta de 0,4 até 1,11 para ambas biomassas. Entretanto, as taxas de acréscimo ou decréscimo do teor destes compostos são mais influentes no caso da casca de pistache do que o caso da casca de noz, de acordo com os autores este fato pode ser ocasionado pelo maior conteúdo de material volátil presente na casca de pistache. Por outro lado, considerando o PCI do gás produzido, ambas biomassas estiveram na faixa de 10 a 12 MJ/Nm<sup>3</sup>, sendo praticamente o dobro do valor obtido para a gaseificação com ar e ER de 0,3 que alcançou um valor máximo 5, 5 MJ/Nm<sup>3</sup>.

#### *Influência do SBR na Produção de Alcatrão*

Os principais problemas da gaseificação com vapor são o aumento da energia extra para a geração do vapor e o acréscimo no teor de alcatrão provocado pela diminuição do calor que

absorve o vapor. Fremaux et al. (2015) utilizaram resistências elétricas para suprir a energia requerida pelo vapor e determinaram a concentração de alcatrão no gás para temperaturas de gaseificação de 700, 800 e 900 °C e SBR de 0,4 até 1. Os resultados são resumidos na Figura 2.10 onde se evidencia que o aumento da temperatura de gaseificação resulta na diminuição da concentração de alcatrão, por outro lado, aumentar a razão SBR mais de 0,8 pode manter a produção de alcatrão para diferentes temperatura, é SBR>0.8 continuam com a produção de alcatrão similares estabilizando sua produção. Os autores recomendam temperaturas de gasificação com vapor na faixa de 800-900 °C, pois a presença de vapor no ambiente de gasificação aumenta o craqueamento do alcatrão, porém é necessário sempre ter uma especial atenção em temperaturas altas, pois estas favorecem a fusão de cinzas com o material do leito, isto pode levar à aglomeração das partículas e interferir na operação do equipamento.



**Figura 2.10** - Efeitos da variação de SBR e temperaturas de gaseificação na concentração de alcatrão  
Fonte: adaptado de Fremaux et al. (2015).

#### *Velocidade de Fluidização e Tempo de Residência*

A velocidade de fluidização influencia na estabilidade do leito fluidizado e no arraste das partículas, como foi mostrado na seção *Hidrodinâmica e regimes de fluidização*, além de estar ligada diretamente ao tempo de residência das partículas de biomassa dentro do leito. Um maior tempo de residência da partícula dentro do leito melhora a qualidade do gás de síntese, isto intensifica as reações de craqueamento e conversão da biomassa. A velocidade de fluidização pode ser descrita em termos de vazão do gás de fluidização e a seção transversal do gaseificador como mostra a 2-6.

$$u_f(m/s) = \frac{\text{Volume do gas de entrada } \left(\frac{m^3}{s}\right)}{\text{Área seção transversal do reator } (m^2)} \quad 2-6$$

$$u_f(m/s) = \frac{\dot{Q}_{gas} \text{ m}^3/s * T_{Processo} (K) \cdot 1.013 (bar)}{A_{leito} (m^2) \cdot P_{processo abs} (bar) \cdot 273,15 (K)}$$

A velocidade mínima de fluidização torna-se um dos parâmetros de maior importância para a gaseificação em leito fluidizado e deve ser considerada no reator. Matsumura e Minowa (2004) estimaram a velocidade mínima para gaseificação com vapor como mostrado na 2-7, onde  $D_p$  é o diâmetro da partícula do leito,  $\rho_f$  e  $\mu$  são, respetivamente, a densidade e viscosidade do agente gaseificante e  $Re_{mf}$  o número de Reynolds para uma condição de fluidização.

$$u_{mf} = \frac{\mu Re_{mf}}{D_p \rho_f} \quad 2-7$$

A 2-8 descreve o número de Reynolds e a 2-9 representa o número de Arquimedes, onde  $\rho_p$  representa a densidade da partícula do leito,  $g$  a aceleração gravitacional e  $\mu$  a viscosidade do fluido.

$$Re_{mf} = \{(33,7)^2 + 0,0408 \cdot Ar\}^{1/2} - 33,7 \quad 2-8$$

$$Ar = \frac{D_p^3 \rho_f (\rho_p - \rho_f) g}{\mu^2} \quad 2-9$$

A velocidade terminal  $u_t$  é calculada pela 2-10 e 2-11:

$$u_t = \sqrt{\frac{3,03 (\rho_p - \rho_f) D_p}{\rho_f}} \quad 2-10$$

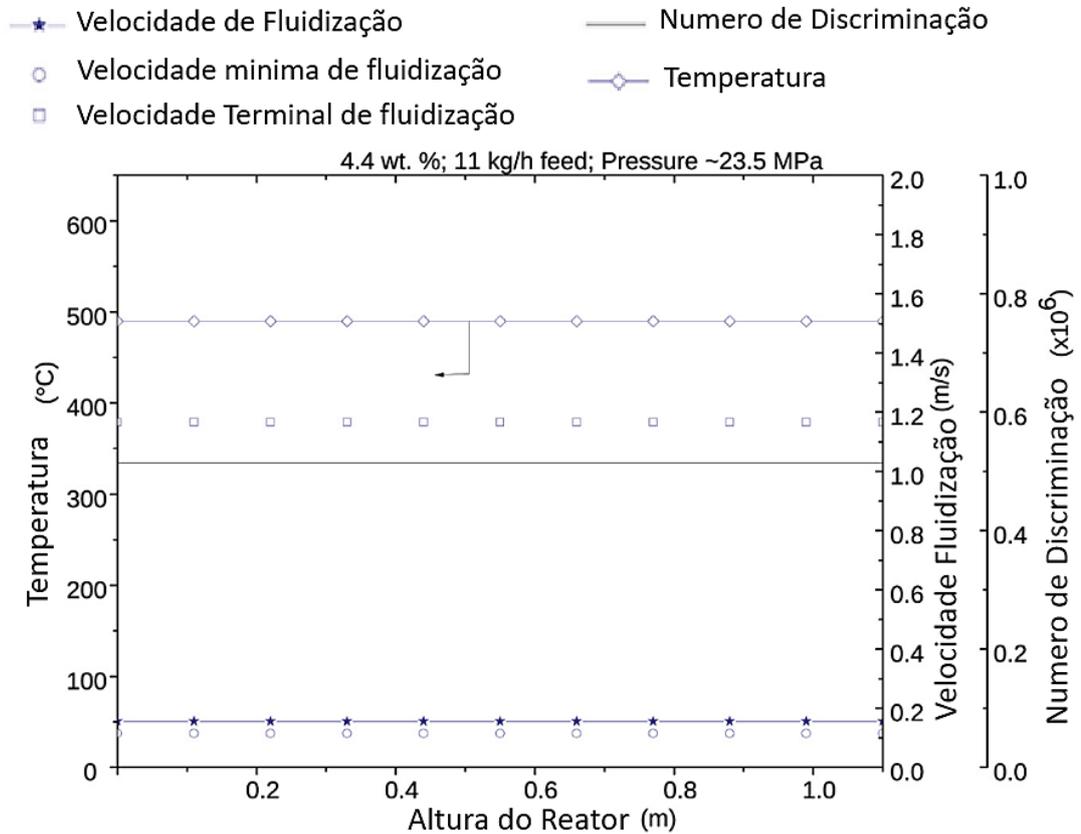
$$500 < Re_t \equiv \frac{D_p u_t \rho_f}{\mu} < 10^5 \quad 2-11$$

Para determinar o regime de fluidização Matsumura e Minowa (2004) propõem o número de discriminação (2-12). Este número distingue as faixas de velocidades do fluido entre um regime fluidizado estável e borbulhante. Para valores  $Dn$  menores que  $10^4$  se tem um regime com condições de fluidização baixas. Para valores superiores a  $10^6$  se tem um regime borbulhante. Os valores  $Dn$  entre estas faixas mostram a transição entre uma fluidização homogênea (baixa fluidização) até apresentar a primeira bolha.

$$Dn = \left( \frac{Ar}{Re_{mf}} \right) \left( \frac{\rho_p - \rho_f}{\rho_f} \right) \quad 2-12$$

A Figura 2.11 mostra um exemplo dos perfis de velocidade de fluidização e sua correlação com o número de discriminação ( $Dn$ ) realizado por Yakaboylu et al. (2018) para gaseificação com vapor como agente gaseificante. O perfil de velocidade mostra que a

velocidade de fluidização (-★-) começa um pouco depois da velocidade mínima de fluidização (-○-), este valor geralmente é determinado como o dobro da velocidade mínima. O número de discriminação (—) indica o começo das primeiras bolhas até a velocidade terminal (-□-) quando se inicia o arraste das partículas.



**Figura 2.11-** Perfis de velocidade para gaseificação de amido com água supercrítica a 23,5 MPa. Fonte: Adaptado de Yakaboylu et al. (2018).

#### 2.4.3. Principais parâmetros de Avaliação

##### Conversão de carbono CC

A conversão de carbono é um parâmetro que permite medir a quantidade de carbono convertido, e depende proporcionalmente do tempo de permanência das partículas no reator. A 2-13 mostra a diferença percentual entre a biomassa residual e a fornecida após o processo de gaseificação, onde  $\dot{m}_c residual$  é a massa de biomassa residual e  $\dot{m}_c fornecida$  é a massa da biomassa fornecida. O carbono residual geralmente é encontrado em forma de cinzas voláteis separadas no ciclone e na massa de biomassa residual no reator, após seu desligamento.

$$CC = \left(1 - \frac{\dot{m}_c residual}{\dot{m}_c fornecida}\right) \cdot 100 \% \quad 2-13$$

##### Eficiência do gás em frio

A eficiência do gás a frio (CGE) é um dos principais parâmetros para avaliar o processo de gasificação, sendo este a razão entre o potencial de energia do gás de síntese e o potencial de energia da biomassa, como é descrito 2-14 .

$$CGE = \frac{\sum \dot{m} \cdot LHV_i}{\dot{m}_{biomassa} LHV_i} \times 100 \% \quad 2-14$$

*Poder Calorífico Inferior do gás (PCI)*

O PCI é a capacidade de energia que o gás gerado tem, este é influenciado diretamente pela composição do gás, de acordo com a concentração de compostos como CO<sub>2</sub>, CO, CH<sub>4</sub>, H<sub>2</sub>O, H<sub>2</sub>. A 2-15 permite determinar o poder calorífico do gás tendo uma medição do teor do gas gerado (RAHEEM, et al. 2019).

$$LHV \left( \frac{MJ}{Nm^3} \right) = (107.98 \cdot H_2\%) + (126.36 \cdot CO\%) + (358.18 \cdot CH_4\%) / 1000 \quad 2-15$$

Anteriormente foram citados os parâmetros de avaliação mais representativos e que são comumente analisados na maioria de estudos. Adicionalmente outros parâmetros são encontrados na literatura (Tabela 2-1- Observações e Comentários), produto ou derivados do teor do gás gerado, este permitem quantificar o potencial energético do gás gerado como por exemplo a concentração de H<sub>2</sub>/CO no gás produzido, ou a razão entre as velocidades de fluidização  $U_{mf}/U_f$ , entre outros.

## 2.5. Materiais e Hidrodinâmica do leito

O principal propósito do material do leito é armazenar e transferir o calor das reações exotérmicas/endotérmicas da gaseificação além de garantir uma transferência de calor eficiente para a biomassa. Na gaseificação geralmente o material do leito permanece inerte durante as reações, embora venham sendo estudadas as reações dos componentes da biomassa com o material do leito. Esta interação pode provocar mudanças positivas na qualidade do gás (catalizador), mas também pode provocar mudanças prejudiciais na hidrodinâmica do leito (aglomeração), que afetam a operação do sistema.

### 2.5.1. Materiais do leito

Selecionar o tipo do material do leito é de importância para minimizar a reação das partículas do leito com as impurezas da biomassa. Altas temperaturas de trabalho podem favorecer as reações entre as partículas do leito e a biomassa. Isto pode originar problemas na estabilidade do processo de gaseificação.

Segundo Basu, (2010) o tipo de material do leito mais utilizado é a base de areia de sílica, isto devido a suas boas qualidades operacionais e custo, mas em certos cenários este material pode reagir com a cinza presente na biomassa, ocasionando problemas de aglomeração do leito. Existem outros tipos de materiais do leito entre os quais encontram-se: Alumina ( $Al_2O_3$ ), Magnesita ( $MgCO_3$ ), Feldspar (feldespato), Dolomita ( $CaCO_3MgCO_3$ ), Oxido Férrio ( $Fe_2O_3$ ), Calcário ( $CaCO_3$ ). A Tabela 2-4 mostra diferentes tipos de matérias do leito, as suas principais características tais como composição e velocidades de fluidização para gaseificação encontrados na literatura.

**Tabela 2-4** Principais características dos materiais utilizados em leito fluidizado.

Composição em fração de massa (%)	High-alumina bauxita	Alumina ( $Al_2O_3$ )	Areias de quartzo ( $SiO_2$ )	Magnesita ( $MgCO_3$ )	Olivina ( $Mg,Fe$ ) <sub>2</sub> $SiO_4$	Dolomita ( $CaCO_3$ $MgCO_3$ )
$Al_2O_3$	79	99**	-	0,94	1,57	0,11
$SiO_2$	14,18	0,15**	99,5	4,44	43,2	2,21
$TiO_2$	3,29	0,05**	-	-	-	-
$Fe_2O_3$	2,41	0,05**	0,17	4,36	9,44	0,54
CaO	0,32	0,1**	0,02	16,8	0,4	30,5
K <sub>2</sub> O	0,19	0,05**	0,04	0,09	0,05	0,04
P <sub>2</sub> O <sub>5</sub>	0,12	-	-	-	-	-
Mg	0,02	0,05**	0,01	72,2	44,2	20,2
CO <sub>2</sub>	-	-	-	-	-	45,5
outros	0,06	-	-	-	-	-
<i>umf</i> (m/s)	0,226	2-7 *	0,05	0,03	0,12	-
<i>umt</i> (m/s)	-	5-20 *	3,1	2,8	3,9	-
Diâmetro da partícula (µm)	420-840	100	386	286	492	63-125
Densidade Aparente (kg/m <sup>3</sup> )	1334	-	-	-	-	-
Massa Especifica (kg/m <sup>3</sup> )	2817	3400	-	-	-	-
Referência	(LIU, Lingqin, HUANG, <i>et al.</i> , 2018a)	(MATSUMURA, MINOWA, 2004)		(SIEDLECKI, 2011)		(YU, BRAGE, <i>et al.</i> , 2009)

\* Velocidades mínima e terminal de fluidização para pressão de 20-35 Mpa Fonte: (MATSUMURA, MINOWA, 2004).

\*\* Boletim técnico da empresa Minasolo (2016)

A operação de gaseificadores de leito fluidizado é condicionada a biomassas com baixas porcentagens de cinzas ou baixas temperaturas de gaseificação, devido ao fato que as cinzas da biomassa contem óxidos de metais alcalinos, os quais podem reagir com o leito de areia sílica formando uma “*mistura eutética*”. Uma mistura eutética de baixo ponto de fusão (*Low Melting Mixtures*) ou mistura de baixa temperatura de transição (*Low Transition Temperature Mixtures*)

é dada quando dois ou mais sólidos imiscíveis entre si a temperatura ambiente, passam por uma fase de sólido-líquido no ponto eutético a elevada temperatura, e conseguem se misturar, este efeito muda o comportamento dos sólidos (heterogêneo) para um elemento puro homogêneo (ALONSO et al. 2018).

#### *Areia Sílica, Magnesita e Olivina*

O uso de Areia sílica ( $\text{SiO}_2$ ), Magnesita e Olivina como materiais de leito foi reportado por Siedlecki (2011) em uma planta piloto GLFC de 100 kW. Seu estudo foi centrado na produção de um gás rico em hidrogênio e na diminuição do teor de alcatrão a partir de medidas primárias (no próprio gaseificador) para temperaturas de gaseificação entre 830-850°C. Dados sobre a estabilidade do leito durante a gaseificação são mostrados na Tabela 2-5 para quatro tipos de biomassas com diferentes porcentagens de cinza e uso de caulim (kaolin)  $\text{Al}_2\text{Si}_2\text{O}_5(\text{OH})_4$  como aditivo. O autor economiza a realização de testes indicados nesta tabela com o símbolo “-”, neste sentido quando uma biomassa com menor conteúdo de cinza mostra aglomeração a seguinte biomassa com mais teor de cinza é omitida, além de economizar testes com uso de caulim em caso que a operação sem catalizador seja estável.

**Tabela 2-5** Estabilidade com diferentes materiais de leito e catalizador durante a gaseificação.

Biomassa (% cinza)	Areia Sílica	Areia e Kaolin	Olivina	Olivina e Kaolin	Magnesita	Magnesita e Kaolin
Tipo "A" (0.34%)	Estável	-	Estável	-	Estável	-
Tipo "B" (0.98%)	Est. (7h) + Agl	Estável	Est. (5 h) + Agl	Estável	Estável	-
<i>Miscanthus</i> (3.33%)	Agl (<1,5 h)	Estável	-	Estável	Estável	-
Casca (11.7%)	-	-	-	-	Agl (<1,5 h)	Est. (1,5 h) + Agl

Fonte: adaptado de Siedlecki (2011)

Neste teste foi observado que as biomassas com alto teor de cinza apresentam aglomeração depois de umas horas (h) de gaseificação. O uso de caulim como catalizador pode neutralizar ou retardar o tempo de início da aglomeração, isto devido à formação de silicatos de alumínio alcalino  $\text{K}_2\text{O}-\text{Al}_2\text{O}_3-\text{SiO}_2$  que possuem temperaturas de fusão mais altas. O uso de Magnesita apresenta os melhores resultados no sentido de se evitar a aglomeração, seguido pela olivina e, por último, areia sílica. Assim o Sódio (Na) e Fósforo (P) presentes na composição das cinzas reagem com o leito a base de sílica em temperaturas superiores a 830°C, formando aglomerados. Enquanto o Cloro (Cl) contido na biomassa pode atuar como acelerador da formação na formação destas misturas eutéticas.

### *Dolomita*

A dolomita é um composto a base de Calcio (Ca) e Magnésio (Mg) que pode ser utilizado como material de leito fluidizado para gaseificação de biomassa. Zhou, Rosén e Engvall (2016) estudaram o comportamento deste material e o compararam em relação à aglomeração com magnesita e areia sílica, mostrando um comportamento ótimo para temperaturas de 870 °C com diferentes biomassas. Respeito à estabilidade e aglomeração, a dolomita apresenta melhor comportamento, seguido da magnesita e areia sílica, não entanto o autor não pode assegurar que não se apresente aglomeração em prolongados tempos de operação, dado que a aglomeração é acumulada com o tempo de funcionamento do equipamento. Nos testes realizados pelos autores, foi encontrado que a fração de potássio presente na biomassa é um fator chave, isto devido à formação de aglomerados produto da reação do potássio da biomassa e do silício do leito, formando Silicato de Potássio, produto que incrementa a aglomeração. Esta formação é melhor controlada com a dolomita e a magnesita do que com areia sílica, pois na composição destes leitos há presença de cálcio (Ca). Este elemento consegue estabilizar as temperaturas na superfície das partículas do leito, evitando picos locais além de consumir o potássio da biomassa para formar silicato de cálcio, evitando o silicato de potássio.

### *Alumina-Bauxita*

A utilização de Alumina-Bauxita como material do leito foi reportada por Liu et al. (2018) para gaseificação de biomassa. Nesse estudo a temperatura máxima de gaseificação foi de 850 °C. Foi escolhido este tipo de leito devido ao mesmo estar enriquecido com alumina (79%), o que ajuda a promover a decomposição de alcatrão e previne a difusão ou formação de escoria (*Slagging*). Os resultados mostraram gaseificação efetiva com este tipo de leito, sem que houvessem problemas de fluidização. Os autores encontraram partículas do leito arrastadas e coletadas no ciclone quando a velocidade de fluidização supero 1.43 (m/s). O aumento da velocidade de fluidização levou ao aumento da vazão biomassa fornecida no leito, provocando uma diminuição do espaço entre as partículas, elevando o contato (atrito) entre sólidos e gases, causando a formação de partículas mais finas no leito, sendo estas arrastadas para o ciclone. A perda do leito levou a uma diminuição na transferência de calor e causando uma diminuição na produção de H<sub>2</sub> e CO.

### *Tempo de permanência no leito*

O tempo de contato entre o leito e as cinzas da biomassa é de relevância nas reações. As espécies alcalinas presentes nesta influência positiva ou negativamente sobre o processo de

gaseificação. Um ponto negativo é a reação entre o silício (Si) presente no leito de areia sílica com as espécies alcalinas da cinza, que podem dificultar as atividades catalíticas das reações e contribuir com a formação de aglomerados após de dias de operação. De outra forma, estas espécies alcalinas podem ter influência positiva sobre o processo, como por exemplo no leito de olivina com aditivo de potássio (K): as espécies de cinza como o ferro tendem se acumular no leito após vários dias de funcionamento, formando espécies catalíticas como KOH e  $K_2CO_3$  que promovem a reação WGS, aumentando a produção de  $H_2$  e consequentemente aumentando a razão  $H_2/CO$  (BERDUGO VILCHES et al. 2016).

### 2.5.2. Aditivos e catalizadores

A reação de metais alcalinos com o tipo do material do leito e o tempo de operação do equipamento podem formar uma camada ou cascos nas partículas do leito dentro do gaseificador que tendem a crescer (horas ou dias) de acordo com o passo do tempo. Esta acumulação promove a aglomeração das partículas, afetando a hidrodinâmica do leito, formando gargalos (gargantas) e ocasionando provavelmente o colapso do leito. Para evitar estas reações é sugerido a adição de materiais (catalisadores) que consigam reduzir ou inibir estes aglomerados.

O uso de aditivos ou catalizadores é uma medida para a redução do teor de alcatrão e consegue influenciar diretamente na composição do gás de síntese aumentando o rendimento dos produtos com valor energético, além de retardar ou limitar a formação de aglomerados como foi resumido anteriormente na Tabela 2-5. A experiência positiva com o uso de caulim  $Al_2Si_2O_5(OH)_4$  como catalizador em leitos a base de areia, magnesita e olivina foi mencionada anteriormente. Em seguida apresentam-se os dados sobre o uso de outros aditivos tais como: sulfato e carbonato de potássio e ilmenita.

Aditivos como ilmenita em leitos a base de areia sílica e aditivos de sulfato de potássio ( $K_2SO_4$ ) e carbonato de potássio ( $K_2CO_3$ ) em leitos de olivina foram reportados por Pushp et al. (2018). A concentração de alcatrões condensáveis é menor para o leito de olivina que o leito a base de silício, e tende a diminuir com a adição de aditivos compostos de potássio e enxofre. Para o leito de Olivina, o uso de aditivos de  $K_2SO_4$  e  $K_2CO_3$  aumenta a concentração de compostos alcalinos que limitam a formação de compostos de alcatrão pesados promovendo sua decomposição. Este efeito diminui com o tempo, no início a olivina em estado “fresco” tem presença de substâncias alcalinas, posteriormente é formada uma camada de Ca sobre estas partículas, que diminuem a reatividade dos alcalinos.

### 2.5.3. *Elutriação das partículas*

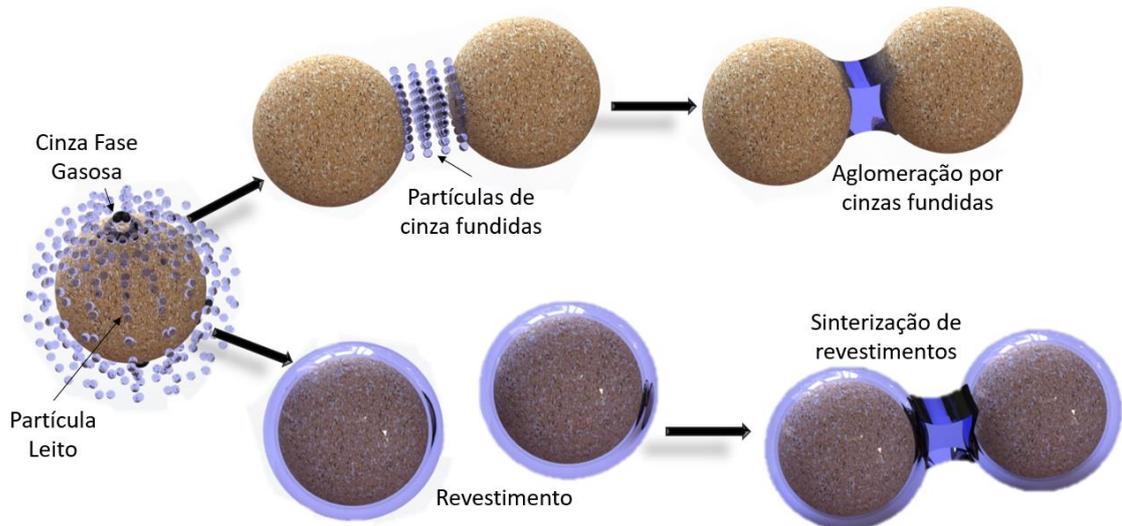
A elutriação é o arraste de partículas fora do leito fluidizado causado pela hidrodinâmica do leito e por características próprias do processo como geometria do reator, condições de operação e temperatura. A abrasão entre as partículas causa o seu fracionamento resultando na formação de fragmentos finos ou a mudança da esfericidade que podem alterar a operação do sistema.

Este evento foi estudado por Scala, Chirone, e Salatino (2013), os autores relatam a elutriação das partículas finas no começo da operação que leva ao arraste das partículas do leito até o ciclone, modificando a hidrodinâmica do leito, coeficientes de transferência de calor e massa, resultando na diminuição da eficiência do processo. As perdas na esfericidade das partículas geralmente ocorrem durante as primeiras horas de fluidização, as partículas de maior tamanho são as primeiras a diminuir seu tamanho por causa do atrito, depois de um tempo de operação, o tamanho das partículas torna-se homogêneo, não apresentando maiores mudanças. Estes fenômenos são mais estudados na combustão de caldeiras com leito fluidizado pois estas operam à maiores temperaturas, o que gera maior atrito entre as partículas.

### 2.5.4. *Aglomerção do leito*

A aglomeração do leito é um dos principais problemas associados à estabilidade da gaseificação, sendo causada pelo aglutinamento ou ligação das partículas do leito. As cinzas da biomassa podem conter potássio (K), cálcio (Ca), cloro (Cl), enxofre (S), silício (Si) e alumínio (Al), estes elementos podem formar eutéticos com temperaturas menores à transformação do carbono da biomassa. Estes elementos podem reagir com o material do leito formando resíduos pegajosos na superfície das partículas impedindo uma adequada condução de calor, além de eventualmente levar à formação de grumos maiores "aglomerados".

Altas temperaturas de processo mudam a fase dos elementos presentes nas cinzas, estes elementos em estado gasoso atuam como material aglutinante. Segundo Visser (2004) a aglomeração pode se apresentar em duas formas, aglomeração induzida por fusão "melt-induced" e aglomeração induzida por revestimento "coating-induced". A aglomeração induzida por fusão é gerada quando o gás atua como aglutinante entre duas partículas (Figura 2.12 superior). Enquanto a aglomeração por revestimento é inicialmente formada por uma camada de cinzas em fase gasosa sobre a partícula do leito (Figura 2.12 Inferior), posteriormente esta forma um aglomerado com outras partículas.



**Figura 2.12-** Aglomeração das partículas do leito devido a cinzas fundidas, e aglomeração por revestimento das partículas.  
Fonte: o autor (2021).

A principal causa dos problemas de aglomeração são o potássio (K) e o cloro (Cl) contido na biomassa. Durante as reações de combustão, o potássio é liberado em forma de gás que rapidamente reage com o Cloro, Hidrogênio e Oxigênio formando cloreto de potássio (KCl) ou na presença de vapor formando hidróxido de potássio (KOH). Estas formações geram um revestimento nas partículas do leito causando aderência e fusão, mudando a fase heterogênea do leito e promovendo a formação de gargalos no leito (FRYDA; PANOPOULOS; KAKARAS, 2008).

Uma metodologia para prever a formação de aglomerados foi proposta por Visser (2004), a que relaciona a composição da biomassa e a composição de leito base de silício para temperaturas maiores que 800°C. Este indicador estabelece que se a relação mostrada na Equação 2-16 e Equação 2-17 é maior a 1 é provável a formação de aglomerados.

$$\frac{\text{Na} + \text{K}}{2\text{S} + \text{Cl}} > 1 \quad \text{Equação 2-16}$$

$$\frac{\text{Na} + \text{K} + \text{Si}}{\text{Ca} + \text{P} + \text{Mg}} > 1 \quad \text{Equação 2-17}$$

Fryda, Panopoulos e Kakaras (2008) estudaram a GLFB em escala laboratorial para 3 tipos de biomassa a diferentes temperaturas de gaseificação. Os autores mediram a variação de pressão através de leito de areia sílica e olivina acrescentado a temperatura, sugerindo aglomeração ou formação de canais (gargalos) dentro do leito. Seu estudo mostrou que temperaturas maiores que 785°C favorecem a formação de aglomerados, estas temperaturas de aglomeração variam para cada tipo de material leito, por exemplo para bagaço de oliva (azeitona) em leito de olivina, a queda de pressão ocorreu em temperaturas superiores a 850 °C,

enquanto para esta mesma biomassa em leito de areia, a queda de pressão se dá em temperaturas de 830 °C. Esses dados de formação de aglomerados foram confirmados com ajuda de um microscópio eletrônico de varredura e dispersão de raios X.

## **2.6. Balanço de massa e energia**

Para avaliar um processo de gaseificação é necessário quantificar e compreender as variáveis e reações que influenciam no processo. Estas podem ser medidas e quantificadas em termos físicos ou a partir do ponto de vista termoquímico.

Num processo de gaseificação em escala laboratorial/piloto é possível elaborar um balanço de massa e energia com os principais fluxos mássicos e energéticos do processo que possam ser medidos ou quantificados com diversos equipamentos. Devido a quantidade de variáveis que interatuam, é necessário separar-se as variáveis principais que permitam ser medidas e quantificadas.

Por outro lado, um modelo de equilíbrio termodinâmico permite elaborar o balanço de massa e energia e prever a composição do gás gerado com ajuda de modelos matemáticos. Um modelo de equilíbrio químico é uma ferramenta prática para determinar a influência das variáveis de entrada na reposta, funcionando como um indicativo e guia sobre o efeito dos parâmetros de operação e a biomassa utilizada, além de prever informações quantitativas para levar a cabo um teste real. Estes modelos não retratam um comportamento real, mas são a melhor aproximação. Proporcionam dados para determinar os benefícios e riscos associados ao processo, interpretar melhor os resultados e analisar comportamentos anormais da gaseificação (BASU 2010).

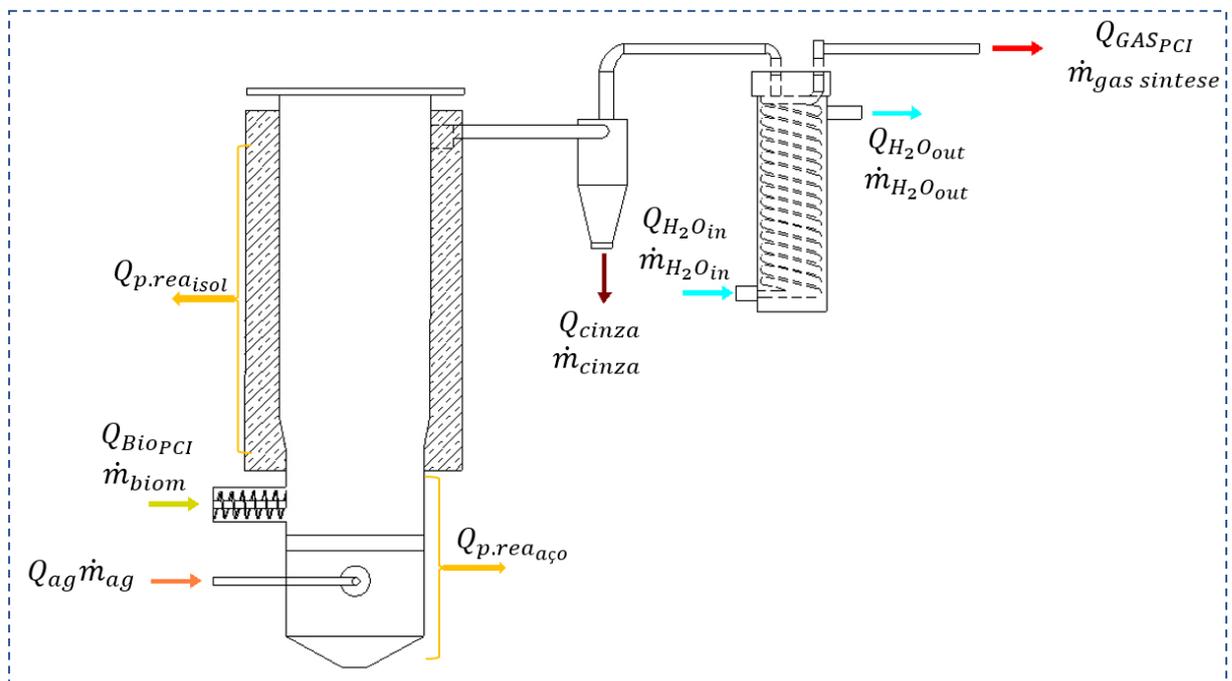
Em seguida é mostrado o balanço de massa e energia para o processo de gaseificação a partir de perspectiva prática, visando medir e quantificar variáveis físicas. E também, desde um ponto de vista termoquímico com um modelo matemático que utiliza um sistema de equações para quantificar estas variáveis.

### *2.6.1. Balanço de massa e energia em GLFB*

Um sistema de gaseificação, após funcionar um determinado tempo com uma variação mínima dos principais parâmetros de operação, pode ser analisado como um volume de controle. Neste regime, a quantidade total de energia permanece constante, logo, a quantidade de energia em forma de calor, trabalho e massa na entrada é igual à soma destes fluxos na saída (ÇENGEL, 2003). O princípio de conservação da energia para um volume de controle pode ser expressado segundo a Equação 2-18 :

$$\dot{Q}_{in} + \dot{W}_{in} + \sum_{in} \dot{m}_{in} = \dot{Q}_{out} + \dot{W}_{out} + \sum_{out} \dot{m}_{out} \quad \text{Equação 2-18}$$

A Figura 2.13 descreve os principais fluxos de massa e energia no gaseificador para o balanço de massa e energia do reator. Outros fluxos de energia em forma de trabalho realizado são desconsiderados, por exemplo, o trabalho realizado pelo motor acionador da rosca de alimentação, o compressor de ar, a bomba de água de resfriamento, a energia para geração de vapor e controle próprio dos equipamentos, uma vez que esta análise é centrada no comportamento termoquímico das reações.



**Figura 2.13** Esquema dos fluxos de massa e energia em gaseificador GLFB.  
Fonte: o autor (2021).

No balanço de massa e energia do volume de controle, utiliza-se a letra  $Q$  para representar os principais fluxos de energia, e a letra  $\dot{m}$  para os fluxos de massa, os subscritos especificam a forma de energia como específica continuação:

$Q_{Bio\ PCI} \left( \frac{kJ}{kg} \right)$	PCI, poder calorífico da biomassa.
$Q_{GAS\ PCI} \left( \frac{kJ}{kg} \right)$	PCI, poder calorífico do gás de síntese.
$Q_{ag} \left( \frac{kJ}{kg} \right)$	Calor do agente gaseificante.
$Q_{P,reaisol} \left( \frac{kJ}{s} \right)$	Calor transferido ao ambiente pela área isolada do reator.
$Q_{P,reaaço} \left( \frac{kJ}{s} \right)$	Calor transferido ao ambiente pelo reator sem isolamento.

$Q_{H_2O\ in,out} \left( \frac{kJ}{kg} \right)$	Energia da água na entrada e saída do resfriador de gases.
$Q_{cinza} \left( \frac{kJ}{kg} \right)$	Calor perdido com as cinzas.
$\dot{m}_{Bio} \left( \frac{kg}{s} \right)$	Vazão de biomassa.
$\dot{m}_{ag} \left( \frac{kg}{s} \right)$	Vazão do agente gaseificante.
$\dot{m}_{cinza} \left( \frac{kg}{s} \right)$	Massa de cinzas coletada no ciclone.
$\dot{m}_{H_2O\ in,out} \left( \frac{kg}{s} \right)$	Vazão mássica de água no resfriador de gases

A Equação 2-19 descreve o volume de controle dos esquemas de acordo ao princípio de conservação de massa

$$\sum_{in} \dot{m}_{in} = \sum_{out} \dot{m}_{out}$$

**Equação 2-19**

$$\dot{m}_{bio} + \dot{m}_{ag} + \dot{m}_{H_2O\ in} = \dot{m}_{gas} + \dot{m}_{cinza} + \dot{m}_{H_2O\ out}$$

No volume de controle, a primeira lei da termodinâmica descreve os fluxos de energia em forma de calor por unidade de massa são expressadas por:

$$\sum_{in} E_{in} = \sum_{out} E_{out}$$

**Equação 2-20**

$$E_{Bio} + E_{ag} = E_p + E_{gas} + E_{resfriador} + E_{cinza}$$

$$(\dot{m} \cdot PCI)_{bio} + (\dot{m} \cdot h)_{ag} = \dot{Q}_{perdidas} + (\dot{m} \cdot PCI)_{gas} + (\dot{m} \cdot \Delta h)_{H_2O\ resfriador} + \dot{Q}_{cinzas}$$

A energia da biomassa pode ser calculada pelo produto entre o fluxo de vazão de massa e o seu PCI, calculado a partir da composição elementar da biomassa (Equação 2-2).

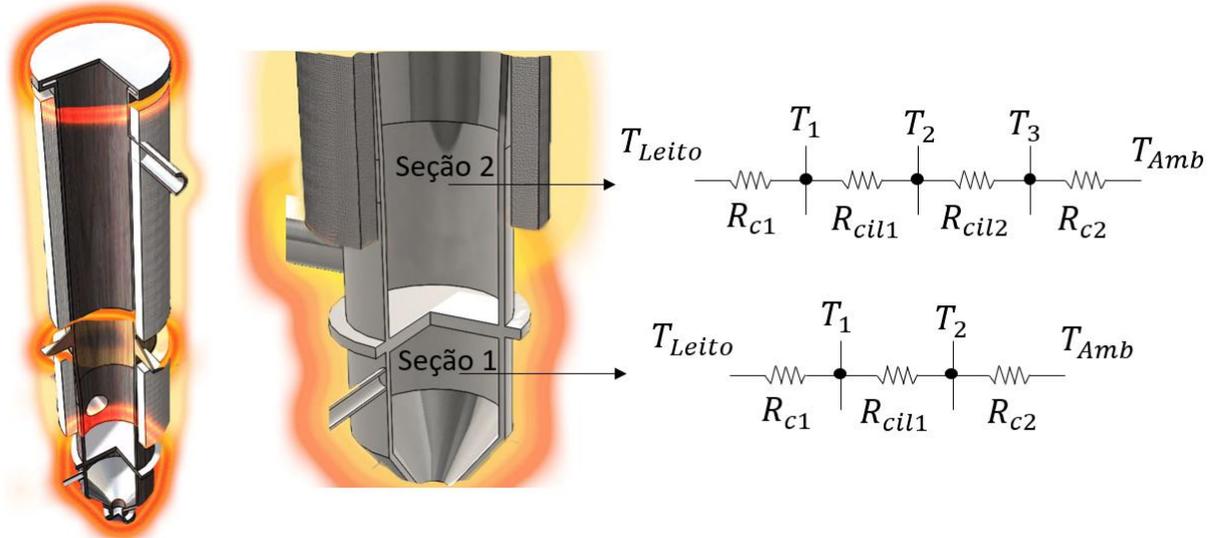
A energia do agente gaseificante pode ser calculada como o produto entre a vazão do agente gaseificante e a entalpia do mesmo como descreve a Equação 2-21.

$$E_{ag} = \dot{m}_{ag} \cdot h_{ag}$$

**Equação 2-21**

Para se determinar as perdas de energia em forma térmica é necessário dividir o sistema em duas seções. A primeira seção descreve as perdas principais do reator sem isolamento, logo, a partir do aço do reator diretamente exposto ao ambiente. Estas perdas estão localizadas na parte inferior do reator (região do *plenum*), a placa de distribuição e a placa no topo do reator. Enquanto a segunda seção constituída pela seção do reator coberta pelo isolamento. A Figura 2.14 descreve estas seções e também um exemplo do gradiente de temperatura no reator. Na

atmosfera perimetral do reator, é representada na cor vermelha a maior temperatura e transferência de calor da seção sem isolamento, enquanto a seção com isolamento mostra menor transferência de calor representada na cor amarelo.



**Figura 2.14** Gradiente de temperatura por convecção e rede de resistências térmicas para transferência de calor a partir das paredes do gaseificador.

Fonte: o autor (2021).

A 2-22 mostra o calor cedido pelo reator, com e sem isolamento, por convecção natural. O símbolo  $T_i$  representa a temperatura no centro do reator,  $T_j$  a temperatura exterior ou ambiente e  $R_{total,i-j}$  a somatória da resistência das superfícies no gaseificador.

$$\dot{Q} = (T_i - T_j) / R_{total, i-j} \quad 2-22$$

A 2-23 mostra a resistência total de cada uma das paredes desde o centro do reator até o ambiente.

$$R_{total} = R_{conv,1} + R_{cil,1} + R_{cil,2} + R_{conv,2} \quad 2-23$$

$$R_{total} = \frac{l}{h_1 \cdot A_1} + \frac{\ln(r_2/r_1)}{2\pi \cdot L \cdot k_1} + \frac{\ln(r_3/r_2)}{2\pi \cdot L \cdot k_2} + \frac{l}{h_2 \cdot A_3}$$

Para a transferência de calor por convecção, são descritas as resistências  $R_{conv}$ , onde  $h_1$  representa o coeficiente de transferência de calor do agente de gaseificação dentro do reator para a parede do reator,  $h_2$  representa o coeficiente de transferência de calor do gás circundante ao reator (Ar). A letra  $A_1$  e  $A_2$  denota a área da superfície que tem lugar a transferência.

Para a transferência de calor por condução em um cilindro  $R_{cil}$  são utilizadas as letras  $r$ ,  $L$ ,  $k$  que representam respectivamente o raio, a espessura do cilindro e o coeficiente de transferência de calor do material.

A taxa de transferência de calor cedida pelo gás para a água, no trocador de calor, pode ser calculada pela 2-24 para um volume de controle em condições estáveis, assumindo que a água não tem mudança de fase e as perdas de calor do equipamento para o ambiente e mudanças na energia cinética e potências não são significativas.

$$\dot{Q} = \dot{m}_{H_2O} \cdot C_{p_{H_2O}} \cdot \Delta t \quad 2-24$$

A energia perdida no ciclone por causa das cinzas e arraste de partículas de combustível não transformadas pode ser calculada de acordo a 2-25, onde  $\%biom_{residuo}$  representa a fração de biomassa separada do material do leito arrastado,  $\dot{m}_{cinza}$  representa a massa de resíduo de carbono coletada no tempo de coleta.

$$\dot{Q}_{cinzas} = \%biom_{residuo} \cdot \dot{m}_{cinza} \cdot PCI_{biomassa} \quad 2-25$$

Estas grandezas permitem analisar e avaliar o desempenho do processo com ajuda de medições durante os testes, equipamentos e métodos para realizar essas medições são analisadas no capítulo 3.

### 2.6.2. Balanço de massa e energia utilizando um modelo matemático

A temperatura de gaseificação depende das variáveis de entrada, visando determinar uma temperatura para gaseificação adiabática e não direcionar para uma gaseificação alotérmica é considerado utilizar um modelo matemático no estequiométrico que assista com isto, Campoy et al. (2008) e Ismail et al., (2020) utilizaram modelos matemáticos para configurar a temperatura em estado adiabático. No anexo 5 é descrito uma metodologia de modelo matemático não estequiométrico que pode ser uma guia de orientação para configurar as temperaturas de aquecimento do reator por embaixo das temperaturas sinaladas pelo mesmo.

Um modelo de gaseificação representa uma predição próxima do teor do gás de síntese com ajuda de modelos matemáticos. Os modelos de equilíbrio químico dividem-se em modelos de equilíbrio termodinâmico, cinético, CFD e Redes Neurais. O modelo mais simples é de equilíbrio termodinâmico, este representa uma previsão ideal da conversão total de carbono em um tempo infinito, este método contém um modelo estequiométrico e outro não estequiométrico. O modelo cinético consegue estudar a progressão das reações no tempo e o comportamento do gás produzido, além da hidrodinâmica do gaseificador em diferentes zonas do reator. O modelo CFD estuda simultaneamente a conservação de massa, energia, momentos, e espécies em diferentes regiões, estabelecendo uma previsão mais precisa do gás produzido. E os modelos de redes neurais simulam o conhecimento ou experiência humana para produzir resultados a partir de dados de entrada, este modelo não é baseado nas equações termodinâmicas sendo que o mesmo aprende a partir de experiências prévias (BASU 2010).

