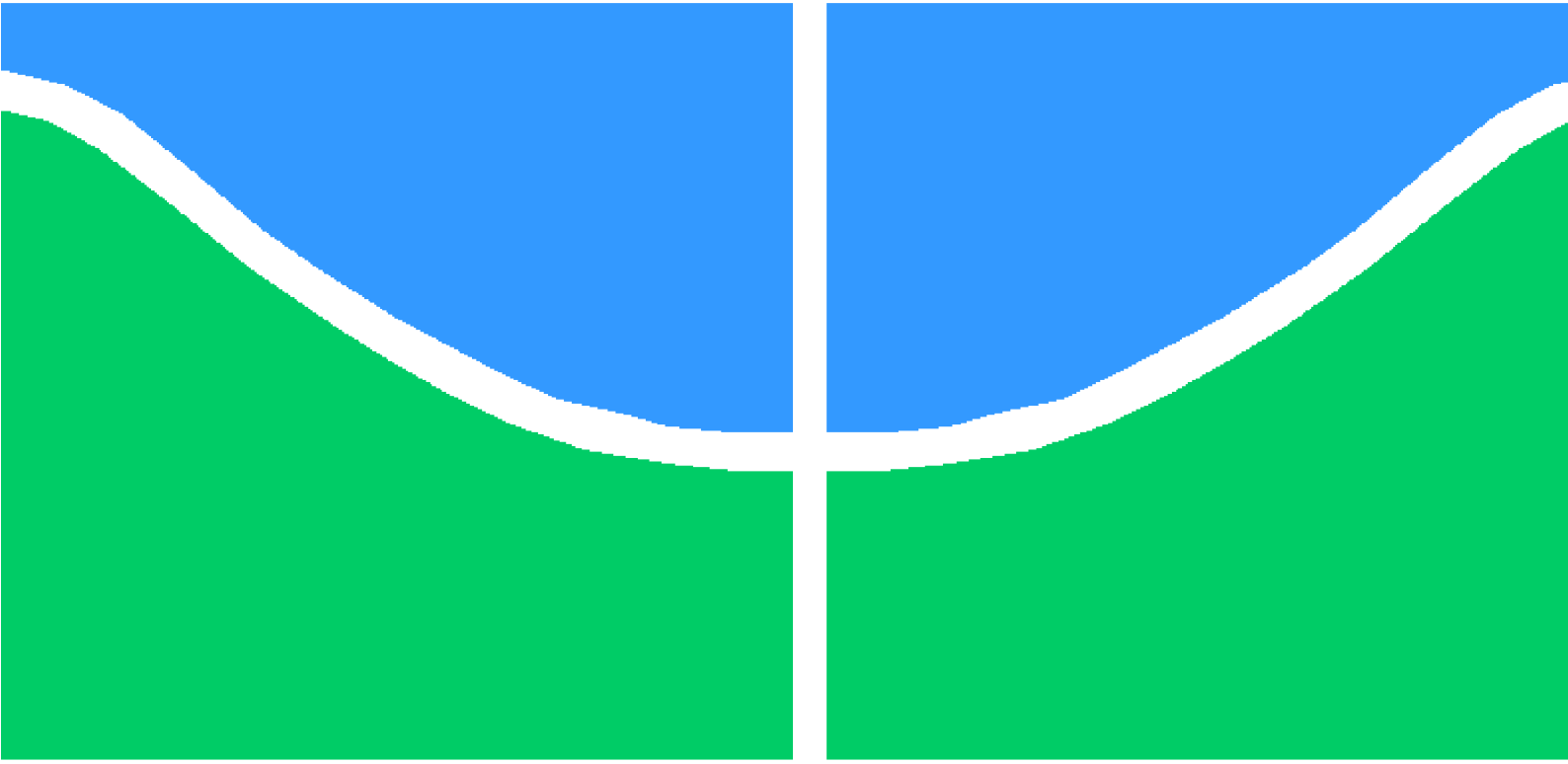


PROJETO DE GRADUAÇÃO 2

ESTUDO DA CARACTERIZAÇÃO DE UM REATOR DE LEITO FLUIDIZADO BORBULHANTE

Por,

Jean Michell Nogueira Barros

João Vitor Quintiliano Silverio Borges

Brasília, 17 de julho de 2017

UNIVERSIDADE DE BRASÍLIA

FACULDADE DE TECNOLOGIA

DEPARTAMENTO DE ENGENHARIA MECÂNICA

UNIVERSIDADE DE BRASÍLIA
Faculdade de Tecnologia
Departamento de Engenharia Mecânica

PROJETO DE GRADUAÇÃO

ESTUDO DA CARACTERIZAÇÃO DE UM REATOR DE LEITO FLUIDIZADO BORBULHANTE

Por,

Jean Michell Nogueira Barros
João Vitor Quintiliano Silverio Borges

Relatório submetido como requisito parcial para obtenção
do grau de Engenheiro Mecânico

Banca Examinadora

Carlos Alberto Gurgel Veras, DSc _____

Fábio Cordeiro de Lisboa, DSc _____

Fábio Alfaia da Cunha, DSc _____

Brasília 17 de julho de 2017

Agradecimentos

Ao nosso caro orientador professor Carlos Gurgel, pela oportunidade de trabalhar em um tema tão peculiar e estimulante. Ao nosso estimado coorientador Fábio, por auxiliar nesse projeto. Ao nosso ex-coorientador Alexandre Caires, pela dura tarefa de nos guiar nesse importante trajeto com atenção e cuidado. Agradecemos a nossa estimada amiga Munique, pelo grande auxílio nas etapas finais do nosso projeto e ao corpo técnico do departamento de engenharia mecânica. À nossa família e amigos pela o apoio incondicional.

A todos, nossos mais sinceros agradecimentos.

Jean Michell Nogueiras Barros
João Vitor Quintiliano Silvério Borges

Para quem não sabe onde vai,
qualquer caminho serve.
(Lewis Carroll - Alice no país das maravilhas)

Resumo

O presente estudo busca investigar o comportamento de um leito fluidizado borbulhante em um reator de gaseificação. A região dentro de um gaseificador feita por partículas inertes onde a maioria das reações ocorre é dominada leito. O comportamento desse leito pode ser modificado por uma faixa grande de variáveis de entrada, como temperatura, tipos de partículas no leito, diâmetro das partículas e composição do fluido gaseificante. O estudo relacionado a como essas variáveis influenciam no comportamento do leito fluidizado é crucial para ajustar os parâmetros de funcionamento do reator com a finalidade de maximizar a eficiência do processo de gaseificação.

Palavras-chaves: Pirólise, Gaseificação, Pneu Inservível, Carbono Ativado.

Abstract

This study aims to investigate the behavior of the bubbling fluidized bed in a gasification reactor. The region inside a gasification reactor made by inert particles where most of the reactions occur is called bed. The fluidized bed behavior can be modified by an enormous range of variables inputs, such as the temperature, the bed particles, the shape of the particles and the air composition. The study of how these variables influence the fluidized bed is crucial to set up the reactor inputs to the maximum efficiency of a gasification process.

Key-words: Pyrolysis, Gasification, Scrap Tires, Activated Carbon.

Lista de Figuras

Figura 1 – Capacidade energética mundial proveniente da gaseificação. (HIGMAN, 2016) 4
Figura 2 – Dados sobre gaseificação. (HIGMAN, 2016) 4
Figura 3 – Planta de gaseificação Vaskiluodon Voima Oy. 5
Figura 4 – Desenho esquemático do projeto da central de gaseificação. (S.A, 2017) 5
Figura 5 – Caminhos para conversão de Biomassa. *Imagem modificada.* (BASU, 2013) 6
Figura 6 – Regiões presentes em um reator updraft. *Imagem modificada.* (BASU, 2013) 8
Figura 7 – Reator de leito fixo. *Imagem modificada* (THANAPAL et al., 2012) . . 9
Figura 8 – Reator de leito fluidizado borbulhante. (GÓMEZ et al., 2000) 10
Figura 9 – Potência por tipo de leito. *Imagem modificada* (BASU, 2013) 11
Figura 10 – Desenho esquemático do gaseificador de leito fluidizado desenvolvido por Winkler. *Imagem modificada* (BASU, 2013) 12
Figura 11 – Desenho esquemático do gaseificador de leito fluidizado circulante (LFC). *Imagem modificada* (WINKLER; ELLIOTT, 2006) 13
Figura 12 – Tipos de regimes de leitos fluidizados: leito fixo, fluidização mínima, leito borbulhante, leito *slugging*, leito turbulento e transporte pneumático. *Fonte:*. (BASICS, 1986) 15
Figura 13 – Diagrama de classificação das partículas. *Imagem modificada.* (GELDART, 1973) 16
Figura 14 – Leito fixo submetido ao fluxo de gás. *Imagem modificada.* (WINKLER; ELLIOTT, 2006) 18
Figura 15 – Análise sobre a bolha no leito fluidizado. 19
Figura 16 – Comportamento das bolhas em diferentes regiões do reator. *Imagem modificada* (BASICS, 1986) 20
Figura 17 – Representação da tocha de oxi acetileno. Fonte: Autor 21
Figura 18 – Desenho esquemático da câmara de entrada. 24
Figura 19 – Desenho esquemático da câmara de mistura. 25
Figura 20 – Desenho esquemático do misturador. 25

Figura 21 – Desenho esquemático do reator em vidro. 26
Figura 22 – Desenho esquemático do reator metálico. 26
Figura 23 – Peneiras utilizadas no ensaio. 27
Figura 24 – Gráfico de velocidade mínima de fluidização por Temperatura. 28
Figura 25 – Queda de pressão por Temperatura. 29
Figura 26 – Desenho esquemático da bancada experimental. 30
Figura 27 – Equipamentos utilizados na bancada. 30
Figura 28 – Reator de vidro com leito de areia de sílica. 31
Figura 29 – Câmara de mistura. 33
Figura 30 – Câmara de entrada. 35
Figura 31 – Bico adaptado para chama de oxiacetileno. 35
Figura 32 – Bico adaptado para chama de oxiacetileno. 36
Figura 33 – Misturador. 36
Figura 34 – Leito e Freeboard. 37
Figura 35 – Princípio de fluidização do leito. 38
Figura 36 – Tocha de GLP aquecendo a câmara de mistura. 39
Figura 37 – Resultados de velocidade mínima de fluidização mediante a variação de temperatura. 40
Figura 38 – Resultados de velocidade mínima de fluidização mediante a variação de temperatura. 40
Figura 39 – Resultados de velocidade mínima de fluidização mediante a variação de temperatura. 41
Figura 40 – Resultados de velocidade mínima de fluidização mediante a variação de temperatura. 41
Figura 41 – Resultados de queda de pressão mediante a variação de temperatura. . 42
Figura 42 – Resultados de queda de pressão mediante a variação de temperatura. . 42
Figura 43 – Resultados de queda de pressão mediante a variação de temperatura. . 43
Figura 44 – Resultados de queda de pressão mediante a variação de temperatura. . 43
Figura 45 – Gráfico de vazão de ar e oxiacetileno mediante a variação de velocidade de fluidização. 44
Figura 46 – Gráfico de vazão de ar e oxiacetileno mediante a variação de velocidade de fluidização. 45
Figura 47 – Gráfico de aquecimento pelo tempo. 46
Figura 48 – Chama de oxiacetileno entrando na câmara de mistura. 47
Figura 49 – Bico de oxiacetilento após o experimento realizado. 48
Figura 50 – Câmara de entrada. 54
Figura 51 – Peça 1 da câmara de equalização de ar. 55
Figura 52 – Peça 2 da câmara de equalização de ar. 56
Figura 53 – Bicho da chama de oxiacetileno. 57
Figura 54 – Misturador. 58
Figura 55 – Montagem da bancada de gaseificação. 59

Figura 56 – Montagem da bancada de gaseificação. 60
Figura 57 – Montagem da bancada de gaseificação. 61
Figura 58 – Montagem da bancada de ensaio do leito. 62
Figura 59 – Montagem da bancada de ensaio do leito. 63
Figura 60 – Montagem da bancada de ensaio do leito. 64
Figura 61 – Montagem da bancada de ensaio do leito. 65
Figura 62 – Cálculos analíticos da fluidização do leito. 67
Figura 63 – Cálculos analíticos da fluidização do leito. 68
Figura 64 – Cálculos analíticos da fluidização do leito. 69
Figura 65 – Programa para geração de gráficos dos dados teóricos. 70
Figura 66 – Programa para geração de gráficos dos dados teóricos. 71
Figura 67 – Programa para geração de gráficos dos dados teóricos. 73
Figura 68 – Programa para geração de gráficos dos dados teóricos. 74

Lista de Tabelas

Tabela 1 – Reações presentes na Gaseificação à 25 ^oC. 8
Tabela 2 – Comparativo dos tipos de reatores. 11
Tabela 3 – Referência das equações 28
Tabela 4 – Resultado do ensaio de granulometria. Fonte: Autor 37
Tabela 5 – Dados experimentais obtidos no teste de fluidização. 39
Tabela 6 – Dados da Figura 45 44
Tabela 7 – Dados da Figura 46 45

Lista de abreviaturas e siglas

AFR	Razão Ar e Oxiacetileno
LFB	Leito Fluidizado Borbulhante
LFC	Leito Fluidizado Circulante
IEA	*International Energy Agency*
ANEEL	Agência Nacional de Energia Elétrica
Pnuma	Programa das Nações Unidas para o Meio Ambiente
Abrelpe	Associação Brasileira de Empresas de Limpeza Pública e 1 Resíduos Especiais
RSU	Resíduos Sólidos Urbanos
NETL	Laboratório Tecnológico Nacional de Energia
GNL	Gás Natural Liquefeito
IGCC	Ciclo Combinado com Gaseificação Integrada
TDH	Transport Disengaging Heigth
GW_{th}	Giga Watt Térmico
MW	Mega Watt
kJ	Quilo Joule
^oC	Graus Celsius
H_2	Hidrogênio
CO	Gás Carbônico
CO_2	Gás Carbônico
C	Carbono
CH_4	Metano

C_2H_2	Acetileno
O_2	Oxigênio
H_2O	Água
U_{mf}	Velocidade Mínima de Fluidização
ρ_o	Massa Específica
g	Gravidade
h	Altura
μm	Micrômetro
ϵ	Porosidade do Leito
ϕ	Esfericidade das partículas do leito
μ	Viscosidade Dinâmica do Fluido
ρ_g	densidade do gás
d_p	Diâmetro das Partículas do Leito
U	Velocidade do Fluxo de Gás
A	Área da Secção Transversal
L	Altura do Reator
kPa	Quilo Pascal
NL/min	Normal Litro por Minuto

Sumário

1 INTRODUÇÃO 1
1.1 CONTEXTUALIZAÇÃO DO TEMA 1
1.2 OBJETIVOS DO TRABALHO 2

2 REVISÃO BIBLIOGRÁFICA 3
2.1 GASEIFICAÇÃO 3
2.1.1 PANORAMA DA GASEIFICAÇÃO 3
2.1.2 DEFINIÇÃO DO PROCESSO 6
2.2 REATORES DE GASEIFICAÇÃO 9
2.2.1 TIPOS DE GASEIFICADORES 9
2.2.2 REATOR DE LEITO FLUIDIZADO 11
2.3 LEITO FLUIDIZADO 13
2.3.1 REGIME DE FLUIDIZAÇÃO 14
2.3.2 CLASSIFICAÇÃO DE GELDART 15
2.3.3 CARACTERÍSTICAS DO LEITO FLUIDIZADO BORBULHANTE 17
2.3.4 CARACTERÍSTICAS DAS BOLHAS NO LEITO 19
2.4 AQUECIMENTO DO REATOR 20
2.4.1 AQUECIMENTO COM CHAMA DE OXIACETILENO 21

3 MEIOS E MÉTODOS 23
3.1 CONCEPÇÃO DA BANCADA EXPERIMENTAL 23
3.1.1 CÂMARA DE ENTRADA 23
3.1.2 AQUECIMENTO DO REATOR 24
3.1.3 CÂMARA DE MISTURA 25
3.1.4 LEITO 26
3.2 ANÁLISE DO MATERIAL DO LEITO 26
3.3 ESTUDO DO COMPORTAMENTO DO LEITO 27
3.4 INSTRUMENTAÇÃO E EQUIPAMENTOS 29
3.5 EXPERIMENTO DE FLUIDIZAÇÃO 31
3.6 VALIDAÇÃO DA CÂMARA DE MISTURA 32

3.6.1 PROCEDIMENTO EXPERIMENTAL 32
3.7 GASEIFICAÇÃO 33
3.7.1 EXPERIMENTO DE GASEIFICAÇÃO 33

4 RESULTADOS 35
4.1 BANCADAS EXPERIMENTAIS 35
4.1.1 CÂMARA DE ENTRADA 35
4.1.2 MISTURADOR 36
4.1.3 REATOR 36
4.2 RESULTADO DA ANÁLISE DO MATERIAL DO LEITO 37
4.3 FLUIDIZAÇÃO 38
4.4 DIMENSIONAMENTO DA CHAMA DE OXIACETILENO 44
4.5 ENSAIO DO MISTURADOR 46
4.6 EXPERIMENTO DE GASEIFICAÇÃO 47

5 CONCLUSÕES 49

REFERÊNCIAS 50

APÊNDICES 52

APÊNDICE A – DESENHOS TÉCNICOS 53

APÊNDICE B – CÁLCULOS DE FLUIDIZAÇÃO 66

APÊNDICE C – CÁLCULOS DO AQUECIMENTO DO REATOR . 72

1 INTRODUÇÃO

1.1 CONTEXTUALIZAÇÃO DO TEMA

Durante a evolução da humanidade, sempre houve uma busca por melhores condições de vida. Dentre as grandes descobertas, a eletricidade contribuiu de forma significativa para grandes avanços tecnológicos. Durante séculos, os fenômenos elétricos e as descobertas relacionadas a esse fenômeno sempre estiveram presentes no meio científico e contribuíram para o desenvolvimento de novas tecnologias. Dentre os problemas existentes, a geração de energia constantemente é alvo de novas pesquisas. Isso se deve ao permanente aumento na demanda energética.

Segundo a *International Energy Agency* (IEA), em 2016 a produção de energia mundial tem como fonte majoritária o carvão, representando mais de 40% da produção total no planeta. Nota-se ainda que fontes não renováveis como gás natural, óleo e carvão representam em torno de 65% da produção mundial. A dependência desses tipos de fontes caracteriza um fator preocupante, já que sua renovação ocorre de maneira exponencialmente menor do que é consumida, tornando-as esgotáveis a longo prazo.

No cenário brasileiro, segundo a Agência Nacional de Energia Elétrica (ANEEL), a matriz energética brasileira apresenta duas fontes majoritárias: hidrelétrica e térmica. Segundo a Agência, estas duas fontes de energia são responsáveis por mais de 85% da produção nacional, sendo $61,08\%$ representados apenas por hidroelétricas e $27,12\%$ por usinas térmicas. Apesar da maior parte da energia produzida no Brasil ser oriunda de uma fonte renovável, a falta de diversidade na matriz nacional torna a produção de energia vulnerável as condições adversas que prejudiquem a geração de energia.

Uma outra abordagem para o estudo da produção energética é o aproveitamento de rejeitos oriundos de uma cadeia de produção. Trazendo o foco para o final dessa cadeia, do ponto de vista energético, os rejeitos apresentam a capacidade de gerar energia elétrica. Segundo o Programa das Nações Unidas para o Meio Ambiente (Pnuma), a atual produção de rejeitos, de aproximadamente 1,4 bilhão de tonelada, deve aumentar em quase 80% até o ano de 2025, representando uma produção de 2,5 bilhões de toneladas por ano.

No Brasil, segundo a Associação Brasileira de Empresas de Limpeza Pública e Resíduos Especiais (Abrelpe), a geração de resíduos sólidos urbanos (RSU) em 2015 atin-

giu a quantia de 79 milhões de toneladas no ano. Deste montante, apesar da Lei federal n.12.305/10 que postula a reciclagem como ação prioritária na gestão de resíduos, grande parte dos resíduos se destina a aterros sem nenhum tipo de tratamento.

Tendo em vista a crescente produção de RSU e o aumento da demanda energética mundial, a gaseificação apresenta-se como uma solução tecnologicamente viável. Não somente isso, existe a possibilidade da utilização em diversos processos como *Fischer-Tropsch*, o qual possibilita a produção de hidrocarbonetos líquidos com gases de síntese (*Syngas*).

1.2 OBJETIVOS DO TRABALHO

O presente trabalho tem o objetivo de dimensionar, construir e validar uma bancada experimental de um reator de leito fluidizado borbulhante. Para tanto, listam-se os seguintes objetivo específicos:

- Projetar a bancada de testes;
- Validar analiticamente a bancada experimental; e
- Realizar experimentos para estudo do comportamento do processo de fluidização.

2 REVISÃO BIBLIOGRÁFICA

Esse capítulo dedica-se a abordar, cientificamente, os principais aspectos relacionados ao projeto.

2.1 GASEIFICAÇÃO

A gaseificação, segundo Laboratório Tecnológico Nacional de Energia (*NETL*), teve sua primeira patente relacionada ao processo feita em 1788 por Robert Gardner, mas somente em 1878, foi utilizada pela primeira vez com sucesso para produzir energia. Esse processo tornou-se viável para o uso automotivo quando o preço do combustível aumentou durante a crise causada pela segunda guerra mundial. Porém com a recuperação da crise e retomada do preço normal do combustível, o processo de gaseificação se tornou inviável para uso automotivo. Após 1970 a gaseificação voltou a ser utilizada, não mais para uso automotivo, mas em pequenas centrais de energia, tecnologia que no momento já estava desenvolvida para utilização com carvão e madeira.

2.1.1 PANORAMA DA GASEIFICAÇÃO

Ao longo dos anos, a gaseificação difundiu-se pelo mundo. Uma das finalidades da gaseificação é a produção de gás de síntese (*Syngas*), que é usado para gerar subprodutos, como mostrado no figura 2b. A Figura 1 apresenta a quantidade de Megawatts-hora produzida com gás de síntese proveniente da gaseificação. Ainda sobre a figura, na última atualização de dados sobre gaseificadores realizada em 2015, contabilizou-se que 148 GW_{th} estão em plantas em operação, 97 GW_{th} em plantas em construção e 113 GW_{th} em plantas em planejamento.

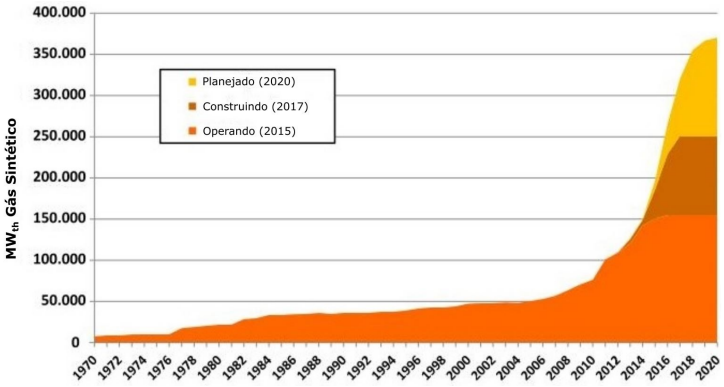
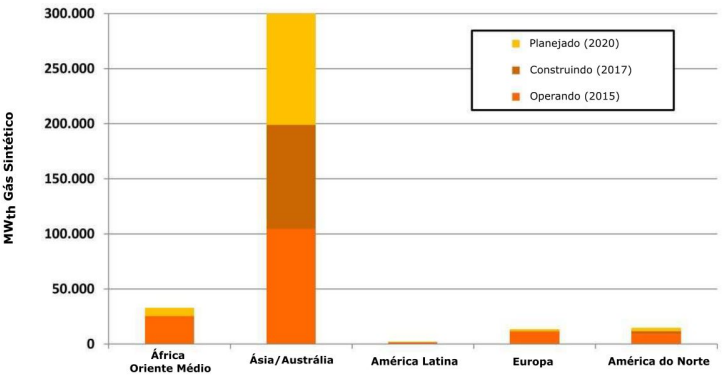
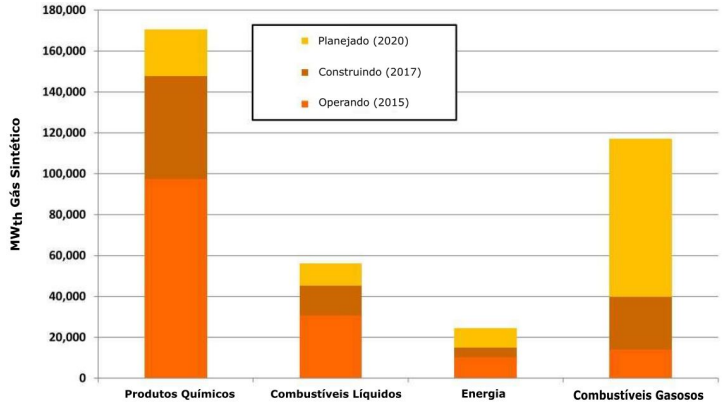


Figura 1 – Capacidade energética mundial proveniente da gaseificação. (HIGMAN, 2016)

As finalidades dos gaseificadores estão concentradas em 4 grandes áreas, apresentadas na Figura 2b. A maior delas é a produção de produtos químicos, cerca de 25% da amônia e 30% do metanol do mundo advém de processos de gaseificação (GASIFICATION; COUNCIL, 2013). Devido ao constante aumento da demanda por combustíveis, a parcela da gaseificação destinada a produzir combustíveis líquidos e gasosos aumenta cada vez mais. Esse aumento pode ser notado principalmente na Ásia (Figura 2a), onde a China incentiva a utilização da gaseificação para produção de gás natural liquefeito (GNL). Isso se deve ao custo de importação desse produto, o que ocasionou a demanda por um substituto. O mesmo não ocorre com o gás natural, já que o preço de importação é baixo devido ao fornecimento abundante vindo dos Estados Unidos.



