



UNIVERSIDADE FEDERAL DO CEARÁ
CENTRO DE TECNOLOGIA
DEPARTAMENTO DE ENGENHARIA MECÂNICA
PROGRAMA DE PÓS-GRADUAÇÃO EM ENGENHARIA MECÂNICA

JOSÉ WELBSON CARNEIRO DE ARAÚJO

**SIMULAÇÃO DE LEITO FLUIDIZADO VIA CFD COM ABORDAGEM
EULERIANA DE ESCOAMENTO BIFÁSICO MEDIANTE INFLUÊNCIA DE
PARÂMETROS DE PROJETO E OPERAÇÃO**

FORTALEZA
2020

JOSÉ WELBSON CARNEIRO DE ARAÚJO

SIMULAÇÃO DE LEITO FLUIDIZADO VIA CFD COM ABORDAGEM EULERIANA
DE ESCOAMENTO BIFÁSICO MEDIANTE INFLUÊNCIA DE PARÂMETROS DE
PROJETO E OPERAÇÃO

Dissertação apresentada ao Programa de Pós-Graduação em Engenharia Mecânica da Universidade Federal do Ceará, como requisito parcial para obtenção do título de Mestre em Engenharia Mecânica. Área de concentração: Processo, Equipamentos e Sistemas para Energias Renováveis.

Orientador: Prof.º Dr. Francisco Nivaldo Aguiar Freire

Coorientador: Prof.º Dr. William Magalhães Barcellos

FORTALEZA

2020

Dados Internacionais de Catalogação na Publicação
Universidade Federal do Ceará
Biblioteca Universitária
Gerada automaticamente pelo módulo Catalog, mediante os dados fornecidos pelo(a) autor(a)

A689s Araújo, José Welbson Carneiro de.
Simulação de leito fluidizado via CFD com abordagem euleriana de escoamento bifásico mediante influência de parâmetros de projeto e operação / José Welbson Carneiro de Araújo. – 2020.
85 f. : il. color.

Dissertação (mestrado) – Universidade Federal do Ceará, Centro de Tecnologia, Programa de Pós-Graduação em Engenharia Mecânica, Fortaleza, 2020.

Orientação: Prof. Dr. Francisco Nivaldo Aguiar Freire.

Coorientação: Prof. Dr. William Magalhães Barcellos.

1. Leito Fluidizado. 2. Simulação em CFD. 3. Biomassa sólida. I. Título.

CDD 620.1

JOSÉ WELBSON CARNEIRO DE ANDRADE

SIMULAÇÃO DE LEITO FLUIDIZADO VIA CFD COM ABORDAGEM
EULERIANA DE ESCOAMENTO BIFÁSICO MEDIANTE INFLUÊNCIA DE
PARÂMETROS DE PROJETO E OPERAÇÃO

Dissertação apresentada ao Programa de Pós-Graduação em Engenharia Mecânica, do Centro de Tecnologia da Universidade Federal do Ceará, como requisito parcial para a obtenção do Título de Mestre em Engenharia Mecânica. Área de Concentração: Processos, Equipamentos e Sistemas para Energias Renováveis.

Aprovada em 23/04/2020

BANCA EXAMINADORA

Prof. Dr. Francisco Nivaldo Aguiar Freire (Orientador)
Universidade Federal do Ceará (UFC)

Prof. Dr. William Magalhães Barcellos (Coorientador)
Universidade Federal do Ceará (UFC)

Prof.^a Dra. Maria Alexandra de Sousa Rios
Universidade Federal do Ceará (UFC)

Prof. Dr. Luís António da Cruz Tarelho
Universidade de Aveiro

A Deus.

À minha mãe e ao meu irmão, Francy e
Welkson.

AGRADECIMENTOS

A Deus, por sempre me dar clareza, por repor minhas forças e me fazer superar todos os obstáculos.

À minha mãe, pela minha criação, por todos os ensinamentos, as orações, o amparo e a motivação necessária para atingir meus objetivos.