O equilíbrio termodinâmico não estequiométrico é alcançado quando a função de gibbs chega ao mínimo ou tem um valor igual a zero (ZANG, JIA, *et al.*, 2019); Este tipo de modelo não requer o conhecimento de um mecanismo de reação particular para resolver o problema, o único dado de entrada necessário é a composição elementar da biomassa. O mesmo considera a conversão total do carbono e do alcatrão em uma reação global partindo das frações mássicas dos componentes da biomassa, e utiliza as principais reações típicas em um processo de gaseificação como por exemplo a reação de bouduard, água-gas ou vapor, hidrogaseificação e WGS, (Tabela 2-3).

Estas reações podem ser descritas como resultado da minimização da função de Gibbs, para isso, a variação de entalpias dos produtos deve ser igual à variação de entalpias dos reagentes. Para levar a cabo este processo, é necessário um balanço de massa e energia, o balanço de massa de cada elemento presente na gaseificação gera uma equação geral de reagentes e produtos, as demais equações são determinadas a partir da lei de conservação de massa de cada elemento presente na reação. Encontrar a solução no sistema de equações no lineares é um processo complexo além de consumir bastante tempo se fazer de forma manual, por isso em diferentes pesquisas são utilizados modelos de equilíbrio; que com ajuda de um software EES resolvem estes sistemas de maneira rápida (Cengel:2005).

## **2.7. Resumo e comentários finais**

Este capítulo mostrou um resumo das principais características e efeitos que envolvem o processo de gaseificação em leito fluidizado borbulhante, além de um resumo de algumas experiências encontradas por diferentes autores para diversos estudos em plantas pilotos ou testes em escala laboratorial que agrupam uma série de parâmetros operacionais comuns. A Tabela 2-6 resume características, variáveis e comentários de valor adicionais da Tabela 2-1 para estudos em escala laboratorial e piloto de GLF com recomendações de importância pelos autores.

Também foi mostrada a importância que tem a composição e características da biomassa, realçando a necessidade da seleção de biomassa com granulometria de até 10mm, e se possível com umidade menor que 20%. Foram estudadas as tecnologias de gaseificação GLFB, concluindo que a temperatura favorece o craqueamento de alcatrão e conversão de carbono resultando em um aumento das frações de H<sub>2</sub>, enquanto o CO, CO<sub>2</sub> e CH<sub>4</sub> diminuem. Estas variações ocorrem igualmente com o aumento do RE devido ao aumento das reações de oxidação.

Foram analisados estudos com a utilização de diferentes agentes gaseificantes e sua influência no gás gerado. O caso de ar enriquecido com oxigênio ( $Ar_{enq}$ ) aumenta a temperatura do leito e conversão de carbono, resultando em maior volume de CO e CO<sub>2</sub> mas seu aumento excessivo pode levar na diminuição de componentes com valor energético como H<sub>2</sub>. Enquanto a utilização de vapor como agente de gaseificação gera um aumento de H<sub>2</sub>, mas tem um custo na temperatura geral do processo favorecendo a formação de alcatrão.

Adicionalmente foram indicadas as variáveis de operação mais importantes no processo de gaseificação, incluindo o estudo de leito e como evitar a formação de aglomerados, finalmente foi apresentado um balanço de massa e energia a partir de perspectiva prática e termoquímica.

Como foi evidenciado no item Limitações e oportunidades do estudo em GLFB em escala laboratorial, e através dos diferentes estudos e revisões das principais características que interatuam na gaseificação, o autor considera a existência de lacunas na área de GLFB autotérmica a escala piloto, assim pois, é de interesse continuar o aprofundar o estudo neste campo. O estudo da composição e limpeza do gás gerado é de interesse, não obstante só para sistemas que tenham conseguido atingir uma operação autotérmica e estável. Antes de realizar isto, é necessário realizar um análise do comportamento hidrodinâmico do sistema, o que aqui é chamado de condições pre-experimentais, estas geralmente são omitidas nos estudos da literatura para GLFB, dificultando a replicação e análise dos mesmos para uma comparação eficiente, isto conduz ao experimentador em direção do empirismo ou especulação. Por isto, é considerado analisar estas condições com detalhe.

Para realizar isto, no capítulo a seguir se apresenta uma descrição de um novo sistema de gaseificação, assim como os instrumentos de medição e controle e materiais a usar durante o estudo de fluidização, uma descrição das variáveis e fatores controláveis no mesmo, assim como uma revisão das metodologias de medição e controle de durante a gaseificação por diferentes estudos, com o objetivo de adaptar e/ou replicar no sistema visando obter um comparativo crítico. Seguido é mostrada as principais características hidrodinâmicas durante a fluidização reportadas na literatura e um comparativo com testes de fluidização no equipamento, onde surgiram os primeiros resultados deste estudo. Finalmente serão analisadas características como regimes de fluidização e tempo de residência da partícula que procederam em resultados que determinaram a capacidade, operabilidade e melhoras propostas para o sistema.

**Tabela 2-6** Características, parâmetros de operação e comentários das referências apresentadas no capítulo 2.

Biomassa	Materiais do Leito	ER	SBR	Adições de Agentes	Arenq (%)	Temperatura (°C)	Velocidade fluidização (m/s)	Comentários e informações de relevância.	Referencia
Casca de arroz	-	0.18-0.27	-	-	-	700-800	0.8-1.2	<i>Controle de temperatura com fornecimento de biomassa e ar.</i>	(WU, YIN, et al., 2009)
Pinheiro, Carvalho, Milho semeado descartado (10mm, D=6)	Areia Sílica com calcário de aditivo	0.19-0.34	0.15 - 0.18	-	21,30,40	800	-	<i>O<sub>2</sub> equivalente a 21-45-80 % base seca. Proporção S/O, O/B, (S+O)/B</i>	(HUYNH, KONG, 2013)
Madeira de Pinho 5mm(+/- 1mm)	Areia Sílica	-	0.6/1.6	H <sub>2</sub> O/O <sub>2</sub> = 2 e 3	-	780-890	0,45	<i>Autor recomendou SBR=0.8-1.2, e H<sub>2</sub>O/O<sub>2</sub>=3</i>	(GIL, AZNAR, et al., 1997)
Serragem de Pinheiro (0.2-0.9 mm)	Areia Sílica	0.19-0.27	1.35/4.04	-	-	700-900	-	<i>Ótimo ER=0.23</i>	(LV, XIONG, et al., 2004)
Pellets de Madeira (diâmetro 6mm, comprimento 5-10mm)	Efita (feldspato, piroxeno e calcário)	0.24-0.38	0-0.63	SR=0.24-0.38	21-40	755-840	-	<i>Entrada AG = 400°C. Melhores condições do Gás SBR=0.25-0.35. Estabilizar 3-4 hr + Operação 5-7 hr. 16 testes e 4 adicionais. Melhor Eficiência SBR=0.3 e O<sub>2</sub>=40%</i>	(CAMPOY, GÓMEZ-BAREA, et al., 2009)
Serragem de Pinheiro (<-10mm)	Areia Sílica com aditivo de Dolomita	-	0.2-2	-	-	650-810	1 m/s	<i>Rango óptimo de 0.4-1</i>	(CORELLA, TOLEDO, et al., 2008)
Madeira, Eucalyptus globulus e Azinheira (1.25-2mm)	-	-	0.4-0.85	-	-	700-900	-	<i>Temperatura ótima 830°C e SBR=0.6-0.7 Geras gás rico em hidrogênio</i>	(FRANCO, PINTO, et al., 2003)
Casca de arroz (0.5-2mm)	Alumina Bauxite (0.18-0.25mm)	0.12-0.24	-	Variações de AR em 2 estagios	21-45	615-805	-	<i>Entrada de AG 400°C</i>	(CORELLA, TOLEDO, et al., 2008)
Carvão, Casca de arroz, Serradura, Casca de Café 1.16mm-1.63mm	-	-	0.1-0.8	-	-	790-900	-	<i>Entrada de AG 350°C, Estabilidade Gás 5+/- % do gas</i>	(VÉLEZ, CHEJNE, et al., 2009)

Biomassa	Materiais do Leito	ER	SBR	Adições de Agentes	Arenq (%)	Temperatura (°C)	Velocidade fluidização (m/s)	Comentários e informações de relevância.	Referencia
Casca de Nozes e Pistachio 0.5-2 mm	Areia Silica (0.43mm)	0.19-0.37	0.41-1.11	-	-	770	-	AR Temp. Amb, Vapor 230°C (Total de 23 experimentos)	(KARATAS, AKGUN, 2018)
Pellets de Madeira e Pellets de Casca de Cortiso	Areia Sílica e Dolomita (Myanit B) (0.25-0.56mm)	-	0.3	20% ar e 80% vapor, %vol	-	800	0.3	Para vapor: Biomassa 0.5-3.15mm. Para Ar e Vapor Biomassa 0.5-1. Teste com Ar (2-3 h). Test com Ar e Vapor (5h-6h), Altura do leito aumento de 15 a 17cm.	(TUOMI, KURKELA, et al., 2015)
Resíduo de Madeira Triturada seca (0.5-1), (1-2.5), (2.5-5)	Areia Silica 0.5mm	-	0.5 - 1	-	-	700-800-900	U <sub>mf</sub> = 0.1-0.14 m/s, U <sub>f</sub> =0.12-0.25 m/s	Estabilidade dos testes de 30, 35, 40min.	(FREMAUX, BEHESHTI, et al., 2015)
Casca de Amendoa (0.5-1.4mm)	Olivina (0.2-0.45mm)	-	-	-	-	800-815	-	Efeito da olivina fresca, e depois de um tempo de gaseificação.	(D'ORAZIO, RAPAGNÀ, et al., 2015)
Madeira de Pinho (1.5mm)	Areia Silica	-	0.8-2 (6 mostras)	-	-	1	U <sub>mf</sub> = 0.28m/s,	Maior conversão de H <sub>2</sub> =SBR 1.4 a 820°C	(SONG, WU, et al., 2012)
Carvão	Areia Silica (0.3-0.7) (D=0.44mm)	0.25-0.3	2-2.8	-	Controle temperatura	875 +/- 5	U <sub>f</sub> =0.8 m/s	Entrada de Vapor 165°C @ 6 bar. Altura do leito 53cm. Aquecimento de gaseificação até 350°C após combustão da biomassa para aquecer rapidamente. 80 horas de operação. Oxigênio adicionado para controle da temperatura.	(GÜL, AKGÜN, et al., 2018a)

## Capítulo 3

### 3. MATERIAIS E MÉTODOS

Neste capítulo é apresentada uma descrição geral do equipamento e a metodologia para se determinar as diferentes variáveis operacionais do processo de fluidização/gaseificação, o detalhamento dos subsistemas e os procedimentos de operação do gaseificador.

#### 3.1. Matérias e descrição dos equipamentos utilizados.

Para levar a cabo o processo de gaseificação da biomassa é necessário o uso de diferentes equipamentos que vão ser utilizados nas diferentes etapas do processo. Inicialmente é caracterizada a biomassa, depois é realizada a gaseificação, e finalmente as análises do gás gerado.

##### 3.1.1. Biomassa

A biomassa utilizada para testes de pre-gaseificação é Casca de arroz, este resíduo faz parte de um stock de biomassa de projetos anteriores utilizados por Viera Andrade, (2007), estes resíduos foram coletados na zona rural de Itajuba-MG e estão localizados na estufa de secagem da Unifei-Nest, como o propósito geral de uma pesquisa de energia sustentável é diminuir a emissão de carbono, e devido ao consumo de energia no processo de densificação o material foi utilizado em forma in natura. Algumas características de distribuição granulométrica e composição são apresentados na Tabela 3-1. Uma metodologia para determinar o números de mostras a medir para determinar a composição imediata com validade estatística é proposta mostrada no Anexo – 6.

**Tabela 3-1** Distribuição Granulométrica e composição Elementar e Imediata para Casca de arroz

Distribuição Granulométrica		Composição Elementar (%)		Composição Imediata (base seca %)	
Diâmetro da Peneira (mm)	Massa retida %				
2	0,41	Carbono	40,96	Carbono	16,67
1,18	0,497	Hidrogênio	4,3	Fixo	
0,6	0,0823	Oxigênio	35,86	Voláteis	65,47
0,43	0,005	Nitrogênio	0,4		
0,3	0,0026	Enxofre	0,02	Cinzas	17,89
0,25	0,0029	Outros	-		
<b>Referência</b>	(VIEIRA ANDRADE, 2007)		(NOGUEIRA, LORA, 2003)		

Este tipo de biomassa é utilizado como combustível para queima direta em caldeiras para geração de energia em plantas de 2-10 MW<sub>elétricos</sub>, posteriormente da sua calcinação são utilizados seus resíduos (cinzas) na fabricação de materiais cerâmicos ou refratários graças ao seu teor de sílice (MISTRY, 2016).

A biomassa e dimensões in-natura é mostrada na Figura 3.1; o comprimento e largura são de 10 e 2 mm respectivamente (a), enquanto a espessura da parede é próxima de 0,2 mm (b), os diâmetros  $\emptyset D_{10}$   $D_{30}$  e  $D_{50}$  da partícula que passam pelas diferentes peneiras são 1.18, 1.47 e 1.81 mm respectivamente, este tamanho de partícula, composição e umidade do material são medidos e considerados nos cálculos, durante o processo de gaseificação a biomassa com umidade será chamada biomassa em base de trabalho.



**Figura 3.1** Dimensões gerais de Casca de arroz. a) Comprimento e Largura; b) Espessura.  
Fonte: O autor (2021)

### 3.1.2. Material do Leito

O material utilizado no leito é oxido de alumínio ( $Al_2O_3$ ), obtido pela fusão de bauxita calcinada em fornos elétricos. Os compostos mais representativos do material do leito estão descritos na Tabela 3-2. Este é um fator que permanecerá constante neste estudo.

**Tabela 3-2** Principais Características do Material do Leito Grao P60 (ANSI)

Caraterísticas Físicas e Químicas		Análise Granulométrica			Referencia	
Parâmetro	Valor %	Mesh #	$U_m$	% Retida		
Composição	$Al_2O_3$	96.29	30	> 600	0.0%	(ELFUSA, 2018)
	$TiO_2$	2.05	40	600 -425	11.7%	
	$SiO_2$	1.34	45	425 -355	33.2%	
	$Fe_2O_3$	0.32	50	355 -300	50.7%	
Ponto de Fusão ( $^{\circ}C$ )	2040 $^{\circ}C$	60	300 -255	3.0%		
Densidade a Granel ( $kg/m^3$ )	2160	finos	< 300	1.4%		
Densidade Especifica ( $kg/m^3$ )	3610					

Este tipo de material foi escolhido devido sua baixa ou quase nula reatividade com a biomassa. A reatividade dos materiais depende da espontaneidade das reações definido pela energia livre de Gibbs para uma determinada temperatura. Os componentes do leito:  $Al_2O_3$ ,  $TiO_2$ ,  $SiO_2$  e  $Fe_2O_3$  iniciam sua redução e reação com o carbono, liberando em forma de gás os metais K, Na, e Mg a temperaturas de 750, 980 e 1830°C, respetivamente, enquanto o Fe, Si, e Ti são sedimentados quando atingem temperaturas de 720, 1530 e 1650°C, respetivamente (FARIA, 2017).

Neste sentido, e para temperaturas de gaseificação até 950°C são liberados os metais Fe e K, o Fe presente no leito poderia ser depositado no fundo do reator. Por outro lado, a biomassa a ser utilizada não apresenta na sua composição frações expressivas de potássio. Este elemento pode reagir com Si favorecendo a aglomeração como foi explicado no item Materiais do leito, no capítulo 2.

Este tipo de material de leito não participa das reações de gaseificação e não interfere na formação de aglomerados, Testes feitos por Niu *et al.*, 2014, *et al.*, 2018 e Liu *et al.*, 2018b provam sua exitosa utilização para gaseificação, sem formação de aglomerados ou problemas de estabilidade do leito durante o processo. Neste sentido, estima-se que o material do leito seja inerte e não atue como catalisador durante a gaseificação, eliminando a variável de reatividade entre o leito e o gás gerado e diminuindo um fator de entrada que influenciaria nos fatores resposta.

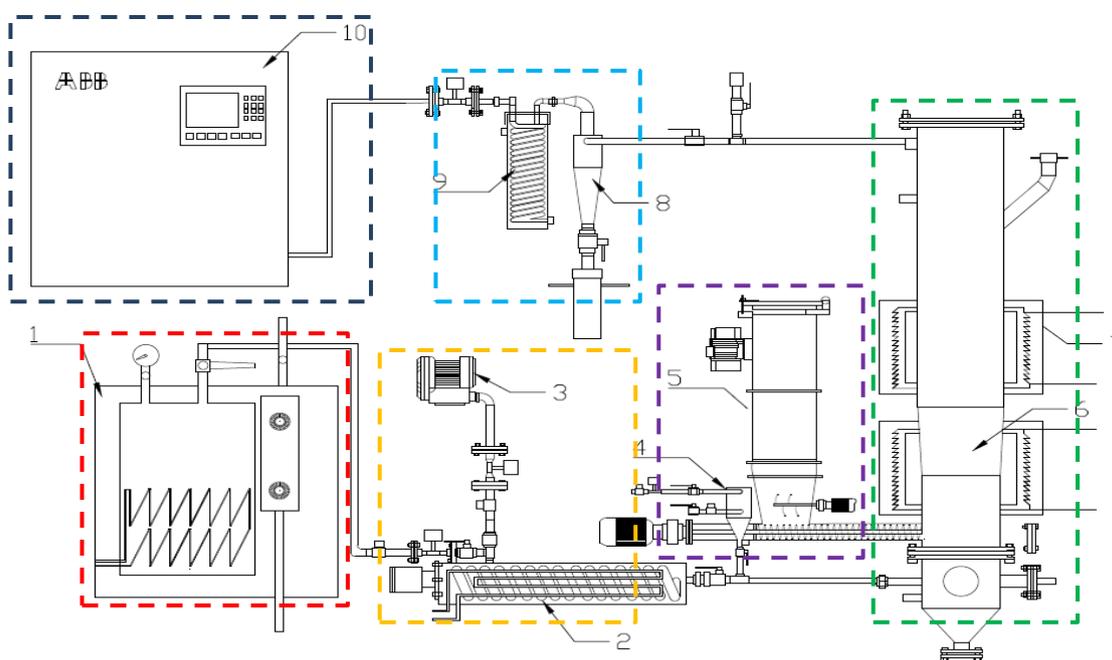
O uso de aditivos e misturas de materiais de leito tem sido estudado visando favorecer as reações e diminuir o conteúdo de alcatrão. Inicialmente não vão ser utilizados aditivos no caso de gaseificação de casca de arroz, mas não é completamente descartada a sua utilização, tudo dependera dos testes iniciais e estudos posteriores que consigam provar a melhoria na qualidade do gás de síntese.

### 3.1.3. Equipamento GLFB-NEST + Petrobras + AGTherm

O equipamento utilizado nesta pesquisa é o GLFB instalado no laboratório NEST-Unifei. O projeto do gaseificador e o cálculo das condições operacionais do sistema foram realizadas no projeto “Estudo Experimental de Gaseificação de Biomassa em Gaseificador de Bancada de Leito Fluidizado Borbulhante” do Núcleo de Excelência em Geração Termelétrica e Distribuída (NEST) e financiamento da PETROBRÁS, o equipamento tem uma potência térmica estimada de 67 kW<sub>th</sub> (caso gaseificação ar). O reator e seus componentes são fabricados em aço inox 304, montados sobre uma bancada

móvel e possui dispositivos para medir e controlar variáveis de operação e resposta que são visualizados em um painel IHM (Interface Humano Máquina).

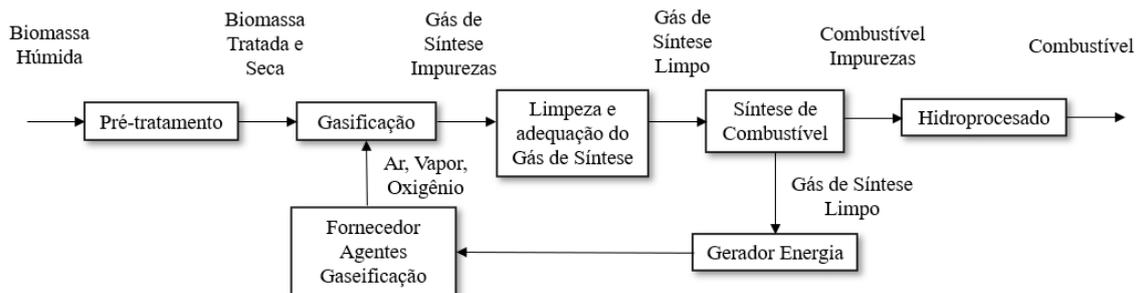
A Figura 3.2 mostra um desenho esquemático do equipamento, os subequipamentos principais são destacados com traços de diferentes cores. Na core vermelho encontra-se o (1) gerador de vapor, em core amarela o (2) preaquecedor e (3) compressor de ar, em core roxo o (4) misturador e (5) silo, em core verde o (6) reator e (7) aquecedores elétricos, em core azul (8) ciclone e (9) esfriador do gás e finalmente na core preta (10) o analisador de gases. Este equipamento conta com elementos de controle e leitura de dados descritos com detalhamento no anexo.



**Figura 3.2** Desenho esquemático do GLFB NEST-UNIFEI  
Fonte: O autor (2021)

### *Descrição Geral do Processo*

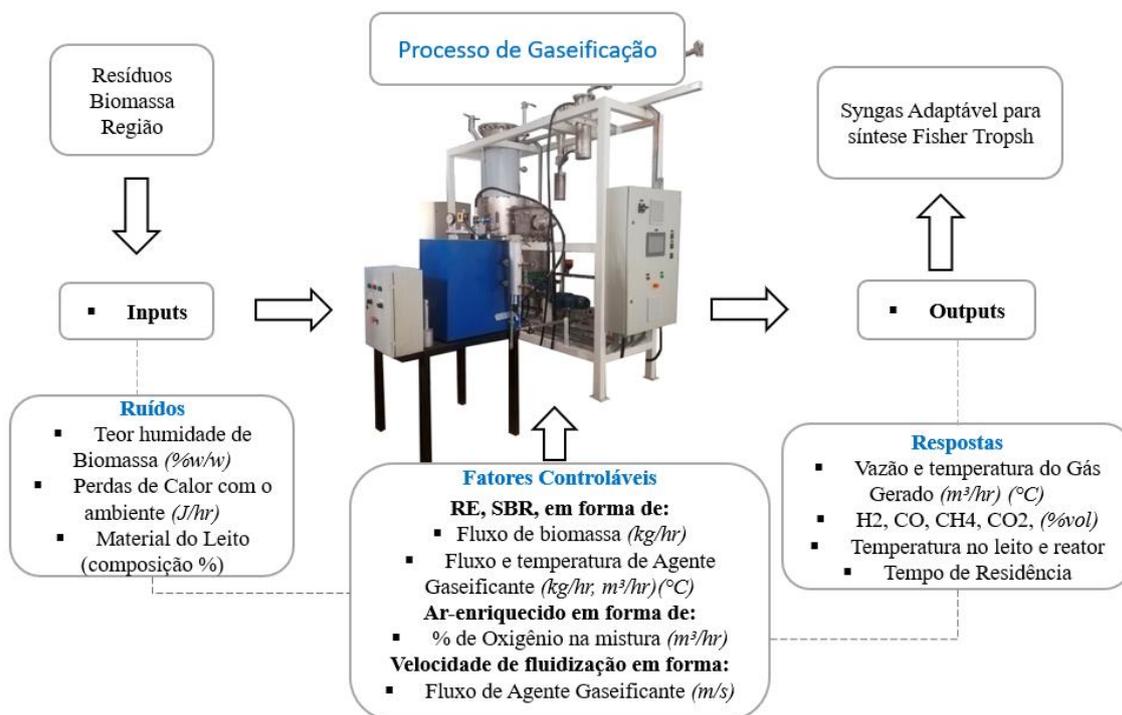
A conversão de um material orgânico para um combustível sintético de utilização comercial reúne diversas fases, estas podem ser divididas ou escalonadas com o fim de gerar um subproduto que consiga ser compatível com uma infraestrutura geral, o subproduto gerado em cada fase pode ser integrado a outro processo até sua conversão final. Neste sentido, pode ser descrito um processo global dividido em áreas como indica a Figura 3.3. Cada área é encarregada de realizar um pré-produto que posteriormente será integrado a outra área podendo estar localizada em outra área/região, estas integrações podem ser economicamente viáveis (Swanson et al., 2010).



**Figura 3.3** Diagrama de fluxo de conversão de biomassa em um combustível líquido  
Fonte: Adaptado de Swanson et al., 2010

### Entradas e Saídas do GLFB-NEST.

Como é mostrado no fluxograma da Figura 3.3, são necessárias diferentes etapas para a conversão de biomassa até um combustível. Este estudo é delimitado na área de gaseificação, em específico nas etapas pre-experimentais, desta forma tem como entradas de fluxo a biomassa tratada e seca e a entrada dos agentes de gaseificação, estes para gerar um gás de síntese próprio para a síntese de combustível líquido no final do processo. A Figura 3.4 descreve este processo, mostrando os ruídos presentes durante o processo, os fatores controláveis e as respostas.



**Figura 3.4** Desenho esquemático do Processo de Transformação Input-Output na gaseificação.  
Fonte: O autor (2021)

Devido que a gaseificação é um processo complexo, é necessário se identificar e estabelecer como as variáveis físicas interagem com os parâmetros de entrada e saída do processo. A Tabela 3-3 mostra de forma qualitativa a interação das variáveis físicas e sua relação com estes parâmetros, de acordo com a revisão bibliográfica.

**Tabela 3-3** Interação das variáveis dentro do reator com os parâmetros do processo de GLFB.

Variável	Parâmetros de Entrada (Fatores de entrada)				Parâmetros de Saída (Fatores de Resposta)					
	RE	SBR	uf, Tr	AR-enq	Temp.	CC	CGE	Alcatrão	PCI	H2:CO
Fornecimento de biomassa	-	-	-	-	-	+	-	+	-	-
AR enriquecido	*	*	-		+	+	-	+	+	-
SBR	*		+	*	+	-	-	+	+	+
Pressão do processo	*	*	-	*	+	-	+	+	+	+
Material do Leito			<i>a</i>			<i>b</i>	<i>b</i>	<i>c</i>	<i>c</i>	<i>c</i>

(+) Variável com maior interação com o parâmetro.

(-) Variável com menor interação com o parâmetro.

(\*) Variável presente, cuja interação não causa mudança representativas.

Material do Leito	a= Densidade do leito pode limitar as velocidades de fluidização e velocidade terminal ou arraste segundo tipo de partícula. b= Tipo do leito poderia ter influencia depende da reatividade ou inercia no processo. c= Leito inerte não tem influência, Leito reativo tem influencia menor.
-------------------	---------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------

A interação das variáveis é representada a traves dos símbolos (+) e (-), sendo definida uma maior ou menor interação na medida que esta variável aumenta. O símbolo (\*) significa que a interação está presente, mas não causa uma variação representativa. Finalmente as letras *a*, *b*, *c*, representam a interação da variável de acordo com o tipo de material do leito.

Como exemplo da Tabela 3-3 é tomada a variável “fornecimento de biomassa” e sua interação para os “parâmetros de entrada” e “parâmetros de saída” quando esta é acrescentada. Vale ressaltar que estes símbolos (+) (-) (\*) estão ligados unicamente na interação, e não indicam que aumento desta variável favoreça as variáveis. Como suposição é analisada para variáveis de agente de gasificação (RE, SBR, Ar<sub>enq</sub>) constantes, e um processo estável a traves do tempo.

*Maior interação (+)* na saída, quando o “fornecimento de biomassa” for aumentado no processo é com a conversão de carbono CC, isto devido que esta variável resposta depende diretamente do total de biomassa fornecida e o resíduo no sistema, sendo assim favorecida.

*Menor interação (-)* na entrada quando o “fornecimento de biomassa” for aumentado é com RE e SBR, isto devido que a vazão dos agentes ar e vapor deve aumentar consequentemente para manter RE e SBR estáveis. Enquanto a interação com velocidade de fluidização (*uf*) e Tempo de residência (*tr*) seria baixa, isto devido que ambas seriam modificadas, mas sua interação seria baixa.

*Menor interação (-)* na saída quando o “fornecimento de biomassa” for aumentado: Para a Temperatura (Temp.) deveria ter uma diminuição (baixa), devido que

tem mais biomassa para conversão em relação a massa do leito que sempre será a mesmo. Assim mesmo poderia diminuir o PCI e conseqüente a Eficiência do gás (CGE). Enquanto a relação H<sub>2</sub>/CO também poderia ser modificada (interação baixa) conseqüentemente da diminuição de temperatura de conversão.

Como outro exemplo da Tabela 3-3 é tomada a variável “AR<sub>enq</sub>” e a interação com os “parâmetros de entrada” e “parâmetros de saída” quando esta é acrescentada. *A Maior Interação* quando o Ar é enriquecido com oxigênio é o aumento da temperatura do processo, aumentando conseqüentemente o craqueamento do alcatrão, conversão de carbono e PCI. *Menor interação (-)* seria com CGE e H<sub>2</sub>:CO. E finalmente interação não representativa com RE e SBR, já que estes deveriam permanecer estáveis durante o processo.

Seguido são descritos os parâmetros de entrada e saída do equipamento, e como se realiza o controle destes, com as variáveis anteriormente mencionadas.

### 3.2. Métodos

Na seção anterior foram descritas os materiais e principais componentes do sistema para realizar o teste de fluidização. Em seguida são descritas as variáveis de entrada e saída do equipamento assim como metodologias de análise para as variáveis ou características propostas por diferentes autores. Para isso, inicialmente é apresentada as variáveis de entrada (input) e saída (outputs) que interatuam no processo, na sequência são descritas as metodologias propostas que calculam os regimes e características durante a fluidização.

#### 3.2.1. Metodologia de controle/leitura parâmetros de Entrada no GLFB-NEST.

Este estudo é segmentado para parâmetros que podem ser medidos e controlados durante o processo no gaseificador existente no laboratório GLFB do grupo NEST da UNIFEI. Os equipamentos e sistemas de medição e controle foram detalhados na seção anterior e anexo do documento, entanto os parâmetros de entrada e saída apresentados na tabela anterior são especificados em seguida. Os parâmetros que não podem ser controlados e causam variação representativa são mencionados para incluir sua influência e significância nos resultados.

#### *Vazão de Biomassa*

Para medir a quantidade de massa de biomassa que entra ao reator é necessário estabelecer uma curva que relacione a frequência de rotação da rosca e a vazão de biomassa. O fornecimento de biomassa ao reator é realizado através de uma rosca sem

fim que é acionada por um motor-redutor, que por sua vez tem a rotação controlada por um variador de frequência desde o painel IHM-Comando Motores (Anexo1 Descrição do equipamento). Para controlar a biomassa fornecida pode-se aproximar uma curva com uma equação polinomial, o Anexo 2 mostra o procedimento de Calibração da Rosca, aqui é relacionada a frequência e vazão de biomassa para casca de arroz e bagaço de cana de açúcar com diferentes propriedades granulométricas, além apresenta as respectivas equações que relacionam a frequência (hz) com a vazão de biomassa (kg/h).

#### *Controle do Fator de AR e AR<sub>enriquecido</sub>*

O fator de ar é a razão entre a vazão de ar fornecido e a vazão de ar necessário para uma combustão estequiométrica, a 3-1 mostra o fator de ar em termos de volume de ar injetado e o ar necessário para a combustão da mesma massa de combustível.

$$FA = \frac{V_{a/c}}{ar_{est.}} \quad 3-1$$

Para se estabelecer a quantidade de ar de gaseificação é necessário calcular a quantidade ar para uma combustão estequiométrica, esta pode ser expressada em termos de volume de oxigênio e volume de ar. O volume de oxigênio ( 3-2) para uma combustão estequiométrica é obtido a partir das frações de carbono, hidrogênio, enxofre e oxigênio obtidos a traves da caracterização da biomassa.

$$V_{O_2}^0 = \left( 1.866 \frac{C}{100} + 5.56 \frac{H}{100} + 0.7 \frac{S}{100} - 0.7 \frac{O}{100} \right) \left( \frac{Nm^3}{kgf} \right) \quad 3-2$$

Sendo o Ar composto por aproximadamente 21% de O<sub>2</sub> pode dividir-se cada valor em 0,21 e encontrar a quantidade estequiométrica de ar como mostra a 3-3.

$$V_{ar} = 0.0889 (C + 0.375 S) + 0.265 H - 0.033 O \left( \frac{Nm^3}{kg_{fuel}} \right) \quad 3-3$$

$$m_{ar} = 0.1153 C + 0,3434 \left( H - \frac{O}{8} \right) + 0,0434 S \left( \frac{kg_{ar}}{kg_{fuel}} \right)$$

A 3-4 determina o volume de Oxigênio extra a ser fornecido para gaseificação com Ar enriquecido (AR<sub>enq</sub>), onde X representa a proporção de oxigênio enriquecido.

$$V_{O_2 \text{ enq}}^0 = \left( \frac{X-21}{21} \right) \cdot (V_{O_2}^0) \text{ (m}^3\text{/kg biomassa)} \quad 3-4$$

Estes valores devem ser medidos e controlados no painel IHM com ajuda do comando válvulas de vazão.

### *Controle do SBR*

SBR é a relação de vapor sobre biomassa fornecida, geralmente nos processos de gaseificação é utilizada a biomassa sem tratamentos prévios (por exemplo secagem). Em diferentes cenários a biomassa apresenta um porcentagem de umidade (base de trabalho) e este dever ser considerado, Siedlecki (2011) considera a umidade do combustível e propõe a 3-5, que inclui a fração de água contida na biomassa mais a fração de vapor fornecido sobre a vazão de biomassa fornecida seca e livre de cinzas. O valor de vapor deve ser medido e controlados no painel IHM com ajuda do COMANDO VÁLVULAS DE VAZÃO, enquanto a biomassa fornecida está relacionada com a frequência de rotação de alimentação da biomassa (COMANDO MOTORES).

$$SBR = \frac{\dot{m}_{\text{vapor}} + \dot{m}_{H_2O \text{ Biomassa}}}{Biomassa_{daf}} \quad 3-5$$

#### *3.2.2. Metodologia de controle/leitura dos parâmetros de Saída no GLFB-NEST.*

##### *Temperatura*

A temperatura é a variável mais significativa em termos de conversão termoquímica, já que sua variabilidade influencia diretamente na composição do gás de síntese. Como foi mencionado anteriormente, esta variável depende dos outros parâmetros, tendo maior interação com o oxigênio presente no agente de gaseificação que leva ao acréscimo da temperatura. Pelo contrário a temperatura diminuí com o aumento de SBR.

Neste estudo é considerado a temperatura como fator resposta. Inicialmente o controle de temperatura é feito para simular uma gaseificação auto térmica e adiabática no reator, visando posteriormente ter um estado auto térmico estável (sem estado adiabático), neste sentido vão ser supridas as perdas de calor do reator para o ambiente com ajuda de resistências elétricas, com isto vai ser possível manter a estabilidade na temperatura durante o processo. Isto pode ser controlado com ajuda do medidor de temperatura TC3.

Esta metodologia de gaseificação foi utilizada com sucesso por Campoy et al. (2008) e Ismail et al., (2020), em seus estudos mantiveram a temperatura externa um pouco mais baixa que a interna com ajuda de um termopar situado no leito do reator, este envia uma sinal continua a um PLC e PID que controlavam a resistência de aquecimento do reator. Adicionalmente Parrillo, *et al.*, (2021), reporta um estudo auto térmico constante, utilizando unicamente preaquecimento do agente de gaseificação, isto aumenta a possibilidade de scale-up dos sistemas de GLFB.

Ainda é necessária a experiência do operador no equipamento que com ajuda de um balanço de massa e energia pode estabelecer um set-point de temperatura das resistências elétricas que considerem a transferência de calor com o ambiente para uma gaseificação adiabática. Esta temperatura set-point muda para cada parâmetro de entrada que conseqüentemente varia a temperatura do reator.

Para que se eleve a temperatura do leito, é preaquecido o ar até 420°C, enquanto a temperatura das resistências elétricas do reator são elevadas até 780°C, isto mantém a temperatura do leito (TL1) em aproximadamente 430°C (no caso ar) que facilita a ignição e combustão das partículas de biomassa elevando a temperatura do sistema rapidamente até a temperatura de gaseificação. Esta metodologia de aumento da temperatura do leito foi utilizada com êxito por diferentes autores mostrados a seguir, no entanto, é possível atingir rapidamente a temperatura de gaseificação, aumentando-se a razão de equivalência RE em um regime próximo ao de oxidação estequiométrica. Ao atingir-se a temperatura da gaseificação será diminuída a oxidação segundo a configuração RE requerida (SIEDLECKI, 2011).

Soria-Verdugo et al (2019) aqueceram o leito por meio de resistências elétricas até atingir os 400°C, em seguida, aumentaram a temperatura do leito com ajuda de vapor utilizado como agente de gaseificação. Quando o leito atingiu 750°C iniciou-se o fornecimento da biomassa para começar o processo de gaseificação onde o oxigênio presente no vapor foi utilizado como oxidante.

Gül et al (2018a) aumentaram a temperatura do leito com ajuda de resistências elétricas até se atingir os 350°C, em seguida forneceram combustível e estabeleceram um regime de combustão onde as partículas de combustível (carvão) elevaram a temperatura do leito rapidamente até 870°C, em seguida, a vazão de combustível a gaseificar foi diminuída até se obter as condições de gaseificação para cada RE.

Monteiro et al (2018) aumentaram a temperatura do leito inicialmente com um queimador de propano até atingir 400°C, em seguida elevaram a temperatura com ajuda de carvão como combustível e ar como agente de gaseificação, próxima aos 800°C iniciou-se o fornecimento de biomassa enquanto o fornecimento de carvão foi reduzido. Os autores controlaram as condições de gaseificação com controle da vazão de biomassa e vazão de ar.

Karatas e Akgun (2018), aqueceram o leito com ajuda de resistências elétricas até chegar na faixa 450-500°C, em seguida, iniciaram o fornecimento do combustível e

agente gaseificante até se atingir os 770°C. As temperaturas dos agentes de gaseificação ar e vapor antes da entrada do reator eram 20 e 230°C, respetivamente.

Vijay Kumar et al (2017) elevaram a temperatura do leito com ajuda de um carregamento inicial de combustível no reator com partículas de carvão com tamanho entre 1-2 mm. Como agente de combustão forneceram uma mistura de ar e GLP, e com uma chama piloto foi dada a ignição, quando a temperatura do leito atingiu 600°C o fornecimento do GLP foi fechado. O combustível inicial carregado no reator e o ar elevaram a temperatura até 1050°C. Em seguida, foi fornecido o combustível de gaseificação que diminuiu a temperatura até 950°C e conseguiu um estado estável de gaseificação.

Campoy et al (2009) colocaram uma massa extra de combustível no leito, com ajuda de uma resistência elétrica e ar quente elevaram a temperatura até 750°C. Depois de 3 horas começaram o fornecimento de biomassa no reator, isto para evitar a disposição de alcatrão a jusante do gaseificador da biomassa inicial. Os autores estabeleceram um regime de oxidação perto ao estequiométrico para manter a temperatura elevada e foram acrescentando a vazão de biomassa até atingir o parâmetro RE requerido.

### *Pressão*

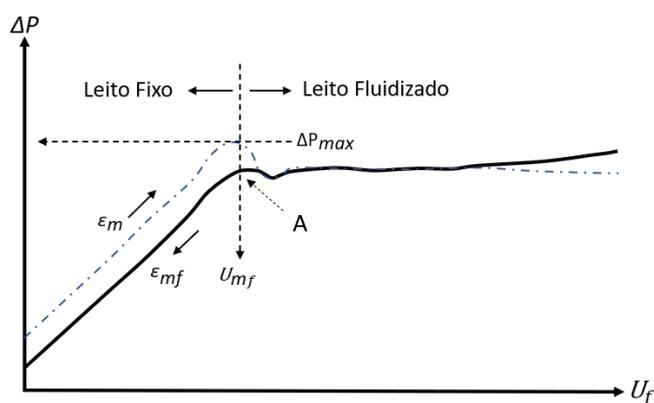
A gaseificação é realizada à pressão atmosférica, em outras palavras o reator não se encontra pressurizado além do minimamente necessário para manter um regime de fluidização. A pressão dentro do reator para fluidização em frio (400°C), está entre 15-34 mbar (no plenum) acima da pressão atmosférica e a variação de pressão entre TP1 e TP2 varia de 13-21 mbar, isto devido as perdas de pressão da placa de distribuição e o leito. A pressão dentro do reator quando começa a gaseificação é elevada até 76 mbar devido as reações que ocorrem dentro do reator, enquanto a variação de pressão entre TP1 e TP2 permanecem em 16 mbar.

A pressão do vapor na saída do gerador de vapor é 7,35bar (@165°C), mas ao passar pela válvula de vazão, pre-aquecedor e placa de distribuição a pressão inicial reduz-se. Enquanto isso o preaquecedor deve ser configurado para aumentar a temperatura do vapor e consequentemente o fluxo volumétrico para a fluidização do leito. (são necessários testes de comissionamento para determinar a vazão, temperatura e perdas de pressão até a placa de distribuição com e sem o aquecimento do preaquecedor, assim como faixas de SBR).

A pressão no sistema é um fator que interage com diferentes fatores resposta, seu aumento gera um aumento no teor de  $\text{CH}_4$  para pressões elevadas ( $>10$  bar), no entanto, para uma pressão baixa (1 a 2,5 bar) a mudança em  $\text{H}_2$  e  $\text{CH}_4$  não é significativa, sendo a mudança mais representativa entra a interação de  $\text{CO}$  e  $\text{CO}_2$  onde o  $\text{CO}_2$  é beneficiado (MAYERHOFER, M, MITSAKIS, *et al.*, 2011). Para fins comparativos deste estudo, este fato não é de interesse pois o sistema não consegue ser pressurizado, porem a variação de pressão é de interesse devido ao análise da fluidização.

#### *Variação de pressão*

A variação de pressão é medida por dois transdutores de pressão (TP1 e TP2) localizados no plenum e freeboard respectivamente, esta variação toma em conta as perdas de pressão por parte da placa de distribuição e o leito. Além, esta característica está associada com as velocidades características durante os diferentes regimes, um percorrido característico da  $\Delta p$  vs  $u_f$  é mostrado na Figura 3.5.



**Figura 3.5** Velocidade de Fluidização vs Perda de Pressão.  
Adaptado de Kunii, Levenspiel, *et al.*, (2013)

O diagrama de variação de pressão vs velocidade de fluidização é útil como indicador da qualidade da fluidização, especialmente quando as observações visuais não são possíveis (KUNII, LEVENSPIEL, *et al.*, 1991). A variação de pressão máxima ( $\Delta p_{\max}$ ) é alcançada com a velocidade mínima de fluidização ( $U_{mf}$ ), neste ponto (A) só uma parte do leito é fluidizado, quando tudo o leito é fluidizado a  $\Delta p$  diminui até estabilizar, isto ocorre pela diminuição da queda de pressão do leito em fase de emulsão, finalmente a  $\Delta p$  continua até a velocidade terminar ou de arrastre, onde começa a sua diminuição (MELE, SENEGAČNIK, 2012).

### *Teor do Gás Gerado*

A leitura e armazenamento dos dados da composição do gás é realizada com um analisador ABB® com módulos URAS<sub>26</sub> e CALDOS<sub>27</sub> capaz de medir continuamente as concentrações volumétricas de H<sub>2</sub>, CO, CO<sub>2</sub> e CH<sub>4</sub>. A seguir são mostrados dois estudos que utilizaram os mesmos equipamentos para medir o teor destes produtos e empregaram duas metodologias diferentes para esfriamento e limpeza do gás de síntese antes da entrada do analisador.

D'Orazio, Rapagnà, *et al.*, (2015) estudaram a gaseificação de biomassa utilizando vapor para enriquecer o teor de H<sub>2</sub>, adicionando três filtros com materiais catalíticos a base de Al<sub>2</sub>O<sub>3</sub>. Em seu estudo utilizaram os módulos URAS<sub>26</sub> e CALDOS<sub>27</sub> para determinar a fração volumétrica de H<sub>2</sub>, CO, CO<sub>2</sub> e CH<sub>4</sub>, adicionalmente utilizaram o modulo Limas para determinar o teor de NH<sub>3</sub>. Na configuração do equipamento colocaram 1 condensador com o fim de remover o excesso de água em forma de vapor, adicional possui três armadilhas de vidro de solução de dietilenoglicol (C<sub>4</sub>H<sub>10</sub>O<sub>3</sub>) com o fim de remover produtos químicos nocivos para o analisador. Estes 2 equipamentos atuam como condensadores, resultando em uma temperatura de 20°C do gás de síntese antes da entrada dos módulos.

Bohn, Cleeton, *et al.*, (2009) estudaram a cinética das reações para reduzir o óxido de ferro com monóxido de carbono provenientes da combustão em um leito fluidizado. Em seu estudo empregaram os módulos para monitorar o teor de H<sub>2</sub>, CO, CO<sub>2</sub> e CH<sub>4</sub>. Uma amostra do gás foi removida com uma sonda de quartzo de 5mm, seguido resfriaram o gás com um banho de gelo a 0°C que passa a traves de três tubos cheios de cloreto de cálcio (CaCl<sub>2</sub>) para as reações de redução e oxidação entre Fe<sub>2</sub>O<sub>3</sub> e Fe<sub>3</sub>O<sub>4</sub>.