(a) Produção em MW_{th} por região



(b) Produção em MW_{th} por aplicação

Figura 2 – Dados sobre gaseificação. (HIGMAN, 2016)

Atualmente existe o conceito de Ciclo Combinado com Gaseificação Integrada (em inglês *IGCC*). Essa tecnologia usa o processo de gaseificação juntamente com uma combinação de ciclo *Brayton* e ciclo *Rankine*. O calor gerado pela queima dos gases de síntese da gaseificação é utilizado no ciclo a gas e o rejeito de calor é utilizado para caldeira do ciclo a vapor. Com isso a eficiência total do processo aumenta, tornando o processo com valor agregado maior. Normalmente usinas termelétricas tem rendimento de 33-42%, enquanto que em ciclos combinados pode-se chegar à 59% (ELLYIN; PROF; THEMELIS, 2012). Em Vassa, na Finlândia, contruiu-se a maior planta de gaseificação de biomassa do mundo (Figura 3). A potência da planta é de 140 MW e utiliza um leito fluidizado circulante (SCHWEDER, 2013).

Figura 3 – Planta de gaseificação Vaskiluodon Voima Oy.

Já no âmbito nacional, o principal processo utilizando syngas é a produção de metanol e amônia. Devido a Lei n° 12.305/10 da política nacional de resíduso sólidos, houve uma preocupação maior em relação a destinação final desses resíduos. Deste modo, a gaseificação de biomassa apresentou-se como uma das soluções viáveis. Dentre os projetos em andamento, tem-se a construção de uma usina de gaseificação a leito fluidizado. O projeto é realizado pela Furnas Centrais Elétricas e será implementada na cidade de Boa Esperança (Minas Gerais). Essa planta tem projeção de produzir 1 MW de energia elétrica (Figura 4).

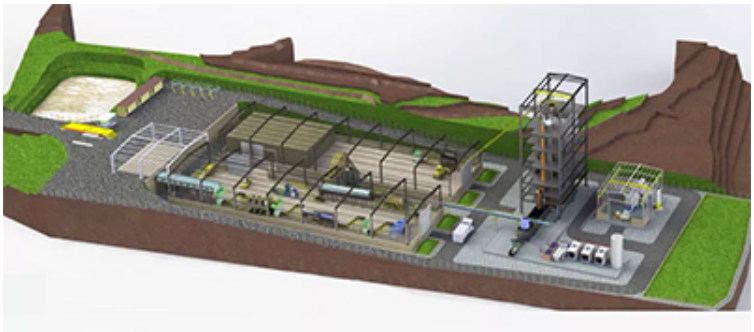


Figura 4 – Desenho esquemático do projeto da central de gaseificação. (S.A, 2017)

2.1.2 DEFINIÇÃO DO PROCESSO

Biomassa é uma possível fonte de energia alternativa aos combustíveis fósseis. Entretanto converter materiais sólidos em combustível, ao contrário do que ocorre com materiais líquidos e gasosos, é um processo de maior complexidade. Aspectos como transporte, estocagem e manuseio, são fatores que dificultam a utilização desse tipo de insumo. Devido à isso, torna-se necessário converter a biomassa para o estado líquido e sólido. Para isso, existem dois métodos de conversão: Bioquímico (Fermentação) e Termoquímico (Pirólise, Gaseificação, Liquefação e Combustão). Esses processos são indicados na Figura 5.

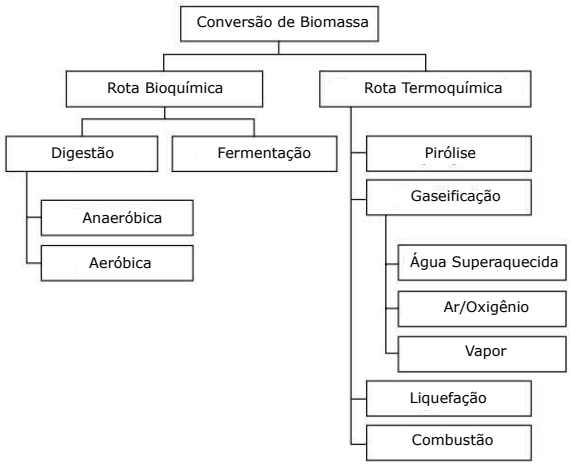


Figura 5 – Caminhos para conversão de Biomassa. *Imagem modificada.* (BASU, 2013)

Segundo Winkler e Elliott (2006), gaseificação refere-se aos processos de conversão de combustíveis sólidos e líquidos, em combutíveis gasosos. Esse processo de conversão é relevante, economicamente e ambientalmente, por três motivos principais: aumento do poder calorífico superior, retirada de compostos danosos à atmosfera (alcatrões) e redução da razão de massa de carbono-hidrogênio (C/H).

Para realizar a gaseificação é necessário utilizar alguns gases para as reações com o carbono do insumo. Esses gases são chamados de agentes gaseificantes. Dentre eles, utiliza-se: ar, oxigênio, vapor d'água, dióxido de carbono ou uma mistura deles. Segundo (BASU, 2013), além da gaseificação, outros processos ocorrem simultâneamente. Esses processos são descritos como:

- **Secagem:** Essa etapa é responsável por vaporizar a água presente na biomassa (Umidade). Para cada kilograma de água, é necessário 2260 kJ de energia extra do gaseificador para vaporizar a água, e essa energia não pode ser recuperada em etapas seguintes. Devido a presença de água, cada matéria prima possui um poder calorífico superior e inferior, sendo o último o valor após a vaporização de toda umidade;

- **Pirólise (Carbonização):** Esse processo caracteriza se pela quebra de grandes cadeias carbônicas, em cadeias menores, por meio da adição de calor. A principal função dessa etapa é remover o carbono da biomassa sem adicionar hidrogênio, e por consequência, liberar produtos gasosos como gases condensáveis e não-condensáveis (CO, CO_2, H_2 e CH_4). Os vapores condensáveis vão formar alcatrões que são um problema do processo de gaseificação;

- **Gaseificação (Redução):** Após a zona de pirólise, existe a zona de redução. Essa zona envolve as reações entre os produtos da pirólise e os agentes gaseificantes. Essa etapa é importante para reorganizar a estrutura molecular da biomassa pirolisada, convertendo assim em produtos gasosos e líquidos. Esses agentes gaseificantes também tem função de adicionar hidrogênio aos produtos. Essa etapa ocorre em temperaturas de 800 à 1000 ^{o}C;

- **Combustão parcial de alguns gases, vapores e carvão (Oxidação):** Nessa etapa estão presentes reações gás-sólido, como a oxidação do carvão. Essa zona é responsável por fornecer o calor necessário para alimentar as zonas acima. Isso se deve por essa zona apresentar as reações exotérmicas, que fornecerão calor suficiente para que os processos acima dele aconteçam.

Juntamente com as regiões presentes em um reator, apresentadas acima, existe também a caracterização das reações químicas. Essas reações se devem pelo contato entre agentes gaseificantes e o insumo. Além do insumo, existem também os produtos sólidos e gasosos oriundos da pirólise do insumo. A Tabela 35 apresenta todas as possíveis reações existentes em um gaseificador, que são divididas em reações heterogêneas (gás-sólido) e homogêneas (gás-gás). Os processos podem ser observados também na Figura 6. Apesar da ordem apresentada, os processos podem ocorrer de forma simultânea. Isso se deve à complexidade e à quantidade de reações que ocorrem dentro do gaseificador, existindo reações endotérmicas e exotérmicas no processo.

Como mostrado na Figura 6, nota-se que a zona de combustão possui a maior temperatura dentro do reator. Isso deve-se pela sua característica de fornecer o calor necessário para que as reações e processos, acima dele, ocorram. Nota-se que na zona de combustão ocorrem as reações R4 e R5. Acima dessa zona, estão presentes as reações R1 (Boudouard), R2 (Carbono-água), R3 (Hidrogaseificação) e R9 (Reação de Shift). Segundo Basu (2013), na zona de combustão existe uma temperatura suficiente para provocar a ignição do carbono (reação R5). Essa reação é altamente exotérmica, e rapidamente consome grande parte do oxigênio disponível, dando lugar a reação de gaseificação (reação R4) e reduzindo a temperatura do reator.

Tabela 1 – Reações presentes na Gaseificação à 25 ^oC.

Tipo de Reação	**Reação**
	Reações de Carbono
R1 - Boudouard	$C + CO_2 \leftrightarrow 2CO + 172\ kJ/mol$
R2 - Carbono-Água	$C + H_2O \leftrightarrow CO + H_2 + 131\ kJ/mol$
R3 - Hidrogaseificação	$C + 2H_2 \leftrightarrow CH_4\ -74.8\ kJ/mol$
R4	$C + \frac{1}{2}O_2 \rightarrow CO\ -111\ kJ/mol$
	Reações de Oxidação
R5	$C + O_2 \rightarrow CO_2\ -394\ kJ/mol$
R6	$CO + \frac{1}{2}O_2 \rightarrow CO_2\ -284\ kJ/mol$
R7	$CH_4 + 2O_2 \leftrightarrow CO_2 + 2H_2O\ -803\ kJ/mol$
R8	$H_2 + \frac{1}{2}O_2 \rightarrow H_2O\ -242\ kJ/mol$
	Reação de Shift
R9	$CO + H_2O \leftrightarrow CO_2 + H_2\ -41.2\ kJ/mol$
	Reações de Metanização
R10	$2CO + 2H_2 \rightarrow CH_4 + CO_2\ -247\ kJ/mol$
R11	$CO + 3H_2 \leftrightarrow CH_4 + H_2O\ -206\ kJ/mol$
R14	$CO_2 + 4H_2 \rightarrow CH_4 + 2H_2O\ -165\ kJ/mol$
	Metano-Água
R12	$CH_4 + H_2O \leftrightarrow CO + 3H_2 + 206\ kJ/mol$
R13	$CH_4 + \frac{1}{2}O_2 \rightarrow CO + 2H_2\ -36\ kJ/mol$

Tabela modificada (BASU, 2013)

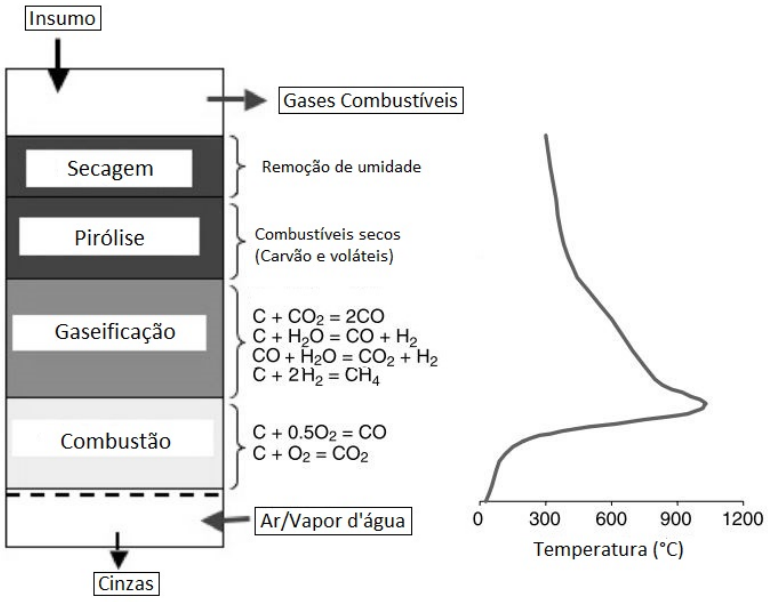


Figura 6 – Regiões presentes em um reator updraft. *Imagem modificada.* (BASU, 2013)

2.2 REATORES DE GASEIFICAÇÃO

Essa seção é destinada a explicar os diferentes tipos de gaseificadores existentes.

2.2.1 TIPOS DE GASEIFICADORES

Segundo Basu (2013), gaseificador é descrito como todo recipiente onde ocorrem reações químicas ou transferências de massa e calor. Para cada processo específico existe um reator para realizá-lo. No caso da gaseificação, a região dentro de um reator onde ocorrem as reações químicas é denominada leito. Dentre os tipos existentes para esse processo, os dois principais são: leito fixo e leito fluidizado. Em um reator, um fluxo de ar em alta temperatura, passante pelo leito, é o responsável pelo aquecimento daquela região. Em um leito fixo as partículas que compõem aquela região permanecem imóveis durante a passagem de ar. Já no leito fluidizado as partículas se movimentam, adquirindo um comportamento de pseudolíquido.

Dentre os leitos fixos, existem dois tipos principais: o primeiro é o *downdraft*, o qual a alimentação de gás ocorre pela parte superior do reator, e o segundo tipo é o *updraft* onde o ar entra pela parte inferior do reator.

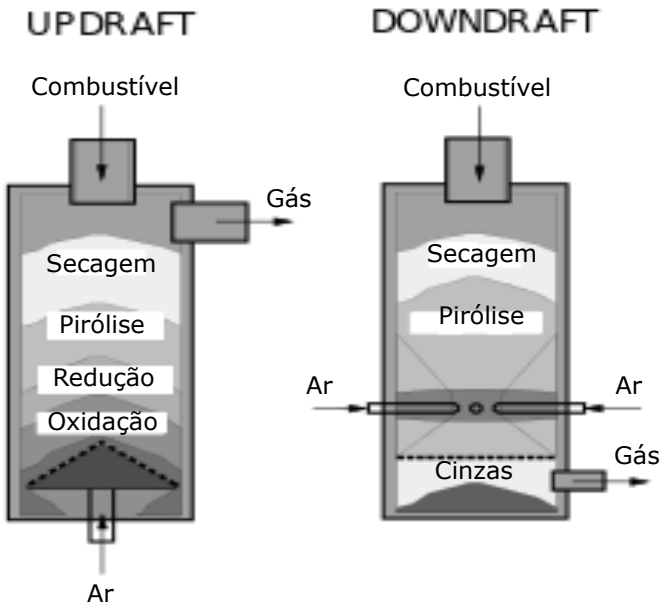


Figura 7 – Reator de leito fixo. *Imagem modificada* (THANAPAL et al., 2012)

Os reatores de leito fixo, segundo Isao e Nobuo (2013), são os mais simples de serem construídos e os únicos que podem ser implementados em pequena escala para aplicações reais. Ainda segundo o autor, os leitos *downdraft* são bastante utilizados para converter combustíveis muito voláteis, como madeira e biomassa, em gases com baixo teor de alcatrão. Além disso seu design favorece a geração de energia. O leito *updraft*

é largamente utilizado para a gaseificação de carvão mineral (*coal*[1]) e combustíveis não voláteis como carvão vegetal (*charcoal*[2]).

Ainda segundo Isao e Nobuo (2013), no leito fluidizado o fluxo de gás para alimentar o reator entra pela parte inferior, se assemelhando ao leito fixo *updraft* (Figura 8). O fluxo de gás atravessa uma placa distribuidora e ao alcançar determinada velocidade (velocidade mínima de fluidização), cria um regime chamado "regime de fluidização". À medida que a partícula sobe no leito, o diâmetro do reator aumenta causando uma queda na velocidade da partícula, que faz com que ela retorne ao leito e produza um movimento de recirculação. Segundo o autor, esse tipo de reator pode gerar aproximadamente 40 GJ/h.

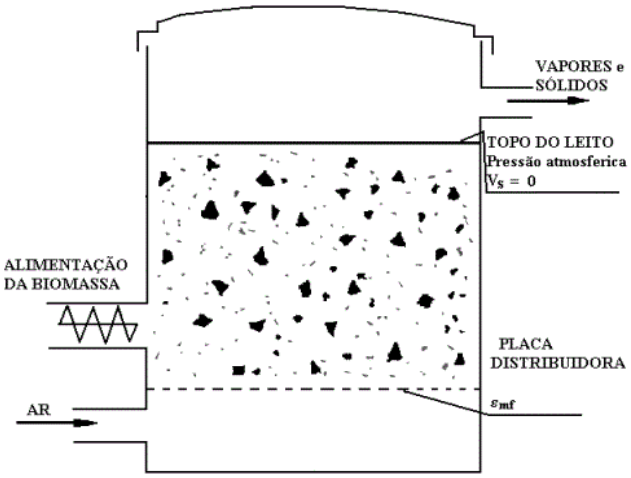


Figura 8 – Reator de leito fluidizado borbulhante. (GÓMEZ et al., 2000)

Para efeito de comparação, a Tabela 2 apresenta as principais vantagens e desvantagens para cada tipo de reator.

[1]Carvão derivado da fossilização da madeira ao longo de milhares de anos.
[2]Carvão obtido da destilação seca da madeira.

Tabela 2 – Comparativo dos tipos de reatores.

Downdraft	
Vantagens	**Desvantagens**
Construção simples	Requer baixa umidade do combustível a ser utilizado
Alto potencial para conversão de carbono	Restrição de granulometria do combustível (insumo)
Alta eficiência de conversão	Possibilidade de fusão das cinzas
Updraft	
Vantagens	**Desvantagens**
Baixa temperatura dos gases de saída	Gás produzido muito sujo e com alto teor de alcatrão
Alta eficiência térmica	
Alta conversão de carbono	
Pouco arraste de cinzas	
Leito Fluidizado	
Vantagens	**Desvantagens**
Tolera variações de qualidade do combustível	Sistema de alimentação
Melhor distribuição da temperatura do leito	Problemas com o aglomeração de bolhas no leito
Possibilidade de processo catalítico no leito	
Alta eficiência de conversão	

Fonte: (REPORT; SAHOO, 2012)

Além das vantagens apresentadas acima, deve-se considerar a aplicação de cada tipo de leito. Uma das características para a escolha de um reator é potência exigida do processo. A Figura 9 apresenta cada tipo de leito com seu faixa de aplicabilidade, em relação a potência.

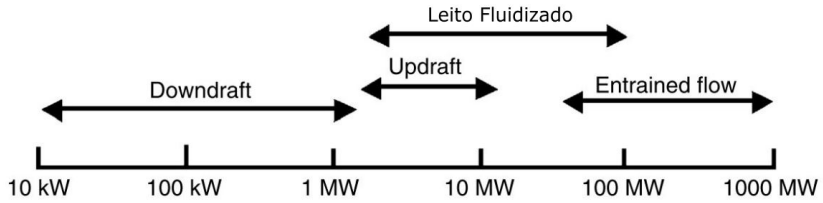


Figura 9 – Potência por tipo de leito. *Imagem modificada* (BASU, 2013)

2.2.2 REATOR DE LEITO FLUIDIZADO

Entrando mais afundo no tema desse projeto, deve-se acentuar as características principais desse tipo de reator. Dentre as vantagens em relação ao reator de leito fixo, tem-se:

- Maior rendimento que o leito fixo;
- Melhor transferência de calor e massa para o combustível;
- Quantidade reduzida de alcatrão reduzida;

- Opera em várias faixas de pressão e temperatura;
- Maior potência gerada, em relação aos reatores de leito fixo.

Esse tipo de leito possui vantagens, quando se trata da utilização de biomassa como insumo (combustível). Segundo Basu (2013), um parâmetro para consolidar esse tipo de leito para o uso com biomassa, é a produção de alcatrão. Para leitos *updraft*, a produção de alcatrão é em torno de 50 g/nm^3 e para leito *downdraft* gira em torno de 1 g/nm^3. Já o leito fluidizado produz aproximadamente 10 g/nm^3. Existem dois tipos principais de reator de leito fluidizado: leito borbulhante (LFB) e leito circulante (LFC).

O LFB é provavelmente o mais antigo reator de leito fluidizado comercial. Ele foi desenvolvido por Fritz Winkler em 1921. Na Figura 10 é apresentado uma esquematização de um reator de leito fluidizado borbulhante desenvolvido por Winkler. Esse reator tem funcionamento similar ao da Figura 8, com a adição de um ciclone que captura as partículas de carvão presentes no Syngas e os devolvendo para o leito. Essa etapa adicional aumenta o rendimento do processo. Esse tipo de leito trabalha com uma pressão de 10 bar e é mantido a temperatura de 800 ^oC para evitar fusão de cinzas, sendo um bom exemplo da versatilidade do leito borbulhante (BASU, 2013).

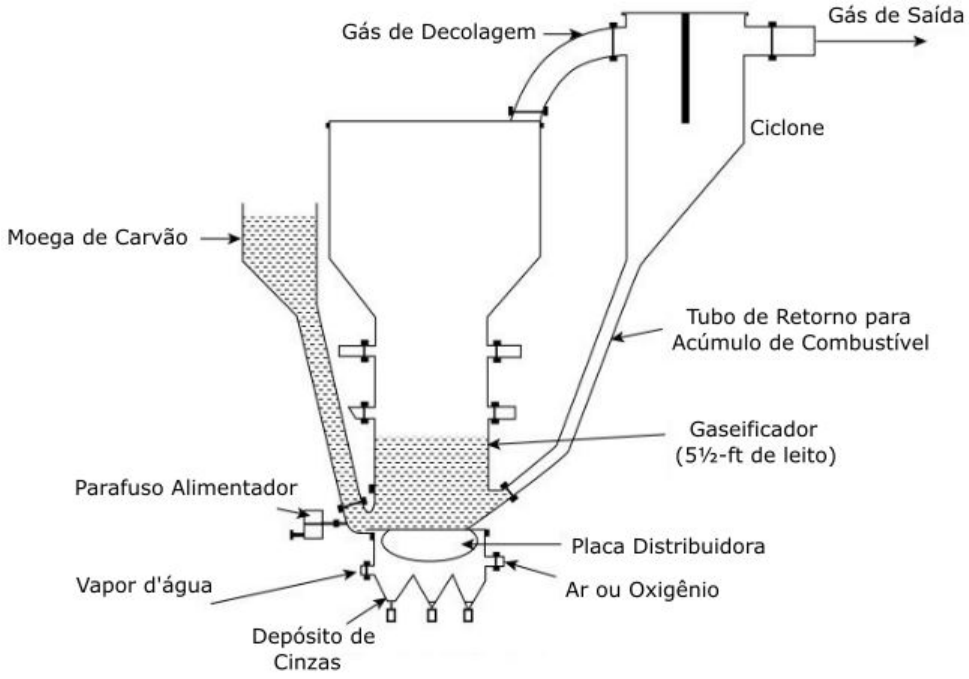


Figura 10 – Desenho esquemático do gaseificador de leito fluidizado desenvolvido por Winkler. *Imagem modificada* (BASU, 2013)

O outro tipo de leito fluidizado é o circulante. Em um primeiro momento, os reatores de LFB são muito parecidos com os reatores de LFC. Alguns reatores de LFB, como o exemplo da Figura 10, possuem sistema de coleta de carvão por meio de ciclone. Entretanto, em reatores de LFC, esse sistema funciona de forma mais intensa. Essa coleta de particulados sólidos, em conjunto com as altas velocidades de fluidização, provoca o

efeito chamado *leito fluidizado rápido*. Dentre algumas vantagens do LFC sobre o LFB, Winkler e Elliott (2006) menciona que:

- Possui melhor transferência de calor e massa, devido à alta velocidade de fluidização. Esse tipo de leito alcançam velocidades de 3.5-5.5 m/s, enquanto LFB trabalham com velocidades de 0.5-1.0 m/s;
- Provém maior taxa de recirculação de material sólido, aumenta o poder calorífico superior, reduzindo a produção de alcatrão durante o aquecimento do combustível;
- Trabalha com um range maior de dimensões e formato de materiais combustíveis. Esse leito é ideal para gaseificar biomassa;
- Devido ao maior contato gás-sólido, a eficiência é maior. Comparando com o LFB que produz em torno de 25 MW_{th}, o LFC gera aproximadamente 100 MW_{th}.

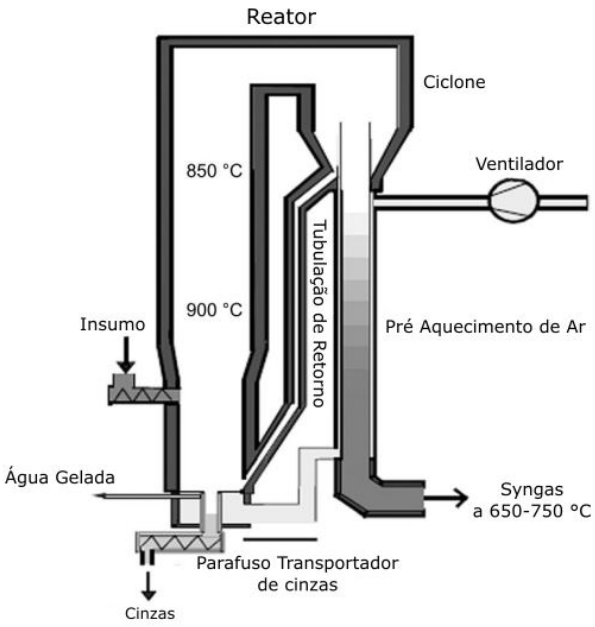


Figura 11 – Desenho esquemático do gaseificador de leito fluidizado circulante (LFC). *Imagem modificada* (WINKLER; ELLIOTT, 2006)

2.3 LEITO FLUIDIZADO

Fluidização é uma técnica amplamente utilizada na indústria química em processos de gaseificação, combustão, craqueamento catalítico e pirólise. Esse processo proporciona uma melhor taxa de transferência de calor, um melhor controle do contato gás-sólido. Uma das aplicações dessa técnica é no processo de secagem de biomassa, como a soja, dentro de silos agrícolas. Outra aplicação da fluidização pode ser vista na indústria farmacêutica para separar materiais com granulometrias diferentes (CUI; GRACE, 2007). Dentre as aplicações do método de fluidização destacam-se os seguintes processos:

- Craqueamento;
- Carbonização de carvão e gaseificação;
- Produção de alumínio;
- Ustulação (operação de fazer expelir uma substância de outra, por exemplo enxofre de um minério, por meio de aquecimento em mufla);
- Processo de Fischer-Tropsch (processo químico para produção de hidrocarbonetos líquidos, como gasolina, querosene, gasóleo e lubrificantes, a partir de gás de síntese, como CO e H_2; e
- Produção de melamina (substância alcalina, com 66% de sua massa composta de nitrogênio, usada na fabricação de plásticos e produtos antichama). (BASICS, 1986)

2.3.1 REGIME DE FLUIDIZAÇÃO

Fluidização conceitua-se como a operação na qual uma camada de sólidos finos (leito) encontra-se em um estado que se assemelha ao um líquido (pseudolíquido). Isso se deve pela passagem de um fluido em movimento, com velocidade apropriada, pelo leito (WINKLER; ELLIOTT, 2006). Além disso, esse processo inibe a formação de gradientes de temperatura e proporciona um maior contato superficial entre fluido-sólido. Algumas das vantagens desse processo podem ser descritas como: a alta taxa de transferência de calor, a temperatura uniforme ou controlável, o favorecimento do contato entre gás-sólido e a capacidade de manipular diferentes partículas.