Ao meu irmão, por ter me incentivado sempre a atingir meus sonhos e por ser um exemplo para mim.

Ao Prof. Dr. William Magalhães Barcellos, que me deu a oportunidade de trabalhar no laboratório desde 2017, pela orientação, ensinamentos, dedicação, paciência e amizade.

Ao Prof. Dr. Francisco Nivaldo Aguiar Freire, por ser meu orientador, por ter me auxiliado sempre que necessário e ter me dado calma nos momentos de desespero.

O presente trabalho foi realizado com apoio da Coordenação de Aperfeiçoamento de Pessoal de Nível Superior - Brasil (CAPES) - Código de Financiamento 001.

Ao BNDES e à CAGECE, pelos investimentos no projeto, sem os quais esse trabalho não poderia ter sido realizado.

Aos meus amigos e colegas de trabalho do LACER: Alaide, Arthur, Bruna, Cadú, Cícero, Daniel, Gabryel, Igor, João Victor, João Diego, Catarina, Larah, Laryssa, Louanne, Lucas Ribeiro, Luiz, Melina, Pedro, Poli, Thiago Dantas e Yuri, pela ajuda durante a pesquisa, sempre dispostos a ajudar quando solicitados, pela amizade e conversas em momentos de descontração que muitas vezes aliviaram o estresse cotidiano.

Ao secretário da pós-graduação, Valdi Matos, pelo excelente trabalho e amizade construída nesse período do mestrado.

Aos meus grandes amigos, Alex Cipriano, Carlos Alencar, Denilson Páscoa, Valéria Lima e Valquíria Lima, por todo apoio, danças e momentos de diversão, que foram essenciais em meio ao estresse do cotidiano.

“Lembre-se que as pessoas podem tirar tudo de
você, menos o seu conhecimento”

(Albert Einstein)

RESUMO

A fluidização de partículas sólidas é uma tecnologia com inúmeras aplicações, a exemplo das indústrias que utilizam biomassa, tendo como vantagem a melhor mistura entre gás e sólido e a baixa emissão de poluentes. Escoamentos gás-sólido em sistemas de leito fluidizado têm sido objeto de pesquisa nos últimos anos, por envolver uma abordagem teórica relativamente complexa. Portanto, o estudo das características fluidodinâmicas do escoamento no interior de um leito fluidizado se mostra importante, tendo como base uma ferramenta poderosa de simulação computacional de fenômenos fluidodinâmicos, *Computational Fluid Dynamic* (CFD). Essa ferramenta possibilita o conhecimento do processo e a identificação dos principais aspectos de projetos e de operação, visando possíveis melhorias de componentes de reatores, bem como determinar condições operacionais mais adequadas para aplicações específicas. Neste trabalho, foi estudado a fluidização de um leito de partículas de sílica através da passagem de uma corrente de ar, sob diferentes condições de operação, utilizando o software ANSYS® Fluent, que opera segundo o método dos volumes finitos. A abordagem utilizada para a modelagem matemática foi a de escoamento bifásico Euler-Euler, juntamente com a teoria cinética para escoamento granular (*Kinetic Theory for Granular Flow*). Foram analisados os perfis de queda de pressão e velocidade de mínima fluidização, variando parâmetros de operação (altura e temperatura iniciais do leito, bem como temperatura do ar e granulometria das partículas) e de projeto (diâmetro do reator). Para a validação do modelo computacional, os resultados das simulações foram comparados com os dados experimentais obtidos através de uma bancada de laboratório. Os resultados mostram que a modelagem matemática/simulação consegue representar bem o comportamento real da queda de pressão ao longo do leito em função da velocidade de entrada do ar, entretanto, para os testes realizados em temperaturas superiores a 158 °C, os resultados apresentaram um erro médio de 19,658% para a queda de pressão. Esse valor pode ser justificado por algumas hipóteses simplificadoras no modelamento, tais como temperatura inicial do leito uniforme, temperatura de entrada do ar constante e paredes do reator adiabáticas e sem rugosidade. Apesar disso, o comportamento fluidodinâmico pode ser representado, seguindo a mesma tendência dos testes experimentais, com $R^2 = 0,998$ ao se comparar as curvas e um erro médio relativo abaixo de 10%.