#### *3.2.3. Métodos para determinar os regimes de fluidização.*

O comportamento hidrodinâmico do gás no leito é uma característica de importância na fluidização, nos equipamentos de BFGB geralmente não é possível observar os regimes de fluidização, geralmente a observação e análise dos regimes de fluidização é focado para reatores ou provetas de fluidização a nível laboratorial, estes contam com equipamentos de medição como sondas ou sensores, ou mais avançados como técnicas de imagem que permitem determinar o comportamento durante a fluidização.

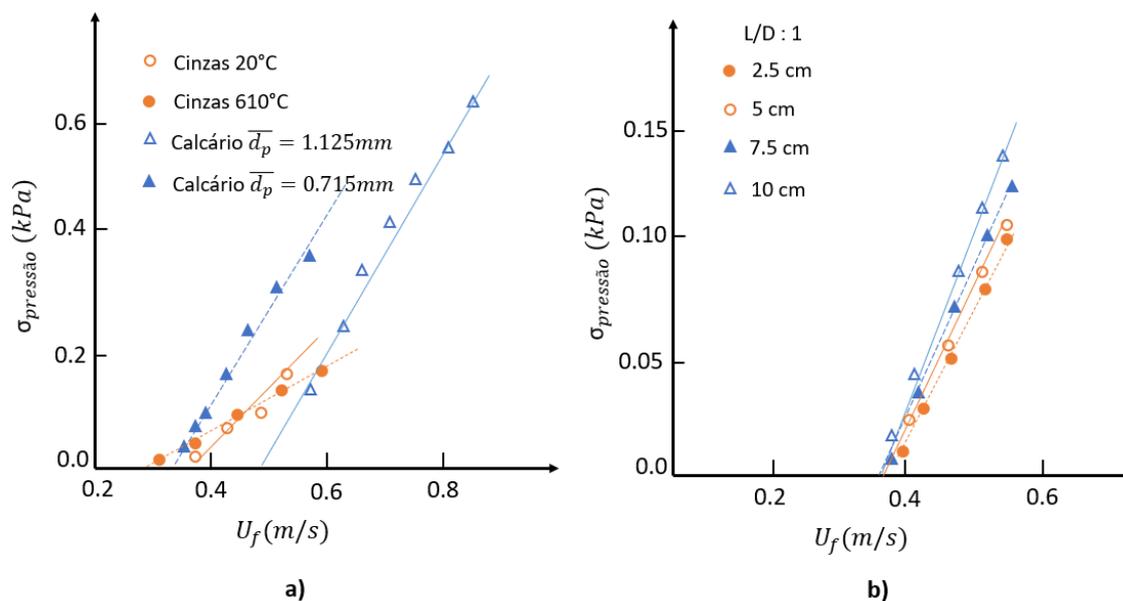
Entre as sondas e sensores encontram-se; sensores óticos, sensores de capacitância e sensores de pressão, sendo este último o mais simples. Estes tendem a tratar e estudar o

leito fluidizado como uma caixa-preta captando a variação dos sinais elétricos, estas sinais são representadas graficamente a través do tempo permitindo estudar o comportamento durante a fluidização, este tipo de sensores geralmente encontram-se dentro do reator, sua montagem pode interferir com a fluidização, assim como ser afetadas por pressões ou temperaturas altas (DYAKOWSKI, JAWORSKI, 2000).

Por outro lado, devido ao fato do fluxo ser tridimensional e ter como característica a formação, evolução e decadência das bolhas, assim como formação de aglomerados, tem sido desenvolvidas outras técnicas não invasivas no reator como por exemplo raios-X, raios- $\gamma$  e imagens de capacitância. Estas utilizam a atenuação de uma faixa de energia transmitida para produzir uma imagem visual, estas mostram diferentes perfis de concentração de sólidos onde é possível inferir a dinâmica da fase gasosa (YATES, SIMONS, 1994).

A técnica de sensor de pressão é utilizada em este estudo, a variação de pressão no leito é influenciada por diferentes fenômenos como formação, crescimento e erupção de bolhas, a sua vez estas produzem oscilação na massa do leito em diferentes que variam com a velocidade do gás (SOBRINO, SÁNCHEZ-DELGADO, *et al.*, 2008). Estes fenômenos geram uma onda de pressão que percorre o leito, sua amplitude diminuem linearmente em sentido ascendente desde seu origem até o sensor, enquanto a variação na pressão no sensor do plenum são mais dificilmente percebidas já que geralmente são absorvidas pela placa de distribuição (VAN DER SCHAAF, SCHOUTEN, *et al.*, 2002).

Puncochar, Drahost, *et al.*, 1985 estudaram a fluidização utilizando ar sobre leitos a base de Corindon,  $\text{CaCO}_3$ ,  $\text{CaO}$ , e cinza de carvão, e estabeleceram uma metodologia para determinar a velocidade mínima de fluidização medindo a pressão com transdutores de pressão. Seu estudo relaciona uma função lineal da variação estandar das flutuações de pressão e as velocidades do gás, o que permite criar uma equação lineal, onde a  $umf$  pode se encontrar com o cruzamento da função com o eixo X como indica a Figura 3.6 (a). Assim mesmo, esta metodologia tem sido replicada por diferentes autores mostrados a continuação.



**Figura 3.6** Desviação estândar da variação de pressão versus velocidade de fluidização. a) Partículas de cinzas e calcário. Adaptado de Puncochar, Drahost, *et al.*, (1985). b) Partículas de areia sílica localizando medidores de pressão a diferentes alturas. Adaptado de Hong, Jo, *et al.*, (1990).

Hong, Jo, *et al.*, (1990) replicou esta metodologia para o estudo de leito a base de areia sílica com diferente tamanho de partícula, variando a altura do leito e colocando medidores de pressão a diferentes alturas como mostra a Figura 3.6 (b). Seu estudo mostra a importância da localização dos sensores através do leito para diferentes relações de L/D (altura do leito / diâmetro do leito). O movimento das bolhas e tamanho de partículas de leito de menor tamanho são as principais causas das flutuações da pressão, assim mesmo a variação destas medições diminuiu colocando os sensores a maior distância da placa de distribuição, isto devido que o jato de ar a partir da saída do bico começa uma abertura, afetando suas proximidades, aumentando ou diminuindo as medições de pressão o que conduz a maior variância da pressão.

Sobrino, Sánchez-Delgado, *et al.*, (2008) estudaram as flutuações de pressão em um leito fluidizado de areia sílica com um cilindro de vidro de  $\varnothing 19,2$  cm e 0,8m de altura, neste recipiente consegue-se visualizar a formação de bolhas, os medidores de pressão foram localizados em diferentes alturas do leito e mediram a pressão absoluta e diferencial. Seu estudo mostra que a flutuação da pressão absoluta aumenta linearmente com o aumento da velocidade de fluidização, assim mesmo este efeito ocorre com a pressão diferencial, não entanto depende de maior medida da distância da localização dos sensores e a bolha. Por outro lado, os autores ressaltam o distanciamento entre sensores para determinar a velocidade mínima de fluidização, isto para evitar o desvio padrão das variações de pressão a causa das bolhas.

Mele, Oman, *et al.*, (2010) estudaram a hidrodinâmica de um leito fluidizado em um CFGB utilizando areia sílica como material de leito variando a altura do leito. No reator utilizaram 4 sensores de pressão situados: antes do distribuidor, base e topo do leito e no freeboard. Seu estudo compara as diferenças das perdas de pressão medidas no leito e o modelo matemático de Kunii e Levenspiel, *et al.*, (2013) (Equação 3-6). Os resultados mostram que um leito de altura 65-100 mm (baixa altura) produzem bolhas menores, isto resulta em perdas de pressão mais próximas aos valores calculados, este fenômeno ocorre devido que a  $\Delta p$  está sujeito da grandeza de  $\varepsilon_{mf}$ , quando esta grandeza muda em menor medida (bolhas menores na fase de emulsão) a diferença entre a  $\Delta p$  medida e calculada é mais próxima. Deste modo, o aumento da altura do leito aumenta o tamanho das bolhas (fase de emulsão) aumentando a diferença entre os valores calculados e medidos, por exemplo para o leito de altura de 100 mm a diferença medida é 8,8% menor ao calculado, aumentar a altura do leito aumenta esta diferença até 20%.

Ao igual que os estudos anteriores, outras pesquisas estudaram a relação dos diferentes regimes de fluidização com alguns parâmetros estatísticos a partir da medição de pressão e velocidades (LIRAG, LITTMAN, 1971), (YATES, SIMONS, 1994) (FALKOWSKI, BROWN, 2004). Não entanto, a configuração, número de medidores e métodos de obtenção e recolecção de dados são mais especializados que o atual equipamento.

Para avaliar o comportamento da fluidização é necessário visualizar o comportamento da pressão no tempo, isto permite obter uma avaliação preliminar sobre a fluidização, geralmente em leito fluidizados o maior número de flutuações são de 10 Hz, neste sentido é necessário mostrar de pelo menos 20 Hz para ter uma significância estatisticamente válida (JOHNSSON, ZIJERVELD, *et al.*, 2000). O *aliasing* faz referência ao número de mostras necessárias para determinar que os pontos de medição tomados representam com fiabilidade a curva sinusoidal características do comportamento do leito, vários pesquisadores utilizam frequências próximas a 100hz para evitar problemas de aliasing (BARTELS, LIN, *et al.*, 2008)(FELIPE, 2004)(VAN DER SCHAAF, SCHOUTEN, *et al.*, 2002).

Para o transdutor de pressão tipo VKP-027 (Atual equipamento) é possível atingir o limite de frequência de 2k Hz com um tempo de resposta de 5ms, mesmo assim a configuração atual de visualização e armazenamento de dados (painel IHM), por enquanto não permite realizar um análise aprofundado nesta variável. Mesmo assim a tela permite visualizar a variação de pressão a frequências baixas (1 Hz), suficientes para

analisar o comportamento da fluidização e realizar uma análise do estado mínimo de fluidização.

### 3.2.4. Métodos para estimar as principais características da fluidização.

#### *Estimativa da Perda de carga na placa e leito*

Determinar a perda da carga no leito é um parâmetro de importância para projetar o equipamento e o controle operacional. A perda de carga do leito depende de diferentes características como tipo e geometria das partículas, velocidades terminais, diâmetro do reator e velocidades e regimes de fluidização, entre outros, uma metodologia para determinar este parâmetro é descrita como indica a Equação 3-6 (BASU, P, 2006a).

$$\Delta p_b = \rho_p (1 - \varepsilon) \cdot H \cdot g = \rho_p (1 - \varepsilon_{mf}) \cdot H_{mf} \cdot g \quad \text{Equação 3-6}$$

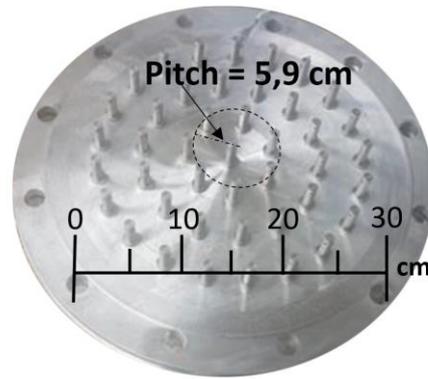
Em condições mínimas de fluidização onde a força de arraste das partículas é igual ao seu peso é possível estabelecer a porosidade ( $\varepsilon$ ) das partículas para uma fluidização em que altura do leito permanece igual, este parâmetro é conhecido como  $\varepsilon_{mf}$ , pode ser calculada como indica Equação 3-7 (DE VASCONCELOS, MESQUITA, 2011), onde  $\rho_{bulk}$  representa a densidade aparente sem vibração, e  $\rho_{specify}$  a massa específica da partícula.

$$\varepsilon_{mf} = 1 - \frac{\rho_{bulk}}{\rho_{specify}} \quad \text{Equação 3-7}$$

A queda de pressão por o distribuidor ( $\Delta p_d$ ) está associada a características do fluido no plenum ( $\rho_{fp}, U_{fp}$ ), coeficiente de arraste ( $C_d$ ) e configurações geométricas do distribuidor, uma metodologia para determinar esta perda de carga é mostrada na Equação 3-8 (GELDART, BAEYENS, 1985).

$$\Delta p_d = \frac{6 (\rho_{fp} \cdot U_{fp})^2}{\pi^2 C_d^2 \rho_{fp}} \left( \frac{pitch}{d_{or}} \right)^4 \quad \text{Equação 3-8}$$

Onde  $d_{or}$  representa o diâmetro do orifício de saída do agente de fluidização e  $pitch$  o passo ou distancia de separação triangular entre os bicos injetores como mostra a Figura 3.7.



**Figura 3.7** Orientação Triangular dos bicos injetores do BFBG atual.  
Fonte: O Autor (2021)

E o coeficiente de descarga  $C_d$  pode ser calculado como indica a Equação 3-9, onde  $d_{or}$  indica o diâmetro do orifício do bico injetor e  $E_{placa}$  a espessura da placa do distribuidor (QURESHI, CREASY, 1979).

$$C_d = 0,82 \left( \frac{d_{or}}{E_{placa}} \right)^{0,13} \quad \text{Equação 3-9}$$

Por outro lado, Grace e Baeyens em Geldart, (1988) sugerem uma alternativa para estimar a perda de pressão na placa de distribuição como indica a Equação 3-12 nesta adiciona o número de orifícios de saída representado por  $N_o$ .

$$\Delta p_d = \frac{\rho_g}{2 C_d^2 N_o^2} \cdot \left( \frac{A}{A_0} \right)^2 \cdot U_f^2 \quad \text{Equação 3-10}$$

R. Clift em Geldart, (1988) sugere outra alternativa para estimar a perda da pressão no distribuidor como indica a Equação 3-13, nesta é associado o parâmetro  $f_{or}$  que representa a área fracionaria aberta no distribuidor, esta pode ser determinada como a razão entre a área total dos orifícios de saída e a área transversal do leito.

$$\Delta p_d = \frac{\rho_g}{2} \cdot U_f^2 \left( \left( \frac{1}{f_{or}} \right)^2 - 1 \right) \quad \text{Equação 3-11}$$

Zuiderweg F.J, (1967) propõe uma régua geral que relaciona a pressão do distribuidor com a pressão do leito com o objetivo de atingir uma fluidização homogênea  $\Delta p_d = (0,2 - 0,4)\Delta p_b$ , esta relação tem sido destacada por KUNII, *et al.*, (1991), e baseado nesta régua e diferentes valores experimentais Geldart e Kelsey, (1968) propõem uma alternativa para relacionar a variação da pressão do distribuidor e leito como indica Equação 3-12, onde  $D$  é o diâmetro do leito e  $H$  a altura do mesmo.

$$\frac{\Delta p_d}{\Delta p_b} = 0,01 + 0,2 \left[ 1 - \exp \left( -\frac{D}{2H} \right) \right] \quad \text{Equação 3-12}$$

Nos casos onde a relação da altura e o diâmetro do leito em condição de fluidização são baixos ( $H_{mf}/D_f < 0.5$ ), Geldart e Baeyens, (1985) propõem uma relação entre a variação da pressão do distribuidor e o leito para garantir a homogeneidade na fluidização como indica a Equação 3-13.

$$\frac{\Delta p_d}{\Delta p_b} \geq \exp\left(-3,8 \frac{H}{D}\right) \quad \text{Equação 3-13}$$

#### *Estimativa dos Regimes de fluidização*

O tipo de regime de fluidização é determinado pelas velocidades características de cada regime, considerando algumas características do material do leito e do agente gaseificante é possível determinar as velocidades mínima, borbulhante, de arraste ou terminal. Neste caso será determinadas estas velocidades para partículas de alumina ( $Al_2O_3$ ) e utilizando ar como agente gaseificante a três temperaturas 38°, 420°C e 825°C à pressão atmosférica.

A Tabela 3-4 resume as condições para o cálculo das velocidades, o valor densidade e viscosidade do ar varia de acordo com a temperatura, o diâmetro médio da partícula é determinado a partir da somatória das faixas granulométricas multiplicado pela porcentagem das frações retidas em cada peneira de acordo com a Tabela 3-2.

<b>Tabela 3-4</b> Principais características do Agente Gaseificante e Partículas do Leito					
<i>Agente</i>	Temperatura (°C)	38	420	825	<b>Referencia</b>
	<i>Gaseificante</i>	$\rho_g$ Densidade do gás (kg/m <sup>3</sup> )	1,094	0,491	
	$\mu$ Viscosidade do gás (cP)	0.019	0,034	0.046	
<i>Partícula do Leito</i>	$\rho_p$ Densidade partícula (kg/m <sup>3</sup> )	3610			(ELFUSA, 2018)
	$D_p$ Diâmetro medio Partícula (m)	0.000364			
	$\rho_p$ Densidade a Granel (kg/m <sup>3</sup> )	2130			

Inicialmente é determinado o grupo que se classifica a partícula, isto é obtido com a classificação das partículas de GELDART, esta classificação relaciona o diâmetro da partícula ( $d_p$ ) e as densidades da partícula e o agente de fluidização ( $\rho_p - \rho$ ). De acordo com as propriedades da Tabela 3-4 a alumina classifica-se no grupo B- Like Sand. (Anexo 4 – Diagrama de Geldart), os materiais pertencentes a este grupo destacam-se por ter características comuns como: baixa expansão do leito, elevação de bolhas mais rápidas que a velocidade do gás, aumento do tamanho da bolha linearmente com altura do leito, formação de slugs perto das paredes do leito e uma coalescência predominante (GELDART, 1973). Adicionalmente estabelece que ao atingir um regime mínimo de

fluidização o leito tem um comportamento pseudofluido, um acréscimo no aumento da velocidade do gás pode causar a formação de bolhas, é dizer o leito começa o regímen borbulhante imediatamente após de atingir a velocidade mínima de fluidização (BASU, P, 2006a). Para um regímen borbulhante homogêneo, a velocidade superficial é várias vezes maior que a velocidade mínima de fluidização (MATSUMURA, MINOWA, 2004)

Em seguida é calculado o número de Arquimedes ( $Ar$ ), este relaciona as características do gás e a partícula como indica a 3-14, onde  $\rho g$  e  $\rho p$  representam as densidades do gás e da partícula respectivamente, “ $g$ ” é a aceleração da gravidade,  $Dp$  o diâmetro meio da partícula, e  $\mu$  a viscosidade do gás na temperatura dada.

$$Ar = \frac{\rho g (\rho p - Dp) \cdot g Dp^3}{\mu^2} \quad 3-14$$

A transição entre o regime borbulhante e circulante não ocorre subitamente, tem um intervalo senoidal, neste a pressão e velocidade aumentam até um valor pico, seguido a pressão começa cair enquanto a velocidade aumenta e finalmente a pressão estabiliza enquanto a velocidade continua aumentando (BASU, P, 2006a). A velocidade pico  $U_c$  e velocidade de estabilização  $U_k$  podem ser calculadas de acordo as equações 3-16 e 3-18, para número de Reynolds de cada velocidade, como é indicado na 3-15, e 3-17 respectivamente (HORIO, MORISHITA, 1988).

$$Re_c = 0.936 \cdot Ar^{0.472} \gg \quad 3-15$$

$$U_c = \frac{\mu \cdot Re_c}{\rho g \cdot Dp} \quad 3-16$$

$$Re_k = 1.46 \cdot Ar^{0.472} ; (Ar < 10^4) \quad 3-17$$

$$Re_k = 1.41 \cdot Ar^{0.56} ; (Ar > 10^4)$$

$$U_k = \frac{\mu \cdot Re_k}{\rho g \cdot Dp} \quad 3-18$$

Outra metodologia para calcular as velocidades de transição  $U_c$  e  $U_k$  observando a condição onde o resultado do produto de  $\rho p * Dp$  esteja na faixa de 0.05-0.7 é mostrada na 3-19 e 3-20 (GRACE, R., 1982).

$$U_c = 3.0 \cdot \sqrt{\rho p \cdot Dp} - 0.17 \quad 3-19$$

$$U_k = 7.0 \cdot \sqrt{\rho p \cdot Dp} - 0.77 \quad 3-20$$

A velocidade mínima de fluidização pode ser determinada de acordo a 3-21 e 3-22 (BASU, P, 2006a), onde  $C_1$  e  $C_2$  são constantes empíricas encontradas experimentalmente por diferentes autores como indica a Tabela 3-5.

$$Re_{mf} = (C_1^2 + C_2 \cdot Ar)^{0.5} - C_1 \quad 3-21$$

$$U_{mf} = \frac{\mu \cdot Re_{mf}}{\rho g \cdot Dp} \quad 3-22$$

**Tabela 3-5** Constantes empíricas para Reynolds mínimo de fluidização ( $Re_{mf}$ )

Referencia	$C_1$	$C_2$
(WEN, YU, 1966)	33,7	0,0408
(RICHARDSON, 1954)	25,7	0,0365
(SAXENA, VOGEL, 1977)	25,3	0,0571
(BABU, SHAH, <i>et al.</i> , 1978)	25,3	0,0651
(GRACE, R., 1982)	27,2	0,0408
(CHITESTER, KORNOSKY, <i>et al.</i> , 1984)	28,7	0,0494

Para partículas do grupo B, o regime borbulhante começa quando atinge a velocidade mínima de fluidização, é dizer o leito começa gerar bolhas imediatamente após de atingir a velocidade mínima de fluidização.

Por outro lado, como a predição do régimen de fluidização requer o conhecimento de características da partícula do leito como a esfericidade  $\Phi_s$  e vazão do leito  $\epsilon_{mf}$ , e devido as dificuldades para determinar estas características em um grão número de materiais em testes de fluidização, alguns autores propõem equacionamentos para o cálculo da velocidade mínima de fluidização (Tabela 3-6), estas equações relacionam o número de Arquimedes, Froude e Reynolds, e ajustam seus valores para diferentes materiais (DE VASCONCELOS, MESQUITA, 2011).

**Tabela 3-6** Equações para o cálculo da  $umf$  proposta por alguns autores.

Referencia	Equações
(LEVA, WEINTRAUB, <i>et al.</i> , 1949)	$U_{mf} = 9,23 \times 10^{-3} \cdot dp^{1,82} \cdot \left(\frac{\rho_f}{\mu_f}\right)^{0,88} \cdot \left(\frac{\rho_s}{\rho_f}\right)^{0,94}$
(ABRAHAMSEN, GELDART, 1980)	$U_{mf} = 9 \times 10^{-4} \cdot dp^{1,8} \cdot [g(\rho_s - \rho_f)]^{0,934} \cdot \rho_f^{-0,066} \mu_f^{-0,87}$
(MILLER, LOGWINUK, 1951)	$U_{mf} = 1,25 \times 10^{-3} \left[ \frac{dp^2 (\rho_s - \rho_f)^{0,9} \cdot \rho_f^{1,1} g}{\mu_f} \right]$

A velocidade terminal ou de arraste é calculada de acordo a 3-23, 3-24 ou 3-25, onde o número de Reynolds mostrado na 3-26 deve ser convergente segundo a faixa de

$Re$  indicada em parênteses, logo  $U_t$  será válido somente se o número  $Re$  cumprir com a faixa indicada.

$$U_t = \frac{Ar \cdot \mu}{18 \cdot \rho g \cdot Dp}; (Re < 0.4) \quad \text{3-23}$$

$$U_t = \frac{\mu}{\rho g \cdot Dp} \left( \frac{Ar}{7.5} \right)^{0.666}; (0.4 < Re < 500) \quad \text{3-24}$$

$$U_t = \frac{\mu}{\rho g \cdot Dp} \left( \frac{Ar}{0.33} \right)^{0.5}; (500 > Re) \quad \text{3-25}$$

$$Re = \frac{U_i \cdot \rho g \cdot Dp}{\mu}; (\text{critério de convergência}) \quad \text{3-26}$$

#### *Estimativa das Características das Bolhas*

O diâmetro da bolha formada durante a gaseificação pode ser calculado com ajuda de algumas características do gaseificador. A Equação 3-27 mostra este cálculo para uma determinada altura dentro do leito fluidizado, onde  $db$  representa o diâmetro da bolha formada para uma altura ( $Z$ ) determinada no leito,  $A_0$  representa a área do bico injetor,  $g$  a aceleração da gravidade, e  $U_f$  e  $U_{mf}$  as velocidades de fluidização e mínima, respetivamente.

$$d_b = 0.54 \cdot (U_f - U_{mf})^{0.4} (Z - 4\sqrt{A_0})^{0.8} \cdot g^{-0.2} \quad \text{Equação 3-27}$$

O tamanho limite da bolha ( $d_{bmax}$ ) é definido pela Equação 3-28, onde  $U_f$  e  $U_{mf}$  são expressados em cm/seg, e  $D$  em cm. Enquanto o tamanho inicial da bolha ( $d_{b0}$ ), é dizer o tamanho da bolha inicial na saída do bico injetor é definido por a 3-37.

$$d_{bmax} = 0.65 \cdot \left( \frac{\pi}{4} D^2 (U_f - U_{mf}) \right)^{0.4} \quad \text{Equação 3-28}$$

$$d_{b0} = \frac{2.78 (U_f - U_{mf})^2}{g} \quad \text{Equação 3-29}$$

#### *Estimativa das Características do Leito.*

Por outro lado, a expansão do leito começa com um aumento da  $U_{mf}$ , isto é resultado da formação das bolhas que deslocam a fase de emulsão inicial, aumentando a altura do leito. Para partículas do grupo B e D de Geldart pode ser calculada a altura de expansão do leito como indica a Equação 3-30, assumindo uma média da velocidade de borbulhamento e tamanho de bolha, e altura inicial do leito ( $h_{mf}$ ). (DAVIDSON e HARRISON, 1963).

$$H = \frac{H_{mf} (U_f - U_{mf})}{U_{bm}} + H_{mf} \quad \text{Equação 3-30}$$

O arraste das partículas a través do freeboard é reduzido até uma altura máxima onde a partícula perde toda a energia cinética e retorna ao leito. Esta característica é evidenciada em termos de altura máxima de transporte de partícula conhecida como TDH (transport disengagement height) e pode ser determinada de acordo a Equação 3-41 (BASU, P, 2006b).

$$TDH = 4,47\sqrt{dp} \text{ (m)} \quad \text{Equação 3-31}$$

### 3.2.5. Estimativa do tempo de residência da partícula aplicada a BFBG-Nest.

A partir das propriedades dos materiais utilizados e do equipamento e as equações propostas por diferentes autores serão estimados os regimes de fluidização e as principais características durante a fluidização. A Tabela 3-7 mostra as grandezas de diferentes características do equipamento, a mesmas são necessárias para estimar o tempo de residência da partícula de biomassa assim como as características do leito.

**Tabela 3-7** Principais Características do GLFB

Parâmetros e Resultados	Símbolo	Temperatura °C		
		38	420	825
Altura do leito em estado inicial de emulsão	<i>HO</i>	0,175		
Área do bico injetor (m <sup>2</sup> )	<i>AO</i>	4,524E-06		
Diâmetro do leito (m)	<i>DL</i>	0,304		
Diâmetro meio da partícula (um)	<i>Dp</i>	0,000350		
Massa específica a granel do leito (kg/m <sup>3</sup> )	<i>pp'</i>	2130		
Massa específica da partícula (kg/m <sup>3</sup> )	<i>pp</i>	3610		
Densidade do agente de gaseificação (kg/m <sup>3</sup> )	<i>ρ</i>	1,094	0,491	0,310
Viscosidade do agente de gaseificação (cP)	<i>μg</i>	0,019	0,034	0,046
Número de Arquimedes	<i>Ar</i>	4570	647	222

#### *Estimativas do Tempo de residência da partícula*

O tempo de residência pode ser definido como o tempo de transporte da partícula de biomassa entre dos pontos dentro do leito, onde a partícula participa das reações e/ou até a conversão completa da partícula. Este parâmetro tem relação direta com a conversão de carbono “CC” já que consegue ser determinado a partir da quantidade de biomassa em forma de carbono não convertida durante o processo, e representa uma limitação inerente do processo de GLFB.

A fração de biomassa convertida depende do tempo de permanência ou residência da partícula no reator. Esta conversão ou o tempo de residência da mesma pode aumentar com o déficit de transferência de calor do material leito e do agente de gaseificação, e do tamanho de partícula de biomassa especialmente para partículas grandes, enfim, em ambos casos resultam no aumento de tempo de conversão e diminuindo o parâmetro CC.

*Tempo de Residência em função do fluxo de ar e quantidade de biomassa.*

AGU et al., (2019) sugerem uma metodologia para prever o tempo de residência do carbono (char) dentro do reator para partículas de biomassa em forma de pellets e chips. Este tempo vai depender da diferença entre o tempo de desvolatilização ( $T_d$ ) e o tempo de extinção ( $T_e$ ) das partículas como indica a 3-32.

$$T_{Residencia\ do\ carbono\ (char)} = T_d - T_e \quad 3-32$$

O tempo de desvolatilização da partícula  $T_d$  e o tempo de extinção da chama  $T_e$  são mostrados na 3-33 e 3-34 respectivamente.

$$T_d = 11,35 \cdot x_b^{0,028} \cdot \left(\frac{U_f}{U_{mf}}\right)^{-0,3} \text{ (min)} \quad 3-33$$

$$T_e = 67,58 \cdot x_b^{0,278} \cdot \left(\frac{U_f}{U_{mf}}\right)^{-0,185} \text{ (min)} \quad 3-34$$

A velocidade de fluidização  $U_f$  e mínima de fluidização  $U_{mf}$  vão depender das características próprias do leito e do agente gaseificante e  $x_b$  representa a relação entre a massa de biomassa que entra sobre a massa de leito como indica a 3-35.

$$x_b = \frac{massa_{bio}}{massa_{leito}} \quad 3-35$$

*Tempo de aquecimento da partícula em função do seu tamanho.*

Características do processo e agente de gaseificação assim como o tamanho da partícula de biomassa influenciam sobre o tempo de residência da partícula. KUNII, *et al.*, (1991) propõem um método para determinar o tempo em que a partícula consegue alcançar a temperatura do leito assumindo o número de Reynolds e o número de Nusselt para um leito em regime borbulhante, a grandeza destes números é definida por características do agente gaseificante, material do leito e a partícula de biomassa, itens que interagem durante o processo.

O tempo em que uma partícula demora para atingir a temperatura do leito está representado pela 3-36, onde  $m_p$  e  $C_{ps}$  representam a massa e o calor específico da partícula de biomassa,  $h_{leito}$  o coeficiente de transferência de calor do leito, a área de contato da partícula de biomassa está representada por  $A$ , e finalmente  $T$ ,  $t_0$  e  $t$  representam a constante logarítmica quando a partícula consegue atingir um dado porcentual da temperatura do leito, neste caso 100.

$$t = \frac{m_p \cdot C_{ps}}{h_{leito} \cdot A} \ln \frac{T-t_0}{T-t} \quad 3-36$$

O coeficiente de transferência de calor  $h_{leito}$  está definido pela 3-37, onde  $N_{bed}$  representa o número de Nusselt,  $k_{ag}$  o coeficiente de transferência de calor do agente gaseificante e  $d_p$  o diâmetro da partícula de biomassa.

$$h_{leito} = \frac{N_{bed} \cdot k_{ag}}{d_p \cdot biom} \quad 3-37$$

O número de Nusselt pode ser definido como o coeficiente de transferência global ou como coeficiente de transferência local, ou seja, para o leito inteiro ou para uma partícula, neste sentido podem ser calculados dois números de Nusselt como indicam as 3-38 e 3-39.

$$N_{bed_{leito}} = 0,03 \cdot Re_p^{1/3} \quad 3-38$$

$$N_{bed_{particula}} = 2 + 0,6 Re_p^{1/2} \cdot Pr^{1/2} \quad 3-39$$

O número de Reynolds  $Re_p$  da partícula foi mostrado anteriormente na 3-26 e  $Pr$  é calculado como indica a 3-40.

$$Pr = \frac{c_p \cdot u}{k_g} \quad 3-40$$

### 3.3. Procedimento de Partida no equipamento GLFB-NEST.

Para determinar as velocidades e características de fluidização é necessário estabelecer um regime de operação estável do equipamento, assim pois será possível visualizar e analisar o comportamento real do equipamento com as características propostas por os modelos descritos anteriormente.

O regime mínimo de fluidização  $Q_{mf}$  pode ser identificado quando a vazão do agente gaseificante no reator consegue exceder as perdas de pressão jusantes ao reator, resultado das perdas de carga da tubulação, placa de distribuição e pressão do material do leito.

Aplicando esta lógica no equipamento, inicialmente com o compressor desligado, o sensor de Pressão TP1 e TP2 indicaria a pressão manométrica 0 mbar no plenum e 0 mbar no topo do reator respetivamente. Onde TP1 não consideraria as perdas de pressão da placa de distribuição e o leito, sendo que o sensor TP2 se encontra após destes elementos consideraria as perdas de pressão destes dois elementos em um regime fluidizado.

Quando é ativado o compressor de ar (caso gaseificação ar), e começa gradualmente a abertura proporcional da válvula do ar, a pressão no plenum (TP1) começa

aumentar até igualar a soma das perdas de pressão gerada pela tubulação, medidor de vazão, preaquecedor, placa de distribuição e as partículas do leito.

Uma vez que a pressão do agente gaseificante iguala estas perdas de pressão começa um regime de emulsão inicial, neste estado o leito continua com a mesma altura, mas seu comportamento hidrodinâmico se assemelha com um fluido, entanto a pressão do sensor TP2 começa a subir. Este resultado pode ser visualizado com a queda da variação de pressão dos medidores de pressão TP1 e TP2 (Figura 7.8 Tela Leitura Medidores).

Imediatamente após de aumentar a velocidade do gás (vazão) é considerado um regime mínimo de fluidização ( $Q_{mf}$ ), este regime é o mesmo regime borbulhante ( $Q_{mb}$ ) uma vez que o material do leito pertence ao grupo B das partículas de Geldart, com isto começa com a formação de bolhas neste estado.

A condição de regime mínimo de fluidização ( $Q_{mf}$ ) também pode ser considerada a partir de um regime de fluidização inicial, onde é diminuída a vazão de agente gaseificante até o leito fluidizado colapsar (VIEIRA ANDRADE, 2007). Esta condição pode ser visualizada quando é diminuída gradualmente a vazão de ar desde um regime fluidizado até observar uma perda de pressão significativa em TP2 e aumento em TP1.

Estabelecer um regime de gaseificação ( $Q_f$ ) ou velocidade de fluidização ( $U_f$ ) depende de diferentes características como estabilidade em termos de temperatura, pressão e massa de leito conservado (sem arraste de seu particulado), este regime deve permanecer em operação contínua por dezenas de minutos ou horas durante a gaseificação.

A velocidade de fluidização ( $U_f$ ) e velocidade mínima de fluidização ( $U_{mf}$ ) podem ser associada com o parâmetro a  $U_f/U_{mf}$  que determina a razão da grandeza da velocidade de fluidização sobre a velocidade na sua condição mínima; Este parâmetro é de interesse devido que maiores razão  $U_f/U_{mf}$  significam maior fluxo do gás, mistura, crescimento de bolhas e mistura do leito, quantidade de biomassa para conversão, etc. Estas variações na razão  $U_f/U_{mf}$  podem considerar um parâmetro de incerteza no caso de realizar um análise comparativo entre diferentes variáveis durante a gaseificação.

Neste sentido, são mostradas na Tabela 3-8 valores de velocidades de fluidização e sua relação com a velocidade mínima de fluidização para diferentes casos bem sucedidos de a gaseificação em leito fluidizado borbulhante reportados por diferentes autores.

**Tabela 3-8** Relação entre as velocidades de fluidização

$U_{mf}$ (m/s)	$U_f$ (m/s)	$U_f / U_{mf}$	Referencia
0.08	0.08-0.24	1-3	(NGUYEN, ALOBAID, <i>et al.</i> , 2020)
0.15	0.6	4	(HERVY, REMY, <i>et al.</i> , 2019)
0.026	0.21-0.49	8-18	(TIMMER, BROWN, 2019)
0.04	0.062	1.55	(SORIA-VERDUGO, VON BERG, <i>et al.</i> , 2019)
1.12 e 1.42	1.41 e 2.12	1.25 e 1.49	(VIJAY KUMAR, BHARATH, <i>et al.</i> , 2017)
0.2	0.45	2.25	(FUENTES-CANO, SALINERO, <i>et al.</i> , 2017)
0.1 e 0.14	0.12 e 0.45	1.2 e 3.2	(FREMAUX, BEHESHTI, <i>et al.</i> , 2015)

É necessário mencionar que estas velocidades variam de acordo a diferentes fatores como tipo e tamanho da partícula de leito, pressão de gaseificação, tamanho do equipamento e temperatura de gaseificação, tal como foi indicado anteriormente em predição do regime de fluidização. Da mesma forma no final desta seção é apresentada a Tabela 3-9, que mostra um resumo mais completo das principais características dos estudos da tabela anterior, onde são mostradas as velocidades de fluidização com o tipo de material do leito, pressão, parâmetros e regimes de operação.

Continuando com estas relações de fluidização é notável destacar que a velocidade de fluidização ascende até máximo 3 vezes a velocidade mínima de fluidização. Em contrapartida  $U_f/U_{mf} > 3$  são característicos de reatores a escala laboratorial onde o diâmetro do reator e relativamente pequeno <10 cm fazendo factível a utilização de compressores de tamanho grande (em relação à escala do gaseificador) onde conseguem atingir altas velocidades de fluidização.

Assim o regime de fluidização ( $Q_f$ ) e régimen borbulhante ( $Q_b$ ) geralmente é o dobro da condição mínima de fluidização ( $Q_{mf}$ ). Este regime de fluidização deve estar na faixa de operação de vazão de ar compressor a determinada pressão (somando as perdas da válvula de controle, tubulação, perdas da placa, leito e sistemas jusantes do reator), isto com o fim de diminuir o aumentar a vazão para controlar os parâmetros de operação (RE, SBR,  $AR_{enq}$ ) nas mesmas condições de  $U_f/U_{mf}$ .

Para estabelecer a velocidade de fluidização terminal ou de arraste ( $U_t$ ) se aumenta a vazão de ar no sistema até evidenciar um esfericidade significativo de partículas do leito no ciclone, enfatizando que inicialmente vão ser arrastadas as partículas de menor tamanho ou particulado fino <300 $\mu m$  (Tabela 3-2), este regime não necessariamente é o regime terminal, e sim é quando é arrastada uma quantidade significativa do material do leito.

*Comparação dos Regimes Experimentais com Regimes Teóricos (Predição).*

Como foi discutido anteriormente existem diferenças entre os regimes de fluidização calculados com constantes empíricas (3-21) e os regimes experimentais, mas é possível comparar ambos e estabelecer uma relação a partir de diferentes constantes experimentais reportadas por diferentes autores Tabela 3-5.

Para regimes de fluidização  $Q_{mf}$ ,  $Q_f$ ,  $Q_t$ , é necessário realizar a conversão para condição Padrão ( $Nm^3/h$ ), pois na literatura encontra-se geralmente os regimes nesta condição para omitir os efeitos da pressão e a temperatura.

Nos regimes de fluidização experimentais (caso gaseificação ar), o ar no plenum tem uma temperatura maior que a temperatura ambiente. Cada regime pode ser convertido para a condição padrão ( $\bar{Q}_i$ ) como indica a Equação 3-41, onde  $Q_i$  é a vazão respectiva para cada regime e TC3 é a temperatura que indica o sensor (TC3/Leitura Termopares Leitura Termopares).

$$\bar{Q}_i = \frac{Q_i(273,15)}{(273,15 + (TC3))} (Nm^3/s) \quad \text{Equação 3-41}$$

Como o diâmetro do gaseificador na região do leito é constante ( $d=0.304$  m), é possível estabelecer as velocidades de fluidização  $U_{mf}$ ,  $U_f$  e  $U_t$ , segundo cada regime como indica a Equação 3-42.

$$\bar{U}_i = \frac{\bar{Q}_i}{(\pi/4)(0.152^2)} (m^2/s) \quad \text{Equação 3-42}$$

As velocidades  $U_{mf}$ ,  $U_f$  e  $U_t$  em condições padrão ( $Nm^3/s$ ) permitem comparar os resultados dos testes com outros estudos (Tabela 3-9). Além disso, permitem realizar a predição do regime de fluidização mostrado anteriormente para comparar estes as características de fluidização reais (experimentais) com as características propostas pelos modelos teóricos reportados na literatura.