O processo de fluidização pode ser dividido em diferentes etapas. Como representado na Figura 12, verifica-se todos os regimes da fluidização, do leito fixo até o transporte pneumático. Começando pelo leito fixo, onde as partículas permanecem estacionárias, o fluxo de gás atravessa com velocidade constante e não provoca pertubação no leito, somente vibração. No regime de fluidização mínima, ocorre um aumento na velocidade do fluxo de gás e as forças de arrasto se igualam ao peso das partículas sólidas, caracterizando que o leito atingiu a velocidade mínima de fluidização U_{mf}.

Ainda sobre a Figura 12, ao aumentar a velocidade do fluxo de ar, inicia-se o surgimento de bolhas de ar dentro do reator, sendo chamado esse regime de leito borbulhante. Ao passo que essas bolhas crescem ao percorrer o reator, se a proporção entre a altura do reator e o seu diâmetro for grande o suficiente, as bolhas atingiram diâmetro semelhante ao do reator e surgirá espaços vazios no leito. Esse regime se chama leito *slugging*. No leito turbulento, tem-se um regime com velocidades de fluxo de gás mais elevado, provocando um efeito de turbulência no reator, caracterizado pela aglomeração de partículas sólidas e bolhas de diferentes tamanhos e formas. No último regime, é caracterizado por uma velocidade tão alta no fluxo de gás, que não existe mais a dispersão das partículas sólidas, e sim o arrasto das partículas, sendo chamado de transporte pneumáticos.

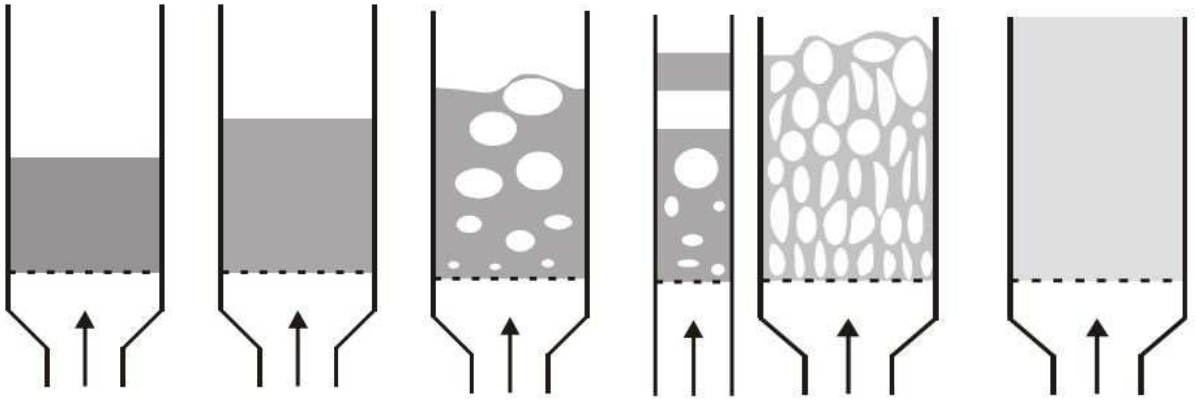


Figura 12 – Tipos de regimes de leitos fluidizados: leito fixo, fluidização mínima, leito borbulhante, leito *slugging*, leito turbulento e transporte pneumático.
Fonte:. (BASICS, 1986)

Ao ocorrer a fluidização, o leito se comporta como um pseudolíquido, adquirindo características como (BEATRIZ et al., 2005):

- Dois leitos fluidizados comunicantes, se equilibram com pressão estática;
- Partículas sólidas com massa específica menor que do leito, flutuam no topo do leito, provocando segregação por densidade;
- As partículas sólidas podem escoar por orifícios como um líquido;
- O leito possui "pressão hidrostática"dada por $\rho^o gh$, no qual "ρ^o"é a massa específica do leito fluidizado e "g" e "h" são a gravidade e a altura, respectivamente, do ponto estudado em relação ao fundo do leito; e
- Quando um cilindro é imerso em um leito, existe uma circulação intensa de partículas passando através do cilindro sem qualquer suprimento externo de energia.

2.3.2 CLASSIFICAÇÃO DE GELDART

Na transferência de calor em partículas nem todas as partículas irão participar das trocas de calor da reação. O mesmo pode ser entendido para a fluidização. As propriedades como forma e densidade irão diretamente influenciar no comportamento das partículas mediante um leito fluidizado. Segundo Geldart (1973), existe um classificação para entender o comportamento das partículas dentro do reator. A divisão é apresentada na Figura 13 e descrita abaixo:

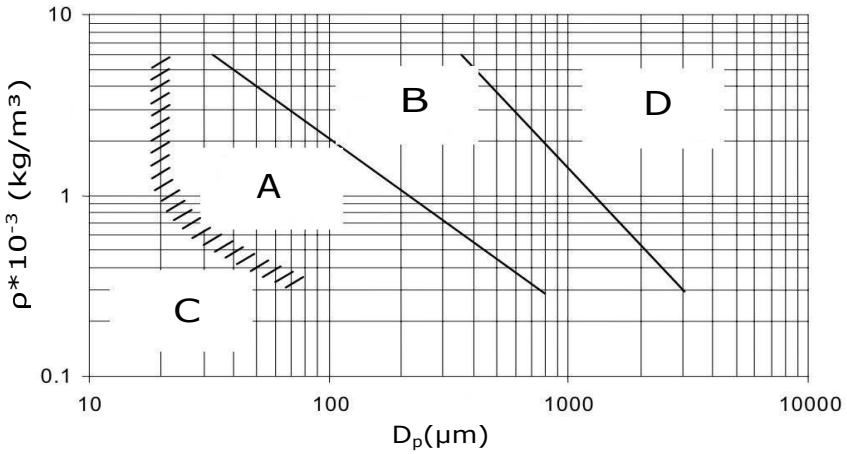


Figura 13 – Diagrama de classificação das partículas. *Imagem modificada.* (GELDART, 1973)

- **Grupo A**: Materiais com pequenas dimensões ($< 30\mu m$) e densidades reduzidas ($< 1.4g/cm^3$), com fácil fluidização, normalmente presentes em reações de craqueamento catalítico. Nesse grupo, quando o fluxo de gás é interrompido, o leito colapsa com baixa velocidade ($0.3 - 0.6cm/s$). A formação de bolhas é rápida e facilmente ocorre o efeito de coalescência, quando a velocidade mínima de fluidização (U_{mf}) é excedida. A mistura das partículas ocorre bem até aparecerem bolhas, mesmo de pequenas dimensões ($< 4cm$), que chegam a velocidades de $30-40cm/s$, sendo mais rápidas que o fluxo de gás e percolando a emulsão.

- **Grupo B**: Apresenta partículas com dimensões e densidades medianas ($40\mu m < d < 500\mu m$ e $1.4g/cm^3 < \rho_s < 4g/cm^3$). A proporção do volume do leito e o volume das bolhas é ligeiramente maior que no grupo A. Uma vez excedido U_{mf}, surgem bolhas no leito e elas colapsam com mais rapidez em relação as partículas do grupo A. Quando há abstenção de bolhas, a circulação de pó é pequena ou nenhuma. Típico material utilizado do grupo B é areia grossa.

- **Grupo C**: São partículas extremamente finas, com difícil fluidização, porque as forças inter-particulares são relativamente fortes, comparadas com as que resultam da ação do gás. Suas dimensões são menores que $30\mu m$ e tem-se como exemplo talco e farinha.

- **Grupo D**: Nesse grupo, os materiais ou são muito densos ou são muito grandes e tem difícil fluidização em leitos profundos. Diferentemente do grupo B, à medida que a velocidade do fluxo de gás aumenta, um jato pode ser formado no leito, causando um explosão que se assemelha ao movimento de um jorro. Se houver uma distribuição desigual do fluxo de gás, além do comportamento de jorro pode haver o efeito de canalização das partículas. A coalescência das bolhas é alta nesse grupo. Exemplo de partículas D é o café.

2.3.3 CARACTERÍSTICAS DO LEITO FLUIDIZADO BORBULHANTE

Como foi abordado na subseção 2.3.1, o comportamento do leito muda à medida que o fluxo de gás, que atravessa o leito, aumenta. Assim, tem-se o desenvolvimento do leito fixo até o transporte pneumático. No leito fluidizado, o fluxo de gás apresenta uma velocidade suficiente para fluidizar o leito (velocidade mínima de fluidização). Esse fluxo de gás sobre as partículas sólidas também provoca uma queda de pressão, devido à força de arrasto gerada pelo contato fluido-partícula. Essa queda de pressão segundo Winkler e Elliott (2006), pode ser expressa através da equação 2.1:

$$\frac{\Delta P}{L} = 150\frac{(1-\epsilon)^2}{\epsilon^3}\frac{\mu U}{\phi d_p}^2 + 1.75\frac{(1-\epsilon)}{\epsilon^3}\frac{\rho_g U^2}{\phi d_p} \tag{2.1}$$

onde:

- ϵ: porosidade do leito;
- ϕ: esfericidade das partículas do leito;
- μ: viscosidade dinâmica do fluido $(Pa.s)$;
- ρ_g: densidade do gás (kg/m^3);
- d_p é o diâmetro das partículas do leito (m);
- U: velocidade do fluxo de gás (m/s).

Segundo Basics (1986), uma aproximação para simplificar o cálculo da queda de pressão no leito, pode ser expresso por:

$$\frac{1-\epsilon_m f}{\phi^2 {\epsilon_{mf}}^3} \cong 11 \qquad \text{e} \qquad \frac{1}{\phi {\epsilon_{mf}}^3} \cong 14 \tag{2.2}$$

Evoluindo para o regime de leito borbulhante, pode-se definir a força de arrasto provocada pelas partículas sólidas. Se o fluxo do gás aumentar a velocidade, a queda de pressão cresce segundo a Equação 2.1, até que a velocidade do fluxo de gás alcance o valor crítico, que é U_{mf}. Ao alcançar esse valor, e sabendo que a força de arrasto se iguala ao peso das partículas, temos que:

$$F_D = \Delta P A = AL(1-\epsilon)(\rho_p - \rho_g)g \tag{2.3}$$

onde, A e L são respectivamente a área da secção transversal e a altura do reator.

Para o cálculo da velocidade mínima de fluidização, utiliza-se as seguintes equações: Equação 2.4 (WINKLER; ELLIOTT, 2006), Equação 2.5 (YANG, 2003), Equação 2.6 (REPORT; SAHOO, 2012) e Equação 2.7 (LEVA, 1959).

$$Re_{mf} = \frac{U_{mf} d_p \rho_g}{\mu} = [C_1^2 + C_2 Ar]^{\frac{1}{2}} - C_1 \tag{2.4}$$

$$U_{mf} = 8 * 10^{-4} . g . d_p^2 \frac{(\rho_S - \rho_g)}{\mu} \tag{2.5}$$

$$U_{mf} = \frac{(\phi d_p)^2}{150\mu} g(\rho_S - \rho_g)(\frac{\epsilon^3}{1-\epsilon}) \tag{2.6}$$

$$U_{mf} = 7.90 \times 10^{-3} \bar{d_p}^{1.82} (\rho_S - \rho_g)^{0.94} \mu^{-0.88} \tag{2.7}$$

sendo o número de Arquimedes Ar:

$$Ar = \frac{\rho_g(\rho_S - \rho_g) g d_p^3}{\mu^2} \tag{2.8}$$

onde, d_p é o diâmetro da partícula e C_1 e C_2 equivalem respectivamente 33.7 e 0.048, na equação 2.4.

A equação 2.7 é válida para $Re_{mf} \leq 10$. Para valores maiores, é necessário um fator de correção. Tendo-se uma velocidade mínima de fluidização estimada, pode-se determinar a velocidade mínima para o borbulhamento U_{mb}. A equação 2.9 descreve essa velocidade Winkler e Elliott (2006):

$$U_{mb} = 2.07 \times \exp(0.716F) d_p \left[\frac{\rho_g^{0.06}}{\mu^{0.347}} \right] \tag{2.9}$$

onde F é a fração de massa das partículas menores que 45 μm, d_p é o diâmetro das partículas em metros, ρ_g é a densidade do gás em kg/m^3 e μ é a viscosidade do gás em $kg/m.s$.

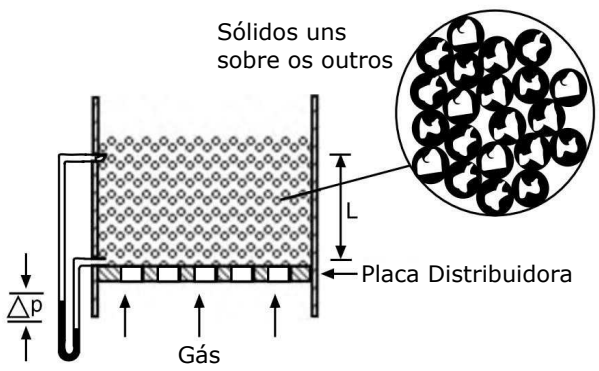
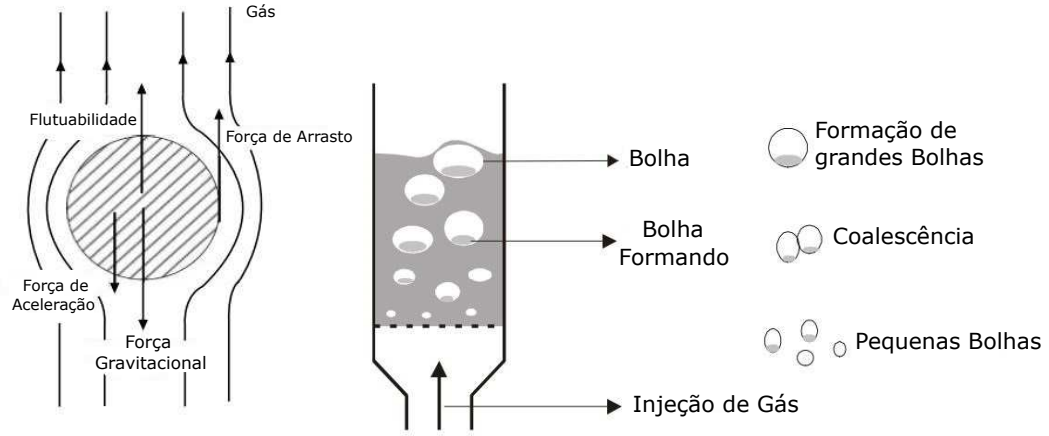


Figura 14 – Leito fixo submetido ao fluxo de gás. *Imagem modificada.* (WINKLER; ELLIOTT, 2006)

2.3.4 CARACTERÍSTICAS DAS BOLHAS NO LEITO

Segundo Geldart (1973), a bolha pode ser definida como um corpo gasoso que pode conter algum sólido internamente. Devido aos efeitos de coalescência [3], as dimensões das bolhas aumentam à medida que elas se afastam da placa distribuidora. Esse efeito também pode ser gerado pelo aumento da diferença das velocidades do gás de entrada, e da velocidade mínima de fluidização ($U - U_{mf}$). A tendência da bolha é alcançar uma dimensão máxima, no qual as forças sobre ela estejam em equilíbrio. Esse comportamento é explicado na Figura 15. O local no leito o qual cada partícula irá se estabilizar, dependerá da sua classificação.



(a) Diagrama de forças na bolha. *Fonte:* (WINKLER; ELLIOTT, 2006)

(b) Efeito de coalescência. *Fonte:* (BASICS, 1986)

Figura 15 – Análise sobre a bolha no leito fluidizado.

O efeito de coalescência pode ocorrer de duas formas. A primeira é incorporando uma bolha na frente dela, no movimento de subida dentro do leito. A segunda é aderindo as bolhas que estão em sua lateral. As bolhas próximas das paredes do reator tem sua movimentação limitada, enquanto que as que se encontram no centro podem se movimentar livremente. Com isso, tem-se uma zona com intensa movimentação de bolhas localizada na parte central. Em regiões mais próximas da extremidade superior do leito, a movimentação das bolhas no centro e nas paredes, é respectivamente para cima e para baixo. Na parte inferior do leito, o comportamento é o inverso.

Em reatores de leito fluidizado, existe um espaço acima do leito denominado *freeboard* (bordo livre). As bolhas formadas carregam um pouco das partículas sólidas, e ao chegarem na superfície do leito, elas colapsam e lançam partículas para essa região. Considerando que o *freeboard* possua um diâmetro maior, a velocidade do fluxo de gás reduz, diminuindo a força de arrasto nas partícula. Assim, a força gravitacional se torna maior que ao arrasto, provocando o retorno da partícula ao leito do reator.

[3] Processo químico de união de duas ou mais parcelas de uma fase.

De acordo com a Figura 16, é possível verificar uma zona chamada de *transport disengaging heigth* (TDH). Nessa região, somente as partículas com dimensões inferiores as partículas do leito conseguem ser carregadas. O fluxo de partículas por essa região se denomina taxa de elutriação.

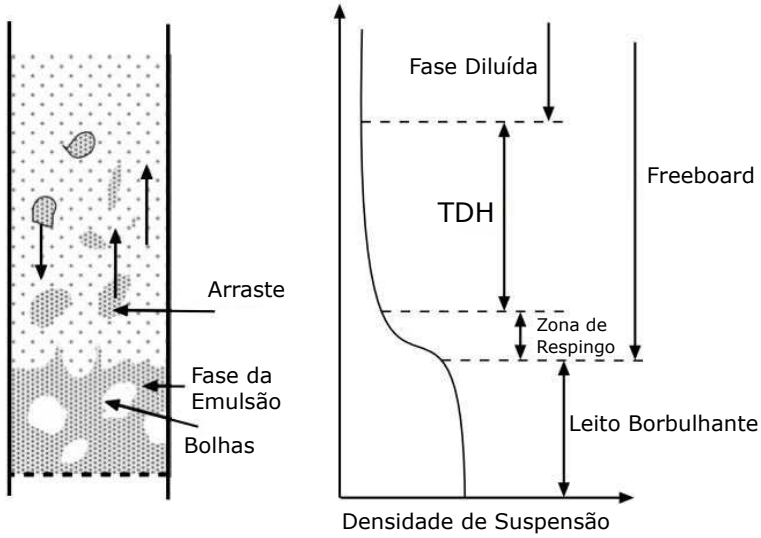


Figura 16 – Comportamento das bolhas em diferentes regiões do reator. *Imagem modificada* (BASICS, 1986)

2.4 AQUECIMENTO DO REATOR

Em um reator de leito fluidizado borbulhante, a temperatura ideal para gaseificação de biomassa, de acordo Hill (1991), está em uma faixa de 800–950 ^oC. Um dos problemas que envolvem o estudo de gaseificação em uma bancada experimental, é como aquecer o agente gaseificante até a temperatura necessária para iniciar o processo. Para o aquecimento da bancada, equipamentos industriais utilizados para aquecimento de fluidos podem ser adaptados em uma bancada experimental. Dentre os equipamentos que podem ser utilizados, tem-se como exemplo:

- Caldeira;
- Geradores de vapor;
- Trocadores de calor;
- Resistência Elétrica;
- Queimadores.

Além dos equipamentos convencionais de aquecimento, outros métodos que permitam a troca de calor podem ser utilizados em uma bancada de gaseificação.

2.4.1 AQUECIMENTO COM CHAMA DE OXIACETILENO

Baseando-se na troca de calor necessária para aquecer o fluxo de ar gerado pelo compressor e na temperatura almejada, um dispositivo que utilize uma chama como fonte de calor pode ser uma alternativa. Entre as chamas utilizadas industrialmente, a chama de oxiacetileno se apresenta como uma possível alternativa para fornecer a energia necessária. Quimicamente, a chama oriunda da mistura de oxigênio (O_2) e acetileno (C_2H_2) tem sua combustão dividida em duas etapas. A reação de oxidação do acetileno pode ser representada pelas equações 2.10 e 2.11, onde os produtos da reação são dióxido de carbono (CO_2) e vapor de água (H_2O).

$$C_2H_2 + O_2 \rightarrow 2CO + H_2 \tag{2.10}$$

$$2CO + H_2 + 2O_2 \rightarrow 2CO_2 + 2H_2O \tag{2.11}$$

Do ponto de vista químico, a chama de oxiacetileno interfere de maneira positiva ao processo de gaseificação. Isso se deve a alta temperatura da chama de oxiacetileno e a formação de vapor d'água, que é um dos agentes gaseificantes. Com isso, pode-se ter um controle melhor da temperatura dentro do reator e um possível aumento no rendimento de produção dos gases combustíveis. Caracterizando-se a chama de oxiacetileno (EMBRACO, 2009), ela pode ser de três tipos: neutra, oxidante e redutora. A diferença entre as três dar-se-á pela proporção de oxigênio e acetileno na mistura, onde a chama neutra possui uma relação estequiométrica. A variação na concentração de oxigênio pode formar uma mistura com excesso de oxigênio (chama oxidante) e uma mistura com pouco oxigênio (redutora). De acordo com Parkin (2013), a chama neutra de oxiacetileno possui um gradiente de temperatura que pode ser dividido nas seguinte regiões:

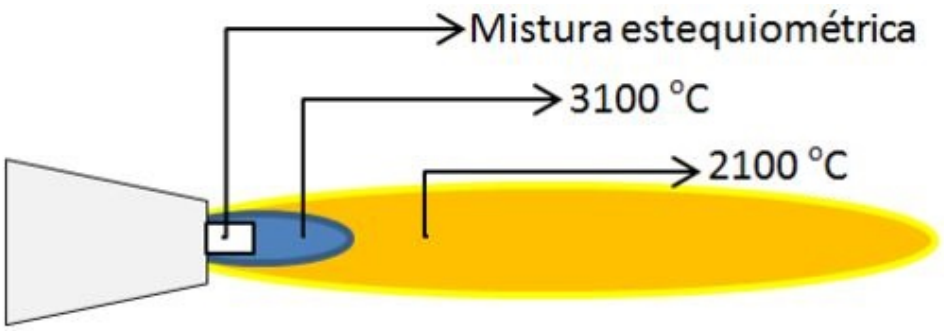


Figura 17 – Representação da tocha de oxi acetileno. Fonte: Autor

Para uma chama neutra, a região mais próxima da saída de gases possui uma temperatura de 3100 ^oC e a região onde os gases entram em contato com o ar ambiente possui uma temperatura de 2100 ^oC. Assim, baseando-se na entalpia necessária para

aquecer o gás com uma chama adiabática, é possível dimensionar o fluxo de oxiacetileno necessário para aquecer o agente gaseificante à temperatura de gaseificação.

3 MEIOS E MÉTODOS

Esse capítulo irá abordar todos os procedimentos necessários para a concepção da bancada experimental, simulação do comportamento de fluidização do leito e métodos experimentais para obtenção de dados.

3.1 CONCEPÇÃO DA BANCADA EXPERIMENTAL

Nessa etapa de construção decidiu-se que o reator teria duas funções: a visualização dos regimes de fluidização do leito e a realização da gaseificação. Tendo como base esses processos, desenvolveu-se um design modular para o reator. O aparato experimental foi dividido em 3 módulos: câmara de entrada, câmara de mistura e leito. Sendo assim, foi possível facilitar a troca de componentes para que experimentos diferentes pudessem ser realizados. Cada componente será explicados nas subseções seguintes.

3.1.1 CÂMARA DE ENTRADA

Comum às duas bancadas, a câmara de entrada tem o objetivo de equalizar o ar gerado pelo compressor, responsável pela fluidização do leito, e gerar a chama de oxiacetileno responsável por aquecer o fluido. Fabricada em alumínio e moldada por processo de usinagem, a câmara possui a fixação por meio de parafusos e sua vedação através de anéis de vedação. A câmara também se comporta como uma válvula de segurança, em caso de um aumento repentino de pressão.

Fixada por meio de hastes e molas ao misturador, em caso de qualquer vazamento imprevisto de oxigênio ou acetileno decorrente do apagamento da chama, a câmara é capaz de aliviar essa pressão, como mostrado na Figura 18. Sendo assim, em caso de um aumento repentino de pressão que poderia ocasionar uma explosão do reator, a câmara de entrada de forma efetiva garante a segurança na operação do reator. A câmara é formada de 3 partes, duas que compõe a câmara e equalização e uma formada pelo bico de oxiacetileno. Todas as plantas de fabricação e conjunto encontram-se no Apêndice A.

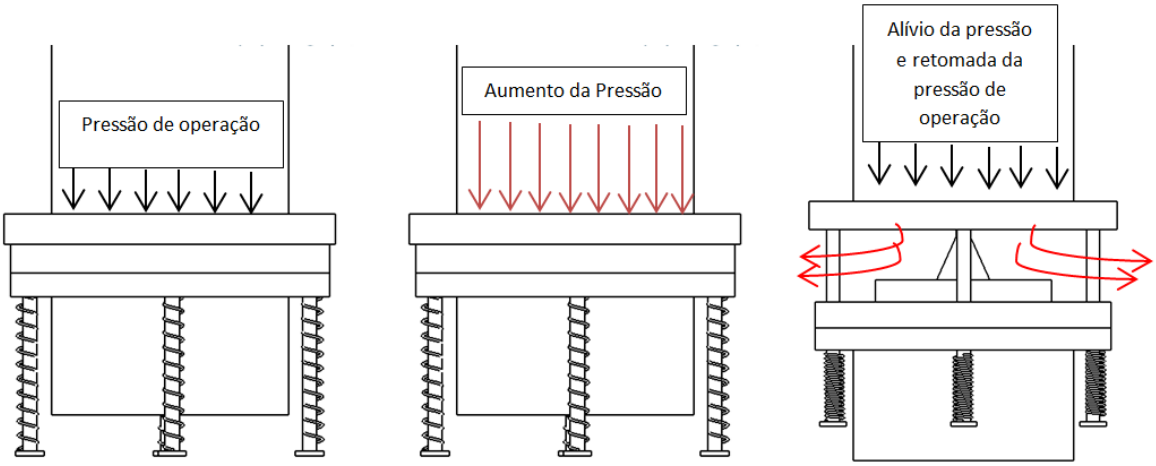


Figura 18 – Desenho esquemático da câmara de entrada.