Palavras-chave: Leito Fluidizado. Simulação em CFD. Biomassa sólida.

ABSTRACT

The fluidization of solid particles is a technology with countless applications, as an example the industries which use biomass, having as advantage the better mixture between solid and gas and low pollutant emissions. Gas-solid flows in systems of fluidized beds have been studied in the last years, due to a heavy and complicated theory. Therefore, the investigation of the fluid dynamics characteristics of the flow inside the fluidized bed is proven to be important, having as base an useful tool of computational simulation for fluid dynamics phenomenon, Computational Fluid Dynamic (CFD). This tool makes it possible the knowledge and identification of the main aspects of project and operation, aiming to improve the components of the reactors, as well as to determine the operational conditions more suited to specific applications. In this work, it was studied the fluidization of a bed with silicon particles, through air flow, under different operation conditions, using the software ANSYS® Fluent, which operates according to the method of finite volume. The approach used here was the biphasic Euler-Euler flow, together with the kinetic theory for granular flow (Kinetic Theory for Granular Flow). It was analyzed the profiles for pressure drop and minimum fluidization velocity, changing the operational parameters (height and initial bed temperatures, as well as the air temperature and the particles granulometry) and project parameters (reactor diameter). To validate the computational model, the results of the simulations were compared with the experimental data through research. The results showed the mathematic/simulation model can represent well the real behavior of the pressure drop inside the bed as function of the inlet velocity, however, for the tests made at temperatures higher than 158 °C, the results had an average error of 19.658%. This error can be justified by some hypothesis to simplify the modelling, such as the initial temperature of the uniform bed, constant temperature of the entrance air and adiabatic reactor walls and without roughness. However, the fluid dynamic behavior could be pictured, following the same tendencies of the experimental tests, with $R^2 = 0,998$ and relative average error below 10%.

Keywords: Fluidized Bed. Simulation in CFD. Solid Biomass.

LISTA DE FIGURAS

Figura 1	ΔP x Velocidade (u) para diferentes regimes de fluidização.....	19
Figura 2	Classificação de partículas.....	23
Figura 3	Etapas comumente percorridas durante a simulação de CFD	28
Figura 4	Tipos de malhas computacionais	30
Figura 5	Geometria e malha computacional	46
Figura 6	Diagrama esquemático da bancada de teste	49
Figura 7	Bancada utilizada nos ensaios experimentos.....	50
Figura 8	Reator utilizado no ensaios experimentais a altas temperaturas.....	51
Figura 9	Fração Volumétrica da fase sólida ao longo do tempo 0.1 a 1.5 s	56
Figura 10	Fração Volumétrica da fase sólida ao longo do tempo 1.8 a 3.5 s	56
Figura 11	Fração Volumétrica da fase sólida ao longo do tempo 3.6 a 5.0 s	57
Figura 12	Curvas de Δp x u para diferentes cotas de H_b	58
Figura 13	Curvas Δp x Q pra diferentes cotas D_b	59
Figura 14	Velocidade de Mínima Fluidização x D_b	60
Figura 15	ΔP x u para diferentes diâmetros de partículas.....	61
Figura 16	Curvas de queda de pressão Δp x u para diferentes valores de T_b	62
Figura 17	Curvas de queda de pressão Δp x u para diferentes valores de T_{ar}	63