*Seleção das variáveis e faixas de operação*

A Tabela 3-9 apresenta as grandezas dos principais parâmetros de operação em GLFB de bancada compilados na Tabela 2-1 e, em base nos dados da Tabela 2-6 e a tabela a seguir, são definidos os parâmetros de operação, faixas de operação, medição e controle, e avaliação do processo, visando ser aplicados no equipamento

**Tabela 3-9** Principais parâmetros de operação dos gaseificadores de bancada em leito fluidizado borbulhante reportados na literatura

Referencia	RE	SBR	Oxigênio	Velocidades $u_f$ , $u_{mf}$ , $u_s$ (m/s)	Comentários e informações de relevância.
(NGUYEN, ALOBAID, <i>et al.</i> , 2020)	0.07-0.22	0.7-1.6		$u_f/u_{mf} = (7.92-8.57)$	SBR 1.2 ótimo, Pressão manométrica negativa, Leito de areia sílica
(HERVY, REMY, <i>et al.</i> , 2019)	0.21-0.35			$u_{mf} = 0.15$ ( $u_s = 4 \cdot u_{mf}$ )	Leito de Olivina
(TIMMER, BROWN, 2019)	0.24-0.37	0.6 - 2.9		$u_{ms}$ 20.6 cm/s-29 (700°C)	Leito de Areia sílica e calcareo 70/30, SBR em mol h <sub>2</sub> o / mol cc, Pressão Atmosférica, Escala laboratorial
(SORIA-VERDUGO, VON BERG, <i>et al.</i> , 2019)		$\alpha = 5/6$		$u_s = 6.2$ e $7.4$ - $u_{mf} = 4.4$ e $5.3$ (cm/s)	Leito de olivina e sepiolite, pressão de 2 bar, pré-aquecimento leito a 400°C, $\alpha$ =relação para conversão total de H <sub>2</sub> e CO.
(GÜL, AKGÜN, <i>et al.</i> , 2018b)	0.25-0.33	2, 2.5, 2.8 (kg H <sub>2</sub> O/kg C)	Controlar RE e a Temperatura	0.8 @0bar e 20°C	Leito de areia sílica, pressão 2.74 bar, pré-aquecimento do leito a 400°C
(MONTEIRO, ISMAIL, <i>et al.</i> , 2018)	0.29-0.45			0.25-0.5	Leito de dolomita, Pressão atmosférica, pré-aquecimento do ar a 350°C e leito a 400°C, velocidades @ Normal
(KARATAS, AKGUN, 2018)	0.2-0.4	0.41-1.11			Leito areia sílica, RE estabilidade de 40 min, pré-aquecimento leito 450-500.
(NAM, RODRIGUEZ-ALEJANDRO, <i>et al.</i> , 2018)	0.22-0.44				Leito areia sílica, Pressão de 3.44 bar, pre-aquecimento leito 400°C
(LIU, Lingqin, HUANG, <i>et al.</i> , 2018a)	0.15-0.24		21%-45% (ER)	$u_f = 0.67-1.41$	Leito de alumina-bauxita , 1 hr de estabilidade para cada mostra, velocidades @ Normal
(GONZÁLEZ-VÁZQUEZ, GARCÍA, <i>et al.</i> , 2018)	0.13, 0.25	0.04-1.85			Relação vapor/ar (70/30, 10/90, 25/75, 50/50, 70/30), Pressão Atmosférica
(MOREIRA, VAZ, <i>et al.</i> , 2018)	0.25-0.35	0-0.75	RE= 0.25-0.35 (Oxigênio Puro)		Leito de Areia e alumina, Estabilidade de 90-130 min
(VIJAY KUMAR, BHARATH, <i>et al.</i> , 2017)	0.25-0.35	0.15, 0.2, 0.25		$u_s = 1.41-2.12$ m/s ( $u_{mf} = 1.12$ e $1.42$ )	Leito areia sílica, Pressão atmosférica, estabilidade de 25-30 min, Vapor a 400°C, Repetibilidade pelo menos 1 vez.
(FUENTES-CANO, SALINERO, <i>et al.</i> , 2017)	0.07, 0.14, 0.21			$u_{mf}$ 0.2 m/s ( $u_f = 0.45$ )	Leito Bauxita, Repetibilidade 2 ou 3 vezes
(KULKARNI, BAKER, <i>et al.</i> , 2016)	0.2, 0.25, 0.3			$u_s = 0.12$ (Reynold 1.11)	Leito Areia Sílica, Estabilidade 20-30 min
(ISIK-GULSAC, GAFAROVA-AKSOY, <i>et al.</i> , 2015)	0.24-0.29			$u_f = (0.41-0.43)$	Leito areia sílica, Pressão Atmosférica

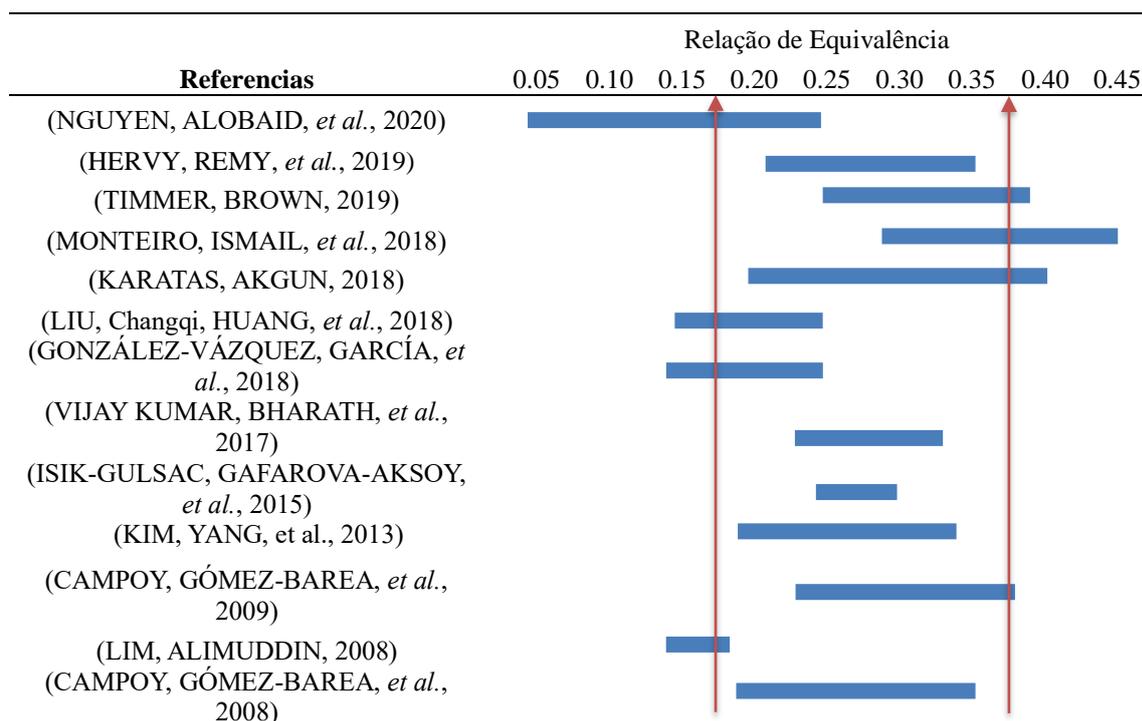
(BARISANO, CANNETO, <i>et al.</i> , 2016)	0.2-0.22	0.38-0.41	0.3 (kg Biom/ kg Oxi)	<i>Leito de olivina, Pressão 1.1-1.2 bar</i>
(FREMAUX, BEHESHTI, <i>et al.</i> , 2015)		0.5-1	0.12-0.25 $u_f$ (0.1-0.14 $u_{mf}$ )	<i>Leito Areia sílica, Estabilidade de 40 min, Repetibilidade de 3-5 vezes</i>
(ABDOULMOUMINE, KULKARNI, <i>et al.</i> , 2014)	0.15, 0.25, 0.35			<i>Leito Areia sílica, diferentes níveis de temperatura 790, 934, 1078 (°C). utilização de ANOVA.</i>
(HUYNH, KONG, 2013)	0.19-0.34	0-0.75	21, 30, 40	<i>Leito de areia sílica e calcareo, Pressão de 3.44 bar, gaseificador operado baixo conceito de estado auto-termico com aquecedores.</i>
(MAYERHOFER, M, MITSAKIS, <i>et al.</i> , 2011)		0.8-1.2		<i>Leito de Olivina com 10% de Fe<sub>2</sub>O<sub>3</sub>, Pressão de 1-2.5 bar, mostras cada 5-10 min, estabilidade de 20-30 min</i>
(DEFOORT, RAVEL, <i>et al.</i> , 2011)		1-2		<i>Leito de Carbetto de silício (SiC) e Olivina, Pressão de 1.5 Bar</i>
(RAPAGNÀ, GALLUCCI, <i>et al.</i> , 2010)		0.78, 1.06, 1.16		<i>Leito de Olivina</i>
(WU, YIN, <i>et al.</i> , 2009)	0.18-0.27		0.8-1.2 m/s	
(PINTO, ANDRÉ, <i>et al.</i> , 2009)		0.94-1.04	0-0.6 g/g	<i>Leito Areia sílica</i>
(CAMPOY, GÓMEZ-BAREA, <i>et al.</i> , 2009)	0.24-0.38	0-0.63	21-40 (%v/v)	<i>Leito de ofite (rocha sub-volcanica), Areia sílica e Calcarea pré-aquecimento de 400°C, estabilidade de 3-4 hrs</i>
(LIM, ALIMUDDIN, 2008)	0.15 e 0.17			<i>Leito areia sílica, Pressão de 1.3 bar, Estabilidade de amostra de 30 min, Pré-aquecimento leito 350°C</i>
(CAMPOY, GÓMEZ-BAREA, <i>et al.</i> , 2008)	0.19-0.35	0-0.45	0.12 $u_{mf}$ ( $u_s$ 1.03-1.45)	<i>Leito de ofite (rocha sub-volcanica), Areia sílica e Calcarea pré-aquecimento de 400°C, Faixa com 3 Níveis (-, 0, +), Aquecimento alo térmico segundo perdas de calor</i>

Neste estudo são consideradas as faixas de operação em plantas piloto que trabalham à pressão próxima à atmosférica mostrados anteriormente, e são analisadas as sugestões ou informações de relevância fornecidas pelos autores

#### *Razão de Equivalência*

A Tabela 3-10 mostra níveis de Razão de Equivalência em gaseificação de leito fluidizado borbulhante reportados por diferentes autores os que serão analisados visando-se estabelecer uma faixa de níveis corretos.

**Tabela 3-10** Níveis de Razão de Equivalência para GLFB



Assim como é indicado, uma faixa aproximada de RE para gaseificação encontra-se de 0.17-0,38. Os principais problemas de gaseificação em faixas RE baixas para estudos em escala piloto são as perdas de energia em forma de calor que conduzem a uma gaseificação incompleta e com excesso de alcatrão. Uma solução para esta dificuldade foi proposta por CAMPOY, *et al.*, (2009) que foi analisada no item Metodologia de controle/leitura parametros de entrada no GLFB-NEST. Neste estudo pretende-se adotar esta metodologia para condição autotermica adiabatica.

Os parâmetros que se encontram fora da faixa vermelha são descartados analisando o motivo que se encontra fora da faixa. Como exemplo o estudo de NGUYEN, *et al.*, (2020), (RE=0.07-0,22), realizado em escala laboratorial utiliza faixas de RE fora do alcance da literatura (Tabela 3-9). É necessario assinalar que o equipamento opera em gaseificação alotermicas e durante a fluidização o compressor opera com pressão

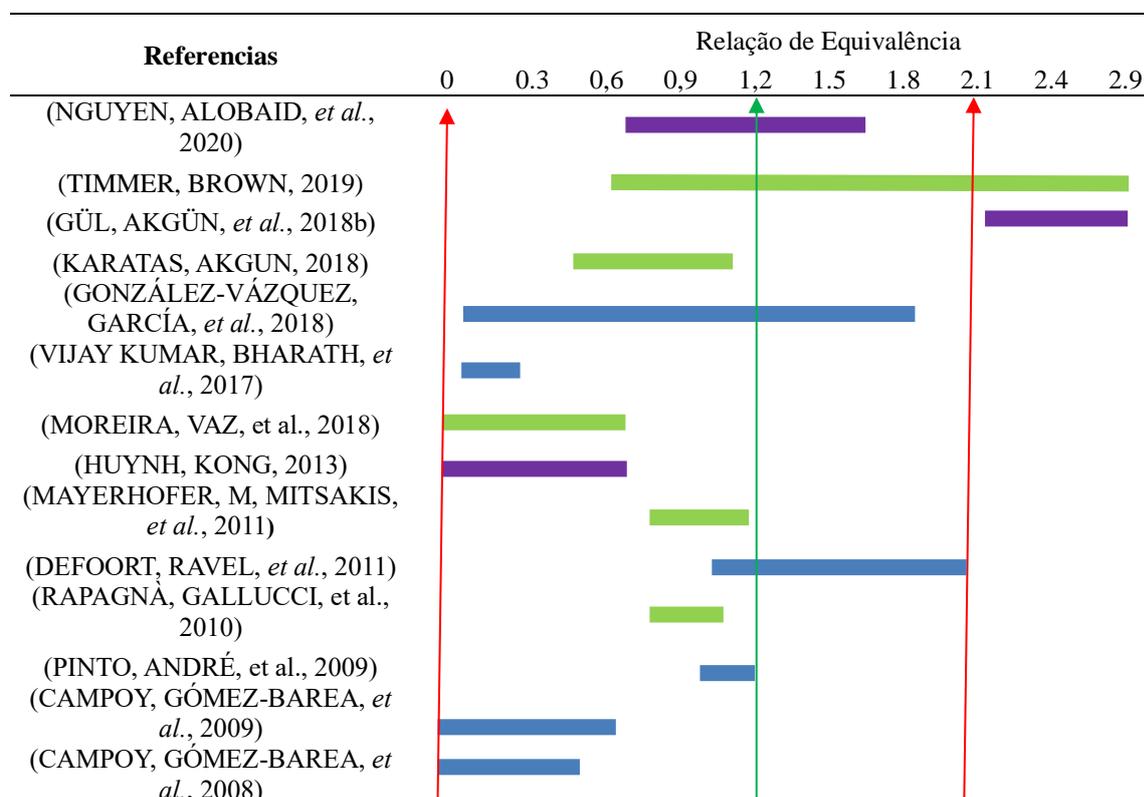
manométrica negativa, isto indica que o compressor de ar que gera a fluidização do leito trabalha por sucção e não por descarga, assim pois o comportamento hidrodinâmico é diferente em relação a um gaseificador de escala piloto. Por outro lado o estudo feito por HERVY, REMY, *et al.*, (2019) para gaseificação a escala laboratorial se descreve o processo com níveis  $RE=0.21-0,35$ , esta faixa concorda com a faixa de outras pesquisas reportadas na literatura para estudos em escala piloto e será levada em consideração.

Valores superiores a  $RE=0,38$  são reportados no estudo de MONTEIRO, *et al.*, (2018), neste estudo o autor destaca a excessiva formação de produtos de combustão sem valor energético como  $CO_2$  e  $H_2O$  consumindo produtos de valor energético como  $CO$  e  $H_2$ , por conseguinte esta faixa é rejeitada.

#### *Relação vapor/biomassa (SBR)*

A Tabela 3-11 indica as faixas da Relação Vapor/Biomassa reportadas na literatura, visando determinar níveis apropriados para este estudo. Os dados mostrados apresentam uma faixa bastante extensa, tornando necessário o aprofundamento para cada caso antes de se descartar o mesmo. Na cor roxa são apresentados os estudos com pressão maior de 2 bar, estes estudos são descartados pois neste trabalho o gaseificador opera a pressão atmosférica. Indicados com cor verde são mostrados os estudos em escala laboratorial, com cor azul os estudos em planta piloto.

**Tabela 3-11** Níveis de Relação vapor / biomassa (SBR) para GLFB



Como indica a Tabela 3-11, um alcance aproximado para gaseificação com vapor encontra-se na faixa de 0 até 2, indicando que 0 equivale a gaseificação sem vapor, e varios autores trabalham como nivel inferior 0,5. Por outro lado, o equipamento gerador de vapor consegue produzir um máximo de 24 kg/h de vapor (Anexo-Descrição do equipamento-Gerador de Vapor).

*Ar Enriquecido com oxigênio ( $AR_{enq}$ )*

A Tabela 3-12 indica a porcentagem volumetrica de oxigenio durante a gaseificação utilizando ar como agente gaseificante. Indicados com cor verde são mostrados os estudos em escala laboratorial e com cor azul os estudos em planta piloto.

**Tabela 3-12** Níveis de ar enriquecido com oxigênio para GLFB

Referencia	Porcentagem Volumétrico de Oxigênio no Ar					
	21	25	30	35	40	45
(LIU, Lingqin, HUANG, <i>et al.</i> , 2018a)	[Barra azul de 21% a 45%]					
(MOREIRA, VAZ, <i>et al.</i> , 2018)	[Barra verde de 30% a 40%]					
(HUYNH, KONG, 2013)	[Barra azul de 25% a 45%]					
(CAMPOY, GÓMEZ-BAREA, <i>et al.</i> , 2009)	[Barra azul de 21% a 40%]					

Como indica a Tabela 3-12, um alcance aproximado para gaseificação com ar enriquecido encontra-se na faixa de 21%-45%, indicando que 21% equivale a gaseificação com ar sem oxigênio extra. Varios autores trabalham como nivel inferior de oxigenio extra, a partir de 25%.

*Relação entre velocidade de fluidização e a velocidade mínima de fluidização ( $U_f/U_{mf}$ ).*

A Tabela 3-13 indica a relação entre a velocidade de fluidização e velocidade mínima de fluidização. Indicados com cor verde são mostrados os estudos em escala laboratorial e com cor azul os estudos em planta piloto.

**Tabela 3-13** Níveis de entre a relação  $U_f/U_{mf}$

Referencia	1	1.5	2	2.5	3	4	5	6	8
(NGUYEN, ALOBAID, <i>et al.</i> , 2020)	[Barra verde de 1 a 8]								
(HERVY, REMY, <i>et al.</i> , 2019)	[Barra verde de 4 a 5]								
(SORIA-VERDUGO, VON BERG, <i>et al.</i> , 2019)	[Barra azul de 1.5 a 2]								
(LIU, Changqi, HUANG, <i>et al.</i> , 2018)	[Barra azul de 5 a 6]								
(VIJAY KUMAR, BHARATH, <i>et al.</i> , 2017)	[Barra verde de 1 a 2]								
(FUENTES-CANO, SALINERO, <i>et al.</i> , 2017)	[Barra azul de 3 a 4]								
(KULKARNI, BAKER, <i>et al.</i> , 2016)	[Barra verde de 1 a 2]								
(FREMAUX, BEHESHTI, <i>et al.</i> , 2015)	[Barra verde de 1 a 2]								

Estes valores de relação de fluidização ( $U_f/U_{mf}$ ) não permitem determinar alguma faixa de trabalho, mostrando tendência para ( $U_f/U_{mf}$ ) baixos (1-2), isto é devido ao fato que cada estudo se adapta as características do equipamento, material do leito, escala do gaseificador e possibilidades de controle da variação de ER.

A diferença entre as densidades das partículas do leito e a biomassa podem promover a segregação das partículas de biomassa e carbono não convertido até a superfície quando a velocidade de fluidização é baixa. Por outro lado, uma alta densidade do leito pode dificultar a segregação das partículas de biomassa deixando-as no fundo do reator, em ambos casos a concentração da temperatura e transferência de calor do leito será delimitada por uma área específica. Velocidades maiores de fluidização podem promover a formação de bolhas que intensificam a mistura dentro do leito, o que induz a uma distribuição de calor mais homogênea das partículas no leito (SORIA-VERDUGO, et al., 2019).

Mudar a RE no processo pode ser feito variando-se o fluxo de agente de gaseificação ou variando-se a vazão de biomassa fornecida. Em ambos casos é necessário levar em conta as mudanças mássicas dentro do reator e o tempo de estabilização do equipamento. Por exemplo, para diminuir a RE, aumentando a biomassa enquanto o a vazão do agente de gaseificação é mantida, acumularia biomassa “fresca” com biomassa sem transformar, resultando em maior biomassa para conversão que diminuiria a temperatura do sistema, gerando como resposta menor de conversão de carbono até o sistema estabilizar (AGU, et al., 2020).

### 3.3.1. Procedimento de Testes

Para levar a cabo o processo de fluidização e posteriormente da gaseificação é necessário um conhecimento prévio do sistema especificado no Anexo 1 Descrição do Equipamento. Adicional é necessário um estudo prévio da biomassa e do material do leito utilizado, devido que é fundamental entender como estas variáveis interatuam com o desempenho do equipamento e como vão ser controladas.

Inicialmente é plotado um diagrama de fluxo geral que indica os subprocessos principais, estes subprocessos estão organizados em uma sequência com o objetivo de se evitar paradas posteriores nas etapas contínuas ou durante a execução do experimento. A Figura 3.8 mostra o diagrama do fluxo geral para o processo de gaseificação de biomassa no equipamento, cada uma das etapas descritas são contínuas e tem dependência da anterior, o que significa que não é possível pular uma etapa.



**Figura 3.8** Diagrama de fluxo geral para gaseificação de biomassa.

Estes subprocessos levam atividades a desenvolver por parte do operador, que são descritas no diagrama completo mostrado na Figura 3.9.

Cada atividade descrita está envolta por uma forma ou símbolo que indica ou sugere processos, documentos ou decisões como indica a Tabela 3-14. Estas mesmas são descritas e especificadas com um checklist assim como precauções no Anexo 3 – Descrição Geral do Processo.

**Tabela 3-14** Formas e Símbolos utilizados no diagrama de fluxo completo

	Início/Fim do Processo		Captura de informação ou recolecção de dados.
	Subprocesso ou conjunto de etapas para o subprocesso		Dados ou informações externos ou de aquisição.
	Atividade ou ação a seguir. Inspeção, revisão, executar, etc.		Seta indicação do sentido da atividade.
	Decisão, indica se é possível com a seguinte etapa.		Doble Seta indicação do sentido de Subprocesso.
	Indica um título ou referência deste documento.		Nota que esclarece/resolve a atividade

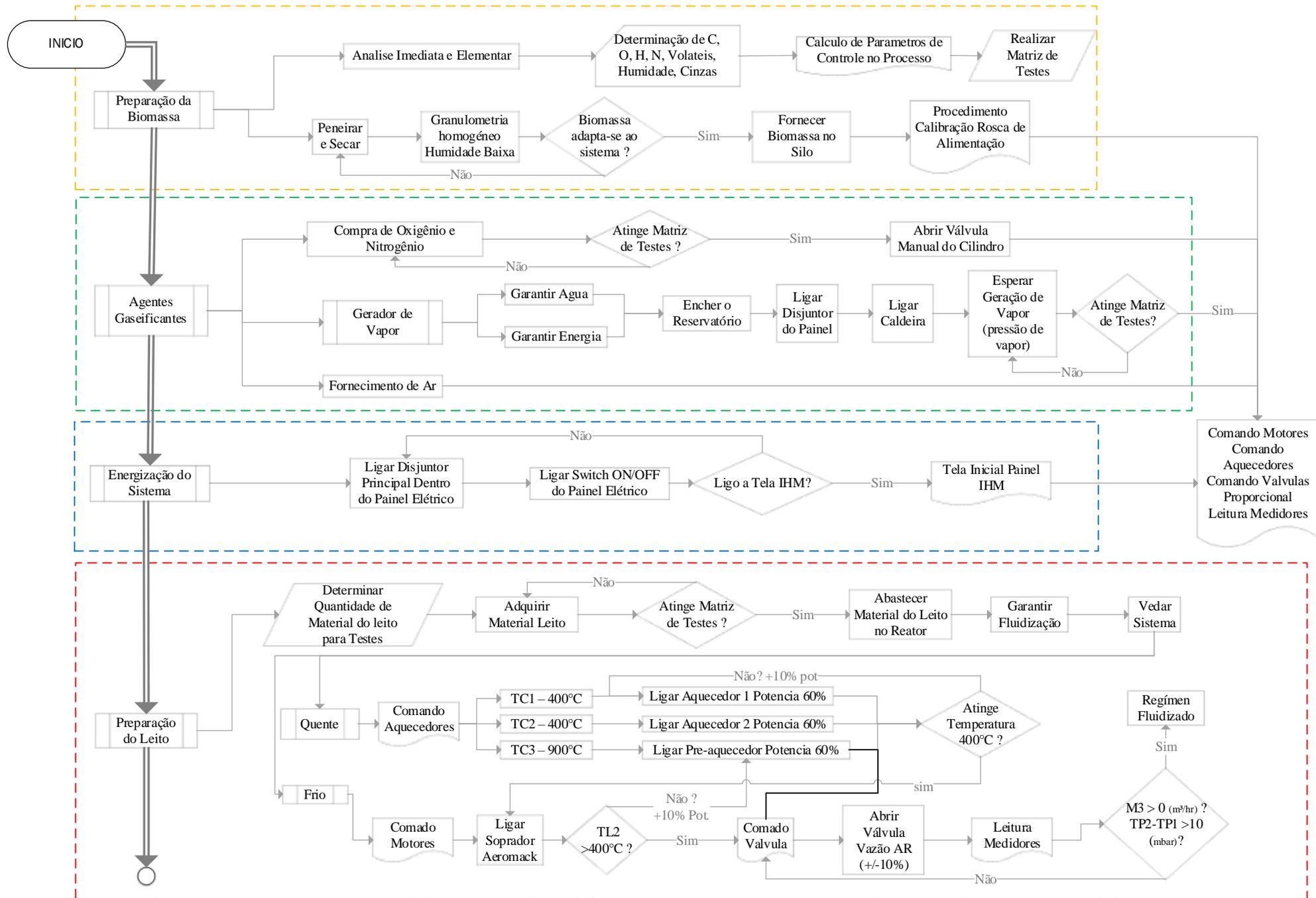


Figura 3.9 Descrição específica do fluxograma para gaseificação de biomassa

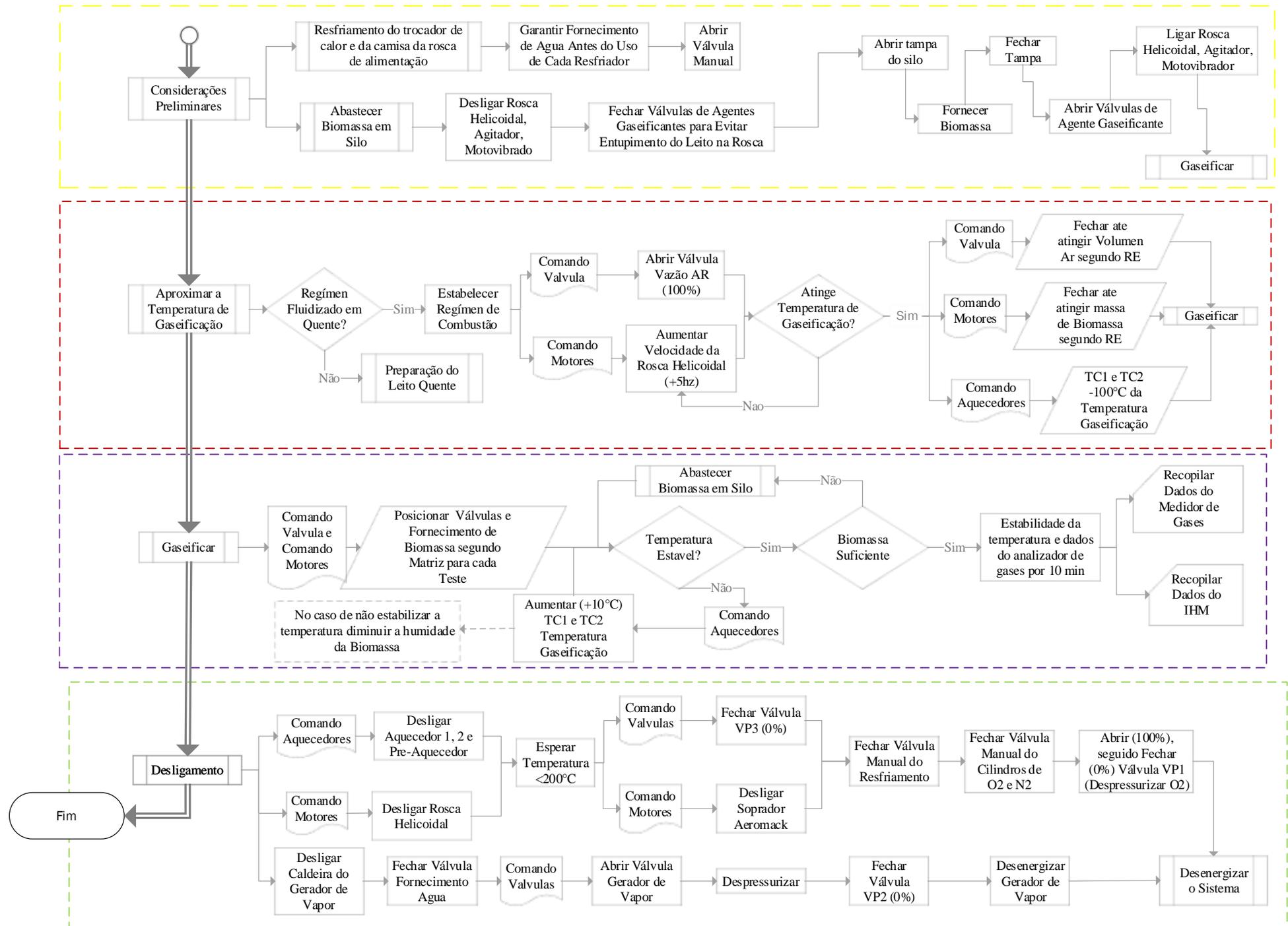


Figura 3.9 Descrição específica do fluxograma para gaseificação de biomassa (continuação)

### *Teste de fluidização e gaseificação*

Os testes iniciais proporcionaram informação para o planejamento definitivo dos experimentos restantes, além de proporcionar dados quantitativos para as análises dos equipamentos auxiliares como os sistemas de medição, bem como possíveis erros experimentais durante a execução. Além disso, oferecem uma oportunidade para revisar as decisões tomadas durante o planejamento e de caso sejam necessárias realizar mudanças (MONTGOMERY, 2004).

O teste de fluidização a frio ( Temperatura ambiente) e a quente (Aquecimento Alotermico  $>400^{\circ}\text{C}$ ) permite conhecer o comportamento do equipamento, grandezas de vazão, pressão e temperatura, comportamento das válvulas, prever o tempo e consumo dos materiais ou matérias primas (planejamento experimental), temperaturas de aquecimento e estabilidade do equipamento, e com ajuda da  $U_f$  e  $U_{mf}$  determinas as principais característica de fluidização e as faixas de operação atingida pelo equipamento.

O teste de gaseificação permite determinar os mesmos itens do teste de fluidização anteriormente descritos, adicionalmente é devido ao fato de ser um equipamento novo, visualizar o efetivo funcionamento de gaseificação. Como exemplo de teste de gaseificação é selecionado  $RE=0,21$ , com este teste é possível adquirir experiência para determinar o comportamento da gaseificação visando ter um estado autotérmico, e permite conhecer as temperaturas durante a gaseificação. No caso de não se manter um estado autotérmico é possível realizar uma análise das temperaturas e estabelecer uma temperatura nos aquecedores para alcançar uma gaseificação adiabática.

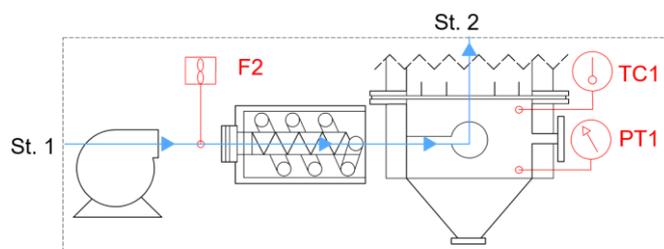
## Capítulo 4

### 4. RESULTADOS

Neste capítulo são apresentados os resultados das equações propostas na metodologia e uma avaliação com os resultados obtidos durante o teste de fluidização, adicionalmente é apresentada uma proposta de modificações necessárias no GLFB-NEST visando que o equipamento consiga atingir uma gaseificação auto térmica e estável para que os parâmetros resposta possam ser analisados com validades estatística.

#### 4.1. Volume de controle para fluxo mássico

O equipamento conta com um medidor de vazão de ar (F2) instalado antes do preaquecedor de ar, adicionalmente conta com um termopar (T1) e transdutor de pressão (P1) localizados no plenum. Para quantificar a velocidade do gás no reator (estado 2) é proposto um volume de controle (Figura 4.1) utilizando a equação dos gases ideais  $PV=MRT$ , onde a massa e constante R do ar são constates nos dois estados. Assim pois,  $P_1 \cdot V_1 / T_1 = P_2 \cdot V_2 / T_2$ . No estado 1 o sensor F2 provê o fluxo volumétrico ( $m^3/h$ ) @ pressão e temperatura em condições atmosféricas da locação. No estado 2, a grandeza da temperatura e pressão são fornecidas pelos sensores T1 e P1, assim isolando  $V_2$  pode ser calculado. Como a área do reator ( $m^2$ ) é constante, é possível determinar a velocidade equivalente ( $m/s$ ) para diferentes grandezas registradas pelos sensores.



**Figura 4.1** Volume de controle para fluidização com ar.  
St (estado); F2 ( $m^3/hr$ ); TC1 ( $^{\circ}C$ ); PT1 (mbar).

Adicionalmente foi determinado o fluxo volumétrico do compressor com o leito esvaziado, visando determinar as perdas pela tubulação e a placa de distribuição. Para condições do ambiente de  $25^{\circ}C @ 856$  nmm, o compressor de ar, aumenta a temperatura

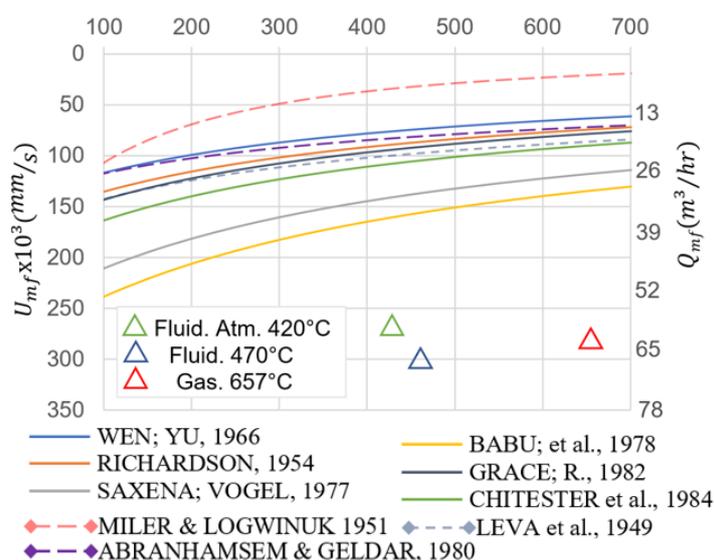
no sensor do plenum até 38°C e registra-se uma perda de carga de 10-12 mbar, o fluxo volumétrico do compressor alcança até 54 m<sup>3</sup>/h.

## 4.2. Comportamento durante a fluidização

### 4.2.1. Resultados teóricos da fluidização

Experimentos de fluidização com a configuração de um BFBG descritas anteriormente foram feitos, durante a fluidização foi elevada a temperatura do ar desde 38°C até 420°C, estabelecendo uma altura do leito de 17,5 cm equivalente a 27 kg de leito no reator. Durante o teste o man-hole (tampa superior) do topo do reator foi retirado para estabelecer e registrar a homogeneidade durante a fluidização @  $P_{atm}$ .

A fluidização homogênea é considerada quando a formação, crescimento e erupção das bolhas é gerado em tudo a área do leito, Quando se observo uma fluidização homogênea foi calculada a  $U_f$ , assim pois esta característica foi visualizada para  $U_f > 0,2728$  m/s @420°C. esta velocidade aproxima-se mais com a  $U_{mf}$  calculada com as constantes propostas por Babu, et al., (1978) como mostra a Figura 4.2.



**Figura 4.2** Comparativo do atual BFBG e predição da velocidade e régimen mínimo de fluidização de constantes empíricas (Tabela 3-5) e equações (Tabela 3-6) propostas por diferente autores.

Estas velocidades são utilizadas para determinar as características físicas do leito utilizando os modelos matemáticos que a descrevem, e ar como agente de gaseificação a diferentes temperaturas como mostra a Tabela 4-1 e realizar uma análise comparativa com testes no equipamento.

**Tabela 4-1** Resultados das principais características durante a fluidização utilizando os modelos matemáticos.

Parâmetros e Resultados	Símbolo	Temperatura °C		
		38	420	825
Velocidade mínima de fluidização(m/s)	$U_{mf}$	0,265	0,162	0,121
Vazão mínima de fluidização (m³/hr)	$Q_{mf}$	69,204	42,275	31,527
Fluidization Velocity (m/s)	$U_f$	0,298	0,273	0,136
Vazão de fluidização (m³/hr)	$Q_f$	77,855	71,275	35,468
Velocidade de transição pico (m/s)	$U_c$	2,488	3,924	5,088
Vazão de transição pico (m³/hr)	$Q_c$	650,1	1025,2	1329,6
Velocidade de estabilização na transição (m/s)	$U_k$	3,881	6,120	7,937
Vazão de estabilização na transição (m³/hr)	$Q_k$	1014,0	1599,2	2074,0
Velocidade Terminal (m/s)	$U_t$	2,329	1,922	1,737
Vazão terminal (m³/s)	$Q_t$	608,7	502,2	453,8
Diâmetro Inicial da bolha (m)	$db0$	0,0094	0,0057	0,0043
Diâmetro da bolha para h=10cm (m)	$db$	0,037	0,030	0,027
Diâmetro máximo da bolha (cm)	$db_{max}$	5,82	4,78	4,25
Expansão do leito (m)	$H$	0,176	0,175	0,175
Transport disengagemetn height (m)	$TDH$	0,433	0,338	0,292

Cabe ressaltar que os cálculos anteriormente mostrados são teóricos, em relação à tamanhos médios de partículas e bolhas. Além é considerada uma altura de expansão do leito como se o reator fosse de diâmetro constante. Estes resultados mostram uma aproximação para determinar os regimes de fluidização em um teste experimental.

Destaca-se que a velocidade fluidização  $U_f$  é mais próxima a  $U_{mf}$  que de  $U_t$ , assim pois é possível aumentar a velocidade de fluidização para atingir RE baixas onde precisa-se fluxos de ar maiores sem incertezas no possível deslocamento das partículas do leito fora do reator.

#### 4.2.2. Resultados experimentais da fluidização

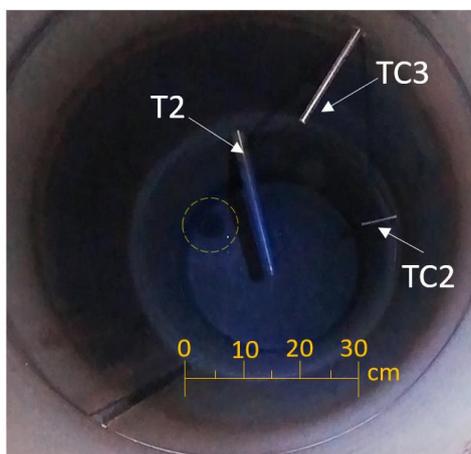
##### Teste em frio @ $P_{atm}$

No primeiro teste de fluidização em frio, as perdas de pressão da tubulação, placa de distribuição e leito criaram uma resistência (pressão) no ar, isto aumento a temperatura do agente de gaseificação desde a temperatura ambiente (20°C) até 38°C (TC1) no plenum @ 29,4 mbar (PT1).

Para a porosidade (voidage) do leito em condição mínima de fluidização de  $\varepsilon_{mf} = 0,4099$ , a pressão que exerce o leito sobre a placa de distribuição é de  $\Delta p_b = 3657$  pa ou 36,57 mbar (Equação 3-6). Por outro lado, as perdas de pressão na placa de distribuição (Equação 3-8) é  $\Delta p_d = 4595$  pa ou 45,95 mbar. Segundo os cálculos anteriores é necessário 82,52 mbar para atingir a condição mínima de fluidização, isto não tem em

conta as perdas montantes pela tubulação antes do plenum. Isto sugere que o compressor que fornece ar para a fluidização, deveria atingir a vazão (velocidades) de fluidização à pressões superiores de 82.52 mbar, adicionando as perdas de pressão dos equipamentos jusantes e montantes do reator.

De acordo com as constantes experimentais  $K_1=25,3$  e  $K_2=0,065$  (Babu, Shah, et al., 1978) para fluidização com alumina a condições de temperatura ambiente ( $38^\circ\text{C}$ ) é necessária uma velocidade mínima de  $0,265$  (m/s) resultando em uma vazão de ar de  $69,2$   $\text{m}^3/\text{h}$ , o compressor de ar foi ligado até o limite máximo de  $52$   $\text{m}^3/\text{h}$  @  $50$  mbar (PT1), isto resultou em uma fluidização pobre do leito condensado a saída do ar a traves de um canto no leito enquanto o restante do leito permanecia em estado estático como mostra a Figura 4.3.



**Figura 4.3** Fluidização pobre do leito.

Esta falta de uniformidade na fluidização pode ser causada, provavelmente, pela baixa resistência da placa de distribuição em um dos bicos injetores, que foi incentivada pela queda de pressão na seção lateral do leito de saída de ar a traves do mesmo. Em outros termos, a baixa resistência de saída de ar em um dos bicos injetores facilitou o escoamento de ar nesta, este efeito foi acrescentado pela formação de um jato de ar na seção do leito, resultando em menor resistência da seção transversal do leito, diminuindo a perda de carga e facilitando sua saída nesta região.

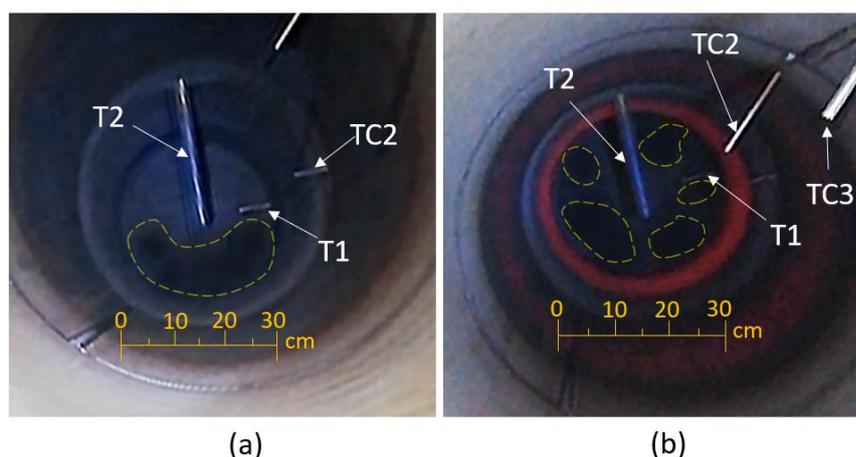
De acordo a Knowlton T. et al. (2005) a pressão exercida pelo leito pode criar um by-pass (fluxo preferencial) de ar dentro do leito. Sendo a pressão na parte inferior do leito maior que a pressão na parte superior, o gás, procura o caminho de menor resistência até o topo do leito, isto impede a distribuição uniforme no leito. Se a pressão do sistema é maior a  $2,5$  bar é menos provável que se produza este efeito, já que diminui a relação entre a pressão do ar após do compressor e a perda carga devido do leito.

Outra característica que favorece esta baixa homogeneidade é a formação de um jato de ar direcionado dentro do plenum, esta particularidade ocorre quando a área da seção de entrada do plenum é muito menor que a área da seção transversal de saída, esta propriedade pode ser reduzida com palhetas de escoamento que direcionem o fluxo do agente de fluidização dentro do plenum (BASU, P, 2006a).

Na realidade a causa da falta de uniformidade pode ser qualquer das antes mencionadas ou ambas, adicionalmente de acordo ao cálculo com os modelos matemáticos o equipamento não atinge esta velocidade.

#### *Teste em quente @ $P_{atm}$*

No segundo teste com o reator a pressão atmosférica (sem tampa no reator), o pré-aquecedor foi ativado até se atingir uma temperatura do ar de 420°C (TC1). Durante o aquecimento do agente de fluidização foi evidenciado uma melhoria progressiva da fluidização do leito a partir de uma região lateral, Figura 4.4 (a) até se atingir uma fluidização homogênea em todo o leito Figura 4.4 (b). O aquecimento do agente de fluidização aumentou o fluxo volumétrico e a pressão no plenum ( $\uparrow PV = MRT \uparrow$ ), enquanto a perda de carga dos bicos e leito eram constantes. Aumentar a pressão no plenum, diminuiu a relação entre a pressão do ar e as perdas de carga, isto compensou as diferenças de perda de carga em cada um dos bicos injetores, que gradualmente ativo a saída de ar em cada um dos bicos. Quando todos os bicos injetores estavam ativos e se atingiu um valor máximo de perda de carga, se aumentou a vazão volumétrica de ar no reator.



**Figura 4.4** Fluidização parcial (a) e total do leito (b).

De acordo com as constantes experimentais propostas por Babu, et al., (1978) para esta temperatura (420°C) é necessária uma velocidade de fluidização de 0.162 m/s, equivalente a 42.27 m<sup>3</sup>/h no reator. Durante o aquecimento do agente de fluidização manteve-se uma vazão de 32 m<sup>3</sup>/h no compressor (F2). Foi evidenciado um aumento

progressivo da homogeneidade do leito a partir de uma borda, e se atingiu esta temperatura de 420°C a fluidização se tornou homogênea como mostra a Figura 4.4 (b

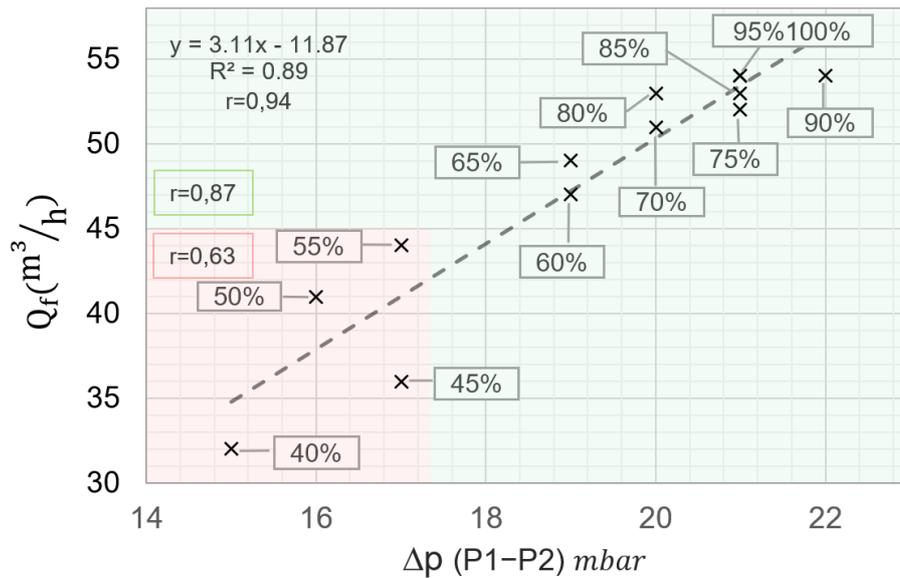
Com a grandeza dos sensores e o volume de controle (Figura 4.1) se determinou a vazão e velocidade equivalente no reator, resultando em 71.27 m<sup>3</sup>/h ou 0.272 m/s, é dizer a fluidização homogênea no leito foi atingida a partir de  $1.7 \cdot U_{mf}$  das constantes propostas na literatura. Por outro lado, a formação, coalescência e erupção, das bolhas geraram quedas de pressão em diferentes seções do leito tornando-o um leito fluidizado homogêneo.

O aquecimento do agente de fluidização diminuiu a densidade do ar aumentando seu volume (e velocidade) enquanto a resistência da placa de distribuição e leito era constante, isto compensa as diferenças das perdas de carga dos jatos injetores e o leito, e homogeneizou o direcionamento do ar no plenum, resultando em uma distribuição do ar mais uniforme no leito.

#### *Teste em quente pressurizado*

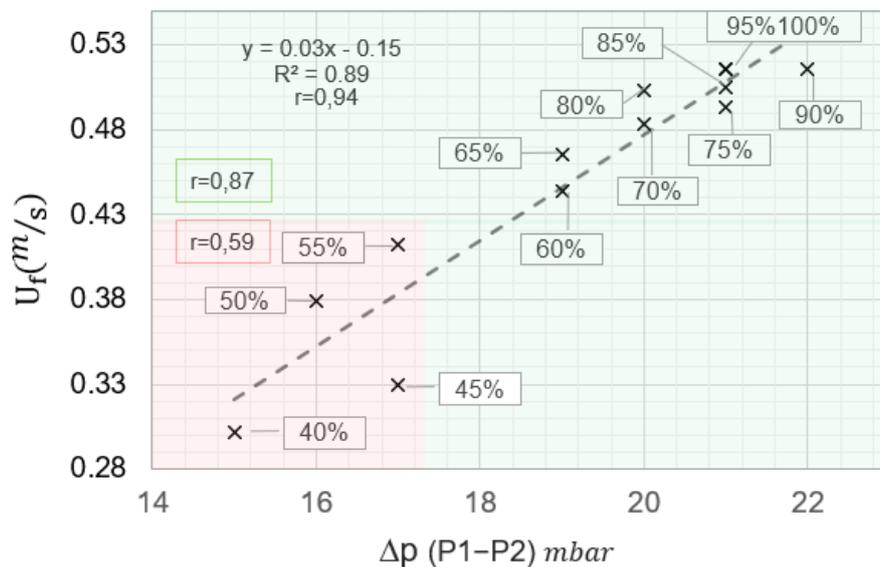
Após de estabelecer a  $U_f$  homogênea, o reator foi pressurizado (tampa e equipamentos jusantes do reator), foi aquecido o sistema com as mesmas condições estabelecidas anteriormente. Foram coletados dados de vazão, temperatura e pressão para diferentes aberturas de válvula. A coleta e análise dos dados de vazão e perda de pressão no sistema são importantes durante a gaseificação, com estes é possível detectar a aglomeração de particulados no leito que podem ocasionar seu colapso (ZHOU, ROSÉN, *et al.*, 2016), além é possível definir o comportamento destas variáveis durante a fluidização com a configuração do equipamento.