3.1.2 AQUECIMENTO DO REATOR

Para o cálculo de aquecimento do reator foi considerado que dentro da câmara de mistura ocorre o processo descrito na Figura 19. O resultado da combustão de oxiacetileno é injetado à 2800 ^oC, enquanto que o ar do compressor possui temperatura de 25 ^oC. Sendo assim, ocorre a mistura desses dois fluidos e na saída da câmara de mistura tem-se um fluxo com temperatura desejada para gaseificação. Dentro da plataforma EES foi realizado um balanço energético para encontrar a massa de produtos da combustão ($2CO_2 + H_2O$) e de ar do compressor ($O_2 + 3.76N_2$). A velocidade mínima de fluidização foi usada como valor de contorno para solucionar o balanço energético, já que não se tem a informação da vazão mássica de ar e dos produtos da combustão.

Na rotina de cálculos realizado no EES (presente no Apêndice C) foi usado a temperatura de gaseificação como variável de entrada, pois inicialmente deseja-se alcançar a temperatura de 800 ^oC para ativar a reação de combustão do carbono. Sendo assim, a temperatura desejada no reator será o fator limitante para a vazão dos fluxos que entram na câmara de mistura. Com essa rotina será possível determinar as vazões de oxiacetileno e ar do compressor necessárias para aquecer o reator até a temperatura de gaseificação e fluidizar o leito apropriadamente.

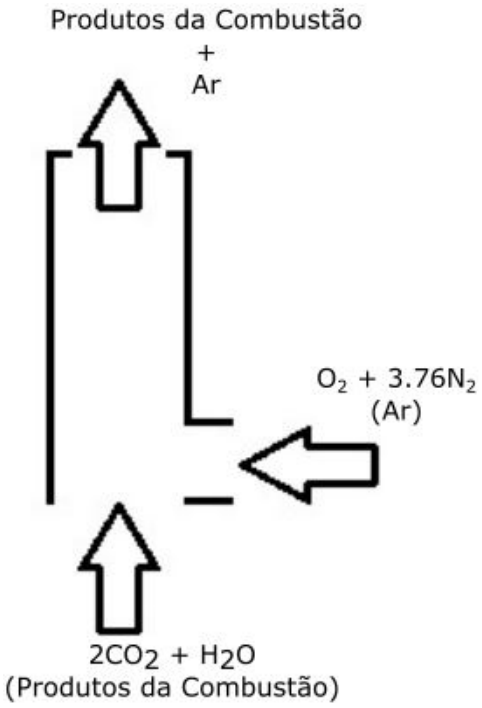


Figura 19 – Desenho esquemático da câmara de mistura.

3.1.3 CÂMARA DE MISTURA

O misturador foi dimensionado para, de forma efetiva, realizar a troca de calor necessária para aquecer o fluxo de gás. Utilizou-se aço 1020 para fabricação da câmara de mistura. Suas abas laterais foram soldadas ao tubo central por meio de solda de eletrodo revestido do tipo 6013-2.5mm. Além disso, uma zona de segurança denominada bordo livre foi acrescentada a peça para que a chama de oxiacetileno não entre em contato direto com o leito. A Figura 20 demonstra o funcionamento da câmara de mistura.

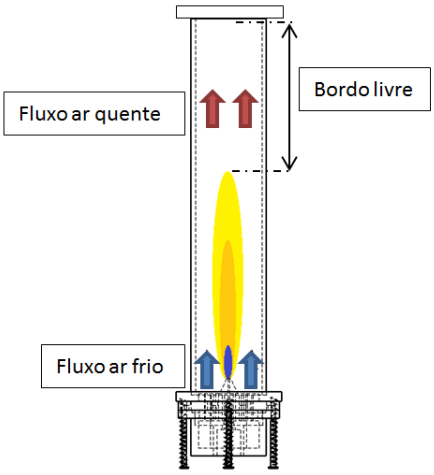


Figura 20 – Desenho esquemático do misturador.

3.1.4 LEITO

O leito da bancada possui dois módulos diferentes. O primeiro, como mostrado na Figura 21, faz parte do aparato experimental utilizado para o estudo e caracterização do leito. Este módulo é composto por 3 partes: um porta tela, uma tela de mesh 50 e um tubo de vidro milimetrado. O porta tela é fabricada por meio de Impressora 3D. O tubo de vidro possui dimensões 50x52x300mm e é fixado ao porta mesh por meio de interferência.

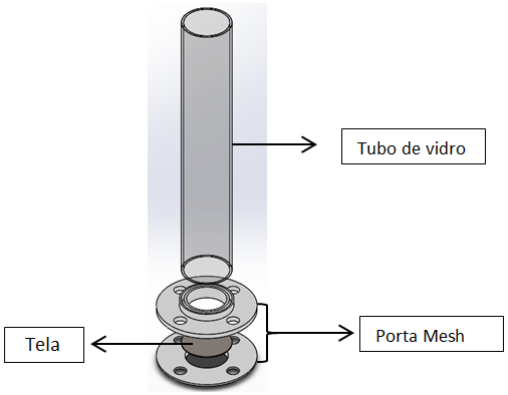


Figura 21 – Desenho esquemático do reator em vidro.

Para o módulo utilizado para gaseificação, também divide-se o aparato em 3 partes: uma tela de mesh 50 de aço inoxidável, um corpo (leito e freeboard) e uma tampa, ambos fabricados de aço carbono 1020, usinado e soldado com solda de eletrodo revestido do tipo 6013-2.5mm, como mostra na Figura 22.

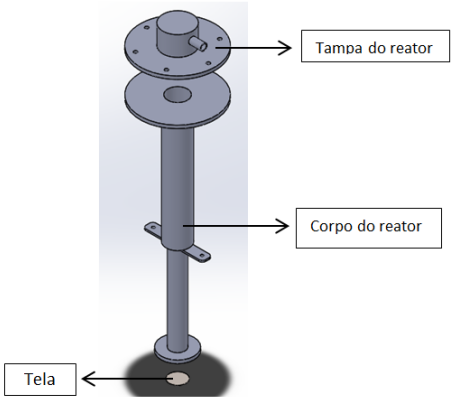


Figura 22 – Desenho esquemático do reator metálico.

3.2 ANÁLISE DO MATERIAL DO LEITO

Para o ensaio de determinação do diâmetro médio das partículas utilizadas no leito do reator, adotou-se o seguinte procedimento:

- Três peneiras com diferentes espaçamentos de tela foram sobrepostas como mostrado na Figura 23 na ordem da maior para menor espaçamentos de tela;
- As peneiras passaram por processo de vibração;
- O material retido em cada peneira foi pesado;
- Com a massa total e a contida em cada peneira, estimou-se a porcentagem de partículas para cada faixa de diâmetro;
- O diâmetro médio foi calculado por meio de uma média ponderada dos diferentes diâmetros encontrados.

Figura 23 – Peneiras utilizadas no ensaio.

3.3 ESTUDO DO COMPORTAMENTO DO LEITO

Nessa etapa do estudo, simulou-se a velocidade mínima de fluidização para uma faixa de temperatura de 25 à 800 ^{o}C. Para o leito, foi utilizado uma areia de Mesh 35 (500 μm) com densidade aparente de 1660 kg/m^3. Para o presente projeto, não foram variados algumas propriedades que influenciam o leito, como pressão. Para determinar essa velocidade característica, foram usadas quatro equações:

$$\frac{U_{mf1}.d_p.\rho_g}{\mu} = (C_1^2 + C_2.Ar)^{0.5} - C_1 \tag{3.1}$$

$$U_{mf2} = 8.10^{-4}.g.d_p^2\frac{(\rho_S - \rho_g)}{\mu} \tag{3.2}$$

$$U_{mf3} = \frac{(\phi.d_p)^2}{150\mu}.g.(\rho_S - \rho_g)\frac{\epsilon^3}{1-\epsilon} \tag{3.3}$$

$$U_{mf4} = \frac{7,9.10^{-3}.d_p^{1.82}.(\rho_S - \rho_g)^{0.94}}{\mu^{0.88}} \tag{3.4}$$

Tabela 3 – Referência das equações

Equação	Referência
U_{mf1}	(BASICS, 1986)
U_{mf2}	(YANG, 2003)
U_{mf3}	(REPORT; SAHOO, 2012)
U_{mf4}	(LEVA, 1959)

Com essas equações, gerou-se curvas de velocidade mínima de fluidização. Como é possível observar nas equações acima, essa velocidade depende de duas propriedades que variam com a temperatura: densidade e viscosidade do gás de fluidização. No caso em questão, será usado ar atmosférico para o processo. A medida que aumenta-se a temperatura no interior do reator, a densidade do gás diminui e sua viscosidade aumenta. Como a densidade do material do leito é muito superior ao do gás, o termo $(\rho_S - \rho_g)$ aproxima-se do valor numérico de ρ_S. De fato, apenas o valor da viscosidade terá impacto no valor da velocidade mínima de fluidização.

Tendo em vista essas condições, foram gerados gráficos na plataforma EES, e o comportamento da velocidade pode ser descrito na Figura 24. Com o gráfico em mãos, foi possível perceber que existe uma discrepância. As equações 3.1, 3.2 e 3.4 possuem um comportamento semelhante. A equação 3.3 apresenta uma discrepância, devido à sua dependência dos termos esfericidade (ϕ) e porosidade do leito (ϵ). Os testes de fluidização irão validar qual a melhor curva de comportamento de velocidade.

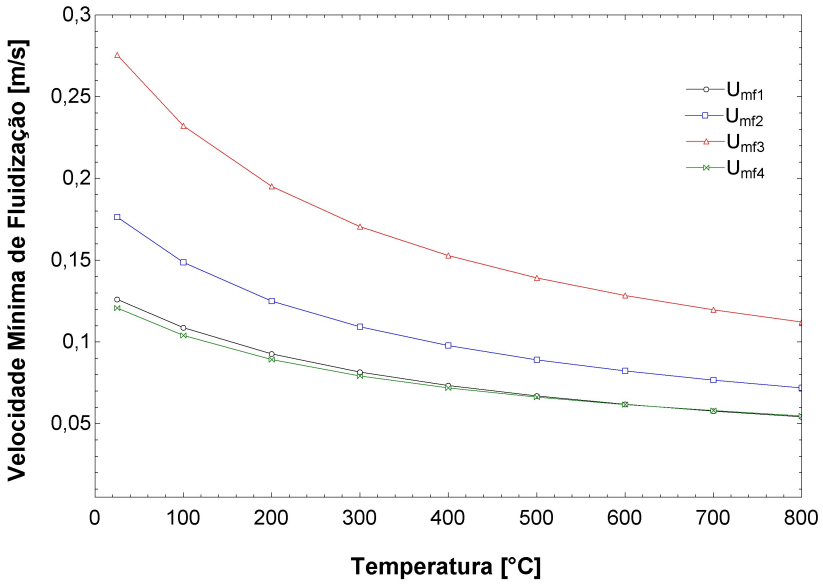


Figura 24 – Gráfico de velocidade mínima de fluidização por Temperatura.

Após a predição dos valores de velocidade de fluidização, é necessário calcular os valores de queda de pressão provocada pelo leito. Baseado no estudo de Basics (1986), tem-se a Equação 3.5 para queda de pressão. Essa equação é conhecida como Equação de Ergun, onde ela separa a queda de pressão por dois tipos de escoamento: laminar e turbulento.

$$\frac{\Delta P}{L} = \underbrace{150.\frac{(1-\epsilon_{mf})^2}{\epsilon_{mf}^3}.\frac{\mu U_{mf}}{(\phi d_p)^2}}_{\text{Regime Laminar}} + \underbrace{1.75\frac{(1-\epsilon_{mf})}{\epsilon_{mf}^3}\frac{\rho_g U_{mf}^2}{\phi d_p}}_{\text{Regime Turbulento}} \tag{3.5}$$

Com isso, gerou-se um gráfico para predição dos valores de queda de pressão. Como essa propriedade depende da velocidade mínima de fluidização, o comportamento das curvas será semelhantes para as velocidades da Figura 24. Semelhante ao que ocorre com a predição dos valores de velocidade mínuima de fluidização, os experimentos irão demonstrar qual equação melhor se assemelha com os valores empíricos.

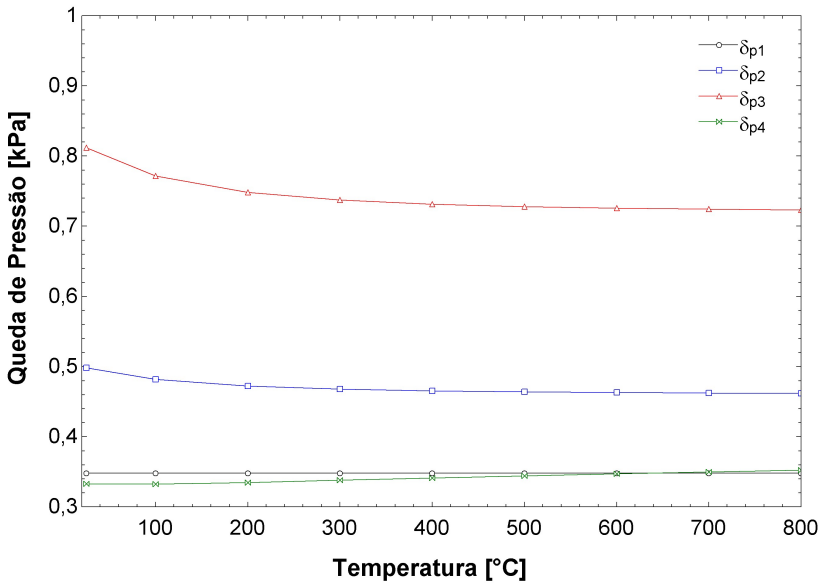


Figura 25 – Queda de pressão por Temperatura.

3.4 INSTRUMENTAÇÃO E EQUIPAMENTOS

A instrumentação da bancada pode ser considerada parte essencial para o desenvolvimento do projeto, já que, a medições dos na bancada experimental irão validar todo o desenvolvimento analítico. Para os ensaios utilizou-se dos seguintes aparatos esquematicamente demostrado na Figura 26.

1. Câmara misturadora;
2. Módulo Temperatura MAX6675 Termopar Tipo K para Arduino;

3. Micro controlador marca Arduino modelo Uno R3, manômetro digital diferencial e rotâmetro;
4. Computador;
5. Compressor de 2 Hp – 120 libras de pressão, marca Shulz;
6. Câmara de entrada;
7. Bico da tocha de oxigênio e acetileno;
8. Cilindros de oxigênio e acetileno.

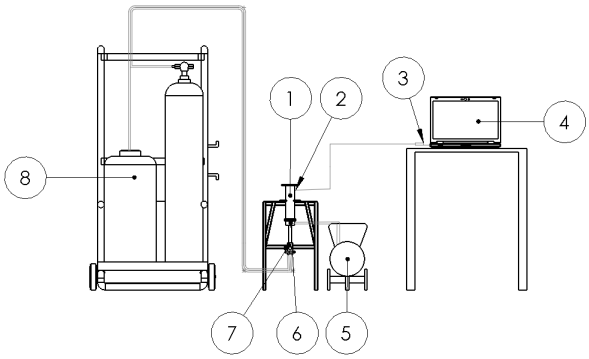
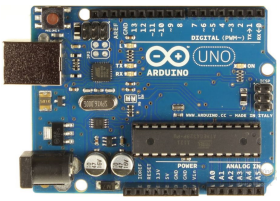


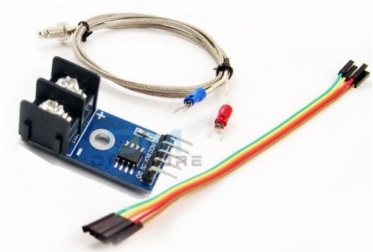
Figura 26 – Desenho esquemático da bancada experimental.



(a) 3

(b) 3

(c) 3



(d) 2

(e) 5

(f) 8

Figura 27 – Equipamentos utilizados na bancada.

3.5 EXPERIMENTO DE FLUIDIZAÇÃO

Para validar os dados obtidos na seção 3.3, foram realizados experimentos no reator. Os testes tem o objetivo de identificar o momento no qual o leito fluidiza, e então, anotar os dados de velocidade e queda de pressão no leito. Utilizando a configuração do reator com o tubo de vidro, foi introduzido o leito de areia de sílica com mesh 35 e densidade de 1660 kg/m^3.

Figura 28 – Reator de vidro com leito de areia de sílica.

Antes de iniciar o experimento, foram seguidas algumas instruções:

- Primeiramente verificou se havia vazamento de ar na conexão câmara de mistura e leito;
- Após o reator estar fixado e verificado, foi introduzido o leito de areia com uma altura de 40 mm;
- Foram verificados se todos os instrumentos de medição, como o manômetro diferencial, termômetro e rotâmetro estavam funcionando;
- Foi ligado o compressor, com uma pressão pré-determinada na linha de 5 bar manométrica;
- A vazão no reator foi controlada pelo rotâmetro, e no momento que o reator alcançava o comportamento de mínima fluidização, foram tomados os valores de vazão (Nl/min) e queda de pressão entre o leito e a linha do compressor (kPa);
- Para avaliar qual seria o valor de velocidade correto optou-se por aumenta o fluxo ao ponto que bolhas aparecessem no leito. Após isso, reduziu-se a velocidade até

estabilizar a formação de bolhas no leito, fazendo com que elas não provocassem um grande jato de partículas sóldias;

- Para ter valores de velocidade mínima de fluidização em diferentes temperaturas foi realizado aquecimento da câmara misturadora com gás GLP. A chama foi usada para esquentar o tubo e, por consequência, aquecer o ar de fluidização;
- Foram tomados os valores de velocidade para fluidização da temperatura ambiente (25 ^oC) até a temperatura que fosse permitida pelo aparato experimental, variando de 25 em 25 ^oC;

Com os dados aferidos, será necessário realizar duas correções sobre os valores de vazão: a primeira devido à medição do rotâmetro estar em normal litro por minuto (NL/min), e a segunda se deve as condições de calibração do rotâmetro (Equação 3.7). Com relação a unidade de medição de vazão, deve-se corrigir os valores aferidos baseando-se na equação dos gases ideais. Sendo assim, deve-se realizar o seguinte procedimento.

$$\frac{P_{compressor} * \dot{v}_{compressor}}{T_{compressor}} = \frac{P_{cntp} * \dot{v}_{cntp}}{T_{cntp}} \tag{3.6}$$

Com a Equação 3.6 é possível converter a vazão de normal litro por minuto para litro por minuto. Devido a pressão aplicada ao compressor ser de 5 bar manométrica, então deve-se usar 6 bar como pressão absoluta. A temperatura do ar do compressor foi considerada como a temperatura ambiente (25^oC). Após essa conversão, deve-se realizar a correção dos dados devido as condições de calibração do rotâmetro. Segundo Schneider (2007), para a correta correção dos dados aferidos é necessário avaliar em que condições foi exposto o rotâmetro. Sendo assim, foi estabelecido que:

$$\dot{v}_{corrigido} = \sqrt{\frac{P_{calibração}}{P_{aplicada}} \frac{T_{aplicada}}{T_{calibração}}} \tag{3.7}$$

Para o rotâmetro em questão, a sua calibração foi realizada para ar como fluido de trabalho, com pressão de 5 bar ($P_{calibração}$) e temperatura de 25 ^oC ($T_{calibração}$).

3.6 VALIDAÇÃO DA CÂMARA DE MISTURA

Essa seção é dedicada aos testes executados na câmara de mistura da chama de oxiacetileno e do agente gaseificante.

3.6.1 PROCEDIMENTO EXPERIMENTAL

Para o ensaio adota-se o seguinte procedimento:

1. Conecta-se a tocha de oxiacetileno e o compressor na câmara de entrada;
2. Conecta-se à câmara de entrada à câmara misturadora e o termopar;
3. Após todos os componentes conectados a instrumentação ligada, inicia-se o procedimento de aquecimento por meio da chama;
4. Liga-se o compressor e o ajusta-o para vazão de fluidização;
5. A tocha de oxiaceltileno é ajustada para formação de uma chama neutra;
6. Inicia-se a medição de temperatura até alcançar a temperatura de gaseificação dentro do reator;
7. Todos os pontos de fluidização são compilados em um gráfico onde estima-se o tempo necessário para obter-se a temperatura necessária dentro do reator.

Figura 29 – Câmara de mistura.

3.7 GASEIFICAÇÃO

Essa seção dedica-se a apresentar os meios e métodos relacionados ao estudo da gaseificação, assim como seus produtos.

3.7.1 EXPERIMENTO DE GASEIFICAÇÃO

Para realizar o experimento de gaseificação será montado a bancada em laboratório de soldagem. Isso se deve por causa da periculosidade do manejo de cilindros de oxiacetileno. Será necessário o acompanhamento de um técnico habilitado. Com isso, foram seguidos os seguintes procedimentos:

- Deve-se medir a massa de leito e do carvão utilizado no experimento;
- Após medido as massas, instala-se a tocha de oxiacetileno na câmara de entrada 3.1.1 e o compressor do laboratório;
- Inicialmente acende-se a tocha de oxiacetileno. Em seguida liga-se o compressor e realiza-se um aumento gradual da vazão na linha do compressor, assim evitando distúrbios excessivos à tocha;
- Após esse controle inicial adiciona-se o material do leito. Após o leito alcançar temperatura de 800 ^oC, adiciona-se o carvão. Mantêm-se o reator operando por 30 minutos. Após esse período, e após o reator esfriar, coleta-se o material do leito mais o carvão restante, se houver;
- O material retirado do leito é pesado novamente em uma balança de precisão. A massa do leito mais carvão será comparado com a massa inicialmente medida.

Para comprovar o ocorrimento da gaseificação bastará analisar quanto de massa foi consumida do carvão após o procedimento apresentado acima. Esse é um método simples e alternativo à coleta dos gases provenientes do reator, pois seria necessário a presença de um sistema de tratamento de gases.

4 RESULTADOS

4.1 BANCADAS EXPERIMENTAIS

Essa seção é destinada a apresentar os resultados da fabricação de todo o aparato experimental.

4.1.1 CÂMARA DE ENTRADA

A câmara de entrada composta de 3 módulos (Figura 30) foi fabricada por meio de processos de usinagem e torno mecânico e furação em tarugos de alumínio. As peças foram fabricadas para um encaixe sem interferência como indicado no desenho de fabricação e toda a vedação foi planejada para utilização de anéis de vedação.

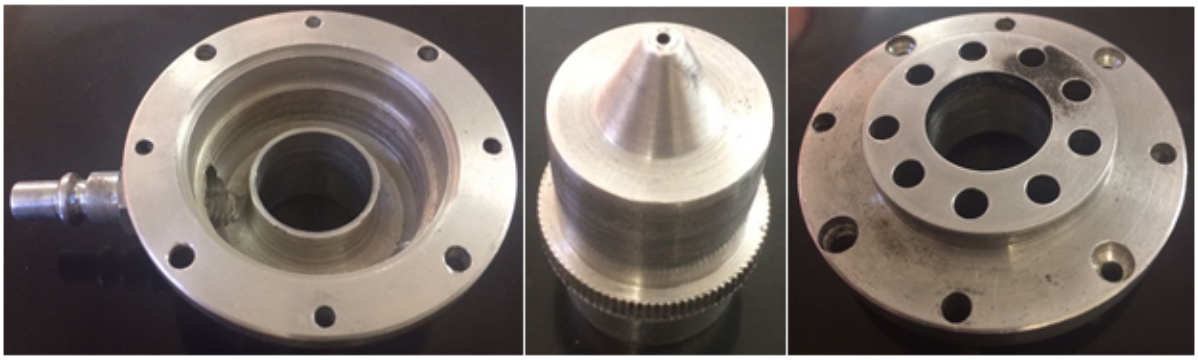


Figura 30 – Câmara de entrada.

A câmara cumpriu como seu objetivo tanto para a queima da tocha de oxiacetileno ou GLP, como para equalização do ar gerado no compressor. Sendo ambos os processos demostrados nas Figuras 31 e 32.

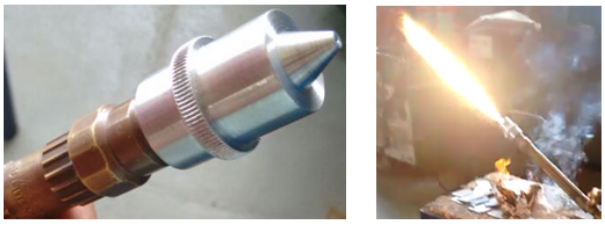


Figura 31 – Bico adaptado para chama de oxiacetileno.

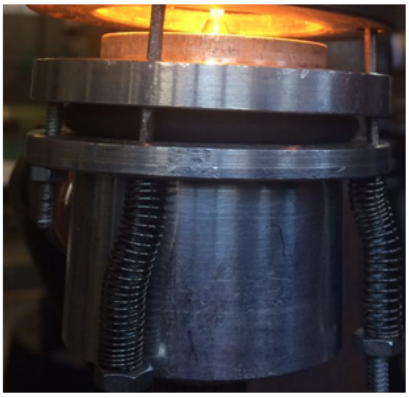


Figura 32 – Bico adaptado para chama de oxiacetileno.

4.1.2 MISTURADOR

O misturador foi fabricado de aço 1020 por meio de processos de corte à plasma, furação e solda com eletrodo revestido, como indicado nos desenhos técnicos e na Figura 33. O dimensionamento do misturador se mostrou adequado já que em nenhum teste a chama oriunda da câmara de entrada atingiu o leito. Indicando assim que o bordo livre mencionado na subseção 3.1.3, acrescido ao sistema, cumpriu com sua funcionalidade.