LISTA DE TABELAS

Tabela 1	Propriedades dos constituintes e as condições de contorno/parâmetros	47
Tabela 2	Condições de operação consideradas nas simulações	48
Tabela 3	Teste de malhas para escolha do tamanho do domínio	53
Tabela 4	Erro da perda de carga em relação aos experimentos.....	54
Tabela 5	Dados simulados para os Grupos 1 ou 4.....	75
Tabela 6	Dados simulados para o Grupo 5.....	76
Tabela 7	Dados simulados para o Grupo 6.....	76
Tabela 8	Dados simulados para os Grupos 7.....	76
Tabela 9	Dados simulados para o Grupo 8.....	77
Tabela 10	Dados simulados para o Grupo 9.....	77
Tabela 11	Dados simulados para o Grupo 10.....	78
Tabela 12	Dados simulados para o Grupo 11.....	78
Tabela 13	Dados simulados para o Grupo 12.....	79
Tabela 14	Dados simulados para os Grupos 13 ou 16.....	80
Tabela 15	Dados simulados para o Grupo 17 e 18.....	81
Tabela 16	Dados experimentais para os Grupos 1 ou 4	82
Tabela 17	Dados experimentais para o Grupo 5	83
Tabela 18	Dados experimentais para o Grupo 6	83
Tabela 19	Dados experimentais para os Grupos 7	83
Tabela 20	Dados experimentais para o Grupo 8	83
Tabela 21	Dados experimentais para o Grupo 9	84
Tabela 22	Dados experimentais para o Grupo 10	84
Tabela 23	Dados experimentais para o Grupo 11	84
Tabela 24	Dados experimentais para o Grupo 12	85
Tabela 25	Dados experimentais para os Grupos 13 ou 16	85
Tabela 26	Dados experimentais para o Grupo 17 e 18.....	86

LISTA DE SÍMBOLOS

ρ_p	Massa específica da partícula	kg/m ³
m_s	Massa de sólidos	kg
V_s	Volume de sólidos	m ³
V_{total}	Volume total	m ³
V_{int}	Volume do de interstícios no leito	m ³
ε_b	Porosidade	--
ρ_b	Massa específica do leito	kg/m ³
ρ_g	Massa específica do gás	kg/m ³
m_g	Massa do fluido	kg
d_p	Diâmetro de partícula	m
d_1	Menor diâmetro de partícula que é retida na menor abertura de malha da peneira	m
d_2	Maior diâmetro de partícula que passa na maior abertura da malha da peneira	m
ϕ_s	Esfericidade da partícula	--
d_v	Diâmetro de uma esfera que tem o mesmo volume da partícula	m
d_s	Diâmetro de uma esfera que tem a mesma superfície da partícula	m
X_i	Fração mássica retida em uma peneira	--
D_i	Diâmetro médio entre duas peneiras consecutivas.	m
Δp	Queda de pressão no leito medida a partir da base	Pa
L	Altura do leito medida a partir da base	m
μ_g	Viscosidade dinâmica do fluido	Pa.s
d_{sv}	Diâmetro característico dado pelo produto da esfericidade e o diâmetro d_p	m
u	Velocidade de escoamento	m/s
Re_p	Número de Reynolds da partícula	--
Ar	Número de Arquimedes	--
Re_{mf}	Número de Reynolds de mínima fluidização	--
ε_{mf}	Fração volumétrica na mínima fluidização	--
u_{mf}	Velocidade de mínima fluidização	m/s
g	Aceleração da gravidade local	m/s ²
α_g	Fração volumétrica do gás	--
α_s	Fração volumétrica do sólido	--
\vec{v}_g	Vetor velocidade do gás	m/s