O percentagem de abertura da válvula proporcional (indicados na figura 4.5) que controlam o fluxo de ar do compressor foi aumentado a partir de vazões de 32 m<sup>3</sup>/h até 54 m<sup>3</sup>/h (F2) enquanto foram coletadas as variações de pressão ( $\Delta p = P_1 - P_2$ ) (Figura 4.5). Para diferentes vazões o transdutor de pressão P2 registra um aumento da pressão no freeboard a causa das perdas de pressão dos equipamentos a jusantes do reator (tubulação, ciclone), este aumento de pressão também foi registrado em TP1 (plenum). A  $\Delta p$  entre o plenum e freeboard em condição de fluidização manteve-se na faixa de  $19 \pm 3$  (mbar).



**Figura 4.5** Vazão de fluidização no sensor F2 (m³/h) vs Variação da pressão (Tp1-Tp2).

A partir dos dados registrados no medidor de vazão F2, pressão PT1 e temperatura TC1 foram calculadas as velocidades equivalentes de fluidização no reator com um volume de controle (Figura 4.1). Estas velocidades no reator foram relacionadas com a diferença da perda de carga no plenum e freeboard como mostra a Figura 4.6.



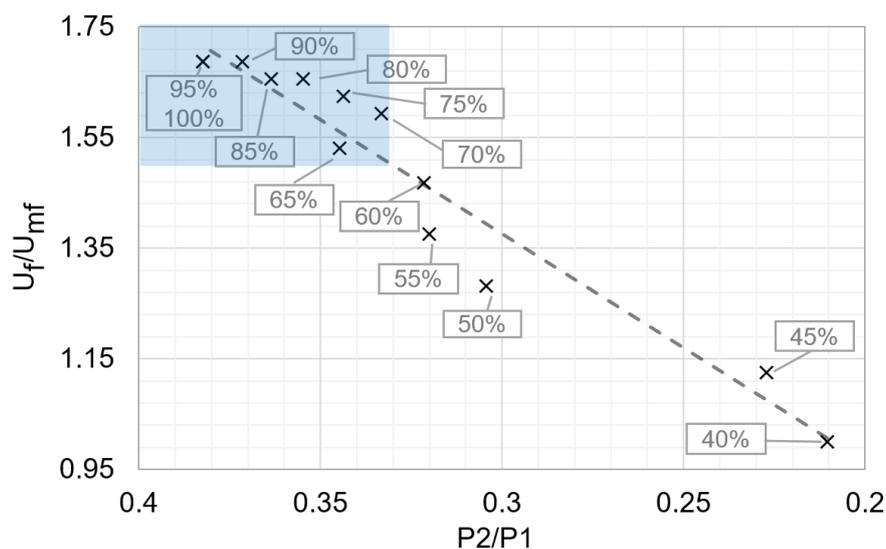
**Figura 4.6** Velocidade de Fluidização no reator (m/s) vs Diferença da pressão (Tp1-Tp2).

O coeficiente de correlação de Pearson  $r$  fornece uma indicação da força da relação entre duas variáveis aleatórias, quando  $r$  é próximo a 0 as variáveis são independentes, pelo contrário quando é próximo a 1 são dependentes (BENESTY, CHEN, *et al.*, 2009). No caso de velocidades baixas 0.28-0.43 m/s (Figura 4.6 - região vermelha) a correlação entre as variáveis  $r$  é moderada, por outro lado para uma velocidade  $> 0.44$  m/s (região verde) a correlação  $r$  é alta. Esta correlação em termos experimentais associa

as velocidades de fluidização e a perda de pressão  $\Delta p$  entre o plenum e freeboard, o que em fatos práticos, representa a homogeneidade da fluidização do leito. Para uma vazão baixa a perda de carga  $\Delta p$  é mais sensível e indica maior variabilidade que para vazões maiores, o que sugere optar por velocidades  $U_f > 2.7 \cdot U_{mf}$  para manter operabilidade e homogeneidade na mistura do leito durante a gaseificação. Este aumento na razão  $U_f/U_{mf}$  sucede na diminuição da faixa ER de operação do equipamento, isto é devido ao fato que o compressor de ar pode chegar no seu limite máximo de vazão.

Foi detectado sensibilidade estática no atuador (bobina solenoide) da eletroválvula durante o aumento da porcentagem na abertura. O fornecimento de ar é controlado por uma válvula com uma bobina solenoide. Está opera com um campo magnético encarregado do movimento linear da válvula, permitindo a variação porcentual do fornecimento de ar. No caso de porcentagens de abertura menores a 55%, a sinal da corrente elétrica (mA) não era suficiente para que o solenoide da eletroválvula supera a inercia da pressão de trabalho no sistema, resultando em zonas mortas limitando a abertura em uma divisão de escala a cada 10%. Porcentagens maiores a 60%, permitia-se divisão de escala cada 5%. Assim, pois, é menor a faixa de atuação da válvula (divisão de escala), incorporando uma variável ruído a ter em conta no caso de mudar a relação  $U_f/U_{mf}$  para diferentes ER, devido á diferentes tempos de residência da partícula de biomassa.

Por outro lado a relação P2/P1 manteve-se na faixa de 0,21-0,38 (Figura 4.7) estas relações de pressão entre freeboard e o plenum concordam com experiencias na engenharia da fluidização onde a pressão no reator é 0,2 a 0,4 vezes a pressão no plenum, isto para alcançar fluxos similares na seção transversal do leito (fluidização homogênea) (KUNII, LEVENSPIEL, *et al.*, 1991).



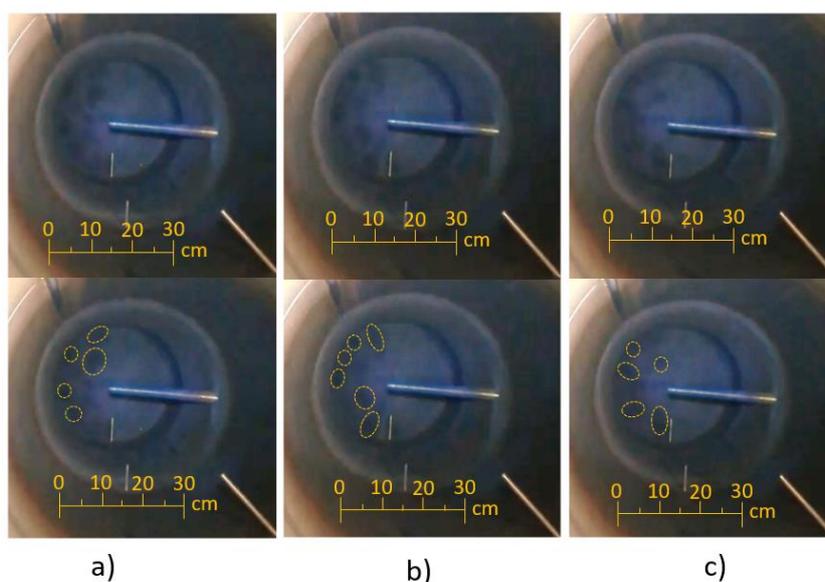
**Figura 4.7** Relação entre a  $U_f/U_{mf}$  vs Relação entre a pressão freeboard/plenum ( $Tp2/Tp1$ ).

O aumento da  $U_f/U_{mf}$  gera um aumento entre a relação de perda de carga do freeboard/plenum Figura 4.7. O aumento do fluxo de agente de gaseificação no sistema gera um aumento das pressões no plenum e reator, vazões perto a  $U_{mf}$  geram um aumento lineal na pressão, após de  $1,55 \cdot U_{mf}$  está inclinação diminui (região azul), isto indica que velocidades maiores podem gerar um gasto energético no compressor já que o sistema continua pressurizando-se, assim mesmo velocidades maiores sucedem na estabilização da pressão no reator.

#### *Fluidização do leito*

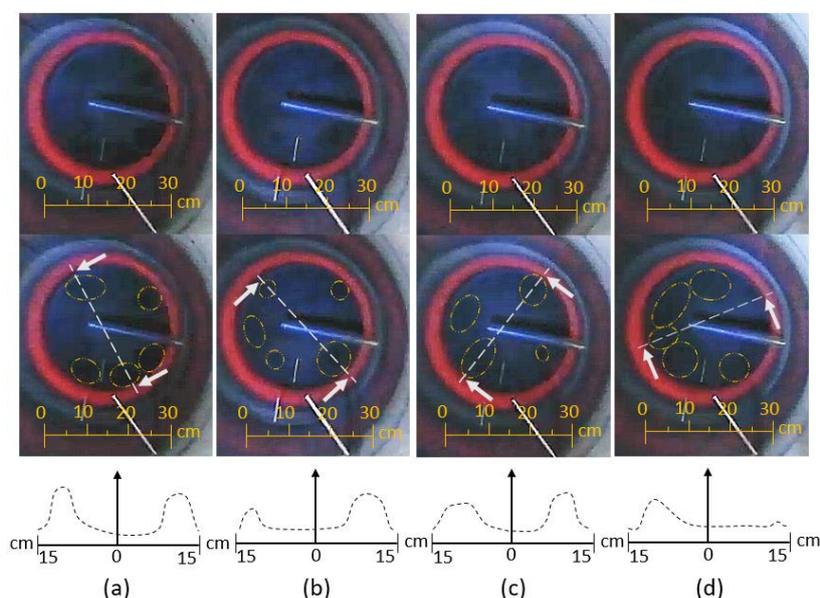
O leito em condição de fluidização borbulhante pode ser dividido em duas fases; bolha e densa. A primeira faz referência na bolha de ar e a nuvem próxima da bolha, a segunda é a fase de emulsão criada pelas partículas do leito e ar que criam a atmosfera circundante da anterior, o contato gás-sólido e tempo de residência do gás destas duas fases são geralmente diferentes, a distribuição destas fases pode desempenhar uma função relevante na operação e nas reações heterogêneas da gaseificação (FU, ZHU, *et al.*, 2019).

A Figura 4.8 mostra a sequência fotográfica em 3 períodos diferentes a, b e c durante o aquecimento do agente de fluidização. A erupção das bolhas das imagens superiores é destacada na imagem inferior com circunferências. Esta sequência indica uma fluidização parcial do leito superando a condição mínima de fluidização, assim mesmo a outra metade do leito está estática, é dizer não se encontra em estado de fluidização. Assim mesmo, a formação e coalescência das bolhas é evidenciada só nesta seção do leito.



**Figura 4.8** Transição da erupção de bolhas de ar na superfície de leito de alumina (fluidização parcial do leito).

A Figura 4.9 mostra a sequência fotográfica em 4 períodos diferentes a, b, c e d durante o aquecimento do agente de fluidização até atingir 420°C. A erupção das bolhas das imagens superiores é destacada na imagem inferior com circunferências, também é indicado um perfil radial das bolhas. Esta sequência mostra a fluidização total do leito, o aumento da temperatura do gás resultou no aumento da velocidade do agente de fluidização intensificando o efeito de coalescência, isto originou um maior número de bolhas pequenas dentro do leito, enquanto estas emergiam até a superfície do leito formavam outras bolhas maiores, que finalmente no topo do leito faziam erupção criando bolhas amorfas em diferentes partes do leito

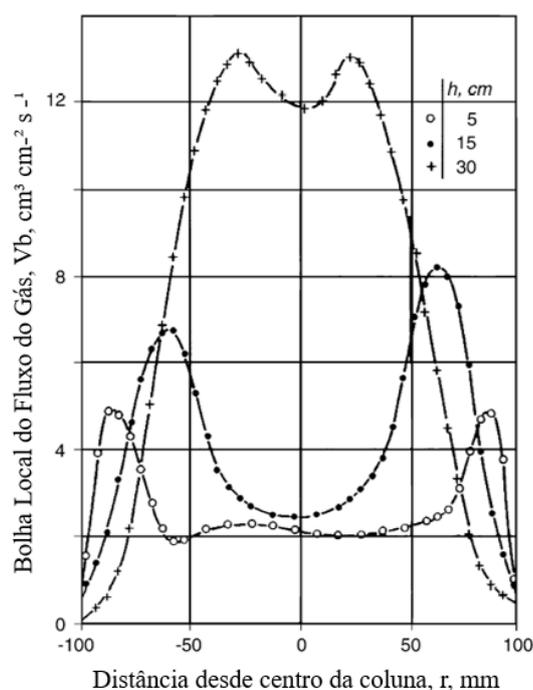


**Figura 4.9** Transição da erupção de bolhas de ar na superfície de leito de alumina e perfil radial ( $\uparrow$ — $\uparrow$ ) da bolha visível (fluidização total do leito).

A Fase densa foi diminuída com o aumento da velocidade de fluidização, isto aumento a formação e coalescência de bolhas. O tamanho das bolhas menores atingiram tamanhos próximos a  $\varnothing$  5 cm, esta grandeza foi semelhante ao cálculo do tamanho da bolha que indica a literatura (3-37). De outra forma, estas bolhas se juntaram de forma aleatória com outras bolhas da nuvem próxima e criaram uma bolha (não uniforme) de tamanho maior, quando fizeram erupção na superfície do leito alcançaram tamanhos entre 5 cm a 10 cm.

Vale destacar que foram observadas poucas erupções no centro do leito, é dizer que as bolhas do ar formadas nos bicos centrais eram deslocadas em direção radial para fora do centro, criando diferentes erupções perto das paredes do reator que com um padrão anular como mostra o perfil radial da Figura 4.9. Este comportamento de formação e coalescência de bolhas com padrão anular pode ser causado por uma onda de pressão que

percorre o leito a causa das erupções, criando maior pressão em uma área do leito, esta pressão desloca as bolhas de ar dos bicos centrais (VAN DER SCHAAF, SCHOUTEN, *et al.*, 2002). Por outro lado, para leitos com baixa altura baixa (5 - 15 cm) a concentração das bolhas concentra-se perto das paredes do reator como mostra a Figura 4.10, aumentar a altura do leito (>30 cm) pode intensificar a coalescência das bolhas formando bolhas no centro do reator (WERTHER, 2012).



**Figura 4.10** Perfil radial do fluxo da bolha visível num leito fluidificado de 200 mm de diâmetro  
Fonte: adaptado de Bokkers, LAVERMAN, *et al.*, (2006)

Segundo J. Werther, (2012), por razões de continuidade as bolhas não distribuem-se uniformemente sobre a seção transversal do leito. O deslocamento ascendente da bolha está ligado ao deslocamento descendente das partículas do leito nas proximidades da bolha, este efeito cria uma circulação das partículas do leito desde a parede e em direção do centro. À medida que a bolha ascende, tende a se-deslocar desde a parede em direção radial do centro, criando um padrão anular a partir das bordas da parede.

Desde outro ponto de vista, segundo Van Der Schaaf. J, et al., (2002), a amplitude da pressão que causa uma bolha de gás que ascende através do leito, é determinada pela massa das partículas acima da bolha, na medida que a bolha ascende, tem menos material a cima dela, perdendo pressão (que eventualmente é nula) quando faz erupção na superfície do leito. Este efeito pode causar uma onda de pressão que percorre o leito, criando maior pressão em uma área do leito, esta pressão possivelmente pode aumentar a diferença de pressão dos bicos centrais e isso pode evitar a formação de bolhas nestes.

### 4.3. Teste de Gaseificação

A partir dos dados registrados das vazões durante a fluidização foi feito um teste de comissionamento de gaseificação para estimar o desempenho do mesmo. No teste foi planejado gaseificar casca de arroz com as propriedades da Tabela 3-1, este tipo de biomassa precisa de 3,593 Nm<sup>3</sup>/h de ar (3-3) por cada kg de palha para uma combustão estequiométrica. O equipamento foi disposto para fornecer no sensor F2 um fluxo de ar de 36 m<sup>3</sup>/h @38°C e 2,2 kpa, com condições do local de; pressão atmosférica de 92,17 kpa e humidade do ar 50%.

É possível converter as características do Ar das condições de serviço para condição padrão (Nm<sup>3</sup>/h) utilizando a 4-1, onde T<sub>P</sub> e T<sub>R</sub> definem a temperatura padrão (273,15 K) e T<sub>R</sub> a temperatura do ar (K) respetivamente, P<sub>R</sub> P<sub>V</sub> P<sub>P</sub> são as pressões relativa (0,9437 bar), parcial do vapor @ 38°C (0,066827 bar) e padrão em bar absoluto (1,013 bar) respetivamente, finalmente Rh a humidade relativa do local (%). Assim pois obtém-se uma vazão de 28,39 Nm<sup>3</sup>/h, a vazão de biomassa fornecida foi de 37 kg/hr (40hz), para fornecer 37 kg/hr de biomassa são necessários de 132,94 Nm<sup>3</sup>/h de ar, dividendo esta grandeza com o ar fornecido obtém-se uma RE=0,21.

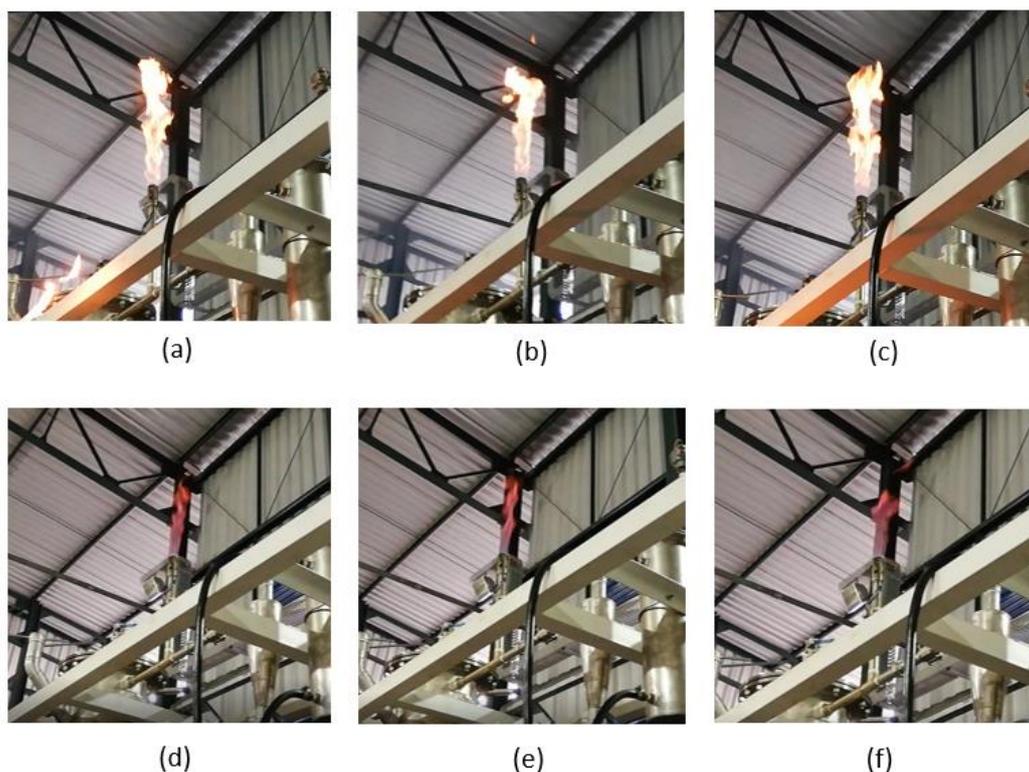
$$\frac{Nm^3}{h} = \frac{m^3}{h} \cdot \frac{T_p}{T_r} \cdot \frac{P_R - (P_V \cdot R_H)}{P_P} \quad 4-1$$

Em diferentes estudos da literatura para GLFB, a RE na faixa de 0,19 e 0,24 gaseificando com ar tiveram as melhores qualidades do gás de síntese em sentidos de PCI. Como exemplos, o estudo de Arena, Zaccariello, *et al.*, (2010) atingiu um PCI=6,8 MJ/Nm<sup>3</sup> com RE=0,21, ou o estudo de Kim, Yang, *et al.*, (2013) atingiu um LHV=5.7 MJ/Nm<sup>3</sup> com RE=0,19.

Assim pois foi gaseificada Casca de arroz com uma RE=0,21, foi estabelecida a vazão de ar em 36 m<sup>3</sup>/h (sensor F2) e temperatura de ar de 473°C @ 22 mbar (sensores TP1 e TC3), foi definida a temperatura das resistências elétricas para gaseificação alotérmica em 750°C. Durante o início do fornecimento de biomassa a temperatura do reator aumento rapidamente devido as reações de oxidação, em um tempo menor de 5 minutos o reator atingiu temperaturas maiores de 620°C, e progressivamente foi aumentando a geração do gás. As reações geradas dentro do gaseificador aumentaram a pressão do plenum e freeboard até 71 e 61 mbar respetivamente, este aumento da pressão diminui-o progressivamente a vazão de ar até 25 m<sup>3</sup>/h.

Segundo a capacidade do silo da biomassa e com a configuração estabelecida inicialmente o tempo estimado de fornecimento de biomassa era menor de 10 min. Ao se

atingir a temperatura de 650°C, foi ascendido o gás proveniente da gaseificação, a queimado a produção do gás de síntese durante uma faixa de 5-10 min como mostra a Figura 4.11. As transições (a), (b), e (c) mostram uma chama de um período inicial de 5 min com fluxo e incandescente de cor amarelo. De igual forma, as transições (d), (e) e (f) mostram uma chama final de 5 min de core vermelho-alaranjando com um fluxo e incandescente menor que as transições anteriores.



**Figura 4.11** Sequência fotográfica da queima do gás de síntese durante teste de gaseificação.  
Fonte: O autor 2021

Estas variações de chama das três primeiras transições são mais incandescentes que as seguintes. Isto é devido ao fato que no início da gaseificação; o silo da biomassa estava fornecendo biomassa constantemente, isto manteve a taxa de conversão de biomassa em um  $RE=0,21$  aproximado, produzindo um gás mais rico para a queima. Por outro lado, quando o fornecimento de biomassa terminou devido a capacidade do silo, a RE aumento, isto diminui-o o teor dos produtos com valor energético do gás, diminuindo conseqüentemente a chama. Provavelmente nas últimas três transições, o gás saiu com menor teor de  $H_2$ ,  $CO$  e  $CH_4$ , e maior  $CO_2$  (reação exotérmica), assim pois, o processo de gaseificação diminui-o e estava favorecendo as reações exotérmicas. Este fato é confirmado com o aumento rápido da temperatura do termopar no leito que atingiu

temperaturas maiores a 999°C. Temperaturas >999°C não conseguem serem visualizadas no painel IHM.

A leitura da core da chama durante a combustão não é uma ferramenta de medição com validade científica por si mesma, embora diferentes estudos tem associado características como seu core e inflamabilidade com diferentes parâmetros medidos como tamanho, temperatura, excesso de ar, emissão, teor do gás/combustível, etc. Como exemplo o estudo de Samiran, Ng, *et al.*, (2017), seu estudo associado a core da chama durante a combustão de um gás de síntese, em seu estudo parametriza razão de CO/H<sub>2</sub>, e aumento do teor de CO<sub>2</sub> no combustível, associando assim sua combustão desde um estado não estequiométrico (ER=0.6) até um excesso de ar (ER=1,1) com o core da chama.

Segundo Samiran, Ng, *et al.*, (2017), misturas limpas no combustível ou combustíveis com pouco valor energético (na sua composição), durante a combustão; produz uma chama menos intensa e de core azulada, gerando uma chama com menos fuligem. Por outro lado, combustíveis com maior valor energético durante a sua combustão (queima); produz uma chama mais brilhante, luminosa e de core amarelo-alaranjada, onde alguns produtos não queimados como hidrocarbonetos ou CO são oxidados na post-combustão. A intensidade da core amarelo-laranja da chama é proporcional ao aumento da razão CO/H<sub>2</sub>, assim pois, uma razão CO/H<sub>2</sub> = 3 é mais intensa e produz estes cores característicos que razões menores. O efeito de core amarelo-laranja também é característico de ausência de ar durante sua combustão (SERRANO, 2012)(SERRANO, 2012).

Neste sentido e de acordo ao Figura 4.11 (a), (b) e (c), é possível inferir que a chama tinha produtos com valor energético predominando pelo teor do CO no combustível de gaseificação respeito as outras três transições (d), (e) e (f). Do mesmo modo a zona de combustão (bico do queimador) era mais estável e a chama tinha maior inflamabilidade, isto também dá uma indicação pratica da qualidade do gás de síntese durante sua queima, fato que é confirmado quando a chama das segunda transições era intermitente, é dizer tinha fácil extinção, motivo pelo qual teve que ser ascendida em várias ocasiões.

Foi realizada uma pré-leitura do teor do gás de síntese utilizando dos medidores ROSEMOUNT® HYDROS 100 e BINOS 100 (estes não são da bancada final) para obter a porcentagem do teor de H<sub>2</sub>, CO e CH<sub>4</sub>. Os resultados foram de 22.4% CO e 6% CH<sub>4</sub>, enquanto o teor de H<sub>2</sub> foi menor a 0%, esta incompatibilidade na medição do H<sub>2</sub> indica

mal funcionamento no medidor de hidrogênio. As leituras feitas no equipamento são próximos aos resultados de GLFB de casca de arroz feito por Wu, Yin, *et al.*, (2009), que reportou grandezas de 20,62 % CO, 5,79 CH<sub>4</sub>, 5,37% H<sub>2</sub> 15,52% CO<sub>2</sub> a uma temperatura de 697°C. Estas grandezas diminuíram com o aumento da temperatura no estudo. De qualquer forma, estas medições no teor do gás durante o teste de gaseificação, não tem alguma validade estatística devido ao fato que o processo não tem uma operação prolongada e conseqüentemente instabilidade na temperatura, dificuldade que se procura solucionar no item 7.7.

#### 4.4. Estimação do tempo de residência em função dos testes de fluidização.

A partir dos resultados de vazão e pressão durante a fluidização e as configurações do equipamento, é estimado o tempo de aquecimento e residência das partículas de biomassa, tomando como referência a gaseificação de casca de arroz para diferentes RE=0,19, 0,285 e 0,38.

##### 4.4.1. Fluxos mássicos de entrada

A partir da 3-3 e a composição de casca de arroz da Tabela 3-1, são necessários 4,6608 kg<sub>ar</sub>/kg<sub>fuel</sub> ou 3,5938 N/m<sup>3</sup> de ar por kg de casca de arroz para uma combustão estequiométrica. No caso de gaseificação, como exemplo RE=0,19 são necessários 0,885568 kg<sub>ar</sub>/kg<sub>fuel</sub> ou 0,6828 Nm<sup>3</sup> de ar por kg de biomassa como indica a Tabela 4-2.

**Tabela 4-2** Vazão de Ar para diferentes fluxos mássicos de biomassa

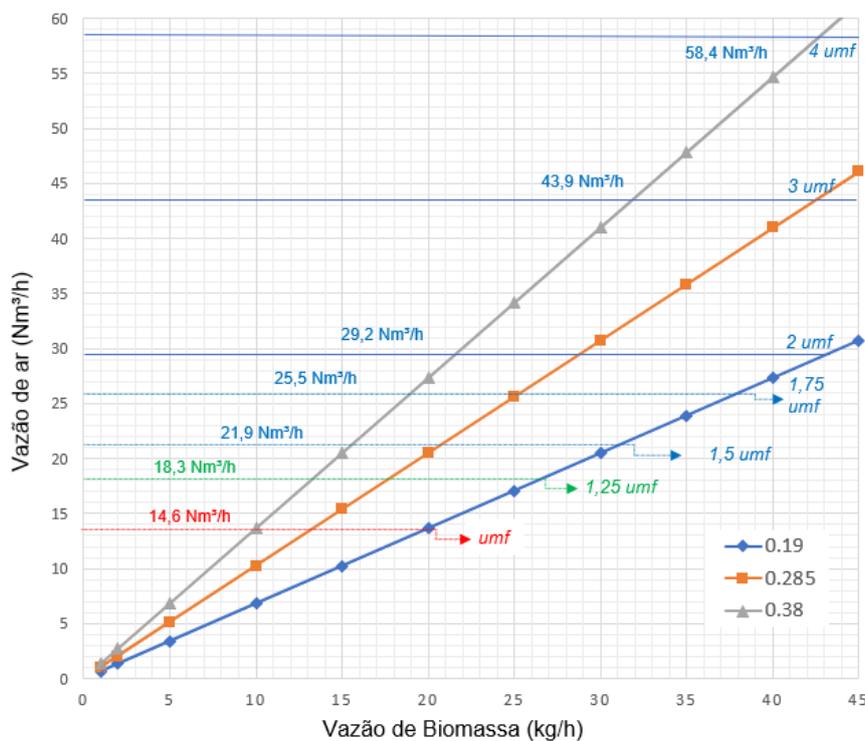
Vazão de Biomassa (kg)	Vazão de Ar (Nm <sup>3</sup> ) para cada ER		
	0.19	0.285	0.38
1	0.68	1.02	1.37
2	1.37	2.05	2.73
5	3.41	5.12	6.83
10	6.83	10.24	13.66
15	10.24	15.36	20.48
20	13.66	20.48	27.31
25	17.07	25.61	34.14

Neste sentido e de acordo com a Tabela 3-7, a vazão mínima de ar para fluidizar o leito são  $Q_f = 37,15 \text{ m}^3/\text{h}$ , @ 420°C, ou 14,62 Nm<sup>3</sup>/h, sendo necessários 14,62/0,6828 = 21,41 kg/h de biomassa. Seguindo esta lógica, são calculadas as diferentes grandezas de biomassa para diferentes RE aumentando a relação de velocidade de fluidização ( $U_f/U_{mf}$ ) como é indicado na Tabela 4-3.

**Tabela 4-3** Vazão de biomassa para diferentes RE, variando a relação de velocidade ( $U_f/U_{mf}$ ).

$U_f/U_{mf}$	Vazão de Ar ( $\text{Nm}^3/\text{hr}$ )	Fornecimento de Biomassa ( $\text{kg}/\text{h}$ )		
		RE=0,19	RE=0,285	RE=0,38
1	14,62	21,41	14,03	10,71
1,25	18,28	26,77	17,54	13,38
1,5	21,93	32,12	21,04	16,06
1,75	25,59	37,47	24,55	18,74
2	29,24	42,82	28,06	21,41
3	43,87	64,24	42,09	32,12
4	58,49	85,65	56,12	42,83

A Figura 4.12 mostra uma representação gráfica da Tabela 3-7, mostrando a dependência entre a vazão de biomassa e do agente gaseificante para diferentes velocidades de fluidização.

**Figura 4.12** Fornecimento de Biomassa e Agente Gaseificante para diferentes RE

Com esta relação das grandezas de biomassa e ar para fluidizar com diferentes razões  $U_f/U_{mf}$ , é possível prever o tempo de residência da biomassa dentro do gaseificador utilizando as características de leito de alumina com uma altura de 17,5 cm dentro do reator (27 kg e densidade a granel  $2160 \text{ kg}/\text{m}^3$ ).

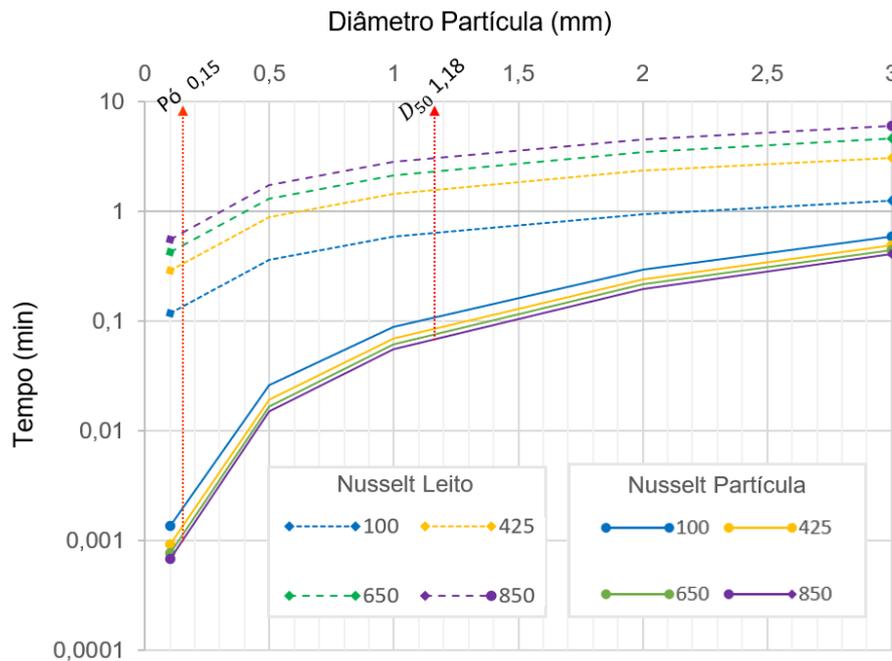
#### 4.4.2. Tempo de aquecimento da partícula em função do seu tamanho

Seguindo as equações propostas por KUNII, *et al.*, (1991) e com as condições da Tabela 4-4 é possível determinar o tempo em que uma partícula de biomassa demora para atingir a temperatura do leito.

**Tabela 4-4** Características para aquecimento de partícula de biomassa

Características		Símbolo	Grandeza				Referencia
Biomassa Casca de Arroz	Densidade (kg/m <sup>3</sup> )	$D_p$	1030				(KALITA, CLIFFORD, <i>et al.</i> , 2013)
	Calor específico (J/kg·K)	$C_{ps}$	1017				
Leito de Alumina	Porosidade (E)	$E_p$	0,41				Equação 3-7
	Velocidade de fluidização (m/s)	$U_f$	1,125 $U_{mf}$				-
Temperatura °C		$T$	100	425	650	825	
Agente Ar	Densidade (kg/m <sup>3</sup> )	$\rho_g$	1,23	0,65	0,50	0,41	
	Viscosidade (kg/m·s)	$\mu$	2,19E-05	3,41E-05	4,11E-05	4,67E-05	Coolprop®
	Taxa de Transferência de Calor (W/m·K)	$kg$	3,16E-02	5,17E-02	6,37E-02	7,38E-02	

A Figura 4.13 representa o tempo em que diferentes diâmetros de partícula de biomassa demora para atingir a temperatura de um leito de alumina com características de fluidização de aire a 100°C, 425°C, e 825°C @ 131kpa. As linhas pontilhadas descrevem o tempo em que a partícula de biomassa é aquecida quando o número de Nusselt é tratado como transferência de calor global ou como leito único. Por outro lado, as linhas contínuas indicam o número Nusselt quando é tratada a transferência de calor como transferência local (partícula).



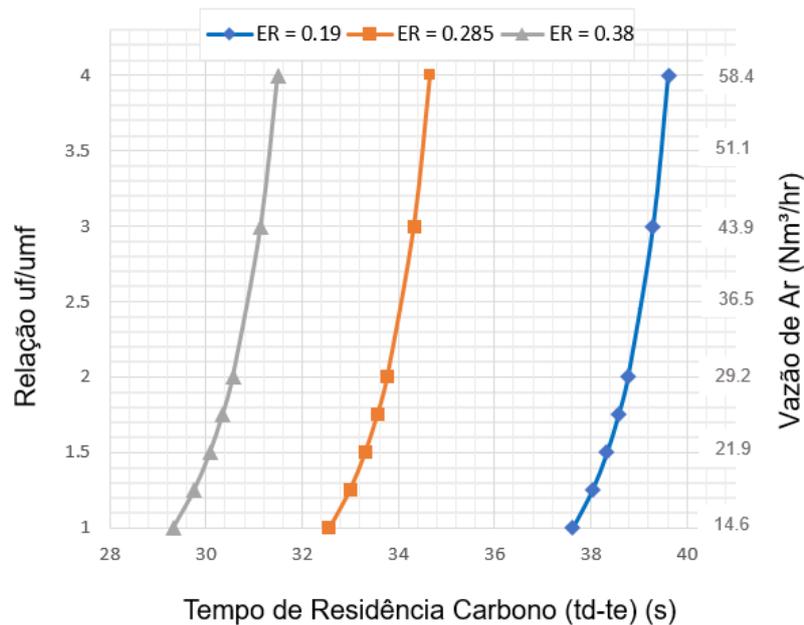
**Figura 4.13** Tempo em que uma partícula de biomassa atinge a temperatura do leito.

Na Figura 4.13 são apresentadas duas tendências onde a partícula de biomassa atinge diferentes temperaturas do leito, em ambas evidencia-se que diâmetros de partícula de maior tamanho demoram mais tempo até atingir a temperatura do leito. Segundo KUNII, *et al.*, (1991) os valores de diâmetro de partícula do leito com  $Re < 100$  deve tratar-se como transferência local, assim, o tempo em que uma partícula aproximadamente de 1,18 mm de diâmetro atinge a temperatura do leito a 425°C e 850°C é aproximadamente de 5,6 s e 4,5 s respectivamente.

Assim pois, o tempo de aquecimento de uma partícula de casca de arroz para atingir a temperatura do leito em estado de preaquecimento (425°C) e de gaseificação (850°C) é de aproximadamente 6 segundos.

#### 4.4.3. Tempo de Residência em função do fluxo de ar e quantidade de biomassa.

O tempo de residência calculado pela metodologia proposta por AGU *et al.*, (2019), para diferentes RE é apresentado na Figura 4.14. Este gráfico indica que aumentar a velocidade de fluidização levaria a um aumento no tempo de residência, porém, o acréscimo no tempo de residência é curto em relação ao aumento da  $U_f$ .



**Figura 4.14** Tempo de residência para conversão de carbono para casca de arroz.

Por outro lado, aumentar a razão de equivalência levaria a um menor tempo de residência da partícula, como consequência de uma menor quantidade de biomassa de conversão para a mesma quantidade de agente gaseificante, intensificando as reações de oxidação com acréscimo da temperatura que favorece a conversão de carbono. De acordo com BASU, (2006), aumentar a velocidade de fluidização produz maior movimentação e contato entre as superfícies das partículas de biomassa e leito, aumentando o coeficiente de transferência de calor entre o leito e as partículas. Este coeficiente atinge um valor máximo e depois começa a diminuir, isto pode explicar a curvatura nos primeiros regimes de fluidização ( $U_{mf} - 2 \cdot U_{mf}$ ) e depois a linearidade no tempo de residência do carbono como indica a Figura 4.14.

Deste modo, a menor razão de equivalência (RE) resulta em maior tempo de aquecimento, no caso de gaseificar casca de arroz com uma RE=0,19 o tempo de conversão total da partícula operando com uma razões  $U_f/U_{mf} < 4$  é de aproximadamente 40 segundos.

#### 4.4.4. Acumulação de biomassa.

Seguindo como a lógica e cálculos anteriormente mostrados, é possível anteceder a quantidade de biomassa não convertida que vai se acumular no reator. A partir que entra a partícula de biomassa a temperatura ambiente leva 6 segundos até alcançar a temperatura do leito, este tempo é somado ao tempo de residência da partícula no reator (gaseificação), no caso de fluidizar com  $U_f/U_{mf}=3$  (maior velocidade que atinge o

compressor atual) vai ter uma acumulação de 40 segundos, assim pois aproximadamente vão se acumular 46 segundos da vazão mássica de biomassa no reator no caso da menor RE (0,19), esta biomassa acumulada em processo de conversão pesa 0,56 kg, isto vai aumentar a perda de carga do leito, resultando em maior pressão.

Assim pois fornecendo 44 kg/h (ER=0,19) de casca de arroz, pode acumular aproximadamente 7,8 kg de cinza, alguma porcentagem desta cinza se acumulara será arrastrada pelo gás, acumulando-se no ciclone ou sistemas jusantes do reator. De igual modo são duas grandezas de perda de carga a ter em conta, inicialmente é devido ao fato de não possuir uma válvula reguladora de pressão no fornecimento de ar, esta pressão pode diminuir a vazão de ar, que conseqüentemente muda a RE. Por outro lado, está acumulação de cinza e de biomassa modifica as variações de pressão do sistema, dados de importância no caso de analisar o estado da fluidização (homogeneidade da fluidização) ou um possível colapso do leito.

Do análise anterior são propostas algumas modificações propostas ao equipamento apresentadas no anexo 7.

## Capítulo 5

### 5. CONCLUSÕES

Este documento apresentou inicialmente uma revisão dos principais parâmetros de projeto e operação de bancadas de gasificação em leito fluidizado borbulhante a escala laboratorial. Foi detalhado um novo equipamento de BFBG operando com ar como agente de fluidização, além disso foi realizada uma análise das características físicas durante a fluidização do mesmo, e finalmente a partir de um teste de gasificação foram propostas modificações do equipamento visando ter um equipamento com operação prolongada.

Foram coletados dados acerca das principais variáveis de operação disponíveis na literatura e sua influência no gás gerado. Nos diferentes estudos comumente tem-se a variação de fluxos de ar, biomassa vapor e oxigênio para o controle de parâmetros de entrada ER, SBR e Ar-enq. Por outro lado, a maioria de estudos optam pelo uso de sistemas alo-térmicos estabelecendo a temperatura de gasificação como variável de entrada. Altas temperaturas controladas ( $>800^{\circ}\text{C}$ ) aumentam o LHV e diminuem o teor de alcatrão no gás gerado. Por outro lado, poucos estudos operam em estado adiabático (CAMPOY, GÓMEZ-BAREA, *et al.*, 2009) ou em estado auto-térmico (PARRILLO, ARDOLINO, *et al.*, 2021a)(KHEZRI, GHANI, *et al.*, 2019)(PIO, TARELHO, *et al.*, 2016)(MAKWANA, JOSHI, *et al.*, 2015)(KARMAKAR, MANDAL, *et al.*, 2013). Estes estudos tornam a variável temperatura como variável de saída, as perdas de calor, umidade do combustível e reações endotérmicas, acontecem em temperaturas menores que  $824^{\circ}\text{C}$ , além de serem instáveis ao longo do tempo. Estas temperaturas produzem um gás de síntese com LHV a partir de  $1.6 \text{ MJ/Nm}^3$  (KHEZRI, GHANI, *et al.*, 2019) até um máximo de  $6.9 \text{ MJ/Nm}^3$  (PIO, TARELHO, *et al.*, 2016) e maior produção de alcatrão em comparação com sistemas alo-térmicos.

A maioria de pesquisas avaliam a performance da gasificação tendo como variáveis de saída a composição do gás de síntese, CC, LHV, CGE, e produção de alcatrão. A composição do gás de síntese é comumente expressa utilizando as porcentagens volumétricas de  $\text{H}_2$ ,  $\text{CO}$ ,  $\text{CO}_2$ ,  $\text{CH}_4$ , e  $\text{N}_2$ . Estudos especializados analisam outros tipos de compostos como hidrocarbonetos leves ( $\text{C}_n\text{H}_m$ ), metais alcalinos (SO, K), Nitrogenados ( $\text{NH}_3$ ,  $\text{HCN}$ ), Sulfetos  $\text{H}_2\text{S}$ ,  $\text{SO}_2$  e Ácidos (HCl), uma vez que estas

impurezas causam deposição, entupimento e corrosão nos sistemas instalados a jusante do gaseificador.

Geralmente a análise da concentração de  $H_2$ ,  $H_2/CO$ , hidrocarbonetos policíclicos aromáticos e alcatrão é reportado em pesquisas que utilizam vapor como agente de gaseificação, embora alguns estudos utilizando ar como agente de gaseificação tem analisado estes componentes. Por outro lado, a utilização de biomassa com alto teor de metais alcalinos resulta no estudo da aglomeração e utilização de materiais do leito diferentes ou comparando com Areia Sílica, assim como a utilização de catalizadores que diminuem a aglomeração e melhoram a qualidade do gás gerado. Alguns estudos buscam adicionar o uso de filtros e sistemas de limpeza do gás jusante ao sistema como medidas secundárias para tratar as impurezas do gás.

Foram coletadas informações sobre o comportamento hidrodinâmico e se estabeleceu com ajuda de um método estatístico a correlação entre as variáveis de vazão e pressão, assim foi encontrada homogeneidade e estabilidade na fluidização para  $U_j > 1.7 U_{mf}$  seguindo as constantes propostas por Babu et al., (1978).

Os testes de fluidização indicam que: a formação de bolhas pode concentrar-se perto das paredes do reator com velocidades baixas, e provocam fluidização parcial do leito. Os modelos matemáticos que descrevem o tamanho da bolha concordam com os testes experimentais. Por outro lado, a coalescência das bolhas pode levar à erupção de bolhas amorfas com diâmetros maiores no topo do leito. O aumento da temperatura do agente de fluidização leva ao aumento da vazão volumétrica e conseqüentemente da velocidade de fluidização no reator, isto resultou em um leito fluidizado homogêneo, adicionalmente incrementou-se o efeito de coalescência, resultando em formação de bolhas maiores, criando erupções de bolhas com padrão anular do centro do leito.

Foram usados e comparados modelos matemáticos que predizem as principais características da fluidização, este estudo aporta dados experimentais no desenho de reatores de leito fluidizado borbulhante de gaseificação e combustão a escala piloto, facilitando informação das velocidades e pressão durante a fluidização.