Figura 33 – Misturador.

4.1.3 REATOR

O reator como o misturador, foi fabricado com aço 1020 por meio de processos de usinagem, corte a plasma, soldagem com eletrodo revestido e furação. Posteriormente o reator foi revestido com lã de vidro com duas principais funções: diminuir a troca de calor entre o reator e o meio e aumentar a segurança dos usuários.

Figura 34 – Leito e Freeboard.

4.2 RESULTADO DA ANÁLISE DO MATERIAL DO LEITO

Seguindo as recomendações da seção 3.2 foram realizadas as análises correspondentes. Os dados obtidos através das medições no procedimento pode ser expresso na Tabela 4.

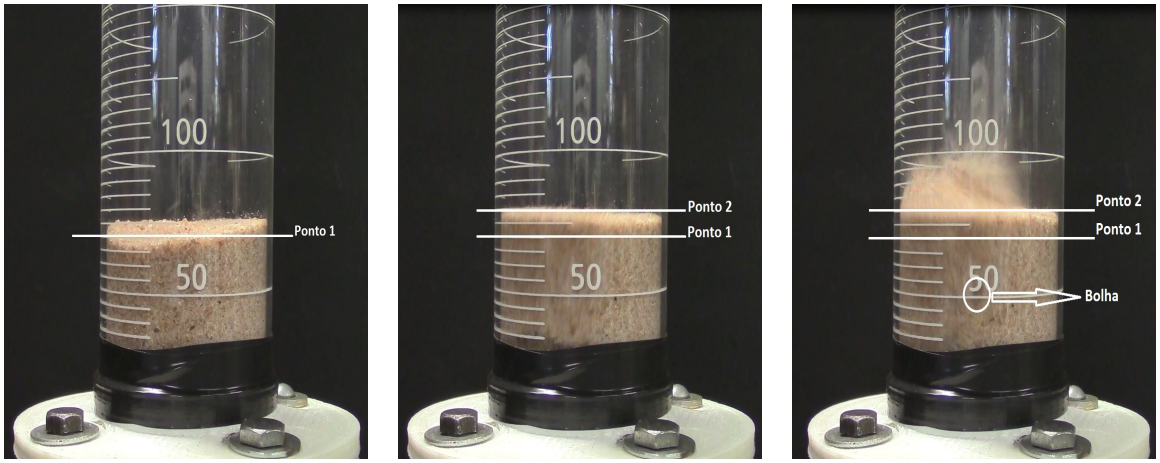
Tabela 4 – Resultado do ensaio de granulometria. Fonte: Autor

Tipo de peneira	Diâmetro [μm]	Massa	Porcentagem %
Massa peneira de tela Mesh 20	850	106.63	26.04
Massa peneira de tela Mesh 35	500	173.63	42.40
Massa peneira de tela Mesh 40	425	129.22	31.56

A massa total usada foi de 409.48 gramas. Com isso foi definido a distribuição da amostra por cada mesh. Com isso foi encontrado que o diâmetro médio da amostra é de 500 μm. Esse diâmetro é classificado como mesh 35.

4.3 FLUIDIZAÇÃO

Após realizar os experimentos de fluidização iniciou-se as análises sobre o comportamento do leito. Como mencionado na seção 3.5, utilizou-se areia de sílica de mesh 20 com massa específica de 1660 kg/m^3. Durante o experimento foi mantido uma câmera para filmagem do comportamento do leito. Dessa forma, as etapas de fluidização puderam ser identificadas. A Figura 35 apresenta os estágios da fluidização, e demonstra como o leito reage instantes antes de bolhas serem formadas.



(a) Leito fixo (b) Expansão do leito (c) Formação de bolhas.

Figura 35 – Princípio de fluidização do leito.

Na Figura 35a, foi traçado uma linha (Ponto 1) para representar a altura inicial do leito. Nesse momento, o leito permanece fixo e lentamente a velocidade do gás é aumentada. Em certo instante, o leito expande e então entra no regime de fluidização mínima (Figura 35b). O ponto 2 representa o limite da expansão do leito. A medida que a vazão do gás aumenta, começam a surgir bolhas no leitos. Essa transição é muito tênue, devido ao leito ser classificado como uma partícula do tipo Geldart B (subseção 2.3.2). Para esse tipo de leito tem-se que, a velocidade mínima de fluidização e de borbulhamento são muito próximas. Na Figura 35c pode-se observar através das linhas desenhadas, que o leito continua a expandir ao mesmo tempo que bolhas são formadas no leito.

Após observar esse comportamento do leito à temperatura ambiente, foram seguidos os procedimentos da seção 3.5. Iniciou-se o aquecimento da câmara de mistura, utilizando a chama de GLP. A princípio desejou-se simular o funcionamento da tocha de oxiacetileno, utilizando uma tocha de GLP. Isso porque o vidro, usado para os testes de fluidização, tinha limitações operacionais devido à temperatura. O suporte de ABS projetado para suportar o vidro também tinha limitações com a temperatura. Ao tentar conectar a tocha de GLP no aparato, houveram problemas de vazamento. A solução adotada foi usar a chama de GLP para aquecer o corpo da câmara de mistura, e por consequência, aquecer o ar de fluidização.

Figura 36 – Tocha de GLP aquecendo a câmara de mistura.

Com essa adaptação para o aquecimento, aumentou-se a temperatura. A cada variação de 25 ^oC, foram tomados os valores de velocidade e queda de pressão (Tabela 5). Com esses dados, foram geradas os gráficos de temperatura por velocidade mínima de fluidização (Figura 37, 38, 39 e 40) e temperatura por queda de pressão (Figura 41, 42, 43 e 44). As quatro primeiras figuras apresentam os dados experimentais obtidos e os valores de velocidade mínima de fluidização para cada equação apresentada na seção 3.3. Nas quatro últimas figuras estão apresentados os valores de queda de pressão obtidos no experimento e as curvas teóricas baseadas na Equação 3.5 da seção 3.3.

Durante o experimento houve uma limitação que interrompeu o experimento em 150 ^oC. Com o acréscimo de temperatura, o suporte de ABS perdeu sua rigidez e foi necessário interromper o experimento. Com isso foi possível gerar a uma curva experimental com variação de temperatura até 150 ^oC. Para esse primeiro experimento percebeu-se que as Equações 3.2 e 3.3 apresentaram mais similaridades dos dados experimentais. Com isso pode-se utilizar essas duas equações para prever o comportamento da velocidade mínima de fluidização.

Tabela 5 – Dados experimentais obtidos no teste de fluidização.

Temperatura ^oC	Vazão (NL/min)	Queda de Pressão (kPa)
25	110	3.008
50	104	2.699
75	92	2.072
100	83	1.804
125	71	1.501
150	70	1.522

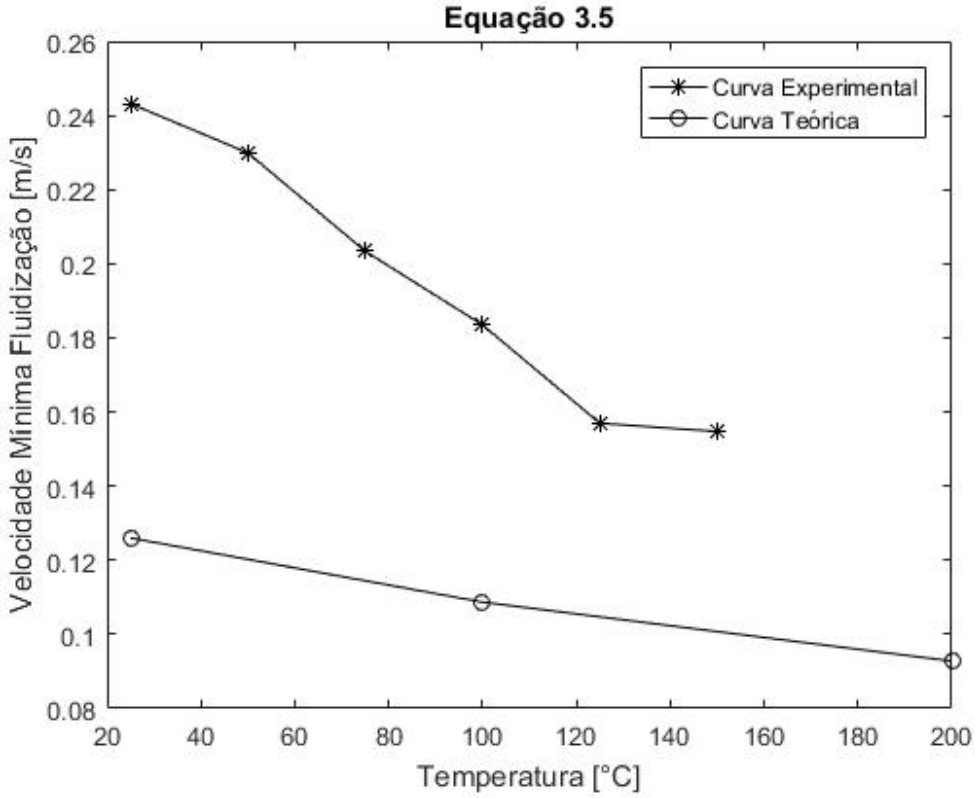


Figura 37 – Resultados de velocidade mínima de fluidização mediante a variação de temperatura.

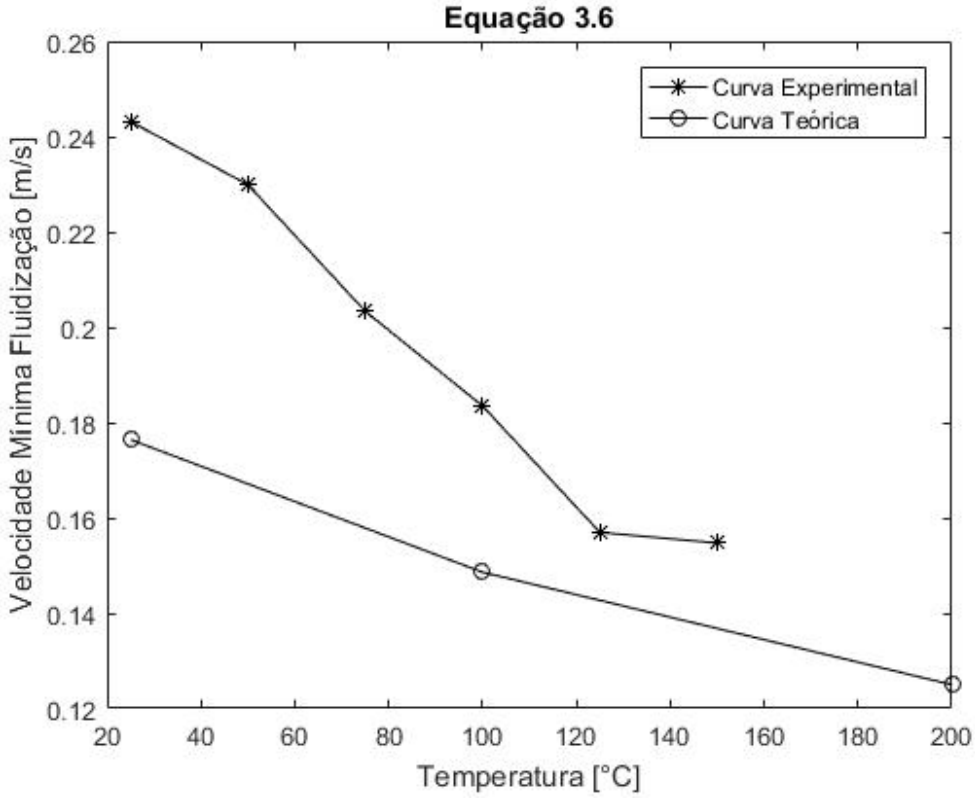


Figura 38 – Resultados de velocidade mínima de fluidização mediante a variação de temperatura.

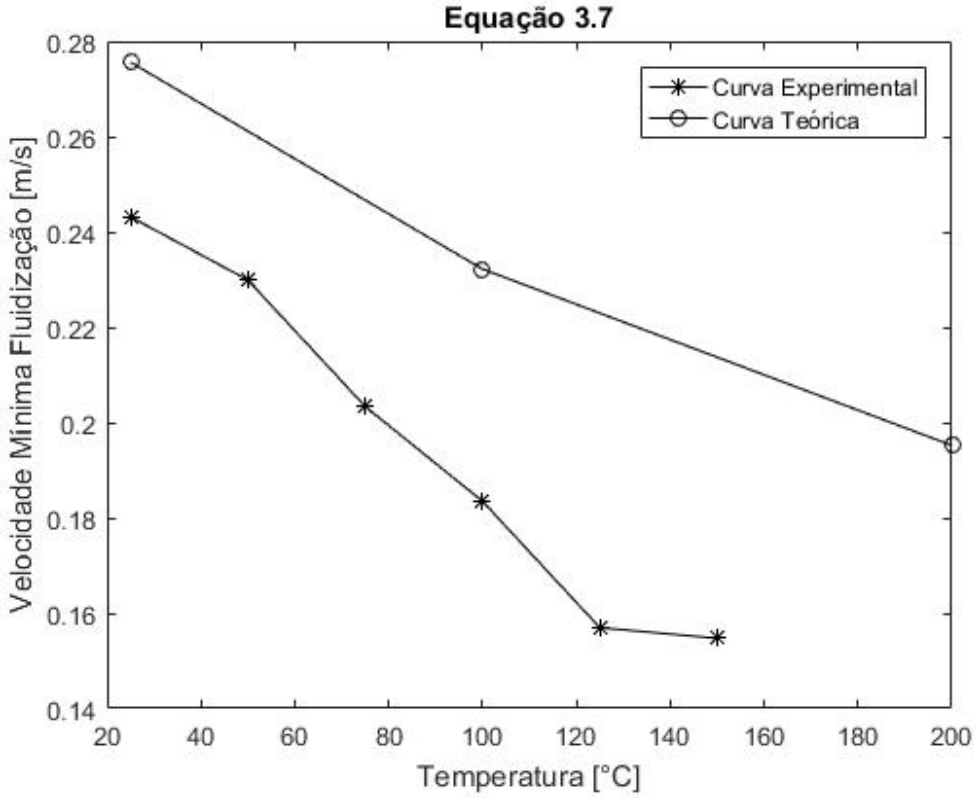


Figura 39 – Resultados de velocidade mínima de fluidização mediante a variação de temperatura.

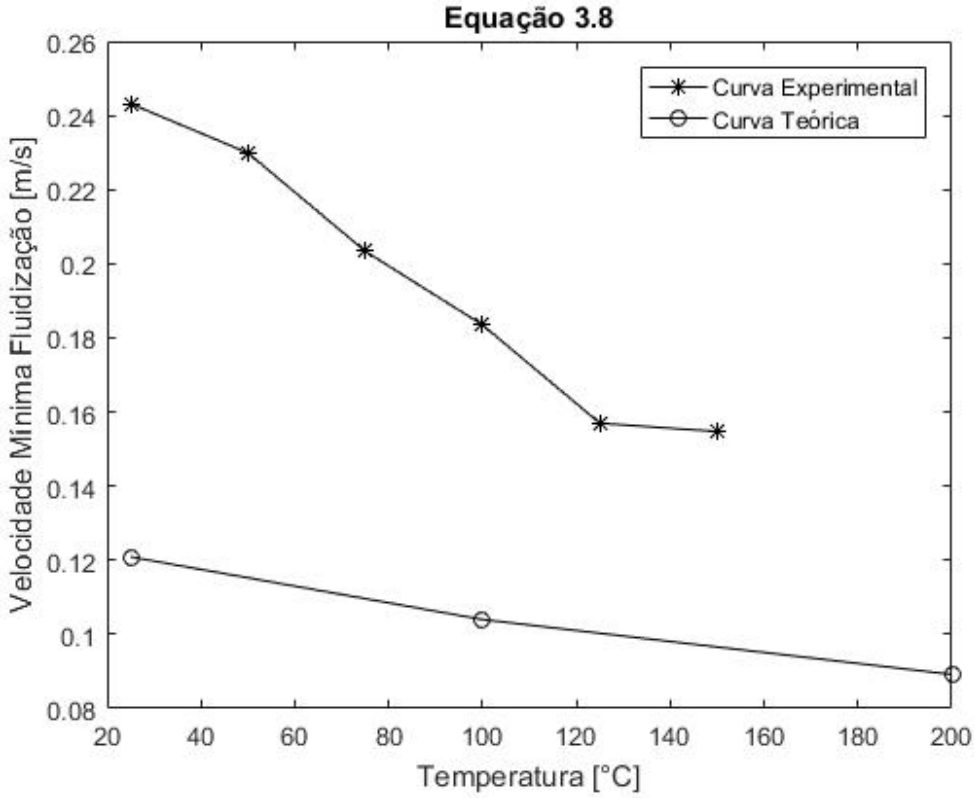


Figura 40 – Resultados de velocidade mínima de fluidização mediante a variação de temperatura.

Durante o experimento foi medido a queda de pressão. Observou-se que a queda de pressão foi muito superior ao que era esperado. Isso pode ser ocasionado por possíveis vazamentos na linha do compressor e nas válvulas. Considerando que há um distanciamento considerável entre as curvas experimentais e teóricas (Figura 38), percebe-se que é necessário uma melhor vedação da bancada experimental, afim de evitar erros de medição.

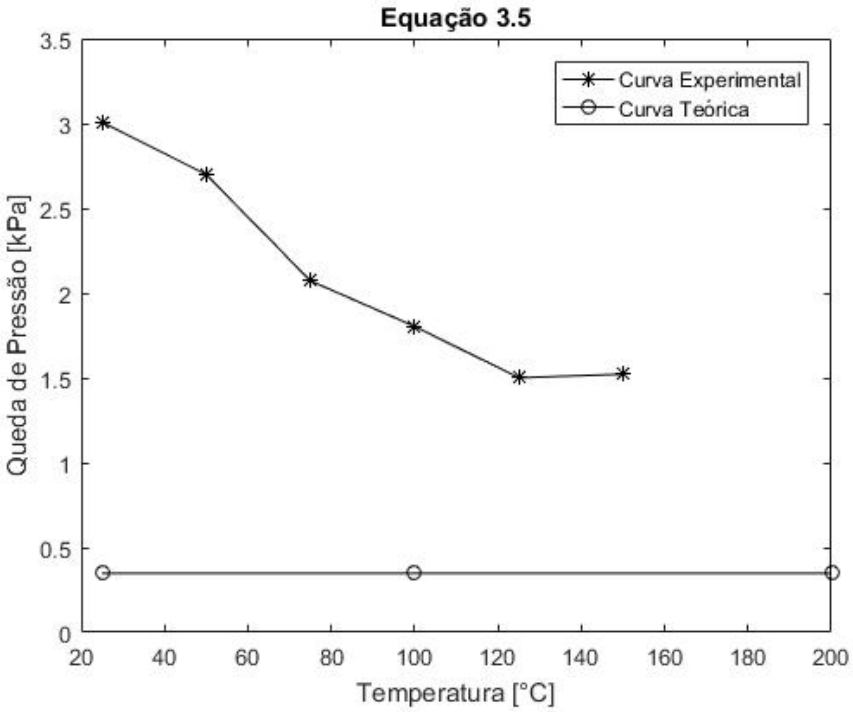


Figura 41 – Resultados de queda de pressão mediante a variação de temperatura.

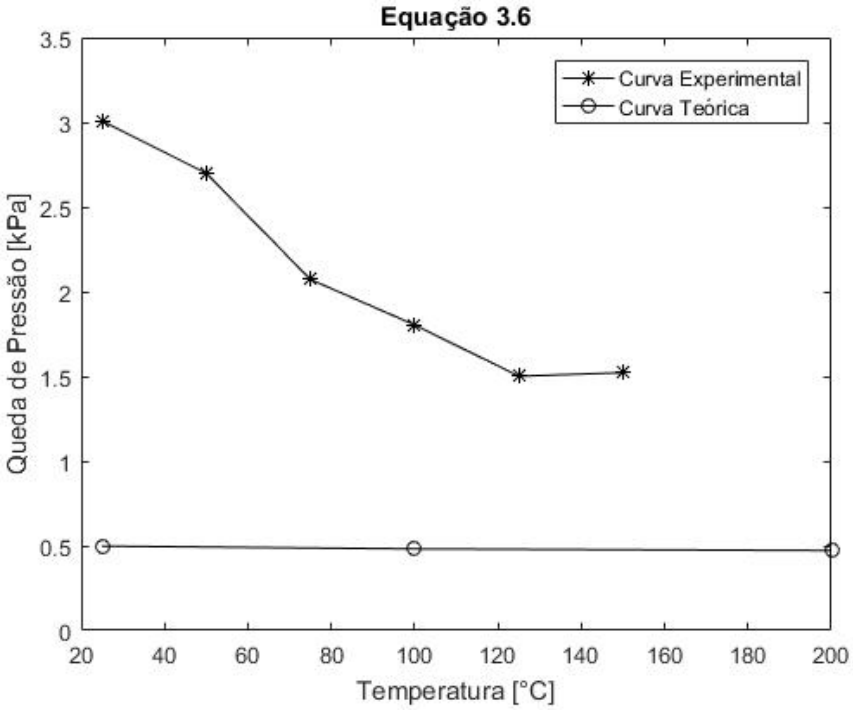


Figura 42 – Resultados de queda de pressão mediante a variação de temperatura.

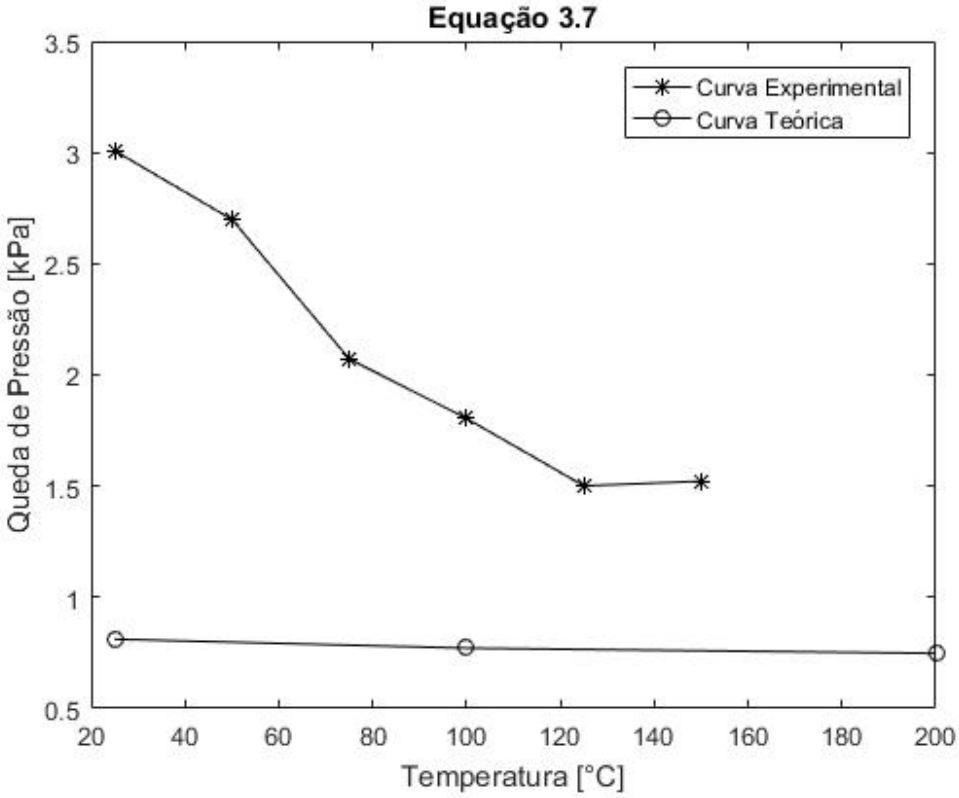


Figura 43 – Resultados de queda de pressão mediante a variação de temperatura.

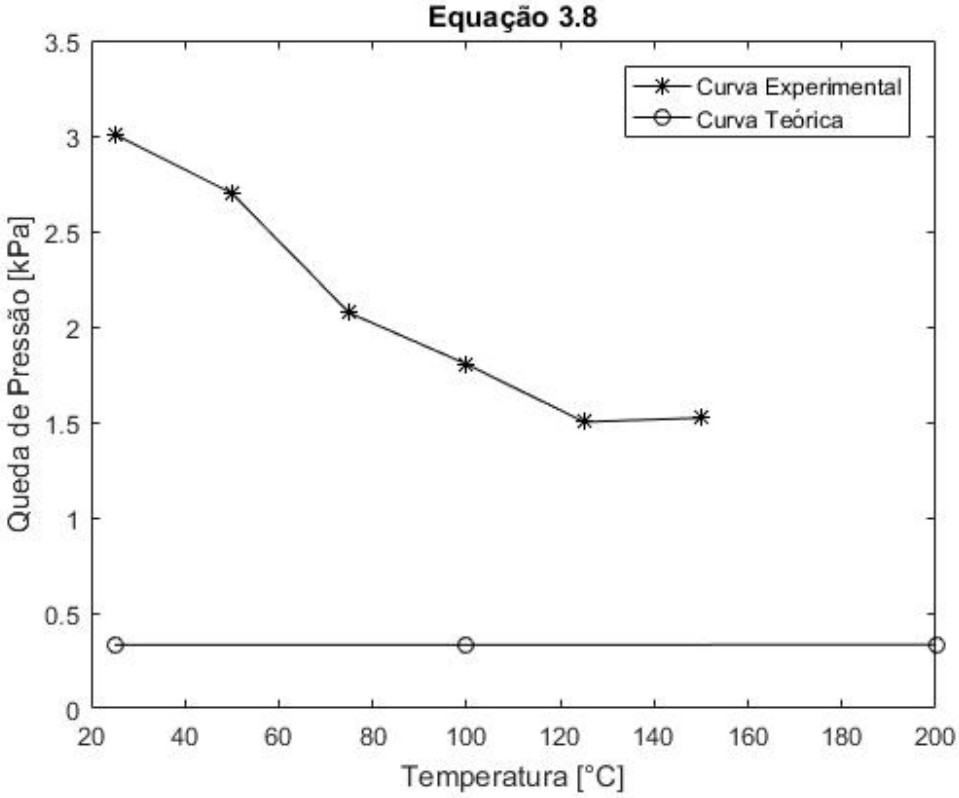


Figura 44 – Resultados de queda de pressão mediante a variação de temperatura.