\vec{v}_s	Vetor velocidade do sólido	m/s
p	Pressão hidrodinâmica	N/m ²
β_{gd}	Coefficiente de transferência da quantidade de movimento entre as fases	kg/m ³ .s
$\bar{\tau}_g$	Tensor tensão do gás	N/m ²
$\bar{\tau}_s$	Tensor tensão do sólido	N/m ²
μ_g	Viscosidade dinâmica do gás	Pa.s
μ_s	Viscosidade dinâmica do sólido	Pa.s
λ_s	Viscosidade bulk da fase sólida	Pa.s
I	Matriz identidade	--
e_{ss}	Coefficiente de restituição para a colisão das partículas	--
θ_s	Energia pseudo-térmica	m ² /s ²
$g_{0,ss}$	Função de distribuição radial	--
$\alpha_{s,max}$	Fração volumétrica máxima	--
Tr	Trace	--
$\mu_{s,c}$	Viscosidade relacionadas a colisão	Pa.s
$\mu_{s,k}$	Viscosidade a cinética proposta por Ding e Gidaspow (1990)	Pa.s
$\mu_{s,f}$	Viscosidade friccional	Pa.s
$P_{s,f}$	Pressão de fricção dos sólidos	Pa
ϕ	Ângulo de fricção interna	rad
I_{2D}	Segundo invariante do tensor de tensões deviatório	--
C_d	Coefficiente de arraste de cada partícula isolada	--
$\mu_{g,t}$	Incremento na viscosidade da fase gasosa devido à turbulência	Pa.s
k	Energia cinética turbulenta	m ² /s ²
ε	Taxa de Dissipação Turbulenta	m ² /s ³
H_b	Altura Inicial do leito fixo	mm
H	Altura total do leito	mm
Db	Diâmetro do leito	mm
Q ₀	Vazão de entrada do gás	m ³ /s
Tb	Temperatura inicial do leito	°C
Tar	Temperatura de entrada do ar	°C
R	Constante dos gases	J/mol.K

SUMÁRIO

1	INTRODUÇÃO	15
2	OBJETIVOS	17
3	REVISÃO BIBLIOGRÁFICA	18
3.1	Leito Fluidizado	18
3.1.1	<i>Fundamentos sobre Leito Fluidizado</i>	<i>18</i>
3.1.2	<i>Caracterização e Classificação de Partículas</i>	<i>21</i>
3.1.2.1	<i>Massa Específica</i>	<i>21</i>
3.1.2.2	<i>Tamanho da partícula</i>	<i>22</i>
3.1.2.3	<i>Classificação de Partículas</i>	<i>22</i>
3.1.2.4	<i>Esfericidade</i>	<i>25</i>
3.1.3	<i>Equação de Ergun</i>	<i>25</i>
3.1.4	<i>Números Adimensionais</i>	<i>26</i>
3.2	Dinâmica dos Fluidos Computacional - CFD	27
3.2.1	<i>Malha Computacional</i>	<i>29</i>
3.2.2	<i>Métodos Numéricos</i>	<i>31</i>
3.2.2.1	<i>Método das Diferenças Finitas</i>	<i>31</i>
3.2.2.2	<i>Métodos dos Volumes Finitos</i>	<i>32</i>
3.2.2.3	<i>Método de Elementos Finitos</i>	<i>32</i>
3.2.2.4	<i>Método de Elemento de Contorno</i>	<i>33</i>
3.3	Modelagem de Escoamento Bifásico (Gás-Sólido)	33
3.3.1	<i>Abordagens para Escoamento Multifásico</i>	<i>34</i>
3.3.1.1	<i>Euleriana-Lagrangeana</i>	<i>34</i>
3.3.1.2	<i>Euleriana-Euleriana</i>	<i>35</i>
3.3.2	Teoria da Cinética do Escoamento Granular	35
3.3.3	<i>Modelos de Turbulência</i>	<i>36</i>
3.3.4	<i>Modelos de Arraste</i>	<i>38</i>
4	METODOLOGIA	40
4.1	Modelamento Matemático	40
4.2	Simulação Computacional	45
4.3	Aparato Experimental para Análise da Simulação	49
5	RESULTADOS E DISCUSSÃO	53
5.1	Escolha da Malha	53

5.2	Validação das Simulações	53
5.3	Varição dos Parâmetros de Projeto e Operação.....	57
5.3.1	<i>Influência da Altura Inicial do Leito.....</i>	57
5.3.2	<i>Influência do Diâmetro do Reator</i>	59
5.3.3	<i>Influência da Granulometria das Partículas.....</i>	61
5.3.4	<i>Influência da Temperatura Inicial do Leito e de Entrada do Ar.....</i>	62
6	CONCLUSÃO.....	65
	REFERÊNCIAS.....	67
	APÊNDICE A: DADOS DAS SIMULAÇÕES COMPUTACIONAIS	75
	ANEXO B: DADOS EXPERIMENTAIS	82