## 6. REFERENCIAS BIBLIOGRÁFICAS

ABDOULMOUMINE, N., ADHIKARI, S., KULKARNI, A., *et al.* "A review on biomass gasification syngas cleanup", **Applied Energy**, v. 155, p. 294–307, 2015. DOI: 10.1016/j.apenergy.2015.05.095. Disponível em: <http://dx.doi.org/10.1016/j.apenergy.2015.05.095>.

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 and Engineering Chemistry Research**, v. 53, n. 14, p. 5767–5777, 2014. DOI: 10.1021/ie404401n. .

ABRAHAMSEN, A. R., GELDART, D. "Behaviour of gas-fluidized beds of fine powders part I. Homogeneous expansion", **Powder Technology**, v. 26, n. 1, p. 35–46, 1980. DOI: 10.1016/0032-5910(80)85005-4. .

AGU, C. E., PFEIFER, C., EIKELAND, M., *et al.* "Measurement and characterization of biomass mean residence time in an air-blown bubbling fluidized bed gasification reactor", **Fuel**, v. 253, n. May, p. 1414–1423, 2019. DOI: 10.1016/j.fuel.2019.05.103. Disponível em: <https://doi.org/10.1016/j.fuel.2019.05.103>.

AGU, C., MOLDESTAD, B. M. E. "Effect of Superficial Gas Velocity on Bubbling Fluidized Bed Behaviour in a Biomass Gasifier", **Proceedings of The 60th SIMS Conference on Simulation and Modelling SIMS 2019, August 12-16, Västerås, Sweden**, v. 170, p. 158–163, 2020. DOI: 10.3384/ecp20170158. .

ALONSO, D., BAEZA, A., CHINCHILLA, R., *et al.* "Mezclas eutécticas como alternativa sostenible a los disolventes convencionales en Química Orgánica", **Anales de la Real Sociedad Española de Química**, v. 114, n. 2, p. 79–87, 2018. .

ARENA, U., ZACCARIELLO, L., MASTELLONE, M. L. "Gasification of natural and waste biomass in a pilot scale fluidized bed reactor", **Combustion Science and Technology**, v. 182, n. 7, p. 625–639, 2010. DOI: 10.1080/00102200903467689. .

ASTM D-5865. **ASTM D5865-13: Standard Test Method for Gross Calorific Value of Coal and Coke**. [S.l.], ASTM, 2015. Disponível em: <https://books.google.com.br/books?id=x4rEvQEACAAJ>.

ASTM D3172. "Standard Practice for Proximate Analysis of Coal and Coke 1", **Annual Book of ASTM Standards**, p. 3174–3175, 2013. DOI: 10.1520/D3172-13.2. .

BABU, S. P., SHAH, B., TALWALKAR, A. "Fluidization correlations for coal gasification materials—minimum fluidization velocity and fluidized bed expansion ratio", **AIChE Symp Ser (Am Inst Chem Eng) (Chemical Engineering Progress Symposium Series)**, v. 74, n. 176, p. 176–186, 1978. .

BARISANO, D., CANNETO, G., NANNA, F., *et al.* "Steam/oxygen biomass gasification at pilot scale in an internally circulating bubbling fluidized bed reactor", **Fuel Processing Technology**, v. 141, p. 74–81, 2016. DOI: 10.1016/j.fuproc.2015.06.008. Disponível em: <http://dx.doi.org/10.1016/j.fuproc.2015.06.008>.

BARTELS, M., LIN, W., NIJENHUIS, J., *et al.* "Agglomeration in fluidized beds at high temperatures: Mechanisms, detection and prevention", **Progress in Energy and Combustion Science**, v. 34, n. 5, p. 633–666, 2008. DOI: 10.1016/j.peccs.2008.04.002. .

BASU, P. **Combustion and Gasification in Fluidized Beds**. [S.l.: s.n.], 2006a. Disponível em: <https://www.taylorfrancis.com/books/mono/10.1201/9781420005158/combustion-gasification-fluidized-beds-prabir-basu>.

BASU, P. **Combustion and Gasification in Fluidized Beds**. [S.l.], CRC Press, 2006b. Disponível em:

<https://books.google.com.br/books?id=2F3LBQAAQBAJ>.

BASU, Prabir. **Biomass Gasification and Pyrolysis Handbook**. [S.l: s.n.], 2010.

BENESTY, J., CHEN, J., HUANG, Y., *et al.* "Optimal filters in the time domain", **Springer Topics in Signal Processing**, v. 2, p. 1–18, 2009. DOI: 10.1007/978-3-642-00296-0\_7. .

BERDUGO VILCHES, T., MARINKOVIC, J., SEEMANN, M., *et al.* "Comparing Active Bed Materials in a Dual Fluidized Bed Biomass Gasifier: Olivine, Bauxite, Quartz-Sand, and Ilmenite", **Energy and Fuels**, v. 30, n. 6, p. 4848–4857, 2016. DOI: 10.1021/acs.energyfuels.6b00327. .

BISWAS, B., PANDEY, N., BISHT, Y., *et al.* "Pyrolysis of agricultural biomass residues: Comparative study of corn cob, wheat straw, rice straw and rice husk", **Bioresource Technology**, v. 237, p. 57–63, 2017. DOI: 10.1016/j.biortech.2017.02.046. Disponível em: <http://dx.doi.org/10.1016/j.biortech.2017.02.046>.

BOHN, C. D., CLEETON, J. P., MÜLLER, C. M., *et al.* "Measuring the kinetics of the reduction of iron oxide with carbon monoxide in a fluidized bed", **Proceedings of the 20th International Conference on Fluidized Bed Combustion**, v. 203, n. i, p. 555–561, 2009. DOI: 10.1007/978-3-642-02682-9\_84. .

BOKKERS, G. A., LAVERMAN, J. A., VAN SINT ANNALAND, M., *et al.* "Modelling of large-scale dense gas-solid bubbling fluidised beds using a novel discrete bubble model", **Chemical Engineering Science**, v. 61, n. 17, p. 5590–5602, 2006. DOI: 10.1016/j.ces.2006.04.009. .

BURCAT, a, BRANKO, R. "Third millennium ideal gas and condensed phase thermochemical database for combustion with updates from active thermochemical tables", **Technical Report**, v. ANL-05/20, n. September, p. ANL-05/20 TAE 960, 2005. DOI: 10.2172/925269. .

CAHYADI, A., NEUMAYER, A. H., HRENYA, C. M., *et al.* **Comparative study of Transport Disengaging Height (TDH) correlations in gas-solid fluidization. Powder Technology**. [S.l: s.n.], 2015  
CAMPOY, M., GÓMEZ-BAREA, A., VIDAL, F. B., *et al.* "Air-steam gasification of biomass in a fluidised bed: Process optimisation by enriched air", **Fuel Processing Technology**, v. 90, n. 5, p. 677–685, 2009. DOI: 10.1016/j.fuproc.2008.12.007. Disponível em: <http://dx.doi.org/10.1016/j.fuproc.2008.12.007>.

CAMPOY, M., GÓMEZ-BAREA, A., VILLANUEVA, A. L., *et al.* "Air-steam gasification of biomass in a fluidized bed under simulated autothermal and adiabatic conditions", **Industrial and Engineering Chemistry Research**, v. 47, n. 16, p. 5957–5965, 2008. DOI: 10.1021/ie800220t. .

ÇENGEL, Y. A. **Heat Transfer: A Practical Approach**. [S.l.], McGraw-Hill, 2003. Disponível em: <https://books.google.com.br/books?id=nrbfpSZTwsK>. (McGraw-Hill series in mechanical engineering).

CHITESTER, D. C., KORNOSKY, R. M., FAN, L. S., *et al.* "Characteristics of fluidization at high pressure", **Chemical Engineering Science**, v. 39, n. 2, p. 253–261, 1984. DOI: 10.1016/0009-2509(84)80025-1. .

COLTTERS, R., RIVAS, A. L. "Minimum fluidation velocity correlations in particulate systems", **Powder Technology**, v. 147, n. 1–3, p. 34–48, 2004. DOI: 10.1016/j.powtec.2004.06.013. .

CORELLA, J., TOLEDO, J. M., MOLINA, G. "Biomass gasification with pure steam in fluidised bed: 12 variables that affect the effectiveness of the biomass gasifier", **International Journal of Oil, Gas and Coal Technology**, v. 1, n. 1–2, p. 194–207, 2008. DOI: 10.1504/IJOGCT.2008.016739. .

CORTEZ (ORG), L. A. B., LORA (ORG), E. E. S., GÓMEZ (ORG), E. O., "Biomassa para Energia". In: EDITORA DA UNICAMP (Org.), **Editora Unicamp**, 1st. ed. Campinas – sp – Brasil, [s.n.], 2008. p. 733. DOI: 8526807838.

- CORTEZ, L. A. B., LORA, E. E. S., GÓMEZ, E. O. "Biomassa para energia", p. 1–734, 2009. DOI: 8526807838. Disponível em: <https://www.nipe.unicamp.br/docs/publicacoes/inte-biomassa-energia070814.pdf>.
- COUTO, N., SILVA, V. B., BISPO, C., *et al.* "From laboratorial to pilot fluidized bed reactors: Analysis of the scale-up phenomenon", **Energy Conversion and Management**, v. 119, p. 177–186, 2016. DOI: 10.1016/j.enconman.2016.03.085. .
- D'ORAZIO, A., RAPAGNÀ, S., FOSCOLO, P. U., *et al.* "Gas conditioning in H<sub>2</sub> rich syngas production by biomass steam gasification: Experimental comparison between three innovative ceramic filter candles", **International Journal of Hydrogen Energy**, v. 40, n. 23, p. 7282–7290, 2015. DOI: 10.1016/j.ijhydene.2015.03.169. .
- DAVIDSON, J. F., HARRISON, D. **Fluidised particles / by J.F. Davidson and D. Harrison**. Cambridge, Cambridge University Press, 1963.
- DE VASCONCELOS, P. D. S., MESQUITA, A. L. A. "Minimum and full fluidization velocity for alumina used in the aluminum smelter", **International Journal of Engineering Business Management**, v. 3, n. 4, p. 7–13, 2011. DOI: 10.5772/50943. .
- DEFOORT, F., RAVEL, S., CASTELLI, P., *et al.* "Comparison between thermodynamic calculations and measurements of the volatility of inorganic species from different biomasses during steam gasification in a fluidized bed", **19th European Biomass Conference & Exhibition**, v. 3, n. June, p. 1137–1144, 2011. .
- DI FELICE, R., COPPOLA, G., RAPAGNA, S., *et al.* "Modeling of biomass devolatilization in a fluidized bed reactor", **Canadian Journal of Chemical Engineering**, v. 77, n. 2, p. 325–332, 1999. DOI: 10.1002/cjce.5450770219. .
- DUNNU, G., PANOPOULOS, K. D., KARELLAS, S., *et al.* "The solid recovered fuel Stabilat®: Characteristics and fluidised bed gasification tests", **Fuel**, v. 93, p. 273–283, 2012. DOI: 10.1016/j.fuel.2011.08.061. Disponível em: <http://dx.doi.org/10.1016/j.fuel.2011.08.061>.
- DYAKOWSKI, T., JAWORSKI, A. J. "Application of tomographic techniques for imaging fluidized beds". 2000. **Anais** [...] Manchester UK, [s.n.], 2000. Disponível em: <https://pure.hud.ac.uk/ws/portalfiles/portal/14155507/IsraelConferencePaper.pdf>.
- EFOMAH, A. N., GBABO, A. "The Physical , Proximate and Ultimate Analysis of Rice Husk Briquettes Produced from a Vibratory Block Mould Briquetting Machine", **International Journal of Innovative Science, Engineering & Technology**, v. 2, n. 5, p. 814–822, 2015. .
- ELFUSA, G. de eletrofusão L. **Reporte Técnico ALOMAX - L (Macro) >> LIXAS**. . [S.l: s.n.], 2018. Disponível em: [www.grupocurimbaba.com.br](http://www.grupocurimbaba.com.br).
- EMEKA, C., PFEIFER, C., MOLDESTAD, B. M. E. "Prediction of void fraction and minimum fluidization velocity of a binary mixture of particles : Bed material and fuel particles", **Powder Technology**, v. 349, p. 99–107, 2019. DOI: 10.1016/j.powtec.2019.03.027. Disponível em: <https://doi.org/10.1016/j.powtec.2019.03.027>.
- EPE. "Brazilian Energy Balance 2019 Year 2018", **Empresa de Pesquisa Energética**, p. 303, 2019. .
- EUROSTAT. "Share of renewable energy in the EU up to 18.0%.", **Newsrelease**, v. 17/2020, n. January, p. 32–34, 2020. .
- FALKOWSKI, D., BROWN, R. C. "Analysis of pressure fluctuations in fluidized beds", **Industrial and**

- Engineering Chemistry Research**, v. 43, n. 18, p. 5721–5729, 2004. DOI: 10.1021/ie030684u. .
- FAO. "Essential Climate Variables T8", **GTOS Essential Climate Variable Reports**, v. 10, p. 32, 2009. DOI: 11238E/1/11.09/500. .
- FARIA, R. M. de. **Estudo da dispersão das propriedades físico químicas em blocos de alumina marrom obtida por eletrofusão. Dissertation (Master in Science)**. 2017. 178 f. Universidade de São Paulo, 2017.
- FELIPE, C. A. S. "Identificação e monitoramento de regime fluidodinâmico em leitos fluidizados gás-sólido", p. 242, 2004. Disponível em: Tese de Doutorado apresentada a Faculdade de Engenharia Química na Univerdade Estadual de Campinas.
- FRANCO, C., PINTO, F., GULYURTLU, I., *et al.* "The study of reactions influencing the biomass steam gasification process", **Fuel**, v. 82, n. 7, p. 835–842, 2003. DOI: 10.1016/S0016-2361(02)00313-7. .
- FREMAUX, S., BEHESHTI, S. M., GHASSEMI, H., *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. DOI: 10.1016/j.enconman.2014.12.048. Disponível em: <http://dx.doi.org/10.1016/j.enconman.2014.12.048>.
- FRYDA, L. E., PANOPOULOS, K. D., KAKARAS, E. "Agglomeration in fluidised bed gasification of biomass", **Powder Technology**, como medir a aglomeração e tempo de escala da aglomeração., v. 181, n. 3, p. 307–320, 2008. DOI: 10.1016/j.powtec.2007.05.022. .
- FU, Z., ZHU, J., BARGHI, S., *et al.* "On the two-phase theory of fluidization for Geldart B and D particles", **Powder Technology**, v. 354, p. 64–70, 2019. DOI: 10.1016/j.powtec.2019.05.051. Disponível em: <https://doi.org/10.1016/j.powtec.2019.05.051>.
- FUENTES-CANO, D., SALINERO, J., HARO, P., *et al.* "Influence of the stoichiometric ratio on tar composition during fluidized bed gasification", **European Biomass Conference and Exhibition Proceedings**, v. 2017, n. 25thEUBCE, p. 772–775, 2017. .
- GELDART, D. "Elsevier Sequoia SA, Lausanne-Printed in the Netheriands Types of Gas Fhidization", **Powder Technology**, v. 7, p. 285–292, 1973. .
- GELDART, D., BAEYENS, J. "The design of distributors for gas-fluidized beds", **Powder Technology**, v. 42, n. 1, p. 67–78, 1985. DOI: 10.1016/0032-5910(85)80039-5. .
- GELDART, D., KELSEY, J. R. "Proc. of Tripartite Chem. Eng. Conf. Montreal". 1968. **Anais [...]** London, [s.n.], 1968.
- GELDART, D., WILEY, J., SONS. "Gas fluidization technology", **The Chemical Engineering Journal**, v. 37, n. 2, p. 134–135, 1988. DOI: 10.1016/0300-9467(88)80042-x. .
- GIL, J., AZNAR, P., CABALLERO, M. A., *et al.* "with Steam - Oxygen Mixtures . Product Distribution for", **Energy & Fuels Fuels**, v. 11, n. 6, p. 1109–1118, 1997. .
- GOLDEN, T., REED, B., DAS, A. "Handbook of Biomass Downdraft Gasifier Engine Systems", **SERI . U.S. Department of Energy**, n. March, p. 148, 1988. DOI: 10.2172/5206099. .
- GONZÁLEZ-VÁZQUEZ, M. P., GARCÍA, R., GIL, M. V., *et al.* "Comparison of the gasification performance of multiple biomass types in a bubbling fluidized bed", **Energy Conversion and Management**, v. 176, n. September, p. 309–323, 2018. DOI: 10.1016/j.enconman.2018.09.020. .
- GRACE, R., J. "Fluidized Bed Hydrodynamics", **Handbook of Multiphase Systems**, v. 8, 1982. Disponível em: <http://ci.nii.ac.jp/naid/10006557991/en/>. Acesso em: 14 nov. 2020.

- GÜL, S., AKGÜN, F., AYDAR, E., *et al.* "Pressurized gasification of lignite in a pilot scale bubbling fluidized bed reactor with air, oxygen, steam and CO<sub>2</sub> agents", **Applied Thermal Engineering**, v. 130, p. 203–210, 2018a. DOI: 10.1016/j.applthermaleng.2017.11.021. .
- GÜL, S., AKGÜN, F., AYDAR, E., *et al.* "Pressurized gasification of lignite in a pilot scale bubbling fluidized bed reactor with air, oxygen, steam and CO<sub>2</sub> agents", **Applied Thermal Engineering**, 2018b. DOI: 10.1016/j.applthermaleng.2017.11.021. .
- HERVY, M., REMY, D., DUFOUR, A., *et al.* "Air-blown gasification of Solid Recovered Fuels (SRFs) in lab-scale bubbling fluidized-bed: Influence of the operating conditions and of the SRF composition", **Energy Conversion and Management**, v. 181, n. December 2018, p. 584–592, 2019. DOI: 10.1016/j.enconman.2018.12.05. Disponível em: <https://doi.org/10.1016/j.enconman.2018.12.052>.
- HIGMAN, CHRISTOPHER; VAN DER BURGT, M. "Gasification", v. 3, n. 2, p. 1–456, 2008. Disponível em: <http://repositorio.unan.edu.ni/2986/1/5624.pdf>.
- HONG, S. C., JO, B. R., DOH, D. S., *et al.* "Determination of minimum fluidization velocity by the statistical analysis of pressure fluctuations in a gas-solid fluidized bed", **Powder Technology**, v. 60, n. 3, p. 215–221, 1990. DOI: 10.1016/0032-5910(90)80121-E. .
- HORIO, M., MORISHITA, K. "Flow Regimes of High Velocity Fluidization", **Japanese Journal of Multiphase Flow**, v. 2, n. 2, p. 117–136, 1988. DOI: 10.3811/jjmf.2.117. .
- HOUGHTON, R. A. "Biomass", **Encyclopedia of Ecology, Five-Volume Set**, n. 1990, p. 448–453, 2008. DOI: 10.1016/B978-008045405-4.00462-6. .
- HUYNH, C. Van, KONG, S. C. "Performance characteristics of a pilot-scale biomass gasifier using oxygen-enriched air and steam", **Fuel**, v. 103, p. 987–996, 2013. DOI: 10.1016/j.fuel.2012.09.033. Disponível em: <http://dx.doi.org/10.1016/j.fuel.2012.09.033>.
- IEA. "Global Energy Review 2020", **Global Energy Review 2020**, p. 55, 2020. DOI: 10.1787/a60abbf2-en. .
- ISIK-GULSAC, I., GAFAROVA-AKSOY, P., KARATAS, H., *et al.* "Biomass gasification in bubbling fluidized bed: Effect of biomass type on syngas properties". 2015. **Anais [...]** [S.l.: s.n.], 2015. p. 1–4.
- ISMAIL, T. M., RAMOS, A., MONTEIRO, E., *et al.* "Parametric studies in the gasification agent and fluidization velocity during oxygen-enriched gasification of biomass in a pilot-scale fluidized bed: Experimental and numerical assessment", **Renewable Energy**, v. 147, p. 2429–2439, 2020. DOI: 10.1016/j.renene.2019.10.029. Disponível em: <https://doi.org/10.1016/j.renene.2019.10.029>.
- ISO-18135. "18135 CD stage 1", **Solid Biofuel – Sampling**, p. 56, 2017. DOI: ISO 18135:2017 Solid Biofuel – Sampling; 2017. .
- ITAI, Y., SANTOS, R., BRANQUINHO, M., *et al.* "Numerical and experimental assessment of a downdraft gasifier for electric power in Amazon using açai seed (*Euterpe oleracea* Mart.) as a fuel", **Renewable Energy**, v. 66, p. 662–669, 2014. DOI: 10.1016/j.renene.2014.01.007. Disponível em: <http://dx.doi.org/10.1016/j.renene.2014.01.007>.
- JAMES, R. A. M., YUAN, W., BOYETTE, M. D. "The effect of biomass physical properties on top-lit updraft gasification of woodchips", **Energies**, v. 9, n. 4, 2016. DOI: 10.3390/en9040283. .
- JOHANSSON, F., ZIJERVELD, R. C., SCHOUTEN, J. C., *et al.* "Characterization of fluidization regimes by time-series analysis of pressure fluctuations", **International Journal of Multiphase Flow**, v. 26, n. 4,

p. 663–715, 2000. DOI: 10.1016/S0301-9322(99)00028-2. .

KALITA, P., CLIFFORD, M. J., JIAMIROCH, K., *et al.* "Characterization and analysis of thermal response of rice husk for gasification applications", **Journal of Renewable and Sustainable Energy**, v. 5, n. 1, 2013. DOI: 10.1063/1.4792487. .

KARATAS, H., AKGUN, F. "Experimental results of gasification of walnut shell and pistachio shell in a bubbling fluidized bed gasifier under air and steam atmospheres", **Fuel**, v. 214, n. June 2017, p. 285–292, 2018. DOI: 10.1016/j.fuel.2017.10.061. Disponível em: <https://doi.org/10.1016/j.fuel.2017.10.061>.

KARMAKAR, M. K., MANDAL, J., HALDAR, S., *et al.* "Investigation of fuel gas generation in a pilot scale fluidized bed autothermal gasifier using rice husk", **Fuel**, v. 111, p. 584–591, 2013. DOI: 10.1016/j.fuel.2013.03.045. Disponível em: <http://dx.doi.org/10.1016/j.fuel.2013.03.045>.

KAUSHAL, P., ABEDI, J., MAHINPEY, N. "A comprehensive mathematical model for biomass gasification in a bubbling fluidized bed reactor", **Fuel**, v. 89, n. 12, p. 3650–3661, 2010. DOI: 10.1016/j.fuel.2010.07.036. Disponível em: <http://dx.doi.org/10.1016/j.fuel.2010.07.036>.

KHEZRI, R., GHANI, W. A. W. A. K., BIAK, D. R. A., *et al.* "Experimental evaluation of napier grass gasification in an autothermal bubbling fluidized bed reactor", **Energies**, v. 12, n. 8, p. 1–18, 2019. DOI: 10.3390/en12081517. .

KIM, Y. D., YANG, C. W., KIM, B. J., *et al.* "Air-blown gasification of woody biomass in a bubbling fluidized bed gasifier", **Applied Energy**, v. 112, p. 414–420, 2013. DOI: 10.1016/j.apenergy.2013.03.072. Disponível em: <http://dx.doi.org/10.1016/j.apenergy.2013.03.072>.

KNOWLTON, T. M. **Fluidized bed reactor design and scale-up**. [S.l.], Woodhead Publishing Limited, 2013. Disponível em: <http://dx.doi.org/10.1533/9780857098801.2.481>.

KNOWLTON, T. M., KARRI, S. B. R., ISSANGYA, A. "Scale-up of fluidized-bed hydrodynamics", **Powder Technology**, v. 150, n. 2 SPEC. ISS., p. 72–77, 2005. DOI: 10.1016/j.powtec.2004.11.036. .

KULKARNI, A., BAKER, R., ABDOULMOMINE, N., *et al.* "Experimental study of torrefied pine as a gasification fuel using a bubbling fluidized bed gasifier", **Renewable Energy**, v. 93, p. 460–468, 2016. DOI: 10.1016/j.renene.2016.03.006. .

KUNII, D., LEVENSPIEL, O., BRENNER, H. **Fluidization Engineering**. [S.l.], Elsevier Science, 1991. Disponível em: <https://books.google.com.br/books?id=ZVnb17qRz8QC>. (Butterworth-Heinemann series in chemical engineering).

KUNII, D., LEVENSPIEL, O., BRENNER, H. **Fluidization Engineering**. [S.l.], Elsevier Science, 2013. Disponível em: <https://books.google.com.br/books?id=sGkvBQAAQBAJ>. (Butterworth-Heinemann-series in chemical engineering).

LACHKOV, V. I., LYSENKOV, A. I., MAMONOV, Y. V. "Expressions for thermophysical properties of superheated steam", **Measurement Techniques**, v. 42, n. 1, p. 58–60, 1999. DOI: 10.1007/BF02504202. .

LENIS, Y. A., PÉREZ, J. F., MELGAR, A. "Fixed bed gasification of Jacaranda Copaia wood: Effect of packing factor and oxygen enriched air", **Industrial Crops and Products**, v. 84, p. 166–175, 2016. DOI: 10.1016/j.indcrop.2016.01.053. Disponível em: <http://dx.doi.org/10.1016/j.indcrop.2016.01.053>.

LEVA, M., WEINTRAUB, M., GRUMMER, M., *et al.* "Fluidization of an Anthracite Coal", **Industrial & Engineering Chemistry**, v. 41, n. 6, p. 1206–1212, 1 jun. 1949. DOI: 10.1021/ie50474a016. Disponível em: <https://doi.org/10.1021/ie50474a016>.

- LI, X. T., GRACE, J. R., LIM, C. J., *et al.* "Biomass gasification in a circulating fluidized bed", **Biomass and Bioenergy**, v. 26, n. 2, p. 171–193, 2004. DOI: 10.1016/S0961-9534(03)00084-9. .
- LIM, M. T., ALIMUDDIN, Z. "Bubbling fluidized bed biomass gasification-Performance, process findings and energy analysis", **Renewable Energy**, v. 33, n. 10, p. 2339–2343, 2008. DOI: 10.1016/j.renene.2008.01.014. .
- LIRAG, R. C., LITTMAN, H. "STATISTICAL STUDY OF THE PRESSURE FLUCTUATIONS IN A FLUIDIZED BED", **Rensselaer Polytechnic Institute-University of the Philippines**, p. 47, 1971. .
- LIU, C., HUANG, Y., NIU, M., *et al.* "Influences of equivalence ratio, oxygen concentration and fluidization velocity on the characteristics of oxygen-enriched gasification products from biomass in a pilot-scale fluidized bed", **International Journal of Hydrogen Energy**, v. 43, n. 31, p. 14214–14225, 2018. DOI: 10.1016/j.ijhydene.2018.05.154. Disponível em: <https://doi.org/10.1016/j.ijhydene.2018.05.154>.
- LIU, L., HUANG, Y., CAO, J., *et al.* "Experimental study of biomass gasification with oxygen-enriched air in fluidized bed gasifier", **Science of the Total Environment**, v. 626, p. 423–433, 2018a. DOI: 10.1016/j.scitotenv.2018.01.016. .
- LIU, L., HUANG, Y., CAO, J., *et al.* "Experimental study of biomass gasification with oxygen-enriched air in fluidized bed gasifier", **Science of the Total Environment**, v. 626, p. 423–433, 2018b. DOI: 10.1016/j.scitotenv.2018.01.016. .
- LORA, E., ANDRADE, R., MARTÍNEZ, J., *et al.*, "Gaseificação e pirólise para a conversão da biomassa em eletricidade e biocombustíveis". [S.l: s.n.], 2012. p. 411–498.
- LUO, X., WU, T., SHI, K., *et al.* "Biomass Gasification: An Overview of Technological Barriers and Socio-Environmental Impact", **Gasification for Low-grade Feedstock**, p. 3–18, 2018. DOI: 10.5772/intechopen.74191. .
- LV, P. M., XIONG, Z. H., CHANG, J., *et al.* "An experimental study on biomass air-steam gasification in a fluidized bed", **Bioresource Technology**, v. 95, n. 1, p. 95–101, 2004. DOI: 10.1016/j.biortech.2004.02.003. .
- MAKWANA, J. P., JOSHI, A. K., ATHAWALE, G., *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. DOI: 10.1016/j.biortech.2014.09.111. Disponível em: <http://dx.doi.org/10.1016/j.biortech.2014.09.111>.
- MATSUMURA, Y., MINOWA, T. "Fundamental design of a continuous biomass gasification process using a supercritical water fluidized bed", **International Journal of Hydrogen Energy**, v. 29, n. 7, p. 701–707, 2004. DOI: 10.1016/j.ijhydene.2003.09.005. .
- MAYERHOFER, M., MITSAKIS, P., MENG, X., *et al.* "Influence of operational parameters on tar formation and main gas components during allothermal steam gasification", **19th European Biomass Conference & Exhibition**, n. June, p. 1106–1112, 2011. .
- MAYERHOFER, Matthias, MITSAKIS, P., MENG, X., *et al.* "Influence of pressure, temperature and steam on tar and gas in allothermal fluidized bed gasification", **Fuel**, v. 99, p. 204–209, 2012. DOI: 10.1016/j.fuel.2012.04.022. Disponível em: <http://dx.doi.org/10.1016/j.fuel.2012.04.022>.
- MELE, J., OMAN, J., KROPE, J. "Scale-up of a cold flow model of FICFB biomass gasification process to an industrial pilot plant - hydrodynamics of particles", **WSEAS Transactions on Fluid Mechanics**, v.

5, n. 1, p. 15–24, 2010. .

MELE, J., SENEGAČNIK, A. "MINIMAL VELOCITY OF FULL FLUIDIZATION – A NEW DETERMINATION METHOD", **21ST Expert Meeting “KOMUNALNA ENERGETIKA / POWER ENGINEERING”**, p. 1–9, 2012. .

MHILU, C. F. "Analysis of Energy Characteristics of Rice and Coffee Husks Blends", **ISRN Chemical Engineering**, v. 2014, p. 1–6, 2014. DOI: 10.1155/2014/196103. .

MILLER, C. O., LOGWINUK, A. K. "Fluidization Studies of Solid Particles.", **Industrial & Engineering Chemistry**, v. 43, n. 5, p. 1220–1226, 1 maio 1951. DOI: 10.1021/ie50497a059. Disponível em: <https://doi.org/10.1021/ie50497a059>.

MINASOLO. **BOLETIM TÉCNICO-Óxido de Alumínio Branco**. . [S.l: s.n.], 2016. Disponível em: <http://www.minasolo.com.br/catalogo/oxido-de-aluminio-branco-al-r-180--220.pdf>.

MISTRY, B. "Properties and Industrial Applications of Rice Husk", **International Journal of Engineering Science**, v. 2677, n. 10, p. 2677–2679, 2016. .

MONTEIRO, E., ISMAIL, T. M., RAMOS, A., *et al.* "Experimental and modeling studies of Portuguese peach stone gasification on an autothermal bubbling fluidized bed pilot plant", **Energy**, v. 142, p. 862–877, 2018. DOI: 10.1016/j.energy.2017.10.100. Disponível em: <https://doi.org/10.1016/j.energy.2017.10.100>.

MONTGOMERY, D. **Diseño y análisis de experimentos**. [S.l: s.n.], 2004.

MOREIRA, R., VAZ, R., PORTUGAL, A., *et al.* "Gasification of Charcoal in Air, Oxygen, and Steam Mixtures over a  $\gamma$ -Al<sub>2</sub>O<sub>3</sub> Fluidized Bed", **Energy and Fuels**, v. 32, n. 1, p. 406–415, 2018. DOI: 10.1021/acs.energyfuels.7b02257. .

MORGALLA, M., LIN, L., SEEMANN, M., *et al.* "Characterization of particulate matter formed during wood pellet gasification in an indirect bubbling fluidized bed gasifier using aerosol measurement techniques", **Fuel Processing Technology**, v. 138, p. 578–587, 2015. DOI: 10.1016/j.fuproc.2015.06.041. Disponível em: <http://dx.doi.org/10.1016/j.fuproc.2015.06.041>.

NAM, H., RODRIGUEZ-ALEJANDRO, D. A., ADHIKARI, S., *et al.* "Experimental investigation of hardwood air gasification in a pilot scale bubbling fluidized bed reactor and CFD simulation of jet/grid and pressure conditions", **Energy Conversion and Management**, v. 168, n. May, p. 599–610, 2018. DOI: 10.1016/j.enconman.2018.05.003. Disponível em: <https://doi.org/10.1016/j.enconman.2018.05.003>.

NGUYEN, N. M., ALOBAID, F., MAY, J., *et al.* "Experimental study on steam gasification of torrefied woodchips in a bubbling fluidized bed reactor", **Energy**, v. 202, p. 117744, 2020. DOI: 10.1016/j.energy.2020.117744. .

NIKOLAISEN, L. S., JENSEN, P. D. **Biomass feedstocks: Categorisation and preparation for combustion and gasification**. [S.l.], Woodhead Publishing Limited, 2013. Disponível em: <http://dx.doi.org/10.1533/9780857097439.1.36>.

NIU, M., HUANG, Y., JIN, B., *et al.* "Enriched-air gasification of refuse-derived fuel in a fluidized bed: Effect of gasifying conditions and bed materials", **Chemical Engineering and Technology**, v. 37, n. 10, p. 1787–1796, 2014. DOI: 10.1002/ceat.201400167. .

NOBRE, C., LONGO, A., VILARINHO, C., *et al.* "Gasification of pellets produced from blends of biomass wastes and refuse derived fuel chars", **Renewable Energy**, v. 154, p. 1294–1303, 2020. DOI: 10.1016/j.renene.2020.03.077. .

- NOGUEIRA, L. A. H., LORA, E. E. S. **Dendroenergia: fundamentos e aplicações**. [S.l.], Editora Interciência, 2003. Disponível em: <https://books.google.com.br/books?id=N3BKPgAACAAJ>.
- NSAMBA, H. K., HALE, S. E., CORNELISSEN, G., *et al.* "Designing and Performance Evaluation of Biochar Production in a Top-Lit Updraft Up-scaled Gasifier", **Journal of Sustainable Bioenergy Systems**, v. 05, n. 02, p. 41–55, 2015. DOI: 10.4236/jsbs.2015.52004. .
- PARRILLO, F., ARDOLINO, F., CALÌ, G., *et al.* "Fluidized bed gasification of eucalyptus chips: Axial profiles of syngas composition in a pilot scale reactor", **Energy**, v. 219, p. 119604, 2021a. DOI: 10.1016/j.energy.2020.119604. Disponível em: <https://doi.org/10.1016/j.energy.2020.119604>.
- PARRILLO, F., ARDOLINO, F., CALÌ, G., *et al.* "Fluidized bed gasification of eucalyptus chips: Axial profiles of syngas composition in a pilot scale reactor", **Energy**, v. 219, p. 119604, 2021b. DOI: 10.1016/j.energy.2020.119604. Disponível em: <https://doi.org/10.1016/j.energy.2020.119604>.
- PINTO, F., ANDRÉ, R. N., FRANCO, C., *et al.* "Co-gasification of coal and wastes in a pilot-scale installation 1: Effect of catalysts in syngas treatment to achieve tar abatement", **Fuel**, v. 88, n. 12, p. 2392–2402, 2009. DOI: 10.1016/j.fuel.2008.12.012. Disponível em: <http://dx.doi.org/10.1016/j.fuel.2008.12.012>.
- 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, 2016. DOI: 10.1016/j.energy.2016.11.145. Disponível em: <http://dx.doi.org/10.1016/j.energy.2016.11.145>.
- PRINCIPLES OF CHEMICAL BONDING - FLUIDIZED BED REACTORS. In: WERTHER, Joachim. Ullmann's Encyclopedia of Industrial Chemistry ||. Wiley-VCH ed. [S.l: s.n.], 2012. v. 15. p. 320–361.
- PUNCOCHAR, M., DRAHOST, J., CERMAK, J., *et al.* "Evaluation of minimum fluidizing velocity in gas fluidized bed from pressure fluctuations", **Chemical Engineering Communications**, v. 35, n. 1–6, p. 81–87, 1985. DOI: 10.1080/00986448508911219. .
- PUSHP, M., GALL, D., DAVIDSSON, K., *et al.* "Influence of Bed Material, Additives, and Operational Conditions on Alkali Metal and Tar Concentrations in Fluidized Bed Gasification of Biomass", **Energy and Fuels**, v. 32, n. 6, p. 6797–6806, 2018. DOI: 10.1021/acs.energyfuels.8b00159. .
- QURESHI, A. E., CREASY, D. E. "Fluidised bed gas distributors", **Powder Technology**, v. 22, n. 1, p. 113–119, 1979. DOI: 10.1016/0032-5910(79)85013-5. .
- RAHEEM, A., ZHAO, M., DASTYAR, W., *et al.* "Parametric gasification process of sugarcane bagasse for syngas production", **International Journal of Hydrogen Energy**, v. 44, n. 31, p. 16234–16247, 2019. DOI: 10.1016/j.ijhydene.2019.04.127. Disponível em: <https://doi.org/10.1016/j.ijhydene.2019.04.127>.
- RAPAGNÀ, S., GALLUCCI, K., DI MARCELLO, M., *et al.* "Catalyst in the fluidized bed and in the freeboard of a biomass gasifier", **18th European Biomass Conference and Exhibition**, n. May, p. 778–781, 2010. .
- RAUCH, R., HRBEK, J., HOFBAUER, H. "Biomass gasification for synthesis gas production and applications of the syngas", **Wiley Interdisciplinary Reviews: Energy and Environment**, v. 3, n. 4, p. 343–362, 2014. DOI: 10.1002/wene.97. .
- REGIS, F. "Modelagem e Construção de Gaseificador de Leito Fluidizado Borbulhante de Bancada Operando com Misturas e suas Implicações na Aglomeração do Leito Modelagem e Construção de

- Gaseificador de Leito Fluidizado Borbulhante de Bancada Operando com Misturas e su", **TESE DE DOUTORADO**, p. 244, 2020. .
- RICHARDSON, J. t. "Sedimentation and fluidisation: Part I", **Transactions of the Institution of Chemical Engineers**, v. 32, p. 35--53, 1954. .
- ROSA, A. "Chapter 10 - Hydrogen Production", **Fundamentals of Renewable Energy Processes (Third Edition)**, p. 371–428, 2013. DOI: 10.1016/B978-0-12-397219-4.00010-2. .
- RUSSO, S., VERDA, V. "Exergoeconomic analysis of a Mechanical Biological Treatment plant in an Integrated Solid Waste Management system including uncertainties", **Energy**, v. 198, 2020. DOI: 10.1016/j.energy.2020.117325. .
- SAMIRAN, N. A., NG, J. H., MOHD JAAFAR, M. N., *et al.* "Swirl stability and emission characteristics of CO-enriched syngas/air flame in a premixed swirl burner", **Process Safety and Environmental Protection**, v. 112, p. 315–326, 2017. DOI: 10.1016/j.psep.2017.07.011. Disponível em: <https://doi.org/10.1016/j.psep.2017.07.011>.
- SAXENA, S. C., VOGEL, G. J. "Segregation and fluidization characteristics of a dolomite bed with a range of particle sizes and shapes", **The Chemical Engineering Journal**, v. 14, n. 1, p. 59–63, 1977. DOI: 10.1016/0300-9467(77)80023-3. .
- SCALA, F., CHIRONE, R., SALATINO, P. **Attrition phenomena relevant to fluidized bed combustion and gasification systems**. [S.l: s.n.], 2013.
- SERRANO, J. F. A. "Optimización Metrológica Soluciones Oportunas y Confiables Medición de Fluidos", 2012. .
- SHANKAR TUMULURU, J., SOKHANSANJ, S., WRIGHT, C. T., *et al.* "A review on biomass classification and composition, co-firing issues and pretreatment methods Written for presentation at the 2011 ASABE Annual International Meeting Sponsored by ASABE", v. 7004, n. 11, p. 1–31, 2011. .
- SIEDLECKI, M. **On the gasification of biomass in a steam-oxygen blown CFB gasifier with the focus on gas quality upgrading: technology background, experiments and mathematical**. [S.l: s.n.], 2011. Disponível em: [http://repository.tudelft.nl/assets/uuid:e2da93b8-d504-438c-be29-a5b4c7c91160/Siedlecki\\_2011-PhD\\_thesis.pdf](http://repository.tudelft.nl/assets/uuid:e2da93b8-d504-438c-be29-a5b4c7c91160/Siedlecki_2011-PhD_thesis.pdf).
- SILVA, E., VIEIRA, R., MARTINEZ, J., *et al.* "Gaseificação e pirólise para conversão da biomassa em eletricidade e biocombustíveis", **Biocombustíveis - Volume 1**, n. May 2016, p. 1200, 2012. .
- SITTISUN, P., TIPPAYAWONG, N., PANG, S. "Biomass gasification in a fixed bed downdraft reactor with oxygen enriched air: A modified equilibrium modeling study", **Energy Procedia**, v. 160, n. February 2019, p. 317–323, 2019. DOI: 10.1016/j.egypro.2019.02.163. Disponível em: <https://doi.org/10.1016/j.egypro.2019.02.163>.
- SOBRINO, C., SÁNCHEZ-DELGADO, S., GARCÍA-HERNANDO, N., *et al.* "Standard deviation of absolute and differential pressure fluctuations in fluidized beds of group B particles", **Chemical Engineering Research and Design**, v. 86, n. 11, p. 1236–1242, 2008. DOI: 10.1016/j.cherd.2008.06.006. .
- SOLANGE, K., SPEIGHT, J., MUSTAFA, B. **The Biofuels Handbook**. [S.l: s.n.], 2015.
- SONG, T., WU, J., SHEN, L., *et al.* "Experimental investigation on hydrogen production from biomass gasification in interconnected fluidized beds", **Biomass and Bioenergy**, v. 36, p. 258–267, 2012. DOI:

- 10.1016/j.biombioe.2011.10.021. Disponível em: <http://dx.doi.org/10.1016/j.biombioe.2011.10.021>.
- SORIA-VERDUGO, A., VON BERG, L., SERRANO, D., *et al.* "Effect of bed material density on the performance of steam gasification of biomass in bubbling fluidized beds", **Fuel**, v. 257, n. August, p. 116118, 2019. DOI: 10.1016/j.fuel.2019.116118. Disponível em: <https://doi.org/10.1016/j.fuel.2019.116118>.
- SOUZA-SANTOS, M. L. **Solid Fuels Combustion and Gasification**. Second Edi ed. [S.l.: s.n.], 2010.
- SPATH, P. L., DAYTON, D. C. "Preliminary Screening -- Technical and Economic Assessment of Synthesis Gas to Fuels and Chemicals with Emphasis on the Potential for Biomass-Derived Syngas", **National Renewable Energy Laboratory**, n. December, p. 1–160, 2003. DOI: 10.2172/15006100. Disponível em: <http://www.dtic.mil/cgi-bin/GetTRDoc?AD=ADA436529&Location=U2&doc=GetTRDoc.pdf%5Cnhttp://www.osti.gov/servlets/purl/15006100-UpKNFn/native/>.
- SUDHAKAR, D. R., REDDY, K. S., KOLAR, A. K., *et al.* "Fragmentation of wood char in a laboratory scale fluidized bed combustor", **Fuel Processing Technology**, v. 89, n. 11, p. 1121–1134, 2008. DOI: 10.1016/j.fuproc.2008.05.009. Disponível em: <http://dx.doi.org/10.1016/j.fuproc.2008.05.009>.
- SWANSON, R. M., PLATON, A., SATRIO, J. A., *et al.* "Techno-economic analysis of biomass-to-liquids production based on gasification", **Fuel**, v. 89, n. SUPPL. 1, p. S11–S19, 2010. DOI: 10.1016/j.fuel.2010.07.027. Disponível em: <http://dx.doi.org/10.1016/j.fuel.2010.07.027>.
- TAYLOR, P., MANSARAY, K. G., GHALY, A. E. "Physical and Thermochemical Properties of Rice Husk Physical and Thermochemical Properties of", n. November 2012, p. 37–41, 2007. .
- TIMMER, K., BROWN, R. "Transformation of char carbon during bubbling fluidized bed gasification of biomass", **Fuel**, v. 242, n. January, p. 837–845, 2019. DOI: 10.1016/j.fuel.2019.01. Disponível em: <https://doi.org/10.1016/j.fuel.2019.01.039>.
- TRIMBLE, J. L., VAN HOOK, R. I., GRAY FOLGER, A. "Biomass for energy: the environmental issues", **Biomass**, v. 6, n. 1–2, p. 3–13, 1984. DOI: 10.1016/0144-4565(84)90003-9. .
- TUOMI, S., KURKELA, E., SIMELL, P., *et al.* "Behaviour of tars on the filter in high temperature filtration of biomass-based gasification gas", **Fuel**, v. 139, p. 220–231, 2015. DOI: 10.1016/j.fuel.2014.08.051. Disponível em: <http://dx.doi.org/10.1016/j.fuel.2014.08.051>.
- VAN DER SCHAAF, J., SCHOUTEN, J. C., JOHANSSON, F., *et al.* "Non-intrusive determination of bubble and slug length scales in fluidized beds by decomposition of the power spectral density of pressure time series", **International Journal of Multiphase Flow**, v. 28, n. 5, p. 865–880, 2002. DOI: 10.1016/S0301-9322(01)00090-8. .
- VÉLEZ, J. F., CHEJNE, F., VALDÉS, C. F., *et al.* "Co-gasification of Colombian coal and biomass in fluidized bed: An experimental study", **Fuel**, v. 88, n. 3, p. 424–430, 2009. DOI: 10.1016/j.fuel.2008.10.018. Disponível em: <http://dx.doi.org/10.1016/j.fuel.2008.10.018>.
- VIEIRA ANDRADE, R. "Gaseificação de Biomassa : Uma Análise Teórica e Experimental Gaseificação de Biomassa : Uma Análise Teórica e Experimental", p. 227, 2007. .
- VIJAY KUMAR, K., BHARATH, M., RAGHAVAN, V., *et al.* "Gasification of high-ash Indian coal in bubbling fluidized bed using air and steam – An experimental study", **Applied Thermal Engineering**, 2017. DOI: 10.1016/j.applthermaleng.2017.01.102. .