4.4 DIMENSIONAMENTO DA CHAMA DE OXIACETILENO

Com a rotina de cálculo apresentada na subseção 3.1.2, foram obtidos resultados para a vazão mássica de oxiacetileno e ar do compressor. Inicialmente testou-se como a velocidade de fluidização influencia nas vazões e as proporções dos gases de entrada da câmara de mistura. Com isso obteve-se o gráfico da Figura 45. A medida que a velocidade de fluidização aumenta, obviamente as vazões de ar e oxiacetileno aumentam. Mas nota-se que a razão entre os dois não varia. Então observa-se que para aumentar a velocidade do fluido que entra no gaseificador, basta aumentar as vazões de ar e oxiacetileno mantendo-se constante a razão entre eles (razão de 3.868 para uma temperatura de 800 ^oC).

Tabela 6 – Dados da Figura 45

Velocidade Mínima de Fluidização (m/s)	**Vazão de Oxiacetileno** (g/s)	**Vazão de Ar** (g/s)
0.1	0.01053	0.04072
0.2	0.02106	0.08144
0.3	0.03158	0.12222
0.4	0.04211	0.1629
0.5	0.05264	0.2036
0.6	0.06317	0.2443
0.7	0.07369	0.2850
0.8	0.08422	0.3258
0.9	0.09475	0.3665
1.0	0.1053	0.4072

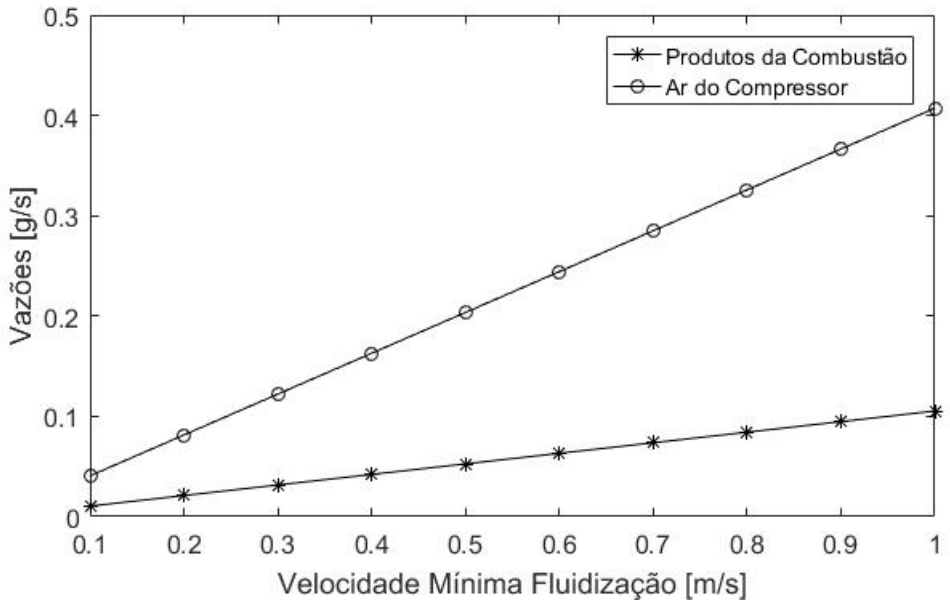


Figura 45 – Gráfico de vazão de ar e oxiacetileno mediante a variação de velocidade de fluidização.

Para controlar a temperatura do reator é necessário mensurar o valor da razão entre ar e oxiacetileno (AFR). Mantendo a velocidade de fluidização constante, foi calculado o valor de AFR com a variação de temperatura da mistura. Com o cálculo apresentado pela Figura 45, notou-se que a velocidade de fluidização demandada pelo leito não influenciava no valor de AFR, mas que a temperatura influenciava nas vazões de ar e oxiacetileno. Como o AFR depende das vazões, então nota-se que a relação AFR e temperatura é implícita.

Tabela 7 – Dados da Figura 46

Temperatura do Reator (^oC)	**Razão Ar-Oxiacetileno**
500	7.347
550	6.492
600	5.784
650	5.190
700	4.683
750	4.247
800	3.868
850	3.535
900	3.240

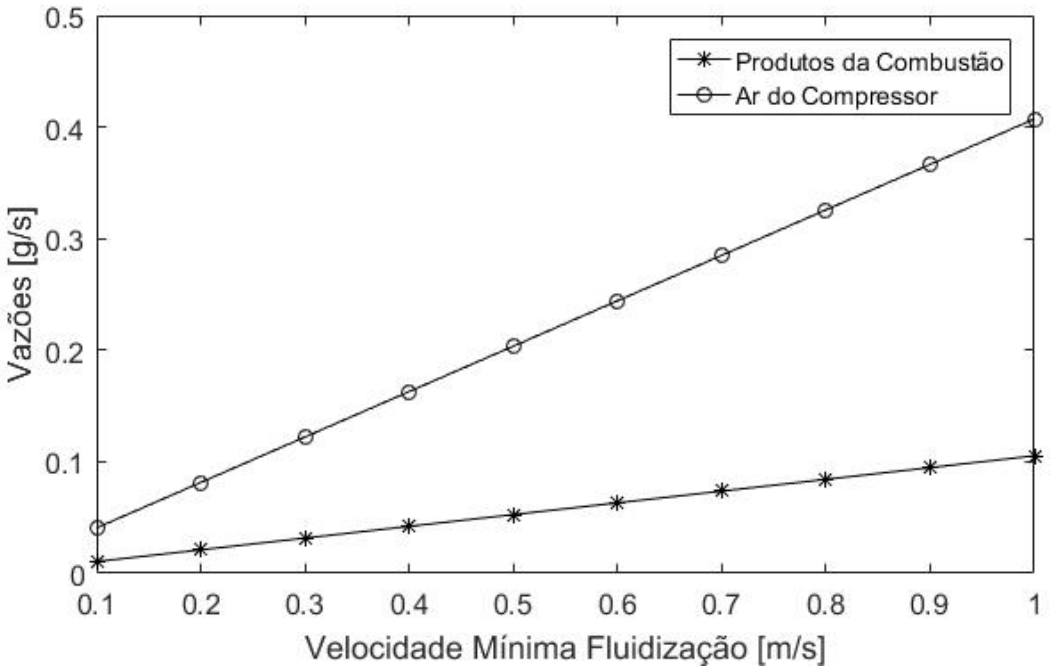


Figura 46 – Gráfico de vazão de ar e oxiacetileno mediante a variação de velocidade de fluidização.

4.5 ENSAIO DO MISTURADOR

Com os pontos gerados por meio do módulo de aferimento de temperatura plotou-se o seguinte gráfico:

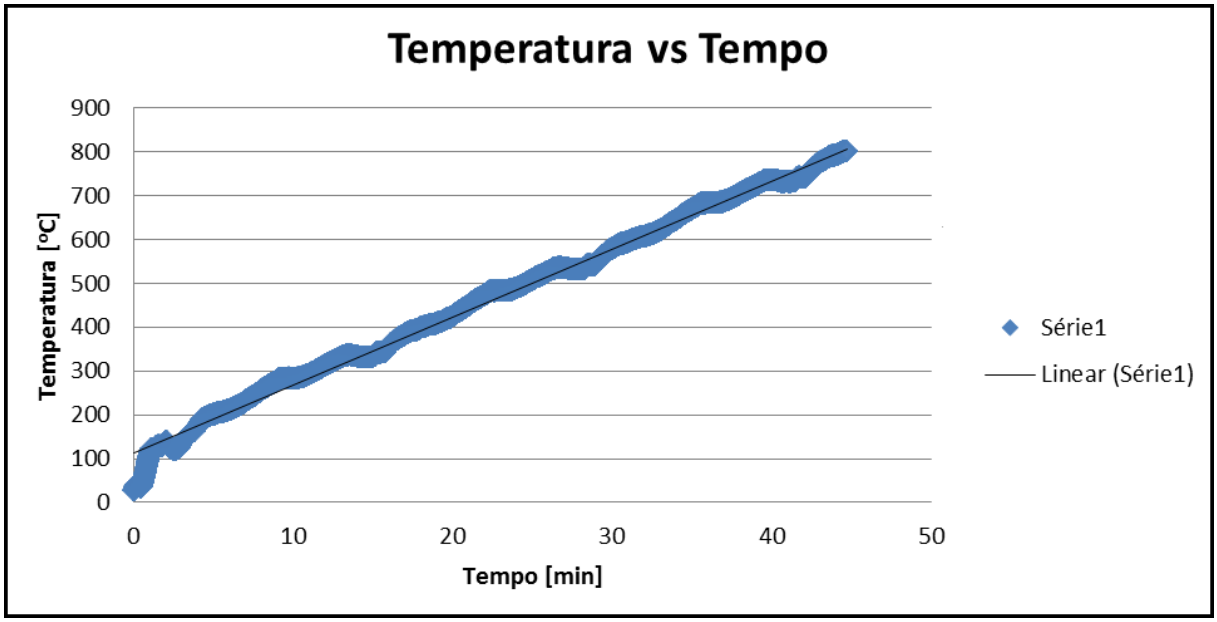


Figura 47 – Gráfico de aquecimento pelo tempo.

O gráfico demonstra um comportamento crescente e ininterrupto aquecimento do ar dentro da câmara de mistura. Com um coeficiente de determinação de 0.9941, a evolução da temperatura se comporta próxima da linear, expressa por meio da equação $y = 15.534x + 112.28$. Analisado a equação da reta nota-se um coeficiente linear indicativo do aquecimento imediato ao momento em que a chama de oxiacetileno é acesa. Já o coeficiente angular indica o acréscimo na temperatura gerado pelo calor de origem na parede do tubo de aço da câmara. Como mostrado na Figura 47, o brilho incandescente do interior do reator demonstra um aquecimento adicional gerado por sua parede interna do reator.

Como o aquecimento da parede interna do reator ocorre de maneira gradual, a evolução linear da temperatura vai ao encontro do esperado. Como resultado do teste tem-se a validação do misturador para aquecer o reator no quesito de: fornecer calor o suficiente para que o gás atinja a temperatura necessária para gaseificação. O tempo de aquecimento demonstrado no gráfico pode ser reduzido ao se aumentar o tamanho da chama, assim favorecendo a troca de calor e consequentemente acelerando o processo de aquecimento do agente gaseificante. O prolongado tempo para o aquecimento também indica que a chama no interior da câmara possui altura inferior aos 12 cm resultados da seção 4.4.

Figura 48 – Chama de oxiacetileno entrando na câmara de mistura.

4.6 EXPERIMENTO DE GASEIFICAÇÃO

Na subseção 3.7.1 foi descrito como o teste de gaseificação seria realizado. O experimento foi seguido como planejado, entretanto houve problemas. Os módulos testados individualmente funcionam como planejado, como visto no ensaio do misturador 4.5 e do leito 4.3. Os resultados dos testes indicam que o aparato experimental alcança a velocidade de fluidização e a temperatura necessária para gaseificação. Entretanto, no decorrer do experimento, ao acoplar a parte superior do reator foi notado que a chama tornava-se difusa e apagava. Juntamente com o técnico, repetiu-se o acendimento da chama por indicação técnica que haveria problemas de fixação da tocha, ou conexão de componentes. Foi observado então que o acúmulo de fumaça dentro da câmara de mistura provocava uma pertubação na chama, e em seguida o apagamento da chama.

Após uma análise do problema foi notado que isso ocorria devido a tela de inox utilizada como placa distribuidora. O meio poroso (tela de inox) adicionado ao sistema dificulta a exaustão do misturador. Assim, a chama consome o ar no interior da câmara de mistura com uma velocidade superior a renovação de ar promovida pelo compressor. Além disso, o aumento de pressão gerado pela tela ocasiona um fluxo contra-corrente que, por sua vez, causa um efeito tampão que apaga a chama. Nota-se na Figura 49 a deposição de fuligem no bico de oxiacetileno, evidenciando o retorno da chama devido ao fluxo contra-corrente provocado pelo aumento de pressão na câmara de mistura.

Figura 49 – Bico de oxiacetilento após o experimento realizado.

5 CONCLUSÕES

A partir dos resultados gerados ao longo deste trabalho conclui-se que, de forma experimental, o aparato construído apresentou o desempenho esperado ao ser analisado de forma individual. Com objetivo de aquecer o gás, a câmara de mistura acoplada à câmara de entrada gera o fluxo necessário e a temperatura para iniciar-se o processo de gaseificação. Além disso, a tocha de oxiacetileno se mostra eficiente para o aquecimento do gás em conformidade com o dimensionamento analítico da mesma. A câmara de entrada também se mostrou eficiente para gerar a tocha de oxiacetileno, equalizar e direcionar o fluxo de gás oriundo do compressor. Porém em conjunto o dispositivo não se comporta como esperado. A adição de componentes (reator) ao conjunto câmara de mistura e câmara de entrada prejudica a geração da chama de aquecimento. A sessão da chama demostra que apesar da troca de calor ser suficiente para gerar um agente gaseificante a alta temperatura, o misturador não está bem dimensionado para de maneira eficiente gerar a exaustão dos gases queimados. Um possível redimensionamento da câmara misturadora ou inclusão de um dispositivo que permita dar uma melhor vazão ao ar se mostra promissor para garantir o pleno funcionamento do aparato.

Em relação a fluidização observou-se que o comportamento do leito do reator aproximou-se de um dos modelos teóricos apresentados. Com a análise dos resultados dos experimentos, visualmente, foi possível comprovar o comportamento esperado para fluidização do leito. Foi observado que ao alcançar a velocidade de fluidização o leito expandiu-se e forma abrupta iniciou-se formação de bolhas. Tal fenômeno é explicado pela teoria de classificação de partículas apresentada por Geldart, no qual, o material do leito do presente projeto é classificado como partícula do tipo B. Conclui-se ainda que a a bancada composta por tubo de vidro se mostra eficiente para visualização do desenvolvimento do leito.

Em linhas gerais, o projeto teve seu objetivo parcialmente realizado. O aparato construído será de grande importância para estudos posteriores sobre fluidização e gaseificação.

Referências

BASICS, F. Introduction to Fluidization. 1986. Citado 8 vezes nas páginas v, 14, 15, 17, 19, 20, 28 e 29.

BASU, P. *Biomass Gasification and Pyrolysis: Practical Design and Theory*. [S.l.: s.n.], 2013. v. 53. 1689–1699 p. ISSN 1098-6596. ISBN 9788578110796. Citado 7 vezes nas páginas v, 6, 7, 8, 9, 11 e 12.

BEATRIZ, A. et al. Universidade de Brasília. n. 61, p. 1–4, 2005. Citado na página 15.

CUI, H.; GRACE, J. R. Fluidization of biomass particles: A review of experimental multiphase flow aspects. *Chemical Engineering Science*, v. 62, n. 1-2, p. 45–55, 2007. ISSN 00092509. Citado na página 13.

ELLYIN, C.; PROF, A.; THEMELIS, N. J. SMALL SCALE WASTE-TO-ENERGY TECHNOLOGIES. n. September, p. 1–65, 2012. Citado na página 5.

EMBRACO, E. B. de C. S. *Brasagem dos Passadores de Compressores*. [S.l.], 2009. Citado na página 21.

GASIFICATION; COUNCIL, S. T. *The Gasification Industry*. 2013. Disponível em: <http://www.gasification-syngas.org/resources/the-gasification-industry/>. Citado na página 4.

GELDART, D. Types of gas fluidization. *Powder Technology*, v. 7, n. 5, p. 285–292, 1973. ISSN 00325910. Citado 4 vezes nas páginas v, 15, 16 e 19.

GÓMEZ, E. O. et al. Projeto de pirólise rápida contínua de biomassa com ar em reator de leito fluidizado atmosférico. In: SCIELO BRASIL. *Proceedings of the 3. Encontro de Energia no Meio Rural*. [S.l.], 2000. Citado 2 vezes nas páginas v e 10.

HIGMAN, C. State of the Gasification Industry : Worldwide Gasification and Syngas Databases 2016 Update. 2016. Citado 2 vezes nas páginas v e 4.

HILL, T. Notes on the authors. *Environmental Impact Assessment Review*, v. 11, n. 3, p. 195–196, 1991. ISSN 01959255. Citado na página 20.

ISAO, O.; NOBUO, S. Handbook of biomass downdraft gasifier engine systems. v. 53, n. 1, p. 6–27, 2013. Citado 2 vezes nas páginas 9 e 10.

LEVA, M. *Fluidization*. [S.l.]: McGraw-Hill, 1959. Citado 2 vezes nas páginas 18 e 28.

PARKIN, N. *Welding Craft Practice: Oxy-Acetylene Gas Welding and RealatedStudies*. [S.l.]: Pergamon, 2013. Citado na página 21.

REPORT, P.; SAHOO, S. FLUIDIZED BED REACTOR : DESIGN AND APPLICATION FOR ABATEMENT OF Bachelor of Technology (Chemical Engineering) By. 2012. Citado 3 vezes nas páginas 11, 18 e 28.

S.A, G. C. e P. *Sul de Minas terá 1ª usina do país com geração de energia elétrica a partir do lixo*. 2017. Disponível em: <http://g1.globo.com/mg/sul-de-minas/noticia/sul-de-minas-tera-1-usina-do-pais-com-geracao-de-energia-eletrica-a-partir-do-lixo.ghtml>. Citado 2 vezes nas páginas v e 5.

SCHNEIDER, P. P. S. Universidade Federal do Rio Grande do Sul Medição de Velocidade e Vazão de Fluidos. 2007. Citado na página 32.

SCHWEDER, J. *Finland Opens World's Largest Biomass Gasification Plant*. 2013. Disponível em: <https://www.automationworld.com/article/industries/power-generation/finland-opens-worlds-largest-biomass-gasification-plant>. Citado na página 5.

THANAPAL, S. S. et al. Fixed bed gasification of dairy biomass with enriched air mixture. *Applied energy*, Elsevier, v. 97, p. 525–531, 2012. Citado 2 vezes nas páginas v e 9.

WINKLER, F.; ELLIOTT, D. Combustion and Gasification in Fluidized Beds. 2006. Citado 7 vezes nas páginas v, 6, 13, 14, 17, 18 e 19.

YANG, W.-C. *Handbook of fluidization and fluid-particles systems*. [S.l.: s.n.], 2003. 851 p. ISSN 16722515. ISBN 082470259X. Citado 2 vezes nas páginas 18 e 28.

Apêndices

A Desenhos Técnicos

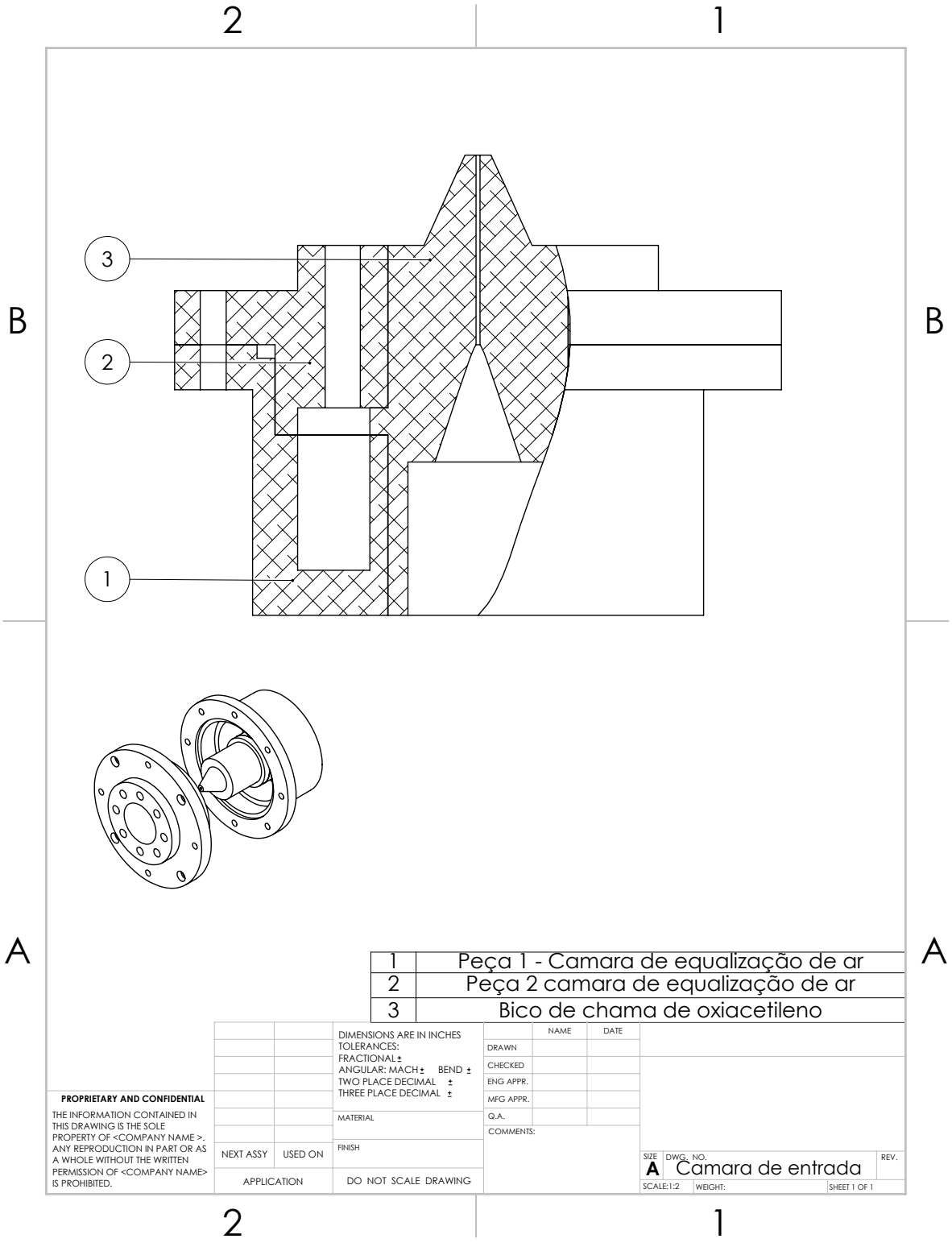


Figura 50 – Câmara de entrada.

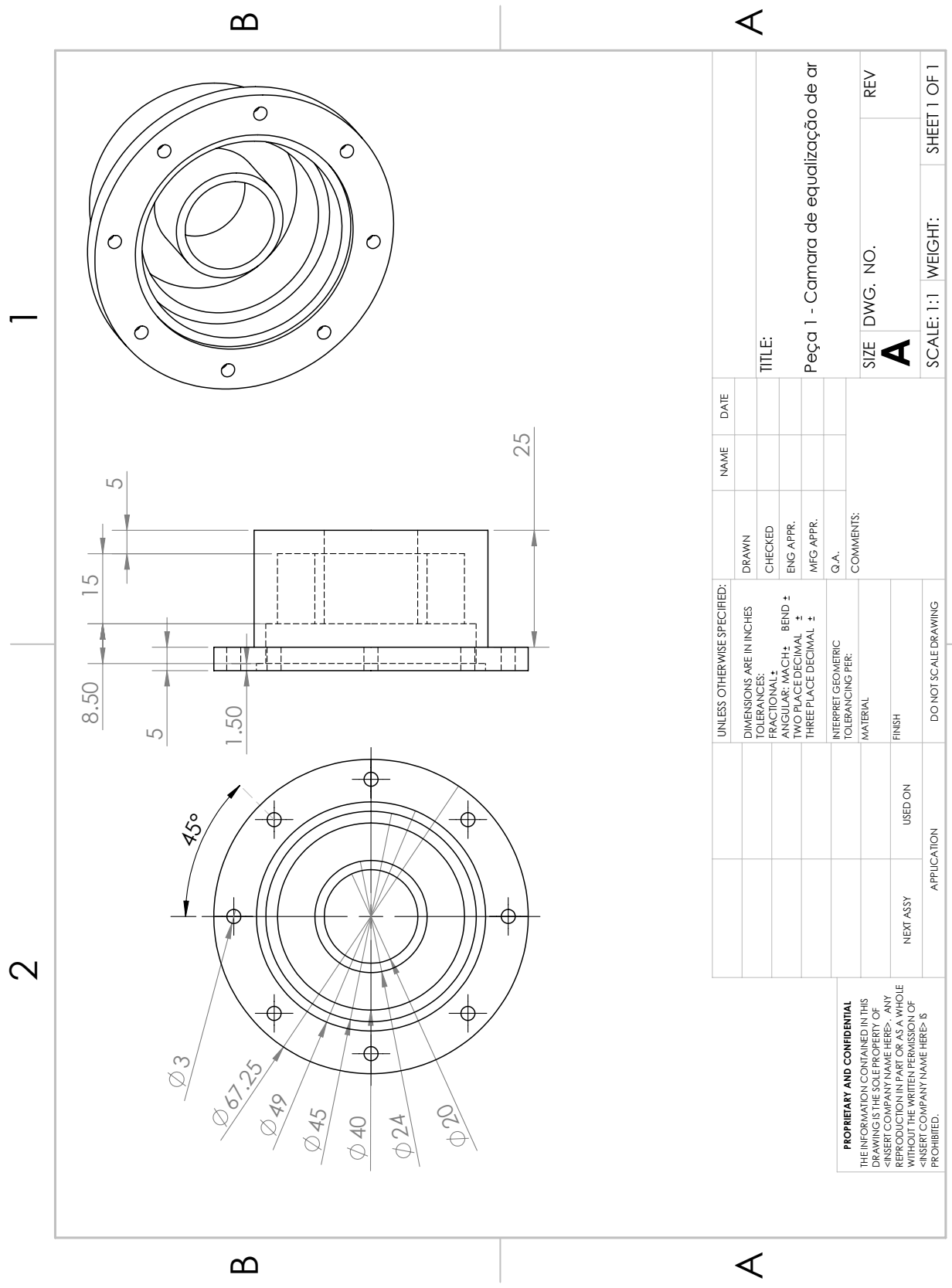


Figura 51 – Peça 1 da câmara de equalização de ar.