VISSER, H. J. M. "The influence of Fuel Composition on Agglomeration Behaviour in Fluidised-Bed Combustion", **ECN Biomass**, n. September, p. 44, 2004. .

WANG, Z., LEI, T., YUE, Z., *et al.* "A comparison of biomass gasification and pyrolysis in three kinds of reactors using corn stalk pellets", **Journal of Renewable and Sustainable Energy**, v. 4, n. 3, p. 1–9, 2012. DOI: 10.1063/1.4729594. .

WARNECKE, R. "Gasification of biomass: Comparison of fixed bed and fluidized bed gasifier", **Biomass and Bioenergy**, v. 18, n. 6, p. 489–497, 2000. DOI: 10.1016/S0961-9534(00)00009-X. .

WELFLE, A. "Balancing growing global bioenergy resource demands - Brazil's biomass potential and the availability of resource for trade", **Biomass and Bioenergy**, v. 105, n. 2017, p. 83–95, 2017. DOI: 10.1016/j.biombioe.2017.06.011. .

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. DOI: 10.1002/aic.690120343. .

WU, C. zhi, YIN, X. li, MA, L. long, *et al.* "Operational characteristics of a 1.2-MW biomass gasification and power generation plant", **Biotechnology Advances**, v. 27, n. 5, p. 588–592, 2009. DOI: 10.1016/j.biotechadv.2009.04.020. Disponível em: <http://dx.doi.org/10.1016/j.biotechadv.2009.04.020>.

YAGHOUBI, E., XIONG, Q., DORANEHGARD, M. H., *et al.* "The effect of different operational parameters on hydrogen rich syngas production from biomass gasification in a dual fluidized bed gasifier", **Chemical Engineering and Processing - Process Intensification**, parametros hidrodinamicos de gaseificação, v. 126, n. March, p. 210–221, 2018. DOI: 10.1016/j.cep.2018.03.005. .

YAKABOYLU, O., ALBRECHT, I., HARINCK, J., *et al.* "Supercritical water gasification of biomass in fluidized bed: First results and experiences obtained from TU Delft/Gensos semi-pilot scale setup", **Biomass and Bioenergy**, v. 111, p. 330–342, 2018. DOI: 10.1016/j.biombioe.2016.12.007. Disponível em: <http://dx.doi.org/10.1016/j.biombioe.2016.12.007>.

YATES, J. G., SIMONS, S. J. R. "Experimental methods in fluidization research", **International Journal of Multiphase Flow**, v. 20, n. SUPPL. 1, p. 297–330, 1994. DOI: 10.1016/0301-9322(94)90076-0. .

YU, Q. Z., BRAGE, C., NORDGREEN, T., *et al.* "Effects of Chinese dolomites on tar cracking in gasification of birch", **Fuel**, v. 88, n. 10, p. 1922–1926, 2009. DOI: 10.1016/j.fuel.2009.04.020. Disponível em: <http://dx.doi.org/10.1016/j.fuel.2009.04.020>.

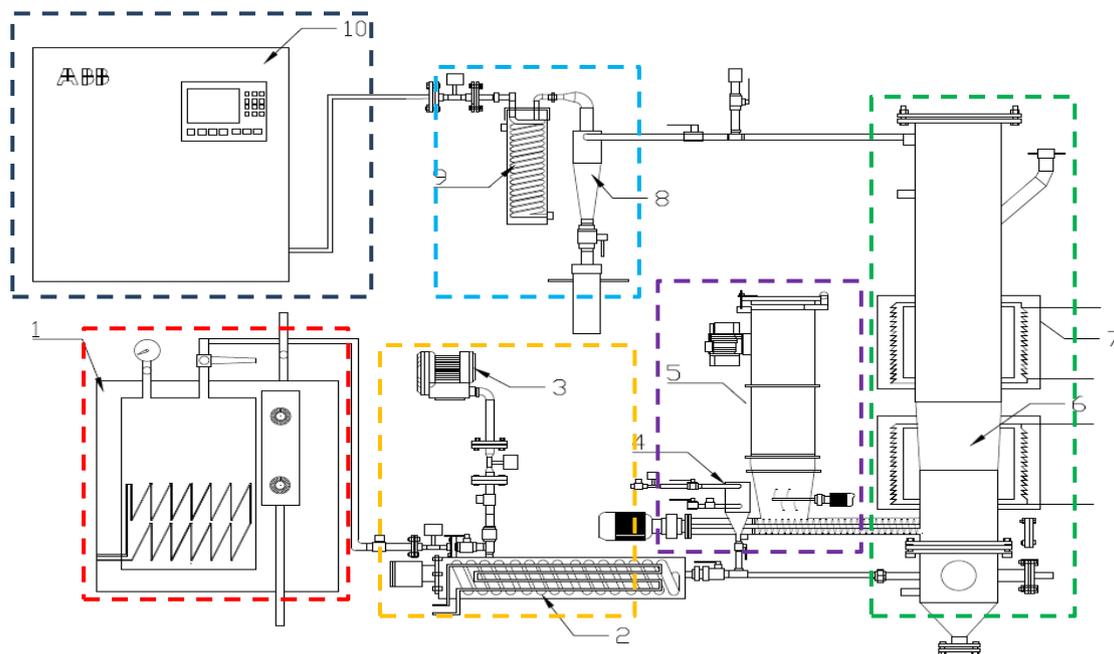
ZANG, G., JIA, J., SHI, Y., *et al.* "Modeling and economic analysis of waste tire gasification in fluidized and fixed bed gasifiers", **Waste Management**, v. 89, p. 201–211, 2019. DOI: 10.1016/j.wasman.2019.03.070. Disponível em: <https://doi.org/10.1016/j.wasman.2019.03.070>.

ZHOU, C., ROSÉN, C., ENGVALL, K. "Biomass oxygen/steam gasification in a pressurized bubbling fluidized bed: Agglomeration behavior", **Applied Energy**, v. 172, p. 230–250, 2016. DOI: 10.1016/j.apenergy.2016.03.106. Disponível em: <http://dx.doi.org/10.1016/j.apenergy.2016.03.106>.

ZUIDERWEG F.J. "Design Report on Fluidization". 1967. **Anais [...]** Amsterdam, Netherlands University Press, 1967. p. 739.

## 7. ANEXOS

### 7.1. Anexo 1 - Descrição do equipamento



**Figura 7.1** Divisão dos diferentes sistemas presentes no GLFB-NEST

A Figura 7.1 mostra um desenho da configuração do equipamento de gaseificação localizado nos laboratórios do NEST da Unifei. Estes serão descritos com detalhe a seguir.

#### *Sistema Gerador de Vapor*

Destacado com linha vermelha está o sistema de geração de vapor (1), este equipamento permite o fornecimento de vapor como agente gaseificante. O sistema tem capacidade de fornecer uma vazão de 24 kg/hr de vapor a temperatura de 180°C e 7,5 bar. O sistema é aquecido com resistências elétricas, a vazão de vapor gerado é medida e controlada com ajuda de um transdutor de pressão com placa de orifício e um medidor de vazão que se encontra montante do super-aquecedor. O transdutor de pressão consegue medir com exatidão de 0.04% com resolução de 50 Pa, enquanto o medidor de vazão consegue medir a vazão dos gases na faixa de 3.5-35 m<sup>3</sup>/h com repetibilidade de 0.2%, ambos instrumentos de medição são controlados por um PLC (Controlador Logico Programável) no painel IHM, este controla uma válvula proporcional para ajustar a vazão de vapor que entra ao pré-aquecedor e gaseificador.

#### *Aquecedor e misturador de agentes gaseificantes*

O Pré-aquecedor (2) é o sistema para aumentar a temperatura dos agentes gaseificantes ar e vapor antes da entrada do reator. O fluxo de ar e vapor são aquecidos com uma resistência elétrica de 18,93 kW que permite elevar a temperatura dos agentes

gaseificantes antes da entrada do reator, diminuindo as diferenças energéticas no reator, e otimizando as reações do sistema.

O compressor de ar (3) que fornece este agente gaseificante, é acionado a partir de painel IHM, sua operação é monitorada por um medidor de vazão na faixa de 8.5-85 m<sup>3</sup>/h com repetibilidade de 0.2%, e controlada por uma válvula proporcional, instrumentos localizados à montante do Pré-aquecedor. O sistema permite a entrada de ar com uma vazão de 78 m<sup>3</sup>/hr e pressão estática de 1400 mmH<sub>2</sub>O (137,29 mBar).

#### *Fornecimento de Oxigênio, Nitrogênio e Biomassa*

Após do Pré-aquecedor, encontra-se o misturador de gases (oxigênio e nitrogênio) (4), ligado antes da placa de distribuição. O oxigênio é utilizado para controlar a porcentagem volumétrica de oxigênio presente no ar no caso de gaseificação com Ar<sub>enq</sub>. Este agente é monitorado com um medidor de vazão na faixa de 3,5-35 m<sup>3</sup>/h e controlado por uma válvula proporcional no painel IHM. O nitrogênio é utilizado como gás de segurança para controlar possíveis reações imprevistas dentro do reator, a sua vazão é controlada por uma válvula proporcional.

O sistema de alimentação de biomassa (5) é composto por um silo para armazenamento de biomassa, um vibrador de 0.5 kW e um misturador de 0.55 kW. Estes equipamentos são programados para ligar por intermitência de acordo com as especificações do experimentador, podendo ser controlado no painel IHM. Finalmente um conjunto motor e caixa de redução ligado à rosca de alimentação é responsável pelo fornecimento da biomassa ao reator, este equipamento é controlado variando a frequência no painel IHM.

#### *Reator e Aquecedores elétricos*

Em seguida está representado o Reator (6), este elemento está construído em chapa 3/16" de aço inox 304, com diâmetro no leito de 31,45 cm e altura de 210 cm. O equipamento possui uma placa de distribuição com 43 bicos injetores que permitem a distribuição homogênea dos fluidos de gaseificação e atua como suporte do material do leito. O reator possui quatro sensores de temperatura nas paredes internas localizados ao longo do mesmo e um sensor extra no meio do leito borbulhante. Estes sensores são termopares tipo K que permitem medir temperaturas até 1200°C com exatidão de 4°C para temperaturas altas, e estão projetados para a medição e controle das temperaturas das reações.

O sistema integra dois medidores de pressão, o primeiro localizado antes da placa de distribuição e outro no topo do reator. Estes sensores conseguem medir de 30-800 mm

coluna de H<sub>2</sub>O (2,9-78,4 mbar), com o objetivo de medir a variação pressão necessária para o começo da fluidização e perdas de pressão durante a gaseificação. Adicionalmente na base do gaseificador encontra-se uma placa removível utilizada para calibração do sistema de alimentação de biomassa ou manutenção do leito.

Na superfície do reator encontram-se duas resistências elétricas (7) de 6,5 kW de potência térmica encarregadas do aquecimento e manutenção da temperatura para gaseificação alotérmica, estas resistências são revestidas por um isolamento térmico micrósporoso a base de sólidos inorgânicos. Cada resistência elétrica tem um termopar de segurança que mede a temperatura limite de aquecimento da resistência, para que em caso de se superar os 1100°C sejam desligadas.

#### *Limpeza e Resfriamento do gás de sínteses*

O ciclone (8) é designado para a remoção do material do leito e biomassa que foram arrastados, está construído em aço inox 304 com dimensões de 43cm de altura e 11cm de diâmetro. Em seguida encontra-se o trocador de calor (9), este resfria o gás produzido por meio de um trocador de calor tubular que utiliza uma vazão constante de água a temperatura ambiente. Este processo é necessário para se diminuir a temperatura até pelo menos 300°C antes da entrada do analisador de gases. No final deste subsistema encontra-se um transdutor de pressão que permite medir a pressão do gás gerado antes da entrada no analisador de gases.

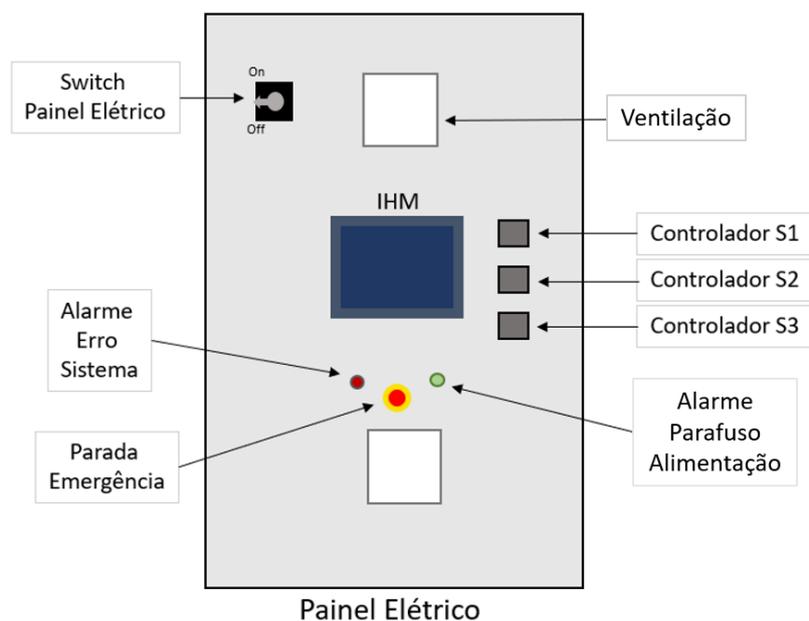
#### *Analisador de Gases*

O analisador de gases (10) modelo ABB AO2040, está instalado no final do sistema, jusante do trocador de calor. Este equipamento é capaz de analisar os teores de CO, CO<sub>2</sub>, CH<sub>4</sub>, e H<sub>2</sub> em uma faixa desde 0 até 60 % em volume. Este equipamento realiza um monitoramento contínuo e registro do gás de síntese, sendo composto por dois módulos de medição URAS 26 e CALDOS 27, o primeiro modulo URAS 26 é um analisador que funciona pelo princípio de absorção de infravermelho, com isto os gases compostos como CO, CO<sub>2</sub>, CH<sub>4</sub>, absorvem radiação infravermelha (ley Beer-Lambert) e o equipamento consegue medir esta absorção. Enquanto que o CALDOS 27 é um analisador que mede a condutividade térmica dos gases como H<sub>2</sub> ou formações deste, seu princípio de funcionamento é medir a variação de corrente entre o gás de amostragem e um gás padrão com ajuda de uma ponte Wheaststone.

#### *Painel de Controle*

O sistema conta com um painel elétrico que integra todos os equipamentos elétricos e eletrônicos para o controle do gaseificador. A Figura 7.2 mostra os principais

componentes do painel, os elementos que o operador controla são: switch do painel elétrico (energiza o gaseificador), painel IHM (permite a visualização e controle dos subsistemas) e switch de parada de emergência (desenergiza o sistema). Outros elementos como alarmes e medidores de temperatura da resistência dos aquecedores elétricos (T-S1, TS-2 e TS-3) indicam o estado destes itens.



**Figura 7.2** Alarmes e ativadores no painel elétrico

As temperaturas da resistências elétricas do reator e preaquecedor, são visualizadas e controladas desde os Controladores S1, S2 e S3. O limite teórico das resistências elétricas são de 1200°C, sendo recomendado pelo fabricante atender como limite dos controladores S1 e S2 até 900°C e S3 até 850°C para preservar a vida útil das mesmas.

A interação do operador é realizada através de um painel IHM, com controle tátil. Este painel permite visualizar e controlar os subsistemas anteriormente descritos. Este equipamento conta com uma tela desenvolvida que controla um PLC, este por sua vez controla todas as instruções das válvulas, motores e resistências elétricas que o operador precisa coordenar no gaseificador, excluindo a operação do analisador de gases. O painel elétrico conta com um módulo que armazena as variáveis de medição do processo e consegue transferir os dados para um computador externo. A seguir é realizada uma descrição dos equipamentos.

### Painel IHM

No centro do painel elétrico está localizado o painel IHM, este é o meio de comunicação entre o operador e os equipamentos do sistema. A chave elétrica (switch) ativa o painel e energiza os elementos do sistema. Inicialmente é mostrada a tela HOME mostrada na Figura 7.3, nesta tela é possível ativar os botões que dão acesso às diferentes telas do sistema. As três primeiras telas são de comando de equipamentos, as três seguintes permitem fazer a leitura dos instrumentos de medição, outras duas telas são de alarmes do sistema e visualização Trend das variáveis.



**Figura 7.3** Tela Inicial Painel IHM

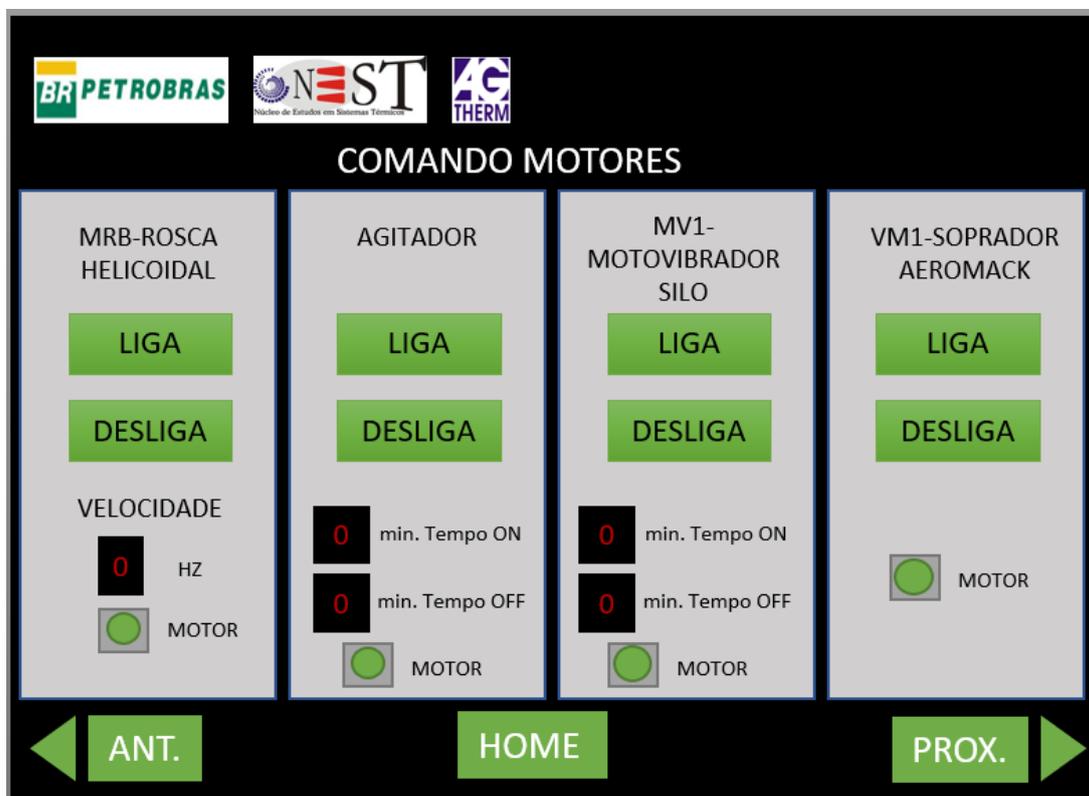
As teclas “Comando”, permitem ligar ou desligar os equipamentos, além de possibilitar o controle da grandeza da variável indicada pelo operador.

As teclas “Leitura e Analisador”, permitem realizar a leitura dos elementos de medição da variável desejada.

Ao ativar cada tecla, o programa mostra as diferentes telas apresentadas a seguir:

### Comando Motores

A tela “*COMANDO MOTORES*” mostrada na Figura 7.4, permite ligar e configurar os motores elétricos do sistema. Quando é pressionado o indicador numérico na tela aparece um painel com os dígitos para se introduzir o valor desejado.



**Figura 7.4** Tela Comando de Motores

O quadro “MRB ROSCA HELICOIDAL”, controla a rotação do parafuso que alimenta a biomassa no reator. A velocidade de alimentação de biomassa é configurada em termos de frequência desde 0 até 60 hz.

O quadro “AGITADOR”, permite acionar o agitador que movimenta a biomassa para facilitar a entrada na rosca de alimentação. O mesmo pode ser ativado por intervalos de segundos que permitem a intermitência entre ligado e desligado.

O quadro “MV1-MOTOVIBRADOR SELO”, controla o vibrador do silo aumentando a movimentação da biomassa dentro do silo, podendo também ser ativado por intervalos de segundos que funcionando assim como o agitador.

O quadro “VM1-SOPRADOR AEROMACK”, permite ligar e desligar o fornecimento de ar de gaseificação. O controle de vazão de ar é realizado com ajuda da válvula de vazão de ar.

### Comando Aquecedores

A tela *COMANDO AQUECEDORES* é mostrada na Figura 7.5. Esta permite ligar e configurar as resistências elétricas para aquecer o reator e os agentes gaseificantes, bem como visualizar as temperaturas do gás. Quando é pressionada a tecla POTENCIA (%) aparece um painel numérico para introduzir a potência de aquecimento nas resistências elétricas, quanto a porcentagem de potência, maior velocidade de aquecimento e maior temperatura limite.



Figura 7.5 Tela Comando Aquecedores

O quadro “AQUECEDOR 1 (6.5 kW)” permite estabelecer a temperatura da seção onde fica o aquecedor inferior do reator. Esta pode ser programada até 900 °C, sendo controlada e desligada quando atingir este limite com a leitura do termopar TS-1.

AQUECEDOR 2 (6.5 kW) permite estabelecer a temperatura da seção onde fica o aquecedor superior do reator. Esta pode ser programada até 900 °C, sendo controlada e desligada quando atingir este limite com a leitura do termopar TS-2

PREAQUECEDOR (18.5 kW) realiza o preaquecimento do agente gaseificante jusante do plenum. A resistência elétrica permite ser programada até 850°C que eleva a temperatura do ar até 421°C (TC-3) e leito 265°C (TL-1), estas temperaturas podem ser elevadas com o ligamento dos AQUECEDOR 1 e 2 atingindo temperaturas de ar até 492°C (TC-3) e leito 433°C (TL-1).

### Comando Válvulas de Vazão

A tela “VÁLVULAS VAZÃO (SET-UP)”, mostrada na Figura 7.6 permite estabelecer a porcentagem de abertura das válvulas proporcionais, para o fornecimento do agente de gaseificação. Quando é pressionado o indicador numérico aparece na tela um painel com os dígitos para se introduzir o valor especificado.

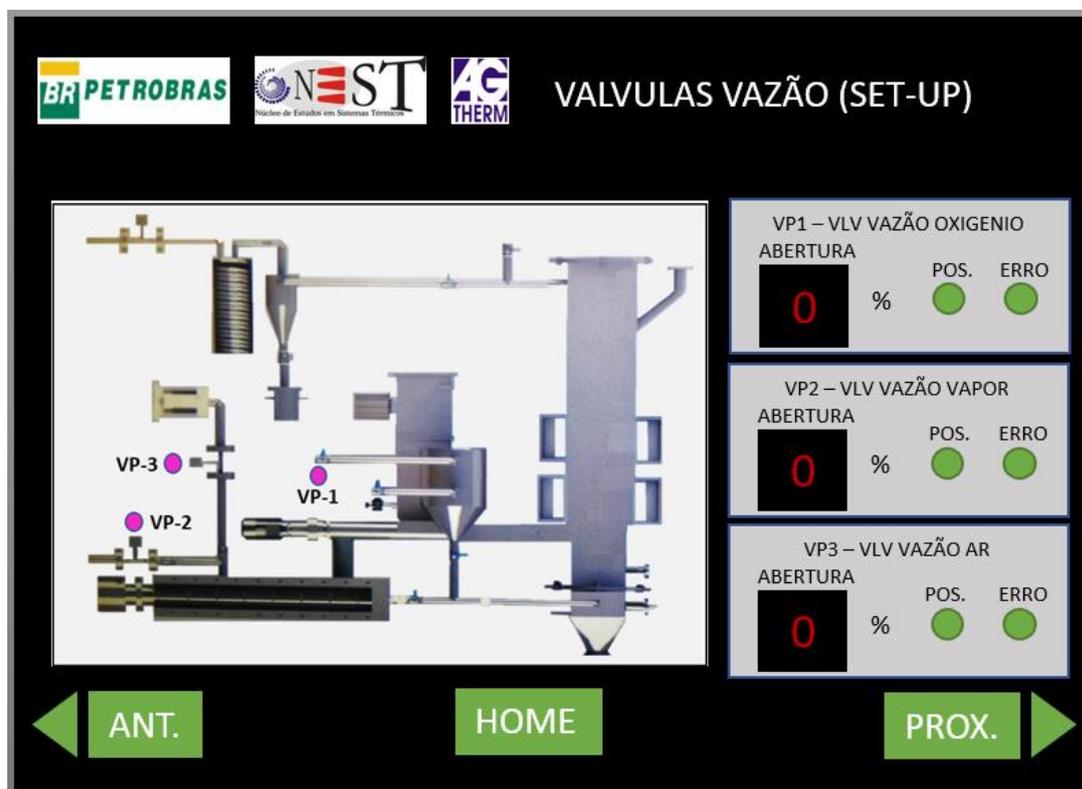


Figura 7.6 Tela Válvulas de Vazão (SET-UP)

O quadro “VP1 – VLV VAZÃO OXIGENIO” permite estabelecer a abertura da válvula de entrada de Oxigênio como agente gaseificante. Para medir a grandeza de vazão é necessário visualizar a tela “Medidores” (Figura 7.8).

O quadro “VP2 – VLV VAZÃO VAPOR” permite estabelecer a abertura da válvula de entrada de Vapor como agente gaseificante. Para medir a grandeza de vazão é necessário visualizar a tela “Medidores” (Figura 7.8).

O quadro “VP1 – VLV VAZÃO AR” permite estabelecer a abertura da válvula de entrada de Ar como agente gaseificante. Para medir a grandeza de vazão é necessário visualizar a tela Medidores (Figura 7.8).

As válvulas permitem abertura na faixa de 0-100%, sendo evidenciado a mudança de vazão para porcentagens de 10%.

### Leitura Termopares

A tela *TERMOPARES* é mostrada na Figura 7.7, esta permite conhecer os valores da temperatura medidas em graus Celsius ( $^{\circ}\text{C}$ ) através dos termopares localizados no equipamento. Todas as leituras são guardadas na memória do sistema e podem ser coletadas com ajuda de um computador.

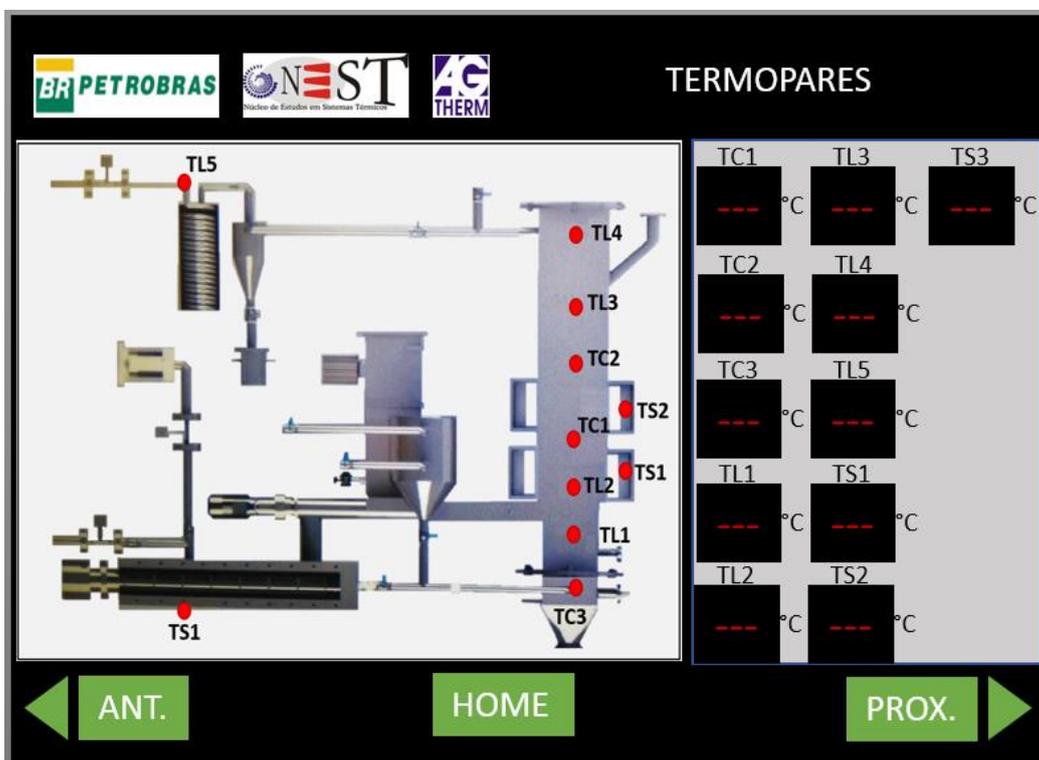


Figura 7.7 Tela Leitura Termopares

Os indicadores TC1, TC2, TC3 (*Comando Aquecedores*) controlam as resistências elétricas medindo a temperatura do gás. O controle deve ser programado na faixa correta sem superar o limite de temperatura dos aquecedores elétricos TS1, TS2 e TS3.

TL1, TL3, TL4 são as temperaturas internas do reator localizados no percurso da do reator. A ponta dos termopares se localiza a 10 cm da parede (interna) do reator. Enquanto TL2 se localiza no meio do reator (15 cm da parede interna do reator).

TL5 é destinado para a medição da temperatura do gás antes da entrada ao analisador de gases.

TS1, TS2, TS3 faz referência a temperatura de segurança dos aquecedores do sistema.

### Leitura Medidores

A tela “Medidores” é mostrada na Figura 7.8. Esta permite conhecer as grandezas de vazão utilizando medidores de fluxo localizados no equipamento. Todos as leituras são salvas na memória do sistema e podem ser lidas com ajuda de um computador.

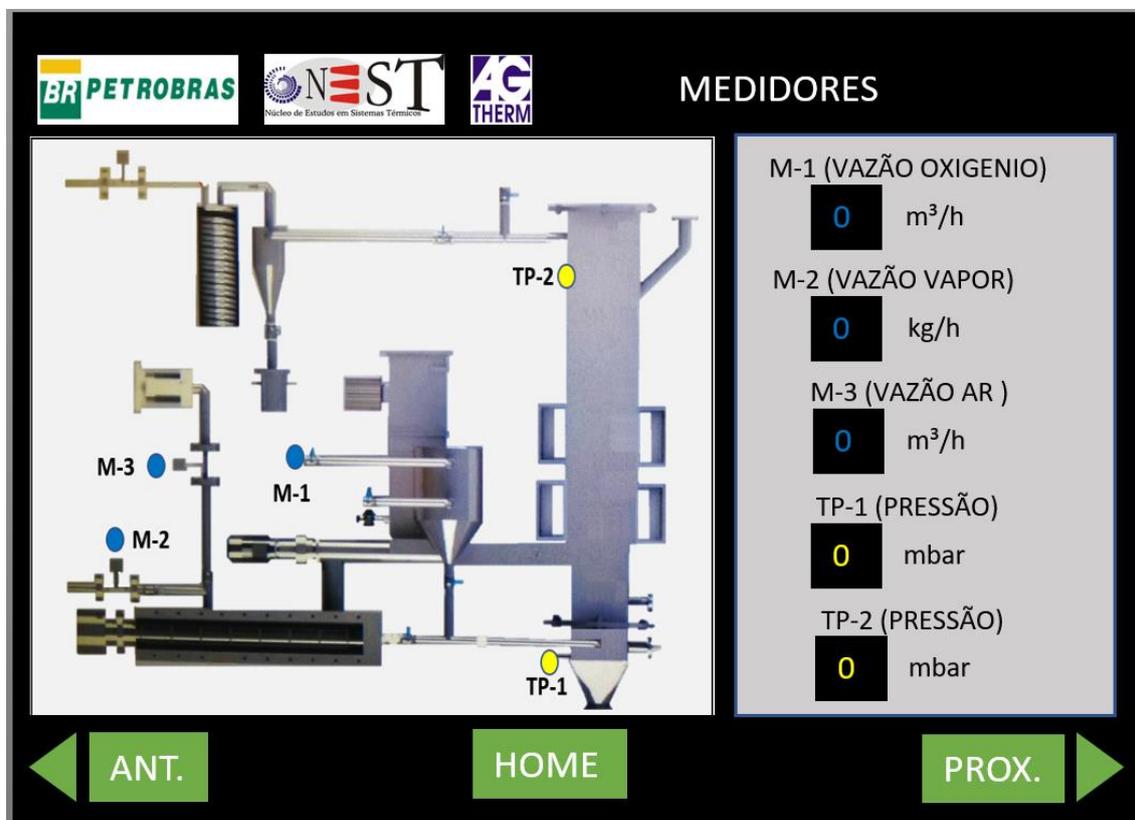


Figura 7.8 Tela Leitura Medidores

Os indicadores M-1, M-3 permitem realizar a leitura da vazão volumétrica ( $m^3/h$ ) de oxigênio e ar, respectivamente. Esta vazão deve ser controlada por meio da tela de comando “VALVULAS VAZÃO” (Figura 7.6).

O indicador M-2 permite a leitura da vazão mássica ( $kg/hr$ ) de vapor. Esta vazão deve ser controlada por meio da tela comando “VALVULAS VAZÃO” (Figura 7.6).

Os Indicadores TP-1 e TP-2 permitem realizar a leitura da pressão (mbar) pelos transdutores de pressão localizados antes da placa de distribuição e no topo do reator. Estas pressões permitem definir o comportamento hidrodinâmico do leito, permitindo estabelecer o início do regime de fluidização e detectar um possível início de aglomeração do leito.

### Leitura Analisador de Gases

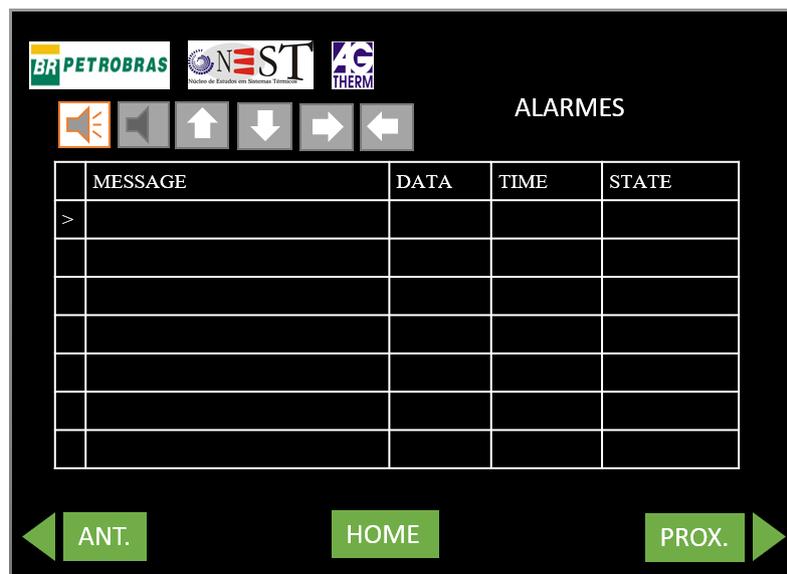
A tela dos dados do “Analisador de gases” é mostrada na Figura 7.8. Esta permite verificar os valores dos teores de CO, H<sub>2</sub>, N<sub>2</sub>, CH<sub>4</sub> e CO<sub>2</sub>, em tempo real, sendo estes os mesmos dados mostrados no Analisador de Gases.



**Figura 7.9** Tela Analisador de Gases

### Alarmes do sistema

A tela *ALARMES* é mostrada na Figura 7.10. Esta permite conhecer os possíveis erros do equipamento, tais como o aumento de corrente nos motores devido à entupimentos. Os Botões da tela permitem o deslocamento nas linhas e coluna, além de permitir desligar o som do alarme do painel.



**Figura 7.10** Tela Alarmes do sistema

### *Tempos de Resposta dos Equipamentos*

O funcionamento do gaseificador deve ocorrer em estado estacionário para ter dados com validade científica, para isto os parâmetros de operação devem ser medidos, controlados e estáveis, porém deverão ser quantificadas e controladas as variações dos medidores dos instrumentos/equipamentos.

O tempo de resposta em que uma válvula/resistência é ativada e sua resposta é atingida é mostrada na Tabela 7-1. As variações de curto prazo são aquelas onde o sistema consegue medir e controlar em um tempo curto ou aceitável, enquanto as variações de longo prazo são aquelas que demandam um tempo alto para estabilizar e por conseguinte, modificar as leituras do gás gerado.

**Tabela 7-1** Tempo de Resposta dos equipamentos durante o processo de gaseificação

Tempo de Resposta	Parâmetro ou Variável	Elemento ou Sistema	Tempo Variação Operação	Unidade medição/controle
Curto	Ar (kg/s)	Bomba de ar	< 1 segundos	Val. Proporcional / Medidor vazão
	Vapor (kg/s) e Pressão (mbar)	Gerador de vapor	< 1 segundos	Val. Proporcional / Transmissor pressão
	Oxigênio (kg/s)	Fornecer oxigênio	< 1 segundos	Val. Proporcional / Medidor Vazão
	Biomassa (kg/s)	Fornecer biomassa	< 5 segundos	MRB rosca alimentação / motor (hz)
	Pressão (mbar)	Medição de pressão	< 1 segundos	Transdutor de pressão
Longo	Temperatura Kelvin (K)	Resistencia super-aquecedor	>5 min	Termopares no reator / Resistências elétricas
	Temperatura Kelvin (K)	Resistencia Preaquecedor	> 5 min	Termopar / Resistência elétrica Preaquecedor

Neste estudo as variações de curto prazo são quantificadas a cada dez segundos, e as variações de longo prazo a cada 10 minutos. Se são corrigidas as variações o tempo de resposta dos parâmetros de entrada, e encontram-se na faixa aceitável de variação (por exemplo faixas de temperatura ou pressão) o sistema deveria ser estável e os parâmetros resposta como a composição do gás gerado será aceita.

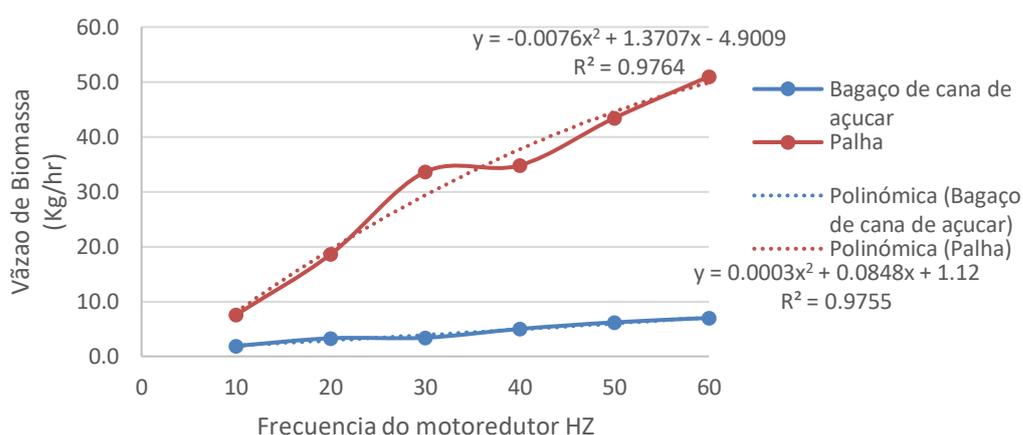
As variações de longo prazo devem ser tomadas em conta uma vez que afetam diretamente o gás. Para-se determinar a sensibilidade dos equipamentos de medição e controle da tabela anterior, é necessário que se realizem testes de comissionamento e analisar o comportamento e estabilidade do equipamento, isto devido que não existem teste prévios com este tipo de reator.

## 7.2. Anexo 2 - Procedimento de Calibração da Rosca.

- Abertura da tampa inferior do reator, extrair a placa de distribuição.
- Preparar e pesar a massa da biomassa até preencher a capacidade do selo.
- Ligar o moto redutor variando as frequências cada 5 ou 10hz.
- Medir o tempo desde o início até fim em que as partículas de biomassa entram ao reator e esvaziam tudo o conteúdo do selo.

- Interpolou ou converter a biomassa fornecida para achar a quantidade de kg por hora (kg/hr) para cada frequência.

- Estabelecer a equação da curva polinomial como mostra Figura 7.11, estas curvas foram determinadas para fornecimento de biomassas de casca e bagaço de cana de açúcar. As equações relacionam a vazão de biomassa (y) com determinada frequência (x).



**Figura 7.11 Razão entre a frequência do moto-redutor e a vazão de biomassa**

### Recomendações:

- Preparar a Biomassa com granulometria homogênea, e fina para evitar travamento ou entupimento da rosca. No caso de calibração do bagaço de cana de açúcar em base úmida se apresentaram problemas de travamento da rosca, mesmo após ser peneirada por uma malha de 9.52 mm., a solução inicial ao problema é diminuir a umidade e granulometria das partículas de biomassa

-Para desentupir a rosca é necessário parar o sistema e manualmente inverter o sentido de rotação da rosca desde o ventilador do moto-redutor, este método permitiu em todos os casos desentupir a rosca e continuar com o fornecimento do bagaço.

- Utilizar máximo 2 vezes a mesma biomassa para calibrar o sistema quando é variada a velocidade da rosca. A rosca de alimentação devido seu funcionamento próprio

consegue moer e diminuir o tamanho da partícula, tamanhos de partícula menores aumentam a quantidade de vazão de biomassa, isto ocasionando vazões altas após de passar várias vezes a biomassa na rosca de alimentação.

*Alertas do Sistema:*

- Alerta por aumento da corrente no moto redutor da rosca de alimentação. Tamanhos de partículas de biomassa maiores causam entupimento da rosca de alimentação, isto gera um aumento na corrente subministrada ao motor causado pela resistência a ser movimentada facilmente, este aumento de corrente é recebido no PID que emite uma alerta com um somido. Neste caso é necessária a perícia do operador do equipamento para detectar rapidamente o problema e reverter o sentido de rotação da rosca para tentar desentupir. Os possíveis problemas de fornecimento de biomassa podem ser evidenciados durante a calibração da rosca, a fim de tomar medidas adequadas para prever problemas durante os testes.

### 7.3. Anexo 3 - Descrição geral do processo GLFB-NEST

#### *Preparação de Biomassa*

Esta é a etapa inicial do processo, na qual são determinados o tipo, forma e granulometria da biomassa fornecida ao gaseificador e são analisados dados da sua composição para determinar a vazão necessária de fornecimento desta e outras variáveis incluídas no processo. A análise elementar da biomassa permite quantificar a vazão de ar, vapor e oxigênio para gaseificar, é plotar uma matriz de testes que consigam atingir um regime de fluidização e faixas de operação dos equipamentos como é indicado no item “Seleção das variáveis e faixas de operação”. No final desta etapa o operador deve conhecer e verificar os seguintes itens.

- ✓ Determinação da composição elementar da biomassa.
- ✓ Calculo dos parâmetros de controle no processo.
- ✓ Granulometria e umidade da biomassa adaptada no processo
- ✓ Disponibilidade da curva de calibração da rosca de alimentação
- ✓ Matriz de Testes adaptados ao equipamento e ao régimen de fluidização.

#### *Agentes Gaseificantes (Fluidos de Gaseificação)*

Esta etapa garante os insumos para fornecimento dos agentes gaseificantes ao equipamento. De acordo com a matriz de testes, deve ser garantido o fornecimento e quantidade dos agentes gaseificantes, assim como garantir que os insumos possam ser adquiridos. No final desta etapa deve se garantir os seguintes itens.

- ✓ Fornecimento de Oxigênio e Nitrogênio. Uma vez que estes elementos são adquiridos por forma externa deve-se garantir que as quantidades sejam as necessárias e ter o devido estocagem. É necessária uma verificação de segurança dos elementos jusantes destes insumos até a ligação ao equipamento.
- ✓ Fornecimento de Vapor. O fluxo de vapor gerado na caldeira é limitado, por isto a matriz de testes deve ser verificada a fim de estar dentro da faixa de geração de vapor deste equipamento.
- ✓ O reservatório de água do gerador de vapor garantido o suprimento durante sua operação.

#### *Energizar o sistema*

Esta etapa garante a disponibilização de energia elétrica ao sistema. O equipamento está localizado perto de um quadro elétrico com uma tomada industrial, este quadro tem a potência necessária para suprir o sistema. Ligar o cabo elétrico do

gaseificador e do gerador de vapor nas tomadas correspondentes. No final desta etapa deve se garantir os seguintes itens.

- ✓ O Painel IHM está ligado e permite o controle dos comandos.
- ✓ O Gerador de Vapor tem energia elétrica.

#### *Preparação do Leito*

Esta etapa determina o material e granulometria do leito, assim como o regime mínimo de fluidização necessários para determinar as grandezas das variáveis de entrada e as faixas de operação da matriz de testes. Inicialmente é definido o tipo de material do leito e sua reatividade com a biomassa durante o processo, isto é necessário já que um dos principais problemas da GLFB é a aglomeração. Nos testes espera-se que o leito não tenha reatividade com a biomassa como foi explicado no item “métodos para estimar as principais características de fluidização”. Deste modo a reposição do leito é baixa. Perdas do leito por arraste das partículas, ou elutrição das partículas são pequenas devido à composição do leito e as velocidades de fluidização. No final desta etapa deve se garantir os seguintes itens.

- ✓ Estimar a quantidade de leito a reposição em caso de que a biomassa e o leito sejam reativos e formem aglomerados, provocando a substituição do leito.
- ✓ Determinar os Regimes de Fluidização (mínimo, fluidização e arraste) e verificar que as variáveis da matriz de testes satisfazem o regime de fluidização.

#### *Considerações preliminares da Partida*

Esta etapa verifica o fornecimento de água nos resfriadores, assim como indicações a tomar em conta para o suprimento da biomassa. O sistema não conta com recirculação da água de resfriamento do gás e camisa da rosca de alimentação, por este motivo sua ativação deve ser só durante o processo de fluidização a quente. No caso de não se garantir o fornecimento de água de resfriamento da camisa da rosca de alimentação, esta pode apresentar entupimentos e travamento. Levando a longo consumo de tempo durante o desentupimento e reativação do sistema.

Assim mesmo o fornecimento da biomassa está limitado pelo tamanho do silo, por isto é necessário reabastecer o silo com biomassa seguindo os passos indicados no diagrama. É necessário que a rosca de alimentação sempre permaneça com biomassa, isto impede o fluxo reverso do material do leito na rosca durante a fluidização. No final desta etapa deve se garantir os seguintes itens.

- ✓ Antecipar o tempo de reabastecimento de biomassa.
- ✓ Vazão de água contínua.

### *Alcançar a Temperatura de Gaseificação*

Esta etapa permite aumentar a temperatura a partir de um regime de fluidização aquecido pelas resistências elétricas até a temperatura de gaseificação. Para aumentar a temperatura do leito próximo até a temperatura de gaseificação é possível estabelecer o sistema em um regime de combustão, isto obtém-se com a abertura da válvula de vazão de ar e fornecimento de biomassa para excesso de Ar.

Quando é atingida a temperatura de gaseificação, a temperatura do aquecedor 1 e aquecedor 2 deve ser  $-100^{\circ}\text{C}$  que a temperatura de gaseificação. Isto é necessário para compensar as perdas de energia térmica do sistema ao meio ambiente e prepará-lo para um estado de gaseificação adiabático. No final desta etapa devem se garantir este item.

- ✓ O fornecimento da biomassa e do agente gaseificante segundo cada mistura de experimento (ER, SBR, Ar-enq) para atingir e manter as temperaturas próximas de gaseificação.

### *Gaseificação*

Esta é a etapa principal e depende da realização correta das anteriores. Esta etapa é a mais longa e variável no processo. Segundo a matriz de testes, para cada experimento deve se garantir que as grandezas das variáveis de entrada sejam estáveis e contínuas. Deste modo, garantir que o fornecimento da biomassa e agentes gaseificantes não tenham variação durante a leitura das respostas do processo. Instabilidade nestes itens gerará consequentemente variações na resposta.

Para a coleta dos dados resposta, deve ser atingido um regime de estabilidade da temperatura durante o processo.

Esta etapa requer conhecimento prévio dos resultados de um teste de comissionamento, que identificará as variações de temperatura, estabilidade, consumo de insumos, tempos de durabilidade dos insumos, e as temperaturas dos aquecedores para gaseificação adiabática. No final desta etapa deve se garantir os seguintes itens.

- ✓ Estabilidade da temperatura na coleta dos dados.
- ✓ Estabilidade das variáveis de entrada.
- ✓ Coleta de dados do medidor de gases e painel IHM (PLC).

### *Desligamento*

Esta é a etapa final do processo, aqui são fechadas as válvulas e desligados os equipamentos em uma sequência segura. É necessário ter um controle especial dos agentes de gaseificação que estão com pressão na entrada, no caso vapor, oxigênio e nitrogênio. Seguindo as indicações é possível despressurizar o gerador de vapor e a

tubulação montante do nitrogênio e oxigênio. Desenergizar o sistema entende-se como inverter a sequência dos passos para energizar o sistema e o gerador de vapor. No final desta etapa deve se garantir os seguintes itens.

- ✓ Temperatura do reator abaixo de 200°C, o resfriamento restante é garantido pelo ambiente.
- ✓ Despressurização dos agentes gaseificantes pressurizados, e fechamento das válvulas de fornecimento de gases e água.
- ✓ Desconexão elétrica dos equipamentos

#### 7.4. Anexo 4 - Diagrama de Geldart.

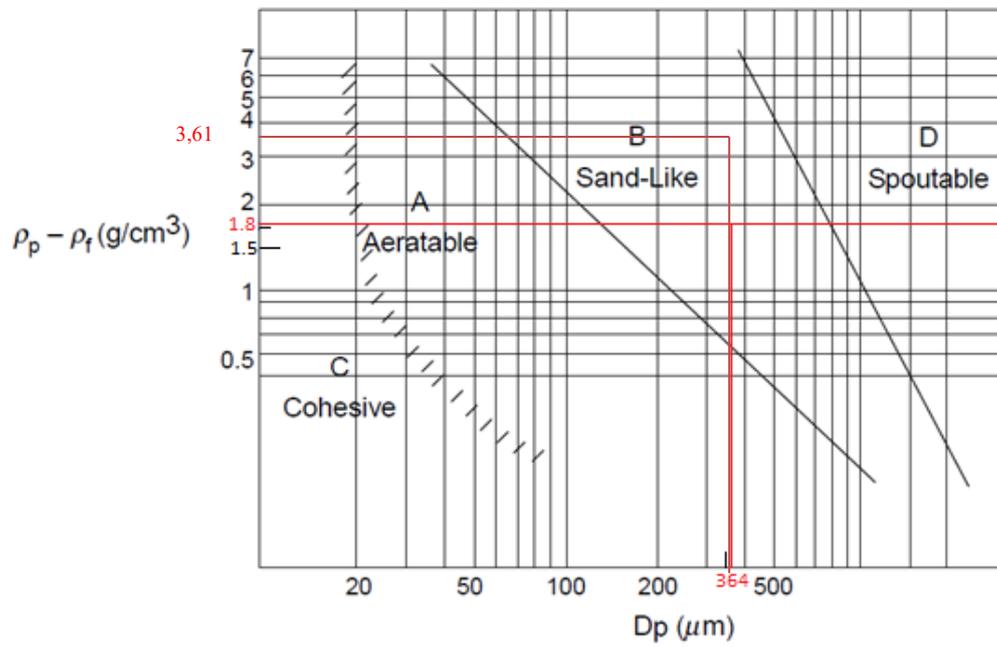
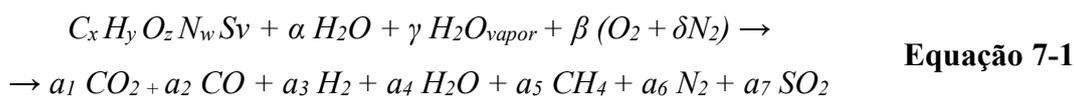


Figura 7.12 Diagrama de Geldart para determinar o tipo de partícula. (BASU, P, 2006b)

### 7.5. Anexo 5 - Modelo matemático para determinar as temperaturas de gaseificação.

Este estudo deixa como guia o modelo matemático proposto por Regis, (2020), isto com o objetivo de estabelecer um valor de temperatura no caso de gaseificação alotérmica. Este modelo permite determinar a temperatura quando a função de Gibbs torna-se perto de 0, ao atingir esta temperatura para diferente RE é possível configurar o equipamento perto da temperatura designada, isto pode simular uma gaseificação alotérmica. Esta metodologia de gaseificação alotérmica utilizando um modelo matemático para pre-configurar a temperatura das resistências foi utilizada por Campoy (2008), adicionalmente requer conhecimento e experiência do experimentador no equipamento para criar um setup eficiente.

Este modelo é baseado na equação geral da gaseificação (Equação 7-1) para mistura de ar, vapor e oxigênio adaptado de Sittisun, Tippayawong, e Pang (2019) que considera a conversão de 100% de carbono e a entalpia do vapor superaquecido.



Como dados de entrada se toma a composição da biomassa, assim como parâmetros de operação ER, e a concentração de oxigênio presente no ar ( $AR_{enq}$ ). O modelo considera variações de SBR na faixa de 0 até 2.5, logo calcula-se o PCS (Equação 2-1) e PCI (Equação 2-2) da biomassa, assim como a entalpia da biomassa (Equação 7-2). Os coeficientes x, y, z, v e w são as frações molares dos compostos C H O N S em um kg de biomassa; obtidos a partir da análise elementar.

$$\bar{h}_{Bio} = M_{Bio} PCI + x \bar{h}_{f CO_2}^0 + \frac{y}{2} \bar{h}_{f H_2O}^0 + v \bar{h}_{f SO_2}^0 + w \bar{h}_{f NO}^0 \left( \frac{kJ}{kmol_{biomassa}} \right)$$

**Equação 7-2**

A Equação 7-3 permite realizar o cálculo da quantidade molar de umidade na biomassa, é definida como função do peso molecular da biomassa para um teor de umidade de biomassa úmida.

$$\alpha = \frac{M_{Bio} \cdot MC}{M_{H_2O} (100 - MC)}$$

**Equação 7-3**

O coeficiente  $\beta$  é calculado segundo a Equação 7-4, o parâmetro ER é introduzido no modelo e  $\beta$  é calculado segundo a quantidade molar de ar introduzida pela quantidade molar de ar para uma combustão estequiométrica.

$$ER = \frac{A/C}{A/C_{est}} = \frac{\beta}{\beta_{est}} \rightarrow \beta = \beta_{est} \cdot ER \quad \text{Equação 7-4}$$

O teor molar de vapor  $\gamma$  é mostrado na Equação 7-5, este valor é quantidade molar de vapor por mol de combustível.

$$\gamma = \frac{SB (M_{bio} + \alpha M_{H_2O})}{M_{H_2O}} \quad \text{Equação 7-5}$$

A razão entre nitrogênio por oxigênio é de 3,76 para gaseificação com ar, em caso de gaseificação com  $Ar_{enq}$  o valor de  $\delta$  é subtraído de 79% até 0% que seria o caso da gaseificação com oxigênio puro. Assume-se que os reagentes estão a uma temperatura de 25°C, com isto pode-se obter as grandezas de entalpia de formação de cada um dos compostos de tabelas termodinâmicas.

A partir da equação geral de gaseificação podem se definir equações para o balanço de massa para C, H, O, N, S, como mostra as equações

$$x = a_1 + a_2 + a_5 \quad \text{Equação 7-6}$$

$$y + 2\alpha + 2\gamma = 2a_3 + 2a_4 + 4a_5 \quad \text{Equação 7-7}$$

$$z + \alpha + \gamma + 2\beta = 2a_1 + a_2 + a_4 + 2a_7 \quad \text{Equação 7-8}$$

$$w + 2\delta\beta = 2a_6 \quad \text{Equação 7-9}$$

$$v = a_7 \quad \text{Equação 7-10}$$

$$a_8 = a_1 + a_2 + a_3 + a_4 + a_5 + a_6 + a_7 \quad \text{Equação 7-11}$$

Burcat e Branko (2005) definem polinômios de cálculo para de calor específico, entalpia e entropia para os gases em função da temperatura como mostra as Equação 7-12, Equação 7-13 e Equação 7-14. Em seguida assume-se um valor inicial de temperatura a partir de 600°C, e este valor é incrementado para as iterações seguintes até que a somatória dos produtos e reagentes minimizem a função de Gibbs.

$$C_p = R (C_1 + C_2T + C_3T^2 + C_4T^3 + C_5T^4) \quad (kJ/kmol \cdot K) \quad \text{Equação 7-12}$$

$$h = R (C_1T + \frac{C_2T^2}{2} + \frac{C_3T^3}{3} + \frac{C_4T^4}{4} + \frac{C_5T^5}{5} + C_6) \quad (kJ/kmol) \quad \text{Equação 7-13}$$

$$s = R (C_1 \ln T + C_2T + \frac{C_3T^2}{2} + \frac{C_4T^3}{3} + \frac{C_5T^4}{4} + C_7) \quad (kJ/kmol) \quad \text{Equação 7-14}$$

Os coeficientes  $k_1$  e  $k_2$  são descritos pela Equação 7-15, Equação 7-16 e são definidos em função de Gibbs para cada um dos produtos como mostra a Equação 7-17.

$$k_1 = \frac{a_1 a_3}{a_2 a_4} = e^{-\frac{(\bar{g}_{T,CO_2} + \bar{g}_{T,H_2} - \bar{g}_{T,CO} - \bar{g}_{T,H_2O})}{RT}} \quad \text{Equação 7-15}$$

$$k_2 = \frac{a_5}{a_3^2} = e^{-\frac{(\bar{g}_{T,CH_4} - 2\bar{g}_{T,H_2})}{RT}} \quad \text{Equação 7-16}$$

$$\bar{g}_{T,i} = \bar{h}_T - T\bar{S}_T \quad (\text{kJ}/\text{kmol}) \quad \text{Equação 7-17}$$

A condição de equilíbrio das reações pode ser descrito pela primeira lei da termodinâmica e pode ser escrita como uma função da entalpia dos reagentes e os produtos da reação como mostra a Equação 7-18.

$$\sum_R N_i \bar{h}_{ir} - \sum_P N_j \bar{h}_{jp} = 0 \quad \text{Equação 7-18}$$

Foi utilizado o polinômio de Lachkov, *et al.*, (1999) para determinar a entalpia de vapor saturado e superaquecido em função da pressão e temperatura, em faixas de 0,05-30 Mpa e 100-600°C respectivamente como é mostrado na Equação 7-19, as constante  $\tau$  e  $\pi$  são determinadas na Equação 7-20 e Equação 7-21 respectivamente.

$$h_{ss} \left( \frac{\text{kJ}}{\text{kg}} \right) = \left[ 10258.8 - \left( \frac{20231.3}{\tau} \right) + \left( \frac{20231.3}{\tau^2} \right) - \left( \frac{16307.3}{\tau^3} \right) + \left( \frac{55799.31}{\tau^4} \right) - \left( \frac{777.285}{\tau^5} \right) \right] + \pi \left[ \left( \frac{-355.878}{\tau} \right) + \left( \frac{817.28}{\tau^2} \right) - \left( \frac{845.841}{\tau^3} \right) \right] + \pi^3 * \left( \frac{-95607.5}{\tau} \right) + \left( \frac{443740}{\tau^2} \right) - \left( \frac{767668}{\tau^3} \right) + \left( \frac{587261}{\tau^4} \right) - \left( \frac{167657}{\tau^5} \right) \Big] + \pi^4 \left( \frac{22542.8}{\tau^2} \right) - \left( \frac{84140.2}{\tau^3} \right) + \left( \frac{104198}{\tau^4} \right) - \left( \frac{42886.7}{\tau^5} \right) \Big] \quad \text{Equação 7-19}$$

$$\pi = P / 22.064 \quad \text{Equação 7-20}$$

$$\tau = T + 273.15 / 674.14 \quad \text{Equação 7-21}$$

São preparadas as equações do sistema não linear (balanço de massa) e a equação polinomial de temperatura (balanço de energia) quando a temperatura atinge um valor onde a função de Gibbs é minimizada ou igualada a zero, são calculados os coeficientes  $a_i$  e com eles a fração molar para obter a composição dos gases de saída, além de parâmetros de avaliação de gaseificação como, *PCI*, *Efrio* e proporção  $H_2/CO$ .

### 7.6. Anexo 6 - Cálculo do Número de amostras e Elementos para caracterização da Biomassa.

Determinar a composição da biomassa é necessário para se estudar e avaliar o desempenho da gaseificação. Para ter certeza que um lote ou grupo de biomassa tem composição similar ou com um desvio padrão baixo, é necessário determinar um número de medições mínimo do lote ou biomassa utilizada seguindo uma metodologia de coleta das amostras que satisfaçam um padrão internacional. A norma ISO-18135 (2017) descreve a metodologia para determinar o número amostras de biocombustíveis sólidos aplicável em partículas finas produto de serragem e pellets.

As amostras de biomassa para análise são coletadas manualmente. Neste estudo é selecionado o método de amostragem contínuo para pequenas embalagens (<50kg).

Inicialmente é empilhada biomassa em forma triangular sobre uma superfície seca e isolada de condições ambientais tais como chuva ou vento. São coletadas amostras de biomassa dividindo a pilha em 3 camadas horizontais, para cada camada será coletada um número de amostras proporcionalmente de acordo com a superfície que esta ocupa e segundo número de amostras ( $n_{min}$ ) calculadas a seguir. A Figura 7.13 mostra um exemplo de pontos de amostragem para um pequeno estoque de biomassa empilhada. Deve-se tomar cuidado especial para as amostras embaixo da pilha para evitar impurezas ou segregação do material superior.

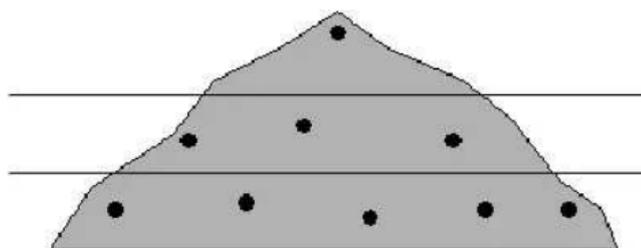


Figura 7.13 Vista lateral de possível pontos de amostragem em um pequeno estoque  
Fonte: ISO-18135 (2017)

Estas amostras serão embaladas em recipientes ou sacolas herméticas, devidamente identificadas com etiquetas que descrevam o número de identificação da amostra, a data e hora da amostragem, bem como o número ou código de identificação de lote. As amostras devem ser transportadas até o laboratório de caracterização de combustíveis e armazenadas longe da luz solar direta. Como a umidade da serragem pode condensar na embalagem, a mesma deverá ser agitada para permitir que o condensado seja reabsorvido pela amostra.

A norma ISO-18135 (2017), estima o número mínimo de amostras indicado como ( $n_{min}$ ) para um número de divisões de lote ( $N_{SL}$ ). A biomassa objeto de estudo neste trabalho encontra-se em forma de pellets, determinar a quantidade mínima de amostras para análise é calculado segundo a Equação 7-22..

$$n_{min} = \frac{4 \cdot V_i}{N_{SL} \cdot P_L^2 - 4 V_{PT}} \quad \text{Equação 7-22}$$

( $P_L$ ) é a precisão necessária para cada parâmetro relevante em um lote, uma aproximação rápida deste valor pode ser duas vezes o desvio padrão relativo ( $2 \cdot RSD$ ). A Equação 7-23 mostra a precisão geral para todo o lote de biocombustível com um 95% de confiança na medição.

$$P_L = 2 \sqrt{\frac{V_i}{N_{sl} \cdot n} + \frac{V_{pt}}{N_{sl}}} \quad \text{Equação 7-23}$$

A Equação 7-24 permite determinar a variância de preparação e testes ( $V_{pt}$ ), para encontrar este valor é necessário dividir cada amostragem em 1 par,  $d_i$  equivale a diferença entre cada par medido e  $np$  é o número total de pares.

$$V_{PT} = \frac{\sum d_i^2}{2np} = \frac{\sum (x_{i1} - x_{i2})^2}{2 \cdot \# \text{ pares}} \quad \text{Equação 7-24}$$

A Equação 7-25 representa a variância de incremento primário ( $V_i$ ), onde  $n$  é o número total de mostras e  $x_i$  a grandeza de cada medição.

$$v_i = \left( \frac{1}{n-1} \right) \left( \sum x_i^2 - \frac{(\sum x_i)^2}{n} \right) - V_{pt} \quad \text{Equação 7-25}$$

Estes valores são obtidos a partir de amostras e medições de experiencias segundo procedimentos de medição para determinada biomassa.

Neste estudo são adotados valores de  $P_L$ ,  $V_i$  e  $V_{PT}$  segundo o anexo D da norma ISO-18135 (2017). Isto é permitido já que não se tem um procedimento e medições padrão previas deste material nesta região. Estes valores devem ser verificados posteriormente com as medições. Os valores destas constantes são adotados segundo a Tabela 7-2 para pellets de madeira produzidos a partir de um local de produção com uma qualidade constante de matéria prima.

**Tabela 7-2** Valores referência para pellets de madeira (6mm) produzidos a partir de um local de produção com qualidade constante de matérias primas

Parâmetro	Precisão sugerida (PL)	Variância de incremento ( $V_i$ )	Variância de preparação e testes ( $V_{pt}$ )	$n_{min}$ para 1 lote	$n_{min}$ para 2 lote	$n_{min}$ para PL=0.25
Umidade	0,2 (w-%)	0,025 (w-%) <sup>2</sup>	0,014 (w-%) <sup>2</sup>	-6,25	4,167	15.385
Cinzas	0,2 (w-%)	0,0008 (w-%) <sup>2</sup>	0,0071 (w-%) <sup>2</sup>	0,276	-	-
PCS <sup>1</sup>	0,1 <sup>1</sup> (MJ/kg)	0,038 <sup>1</sup> (MJ/kg) <sup>2</sup>	0,0061 <sup>1</sup> (MJ/kg) <sup>2</sup>	-10,556	-34,545	3,99

<sup>1</sup> Valores de referência de PCS para pellets de madeira de 6-8mm de diferentes fontes de produção.  
Fonte: Tabela D.1 e D.2.1 (ISO-18135 2017)

Substituindo os valores de PL,  $V_i$  e  $V_{pt}$  obtém-se o  $n_{min}$  de amostras. Para valores <10 deve ser assumido 10 como  $n_{min}$  de mostras. Enquanto o símbolo negativo na umidade e PCS indica que a precisão geral não pode ser alcançada sem dividir em sub-lotes ou diminuindo-se o nível de precisão, aumentando a constante PL. Para as cinzas  $n_{min}=0.276$  deve ser adotado o valor de 10. Para umidade é necessário dividir em 2 sub-lotes para manter o nível de precisão nas amostras, com isso obtem-se 4 amostras e deve ser adotado o valor mínimo de 10, é dizer 20 amostras divididas em 2 sub-lotes. Em sentidos práticos pode se diminuir a precisão da medição para a umidade e obter um total de 16 amostras, economizando 4 medições, mas perde o nível de precisão.

Para PCS não é possível determinar o número de amostras para  $PL=0,2$ , com isto deve se diminuir o nível de precisão aumentando a constante  $PL=0.25$ , com isto obtém-se 3,99 amostras adotando como valor mínimo 10.

Resumindo, para as cinzas são necessárias 10 amostras com  $PL=0.2$  (w-%). Enquanto para umidade 16 amostras e PCS 10 amostras, estes 2 últimos com  $PL=0.25$  (w-% e MJ/kg respectivamente).

#### *Análise Imediata*

Para realizar a análise imediata será utilizado um Analisador Termogravimétrico LECO 701, equipamento que permite determinar o conteúdo de umidade (%w), cinza (%ash), voláteis (%V) e carbono fixo (%CF); através de um aquecimento do material com temperaturas, velocidades, e atmosferas controladas.

Seguindo o manual de operação do equipamento e as normas ASTM D3172-5, (2013) serão analisadas até 19 amostras de biomassa por vez, cada amostra é medida com ajuda de um cadinho que deve ser carregado com 0.5 – 5 g de biomassa com tamanho de partícula até 250  $\mu$ m. O equipamento tem uma resolução em massa até 0.0001g e RSD de 0.02%, entre os suprimentos necessários encontra-se oxigênio, nitrogênio e ar a 35 psi.

### *Análise Elementar*

Para determinar a composição elementar da biomassa será utilizado um analisador CHNS/O Perkin Elmer series II 2400, o equipamento permite determinar a composição em porcentagem de C, N, H, S e O por diferença, seu funcionamento é baseado no método pregl-dumas onde são levadas a combustão as amostras com uma atmosfera de oxigênio puro, e os gases resultantes são quantificados em um detector de condutividade térmica TCD.

O equipamento permite amostras de biomassa de 0 a 500mg com uma precisão  $\leq 0.3\%$  utilizando como suprimento gás hélio (He), ou  $\leq 0.5\%$  com utilização de gás Argônio (Ar). O tempo de funcionamento do equipamento para medição das mostras é de 8 minutos. O equipamento tem uma resolução para cada tipo de elemento C, H, N, S e O, em faixas desde 0.001-6 mg.

*Poder Calorífico Superior e umidade (opcional, mas pode ser calculado).*

Para encontrar o poder calorífico superior será utilizada uma Bomba Calorimétrica IKA modelo C2000, o equipamento permite determinar PCS até 40kJ, a resolução da temperatura é de 0.0001 e 0.1% RSD. Neste teste será utilizada uma mostra de biomassa em base de trabalho para cada carregamento do silo seguindo o manual de operação do equipamento com a medição dinâmica com temperatura de 25°C e tempos de processo de 7-12 min, e a norma ASTM D-5865 (2015).

## 7.7. Anexo 7 - Modificações propostas ao equipamento

### 7.7.1. Sistema aquisição de dados

Atualmente o GLFB-NEST, não tem configurado um sistema de aquisição de dados, mesmo assim, o sistema conta um painel IHM tipo HMIGXU5512 Schneider Electric®, este equipamento permite a leitura e armazenamento dos dados de vazão, pressão, temperatura visualizados no mesmo painel, é dizer ele consegue guardar os dados que envia o CLP atual. Este painel permite a conexão via Ethernet ou USB tipo A e USB tipo mini B, para um PC. Com ajuda do software “Vijeo Designer Basic” da Schneider Electric®, é possível a captura e armazenamento dos dados em formato (.CSV), assim mesmo é possível o controle do equipamento a partir do software no PC.

Como foi indicado na metodologia, a leitura e armazenamento da variável pressão é de interesse durante a gaseificação, esta determina o estado e qualidade da fluidização. Adicionalmente este sensor pode detectar mudanças de interesse como; velocidade mínima de fluidização, desfluidização, fenômenos de onda de pressão, etc (item 3.2.4). Deste modo o armazenamento dos dados de pressão deve ser programado para pelo menos receber 20 dados por segundo por parte dos sensores (JOHNSSON, ZIJERVELD, *et al.*, 2000). Por outro lado, as variáveis de vazão e temperatura não precisam de frequências maiores que 1 hz durante sua análise. É recomendado aumentar a resolução (divisão de escala) dos sensores de medição de pressão e vazão, até o máximo permitido pelo mesmo.

### 7.7.2. Silo de Biomassa

O silo de biomassa atende uma capacidade máxima de 49 litros, considerando a massa específica a granel da casca de arroz  $101 \text{ kg/m}^3$  consegue armazenar dentro do silo aproximadamente 5 kg de biomassa e na rosca de alimentação 1 kg a mais, devido que o sistema precisa ser vedado para evitar perdas de pressurização e do gás não pode ser aberto o silo para fornecer biomassa.

Assumindo a massa de biomassa necessária para atingir 3 Umf (vazão máxima atual compressor) para os diferentes RE = 0,19, 0,285 e 0,38 (Figura 3.8), o fornecimento de biomassa necessário é de 64, 42 e 32 kg/h respectivamente, assim pois o tempo de operação do equipamento é de 5.6, 8.5, e 11.8 min de cada RE respectivamente. Este tempo não é suficiente para estabilidade de operação para diferentes variáveis destacando a temperatura, o que traduz em respostas com pouco confiabilidade e repetibilidade.

Pelo anterior é planejado aumentar o silo de biomassa. Este aumento do silo de biomassa visa um carregamento de biomassa contínua, e não uma só recarga e fechado

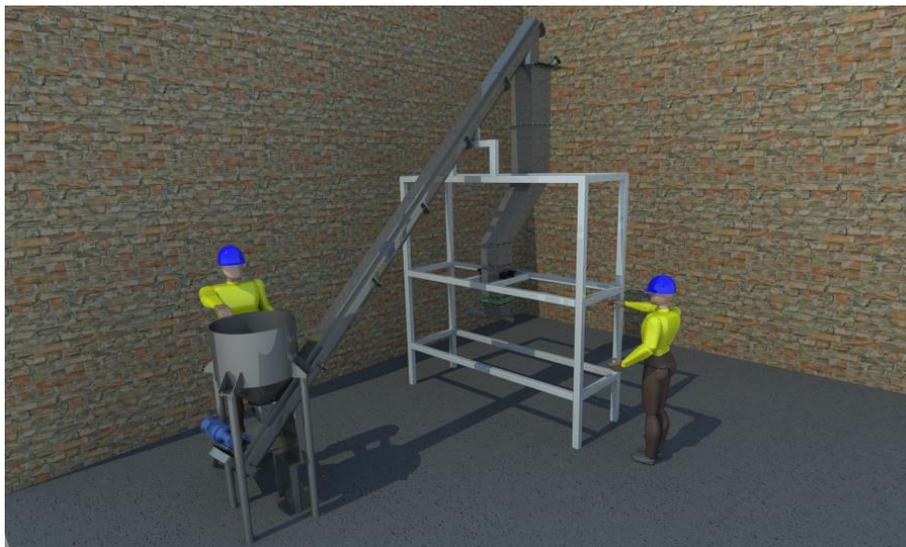
do mesmo, já que isto não atinge uma operação prolongada. O silo deve devidamente vedado em todas suas junções para evitar escapamento ou despressurização, adicionalmente esperasse que as perdas de pressão pelos dutos, biomassa, parafusos de movimentação sejam suficientes para evitar a despressurização. Isto deve ser testado, no caso contrário o silo deve ser pressurizado com algum agente inerte no processo.

Assim pois atualmente no laboratório do NEST, tem-se um parafuso de alimentação que permite o fornecimento de biomassa em outro equipo de gaseificação (Figura 7.14), com o objetivo de diminuir custos e reaproveitamento dos equipamentos existentes se planeja utilizar e adaptar este sistema de alimentação no GLFB atual.



**Figura 7.14** Sistema de alimentação de biomassa alternativo.

Foi evidenciado que a placa de chegada do sistema de alimentação permite ser adaptada ao atual equipamento, assim foi medido, desenhado e proposto a construção de um silo extra que consiga ligar o silo atual com o sistema de alimentação. Uma alternativa a isto é proposta na Figura 7.15.



**Figura 7.15** Ajuste do sistema de fornecimento alternativo no GLFB atual. (Perspectiva)

A Figura 7.16 mostra a vista lateral do silo proposto e indica que o parafuso de alimentação passa por cima da estrutura do atual GLFB, desviando o percurso da biomassa para evitar o cruzamento com as tubulações jusantes do reator.



**Figura 7.16** Ajuste do sistema de fornecimento alternativo no GLFB atual. (Lateral)

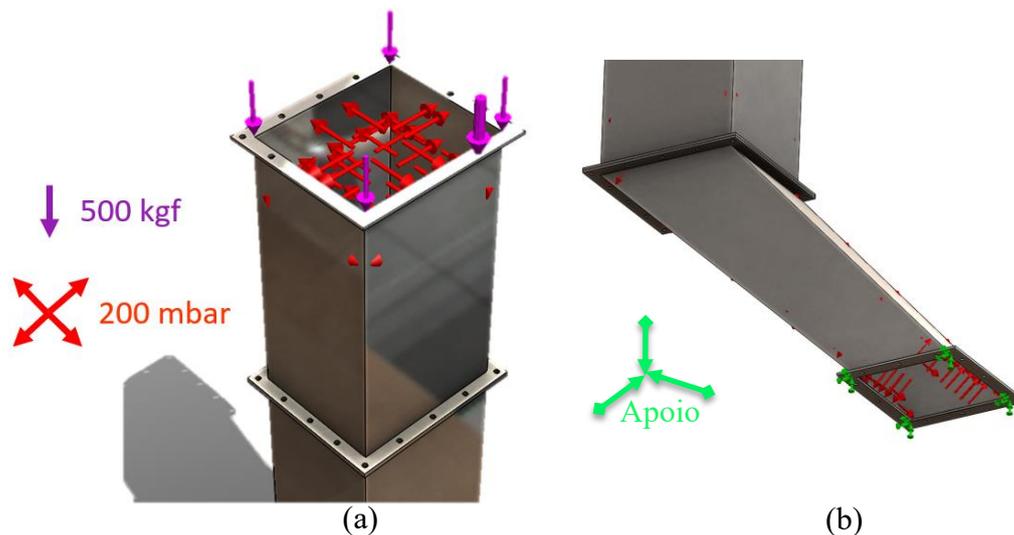
A Figura 7.17 mostra a perspectiva do silo de fornecimento de biomassa indicando com uma sinal que o peso do parafuso deve ser carregado diretamente na estrutura do gaseificador, deixando assim a força atuante no silo atual unicamente para o peso próprio do novo silo proposto.



**Figura 7.17** Perspectiva do suporte do silo na estrutura do gaseificador.

### Requerimentos de desenho

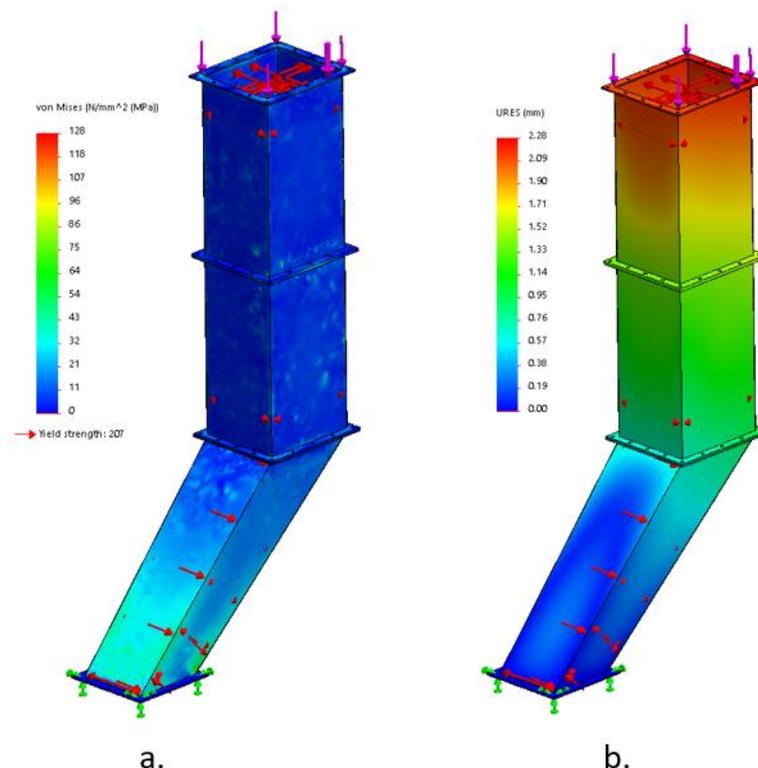
Tendo como fim utilizar os equipamentos existentes, fornecimento contínuo de biomassa e aumento da capacidade de armazenamento é calculado um silo extra. Este silo deve ser ligado aos dois sistemas com ajuda de placas paralelas acopladas com parafusos de  $\varnothing 3/8 \times 1,5$  pol. As solicitações mecânicas do desenho são suportar um peso de 500 kg atuante na normal, esta carga é a somatória do peso do parafuso de alimentação e alguma carga ocasional pelo operador, mesmo assim o parafuso é suportado pela estrutura do gaseificador, e a carga do peso próprio do silo. Adicional deve suportar uma pressão interna de 200 mbar, suficientes para gaseificação a pressão atmosférica. Como elementos fixos é selecionada a base do silo, esta transmitira a carga resultantes ao silo atual. A Figura 7.18 mostra um resumo das cargas atuantes no silo proposto.



**Figura 7.18** Carregas Atuantes no Desenho do Silo (a), Apoio ou força atuante (b)

### Resultados de esforço e deslocamento

A partir dos requerimentos necessários é desenhado um silo de chapa cal 16 com as propriedades do modulo de elástico, limite de elástico e de tração de um aço inox 304. Com ajuda de um estudo de movimento estático em SolidWorks Simulation®, é realizado uma análise por elementos finitos para comprovar a resistência do material submetida nos requerimentos de desenho. A Figura 7.19 mostra os resultados do análise estático para esforço de limite elástico (a) e deslocamento do silo (b).



**Figura 7.19** Esforço do limite elástico (a) e deslocamento (b) do silo.

Assim o esforço máximo é de 128 MPa, localizando-se na parte inferior perto das junções com o silo atual. Este esforço é inferior ao limite elástico do aço equivalente a 207 MPa resultando em um fator de segurança de  $FS=1,6$ . Por outro lado, o deslocamento máximo do silo foi de 2.28 mm na parte superior, este deslocamento não é um fator de importância devido que vai ser parafusado junto ao parafuso de alimentação alternativo o que restringira seu movimento. O silo anterior recebera uma força resultante de 578 kg na normal (-Y), este esforço não é necessariamente suportado pelo silo, devido que o sistema tem apoio na mesma estrutura que suporta tudo o Gaseificador.

As Figura 7.20 e Figura 7.21, mostram os desenhos, listagem de materiais e montagem do silo proposto para ligar o parafuso de alimentação do gaseificador antigo com o atual equipamento GLFB-NEST.

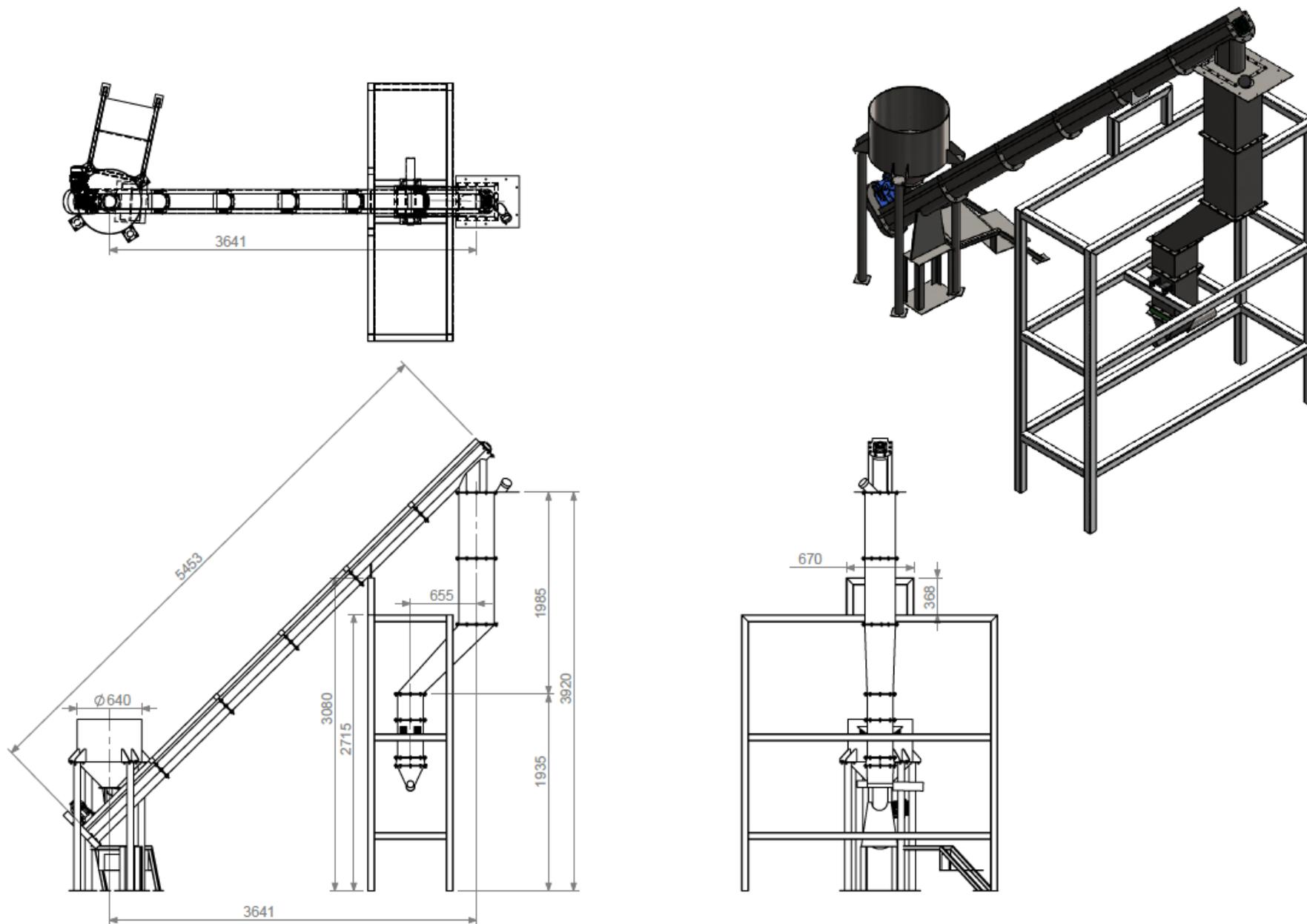


Figura 7.20 Vistas laterais e perspectiva do silo proposto

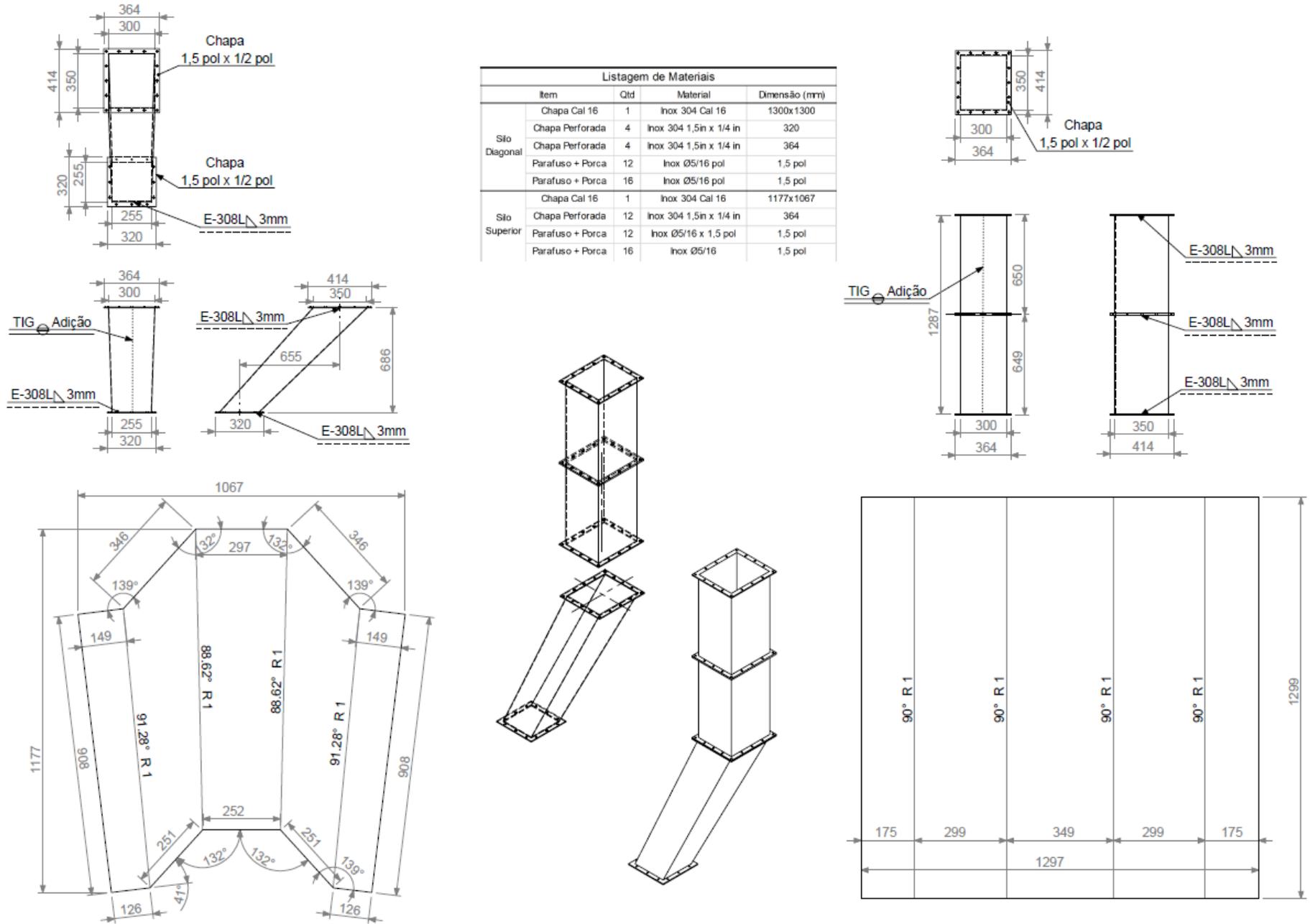


Figura 7.21 Listagem de Materiais e Dimensões do Silo Proposto.