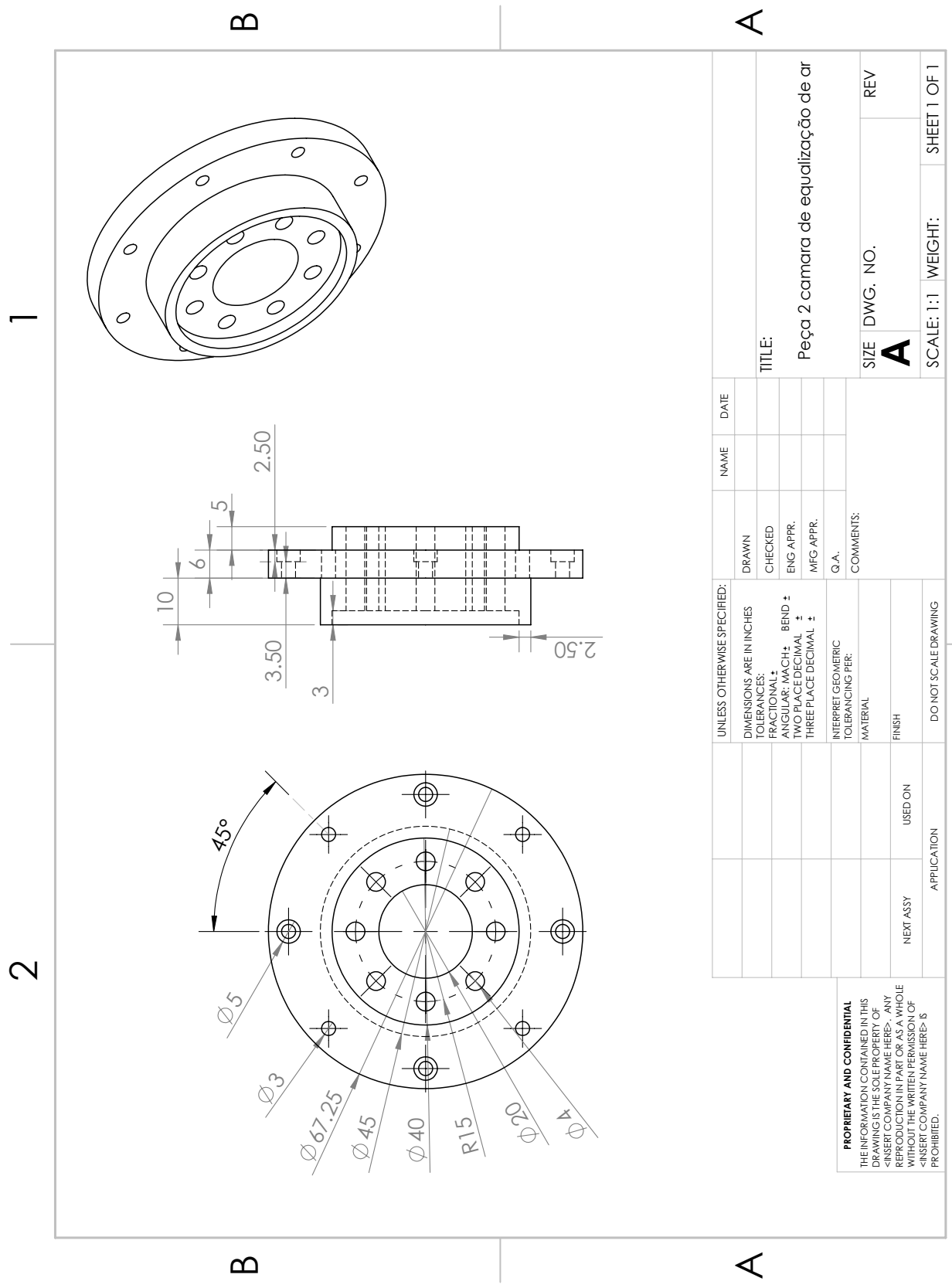


Figura 52 – Peça 2 da câmara de equalização de ar.

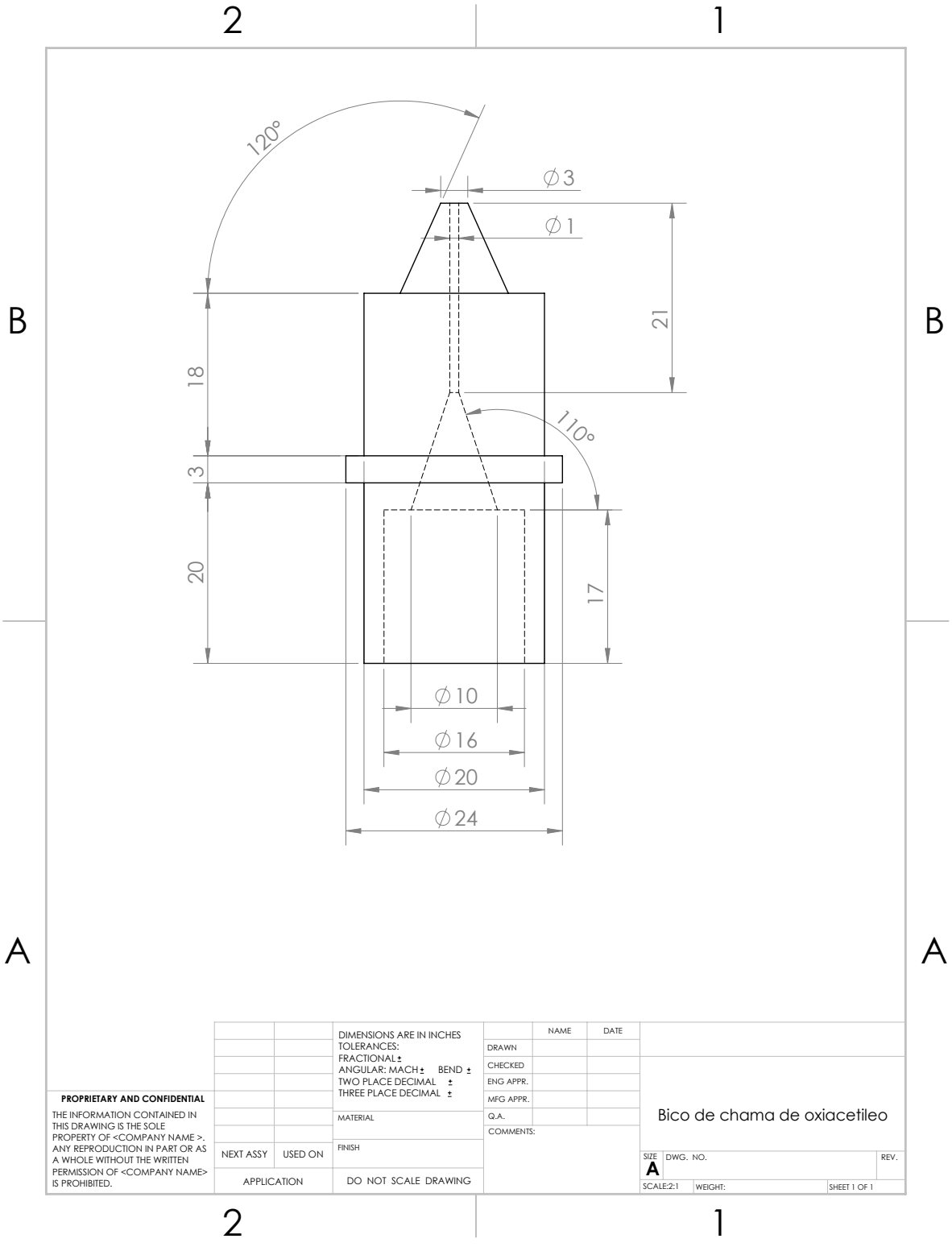


Figura 53 – Bicho da chama de oxiacetileno.

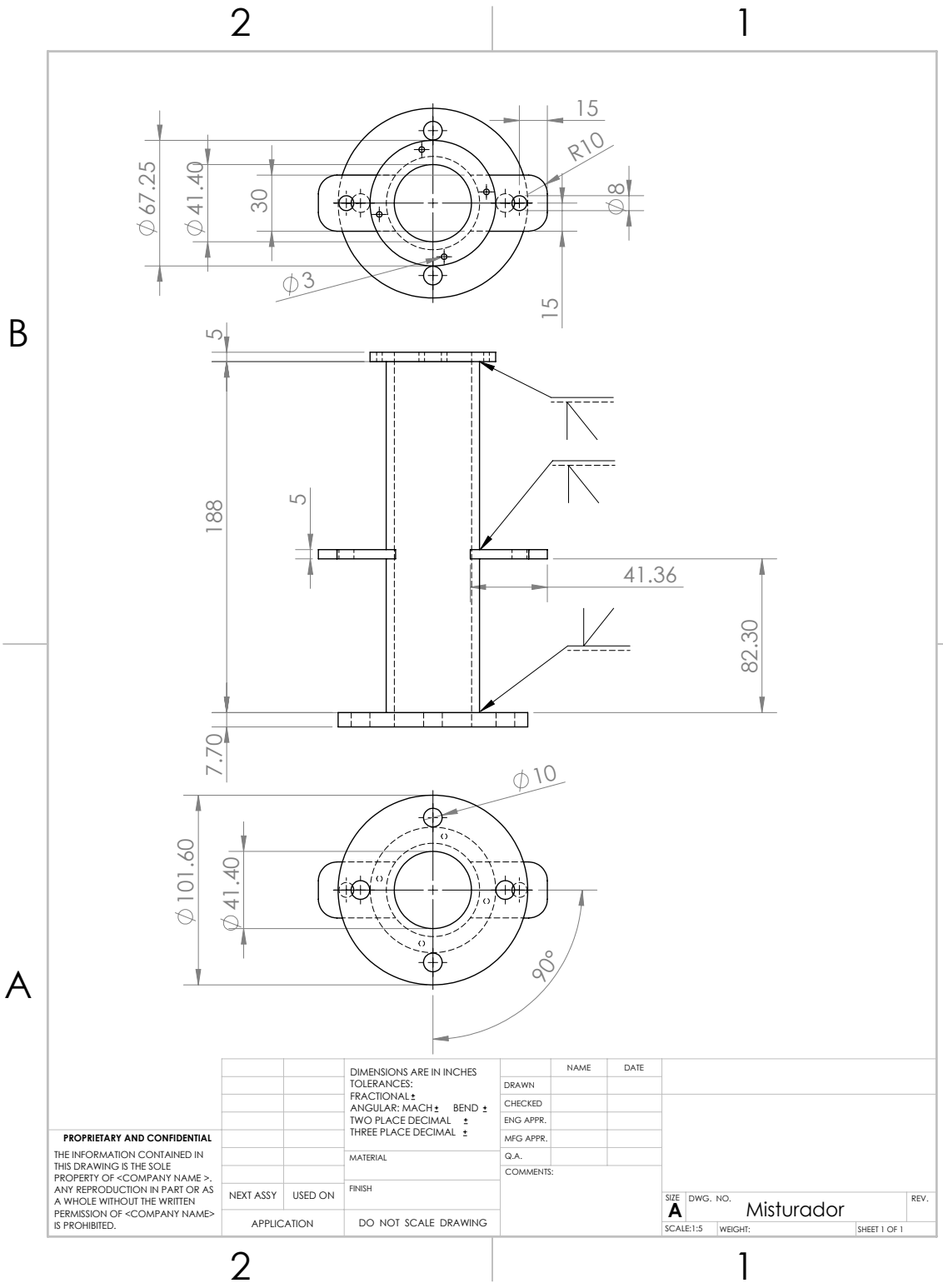


Figura 54 – Misturador.

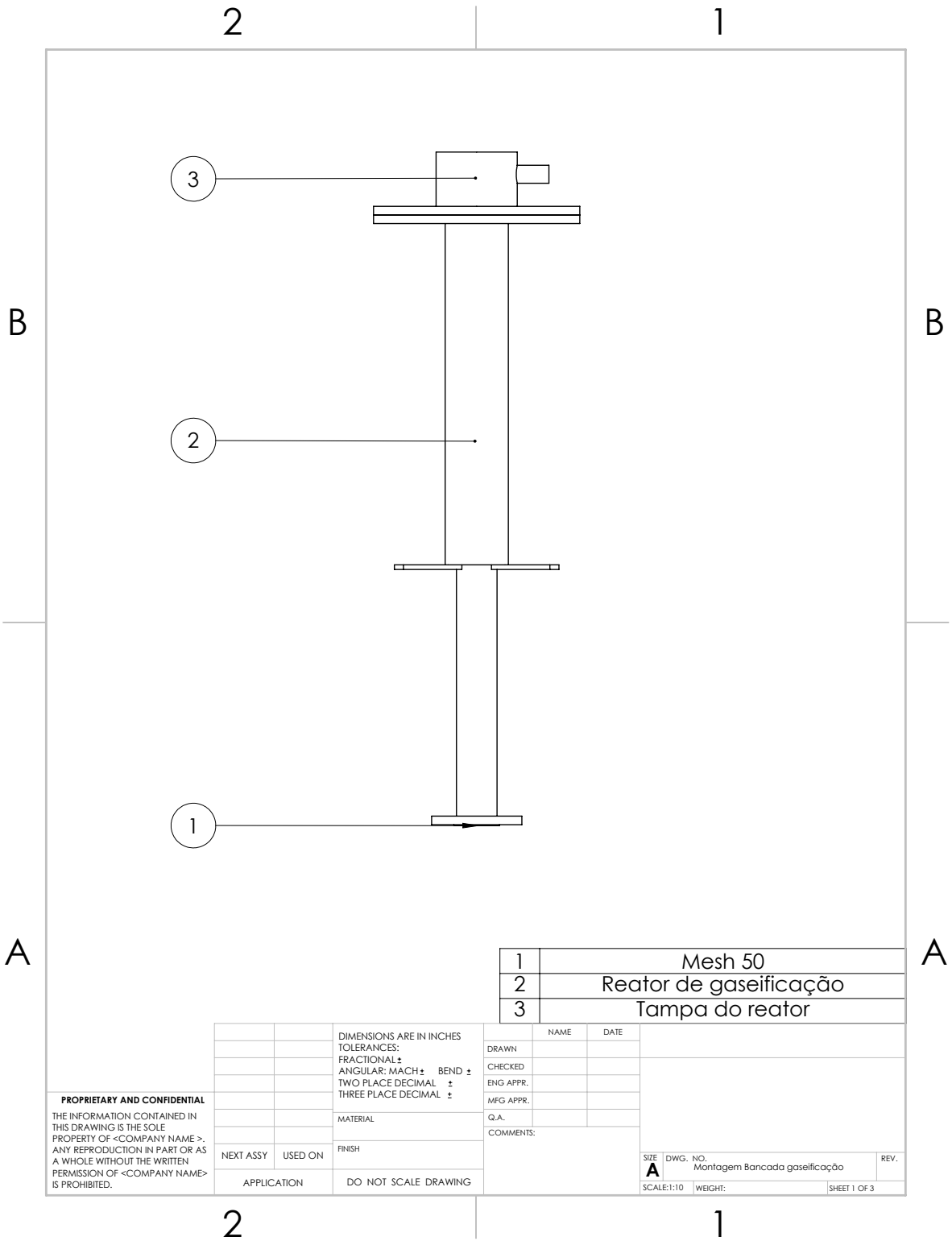


Figura 55 – Montagem da bancada de gaseificação.

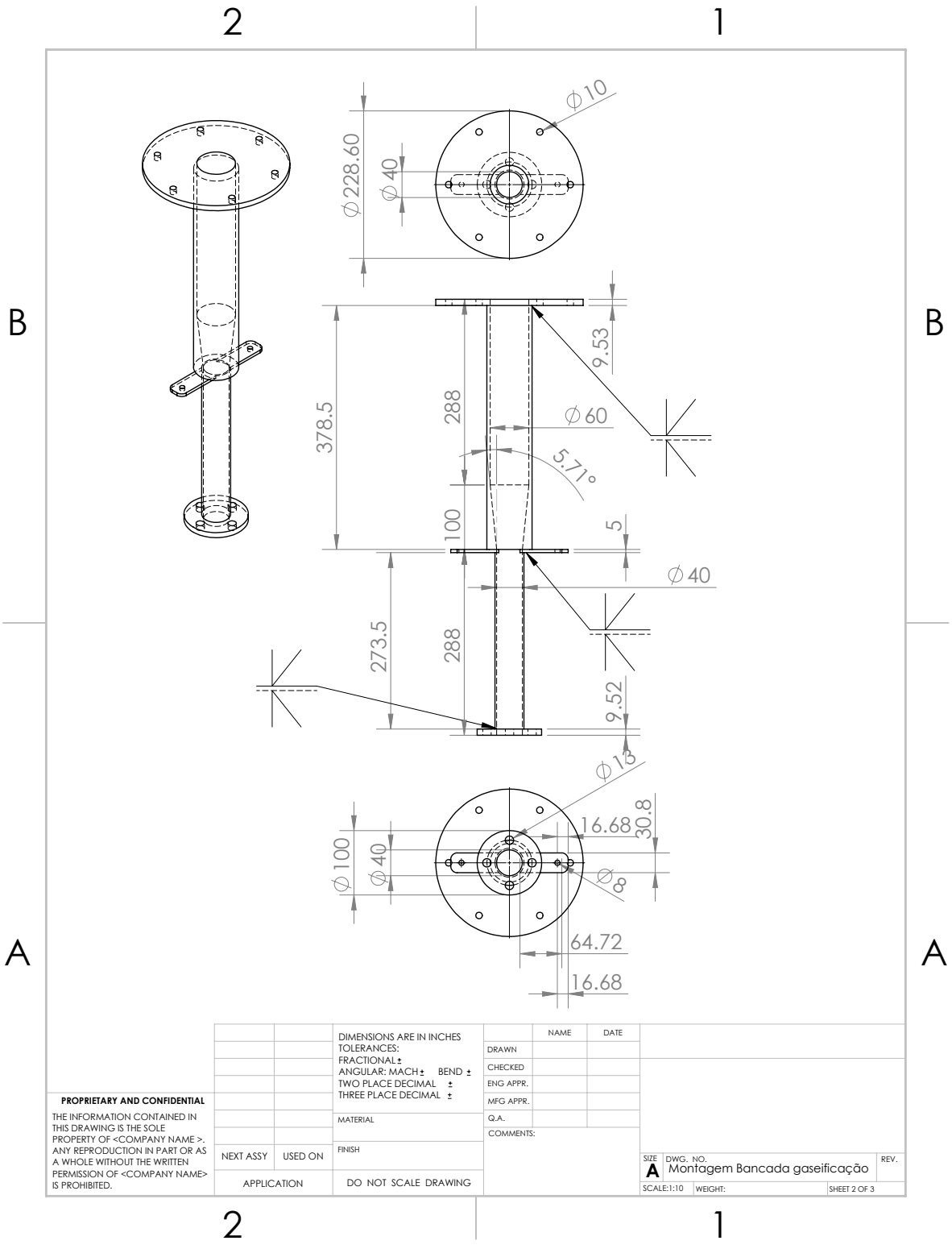


Figura 56 – Montagem da bancada de gaseificação.

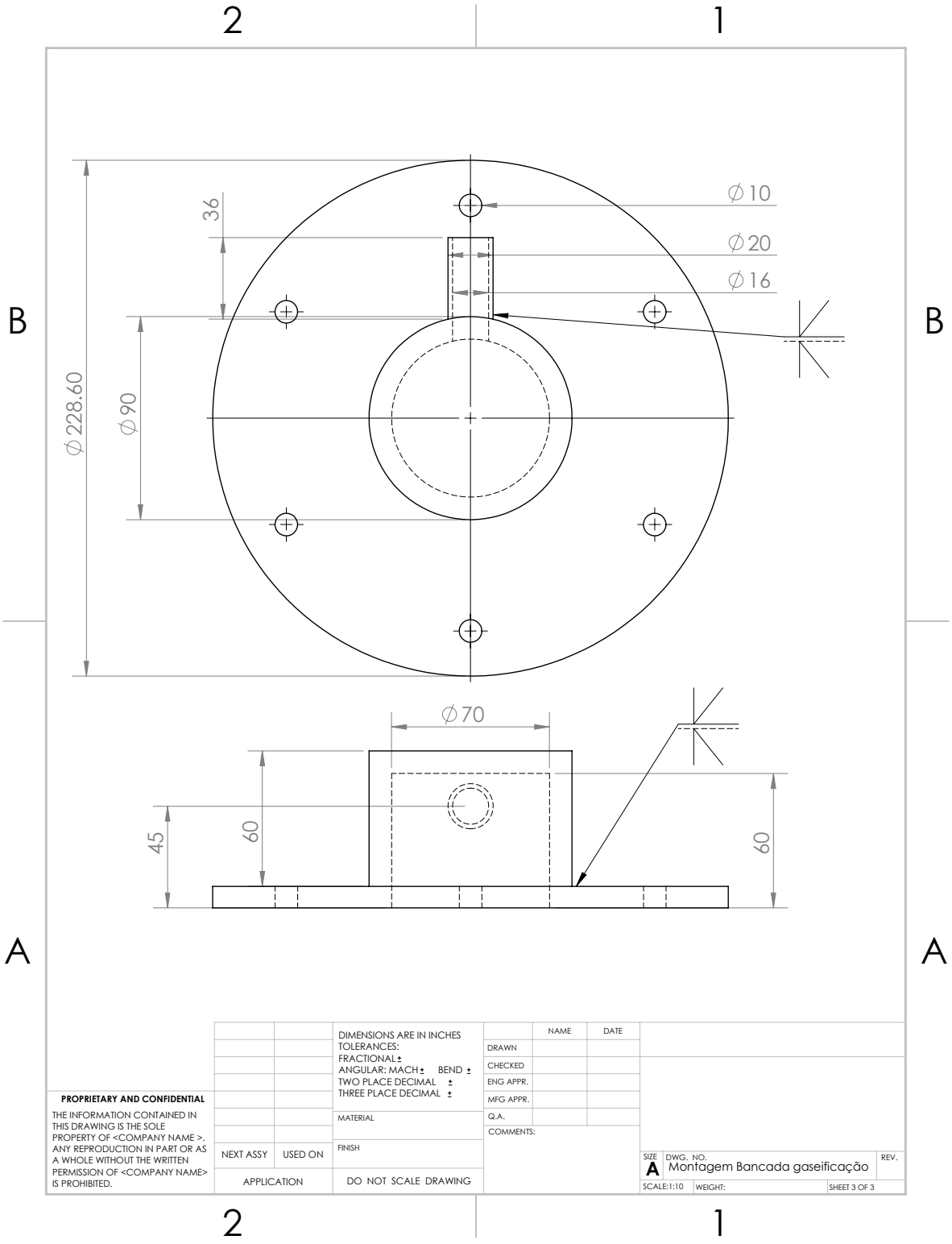


Figura 57 – Montagem da bancada de gaseificação.

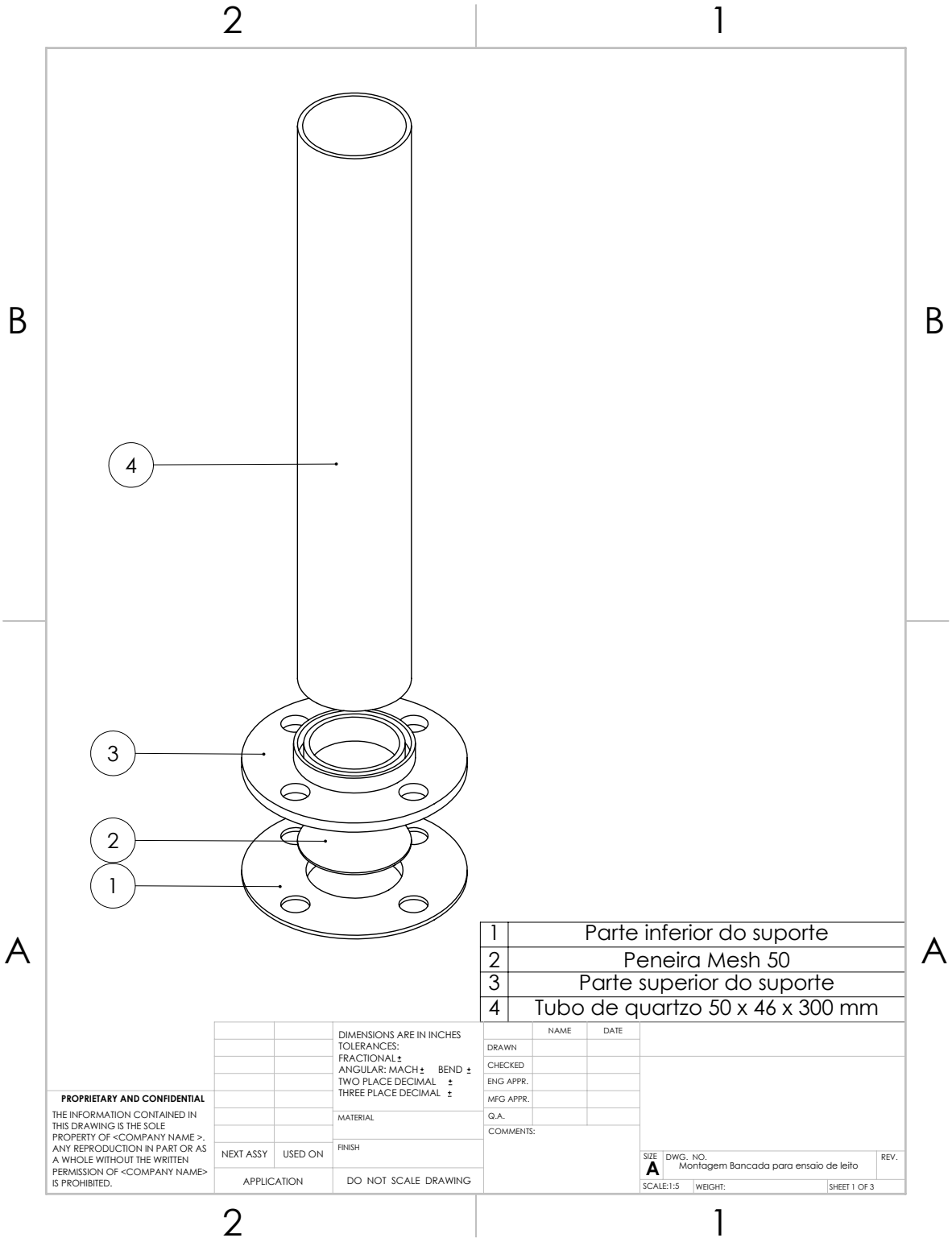


Figura 58 – Montagem da bancada de ensaio do leito.

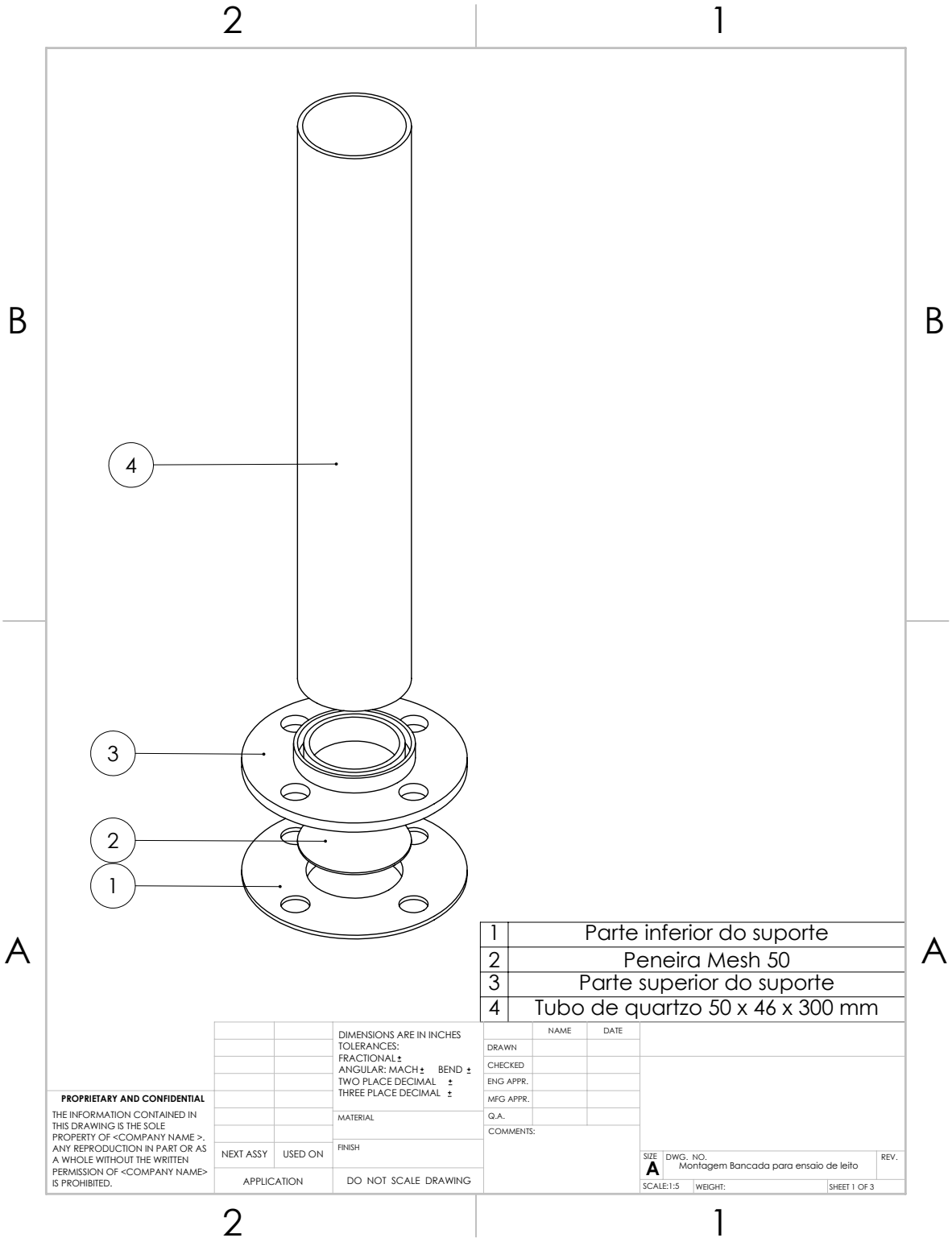


Figura 59 – Montagem da bancada de ensaio do leito.

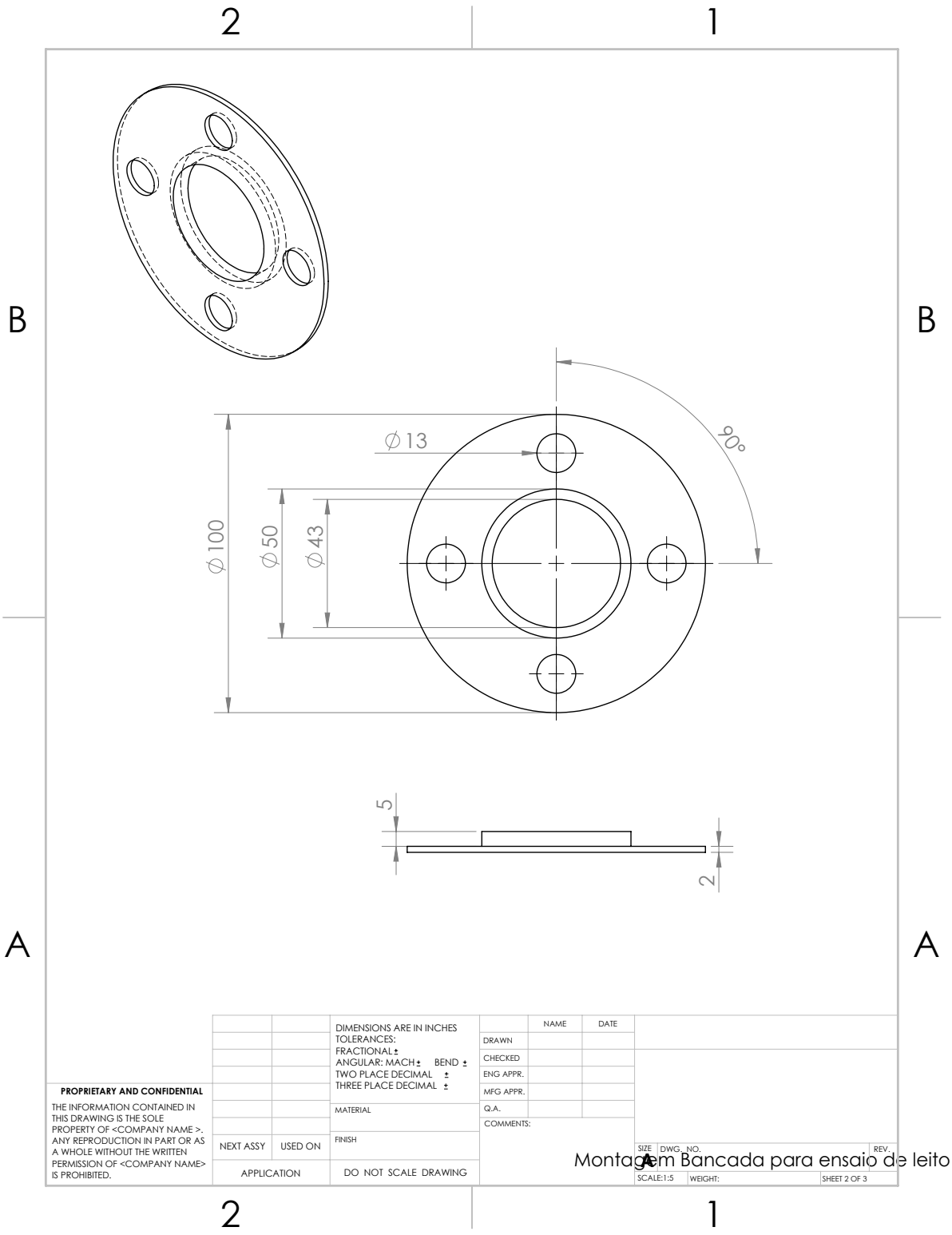


Figura 60 – Montagem da bancada de ensaio do leito.

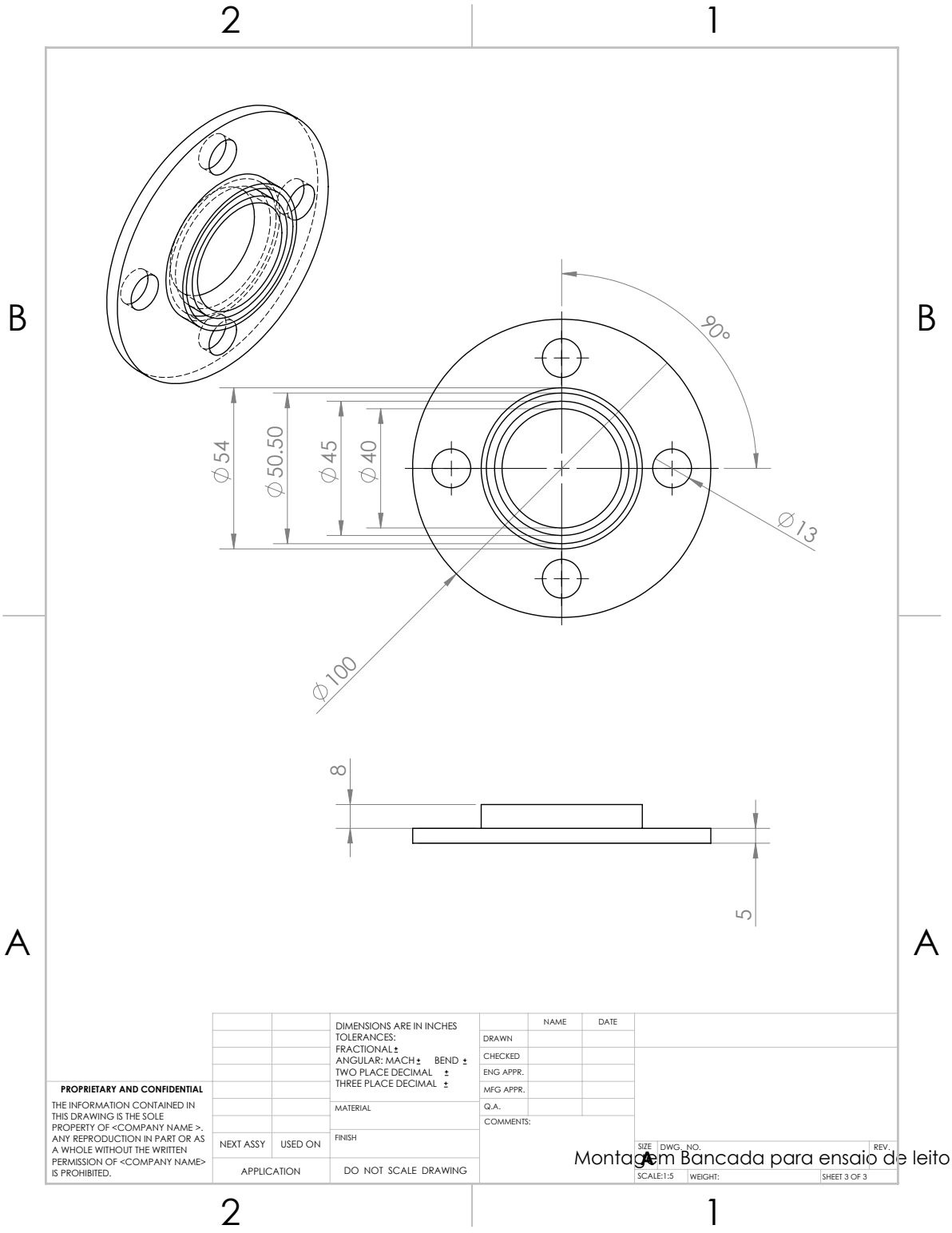


Figura 61 – Montagem da bancada de ensaio do leito.

B Cálculos de Fluidização

```
"---------------------------------------------- ENTRADA ----------------------------------------------"
g =  9,81
"Gravidade"
"-"
C_1 = 33,7                                          "Valor empírico - combustion and
gasification.."
"-"
C_2= 0,0408                                  "Valor empírico - combustion and gasification..."

phi = 1            "Esfericidade"
"-"
L = 0,04                    "Altura do leito"
"-"
D_reator = 41,4/1000             "Diâmetro do reator"
"-"
A_reator = (pi*D_reator^2)/4             "Secção circular do reator"
"-"
d_p = 0,5*10^(-3)                "Diâmetro da partícula mm --> m"
"-"
"Temperaturas de Teste"
T[1] = 25
T[2] = 100
T[3] = 200
T[4] = 300
T[5] = 400
T[6] = 500
T[7] = 600
T[8] = 700
T[9] = 800
"------------------------------------------- PROPRIEDADES -------------------------------------------"

N = 9
"-"
Duplicate j=1;N
   rho_g[j]=density(Air_ha;T=T[j];P=100)               "Densidade do ar kg/m^3 "
        "-"
        mu[j]=viscosity(Air_ha;T=T[j];P=100)                   "Viscosidade dinâmica Pa.s"
        "-"
        Ar[j] = (rho_g[j]*(rho_S - rho_g[j])*g*d_p^3)/mu[j]^2            "Número de arquimedes"
        "-"
        {Re_mf[j] = ((C_1^2 + C_2*Ar[j])^0,5 - C_1)            "Reynolds mínimo de
Fluidização"}
End {j loop}
"-"
rho_S = 1660            "Densidade das partículas do leito kg/m^3"
"-"
```

Figura 62 – Cálculos analíticos da fluidização do leito.

```
(1-epsilon)/phi = 0,231*log10(d_p/3,28) + 1,417                {"Relação entre porosidade e
esfericidade - diâmetro em pés - Minimum fluidization velocities and maximum bed
pressure"}

"------------------------------------------------ EQUAÇÕES ------------------------------------------------"
"Velocidade do Fluxo de Ar em m/s"

Duplicate j=1;N
(U_mf1[j]*d_p*rho_g[j])/mu[j] = ((C_1^2 + C_2*Ar[j])^0,5 - C_1)      "Eq. 2,2 - Introduction to
Fluidization"
"-"
U_mf2[j] = (8*10^(-4))*(g)*((d_p)^2)*((rho_S - rho_g[j]))/(mu[j])      "Eq. 3 - Types of gas
fluidization"
"-"
U_mf3[j] = ((phi*d_p)^2)/(150*mu[j])*(g*(rho_S-rho_g[j]))*(epsilon^3/(1 - epsilon))  "Eq. 4 -
FLUIDIZED BED REACTOR-DESIGN..."
"-"
U_mf4[j] = 7,9*10^(-3)*d_p^(1,82)*(rho_S - rho_g[j])^(0,94)*mu[j]^(-0,88)   "Eq. 5 - LEVA
1959"
End {j loop}
"------------------------------------------------------------------------------------------------------------
------"


"------------------------------------------------------ ENTRADA
----------------------------------------------------------------"
"-"
g =  9,81                  "Gravidade"
"-"
$C_1$ = 33,7               "Valor empírico - combustion and gasification.."
"-"
$C_2$ = 0,0408                    "Valor empírico - combustion and gasification..."
"-"
{epsilon = 0,4             "Porosidade"}
phi = 1            "Esfericidade"
"-"
L = 0,04                   "Altura do leito"
"-"
$D_reator$ = 41,4/1000                   "Diâmetro do reator"
"-"
A_reator = (pi*D_reator^2)/4             "Secção circular do reator"
"-"
d_p = 0,5*10^(-3)                  "Diâmetro da partícula mm --> m"
"-"
"Temperaturas de Teste"
T[1] = 25
```

Figura 63 – Cálculos analíticos da fluidização do leito.

```
T[2] = 100
T[3] = 200
T[4] = 300
T[5] = 400
T[6] = 500
T[7] = 600
T[8] = 700
T[9] = 800
"---------------------------------------------- PROPRIEDADES ----------------------------------------"
"-"
N = 9
"-"
Duplicate j=1;N
    rho_g[j]=density(Air_ha;T=T[j];P=100)              "Densidade do ar kg/m^3 "
        "-"
        mu[j]=viscosity(Air_ha;T=T[j];P=100)                  "Viscosidade dinâmica Pa.s"
        "-"
        Ar[j] = (rho_g[j]*(rho_S - rho_g[j])*g*d_p^3)/mu[j]^2          "Número de arquimedes"
        "-"
        {Re_mf[j] = ((C_1^2 + C_2*Ar[j])^0,5 - C_1)          "Reynolds mínimo de
Fluidização"}
End {j loop}
"-"
rho_S = 1660          "Densidade das partículas do leito kg/m^3"
"-"
(1-epsilon)/phi = 0,231*log10(d_p/3,28) + 1,417              {"Relação entre porosidade e
esfericidade - diâmetro em pés - Minimum fluidization velocities and maximum bed
pressure"}
"-"
"---------------------------------------------- EQUAÇÕES ----------------------------------------"
"Velocidade do Fluxo de Ar em m/s"
"-"
Duplicate j=1;N

(U_mf1[j]*d_p*rho_g[j])/mu[j] = ((C_1^2 + C_2*Ar[j])^0,5 - C_1)      "Eq. 2,2 - Introduction to
Fluidization"
"-"
U_mf2[j] = (8*10^(-4))*(g)*((d_p)^2)*((rho_S - rho_g[j]))/(mu[j])      "Eq. 3 - Types of gas
fluidization"
"-"
U_mf3[j] = ((phi*d_p)^2)/(150*mu[j])*(g*(rho_S-rho_g[j]))*(epsilon^3/(1 - epsilon))  "Eq. 4 -
FLUIDIZED BED REACTOR-DESIGN..."
"-"
U_mf4[j] = 7,9*10^(-3)*d_p^(1,82)*(rho_S - rho_g[j])^(0,94)*mu[j]^(-0,88)   "Eq. 5 - LEVA
1959"
End {j loop}
```

Figura 64 – Cálculos analíticos da fluidização do leito.

```
clc;clear all;
A = (pi*(40*10^(-3))^2)/4;                                          %Área transversal m2

P_reator = 1; P_compressor = 5;                                      %Pressão em
bar
correcao = sqrt(5/P_compressor);
            %Correção devido às condições de calibração do rotâmetro

% Velocidade de Fluidização ------------------------------------------------
V1 = [0.1260 0.1087 0.0928];                        %Velocidade mínima de fluidização
teórica
V2 = [0.1764 0.1486 0.1250];                         %Velocidade mínima de fluidização
teórica
V3 = [0.2756 0.2322 0.1952];                         %Velocidade mínima de fluidização
teórica
V4 = [0.1209 0.1040 0.0892];                         %Velocidade mínima de fluidização
teórica

% Queda de Pressão ---------------------------------------------------------
deltaP1 = [0.3480 0.3481 0.3481];                                    %Queda de pressão
teórica
deltaP2 = [0.4981 0.4816 0.4721];                                     %Queda de pressão
teórica
deltaP3 = [0.8117 0.7715 0.7482];                                     %Queda de pressão
teórica
deltaP4 = [0.3330 0.3323 0.3347];                                    %Queda de pressão
teórica

for k = 1:length(T1)
   V_cntp(k) = correcao*(P_reator/(P_compressor+P_reator))*V_nlmin(k)./(A*60000);
end
%-------------------------------------------------------------------------
%Plot do primeiro experimento
figure(1);
T = [25 100 200];

subplot(2,2,1);
plot(T1,(V_cntp),'b',T,V1,'k-*')
title('Equação 3.5')
xlabel('Temperatura [°C]')
ylabel('Velocidade Mínima Fluidização [m/s]')

subplot(2,2,2);
plot(T1,(V_cntp),'b',T,V2,'k-*')
title('Equação 3.6')
xlabel('Temperatura [°C]')
```

Figura 65 – Programa para geração de gráficos dos dados teóricos.

```
ylabel('Velocidade Mínima Fluidização [m/s]')

subplot(2,2,3);
plot(T1,(V_cntp),'b',T,V3,'k-*')
title('Equação 3.7')
xlabel('Temperatura [°C]')
ylabel('Velocidade Mínima Fluidização [m/s]')

subplot(2,2,4);
plot(T1,(V_cntp),'b',T,V4,'k-*')
title('Equação 3.8')
xlabel('Temperatura [°C]')
ylabel('Velocidade Mínima Fluidização [m/s]')
%--------------------------------------------------------------------------
%Plot do primeiro experimento
figure(2)
T = [25 100 200];

subplot(2,2,1);
plot(T1,(deltaP),'b',T,deltaP1,'k-*')
title('Equação 3.5')
xlabel('Temperatura [°C]')
ylabel('Queda de Pressão [kPa]')

subplot(2,2,2);
plot(T1,(deltaP),'b',T,deltaP2,'k-*')
title('Equação 3.5')
xlabel('Temperatura [°C]')
ylabel('Queda de Pressão [kPa]')

subplot(2,2,3);
plot(T1,(deltaP),'b',T,deltaP3,'k-*')
title('Equação 3.5')
xlabel('Temperatura [°C]')
ylabel('Queda de Pressão [kPa]')

subplot(2,2,4);
plot(T1,(deltaP),'b',T,deltaP4,'k-*')
title('Equação 3.5')
xlabel('Temperatura [°C]')
ylabel('Queda de Pressão [kPa]')
%--------------------------------------------------------------------------
```

Figura 66 – Programa para geração de gráficos dos dados teóricos.

C Cálculos do Aquecimento do Reator

```
"Dados iniciais"
A_reator = (pi*(44*10^(-3))^2)/4                    "Área transversal do reator m^2"
T_reator = 800
"Massa molar"
Mm_co2=molarmass(CarbonDioxide)                     "Massa molar CO_2"
Mm_h2o=molarmass(Water)                             "Massa molar água"
Mm_o2=molarmass(Oxygen)                             "Massa molar O_2"
Mm_n2=molarmass(Nitrogen)                           "Massa molar N_2"
"Densidades"
rho_co2=density(CarbonDioxide;T=T_reator;P=100)     "Densidade CO_2"
rho_h2o=density(Water;T=T_reator;P=100)             "Densidade água"
rho_ar=density(Air_ha;T=T_reator;P=100)             "Densidade ar"
"Fração mássica dos produtos da combustão"
{Produtos da combustão: 2CO_2 + H_2O}
m_pc_total = 2*Mm_co2+Mm_h2o                        "Massa total dos produtos da combustão
..gramas"
X_co2_pc = (2*Mm_co2)/(m_pc_total)                  "Fração mássica"
X_h2o_pc = Mm_h2o/(m_pc_total)                      "Fração mássica"
m_co2_pc = X_co2_pc*m_dot_pc                        "Massa CO_2 dos produtos da
..combustão gramas"
m_h2o_pc = X_h2o_pc*m_dot_pc                        "Massa H_2O dos produtos da
..combustão gramas"
"Fração mássica do ar"
{Ar do compressor: O_2 + 3,76N_2}
{M_dot_ar é a massa de ar que sai do compressor}
m_total_ar = Mm_o2 + 3,76*Mm_n2                     "Massa total de ar do compressor
..gramas"
X_o2 = Mm_o2/(m_total_ar)                           "Fração mássica"
X_n2 = 3,76*Mm_n2/(m_total_ar)                      "Fração mássica"
m_o2_ar = X_o2*m_dot_ar                             "Massa de O_2 do ar do compressor
..gramas"
m_n2_ar = X_n2*m_dot_ar                             "Massa de N_2 do ar do compressor
..gramas"
```

Figura 67 – Programa para geração de gráficos dos dados teóricos.

```
"Entalpias"
h_co2_reator=enthalpy(CarbonDioxide;T=T_reator;P=100)        "Entalpia de gaseificação do
CO_2"
h_co2_chama=enthalpy(CarbonDioxide;T=2800;P=100) "Entalpia de CO_2 na chama"
h_h2o_reator=enthalpy(Water;T=T_reator;P=100)          "Entalpia de gaseificação do H_2O"
h_h2o_chama=enthalpy(Water;T=2800;P=100)              "Entalpia de H_2O na chama"
h_ar_frio=enthalpy(Air_ha;T=25;P=100)                 "Entalpia do ar que sai do compressor"
h_ar_quente=enthalpy(Air_ha;T=T_reator;P=100)         "Entalpia do ar aquecido de fluidização"
"-------------------------------------------------------------------------------------------------"
"Balanço de Energia"
{Mistura entre produtos da combustão e ar do compressor e Atmosfera do reator}
{Admitindo que os produtos da combustão são injetados no tempo de 1 segundo}

h_antes = m_dot_ar*h_ar_frio +  m_co2_pc*h_co2_chama + m_h2o_pc*h_h2o_chama
h_depois = m_dot_ar*h_ar_quente + m_co2_pc*h_co2_reator + m_h2o_pc*h_h2o_reator
"---"
h_antes=h_depois
"-------------------------------------------------------------------------------------------------"
"Condição de contorno"

{v_fluidização = 0,24 [m/s]                                  "Velocidade mínima de fluidização"}

v_dot_pc = (m_co2_pc/rho_co2 + m_h2o_pc/rho_h2o)*10^(-3)      "Vazão dos produtos da
combustão m^3/s"

v_dot_ar = (1/rho_ar)*m_dot_ar*10^(-3)                       "Vazão de ar do compressor m^3/s"

v_dot_total = v_dot_pc + v_dot_ar                            "Vazão total m^3/s"

v_fluidização = v_dot_total/A_reator                         "Relação"

AFR = m_dot_ar/m_dot_pc                                      "Razão Oxidante/Combustível"
```

Figura 68 – Programa para geração de gráficos dos dados teóricos.