1 INTRODUÇÃO

A crescente demanda energética e restrições ambientais quanto à emissão de poluentes têm justificado o aumento significativo dos estudos voltados ao desenvolvimento de novos sistemas termodinâmico que aproveitem as fontes renováveis de energia, em detrimento do uso de combustíveis fósseis, tendo em vista o fato de serem recursos limitados e gerarem gases de combustão impactantes ao meio ambiente. Diante disso, cresce a preocupação com a geração de energia de forma mais eficiente, através do uso racional dos recursos renováveis para garantir sustentabilidade técnico-econômica e socioambiental.

A biomassa tem sido, então, objeto de estudo enquanto fonte renovável de energia, porque possui alto valor energético e versatilidade, além da abundância. Neste contexto, as grandes reservas de biomassa, provenientes principalmente de resíduos sólidos agroindustriais, surgem como uma boa alternativa para aplicação de tecnologias não convencionais que possibilitam seu uso em sistemas de geração de energia.

Uma das tecnologias que vem sendo utilizadas para o melhor aproveitamento dessa fonte energética é combustão/gaseificação em reatores de leito fluidizado, empregando biomassa sólida para gerar energia/calor. Essa tecnologia possui elevada eficiência de combustão (por introduzir um meio poroso no ambiente da reação), flexibilidade de combustão (opera com diferentes tipos de combustíveis sólidos e gasosos) e baixa emissão de NO_x (em comparação aos métodos convencionais de combustão).

Conhecer o comportamento fluidodinâmico de escoamentos gás-sólido em um leito fluidizado se mostra importante, não apenas para o desenvolvimento ou dimensionamento adequado dos componentes de um reator, mas também para a otimização de procedimentos já existentes, visando o alcance de condições ideais de funcionamento ou de melhor rendimento operacional.

O escoamento dos sólidos em um leito fluidizado é dependente de parâmetros, tais como: as características construtivas do leito, as propriedades do fluido e da partícula e a temperatura de operação. Qualquer diferença nesses parâmetros pode causar grandes mudanças na eficiência do processo (MIRINI, 2008). Portanto, compreender sobre o efeito de diferentes condições de operação em um leito fluidizado torna-se bastante importante (LU et al., 2015).

Segundo Marini (2008), é necessário construir um modelo em escala de bancada ou em escala piloto para se ter certeza que um reator está no ponto ótimo de eficiência e assim investigar o processo de fluidização. Realizar estudos através de experimentos laboratoriais tem vantagens pelo fato de tratar o problema como uma configuração real, porém em muitos casos,

os protótipos e materiais usados são caros, além do tempo gasto para sua confecção, considerando ainda a dificuldade de realização de testes, que objetivamente justifica a alternativa da simulação computacional.

Neste contexto, a fluidodinâmica computacional (CFD - *Computational Fluid Dynamics*) é uma alternativa viável para o estudo e previsão do comportamento fluidodinâmico de muitos sistemas multicomponentes. Segundo Zhao et al. (2013), a utilização de CFD surgiu nas últimas décadas como uma ferramenta eficaz para a investigação do comportamento de leito fluidizado. Para escoamentos monofásicos, tem sido empregado de forma mais ampla e com sucesso, porém, para escoamentos multifásicos, são mais difíceis de analisar, pois as fases não se misturam uniformemente (MALISKA, 2004; ROSA, 2008).

O uso do CFD é possível graças ao desenvolvimento e crescimento de computadores com grande capacidade de processamento e armazenamento. Essa ferramenta apresenta vantagens sobre os métodos experimentais, como a redução significativa do custo do projeto e do seu tempo de fabricação, grande possibilidade de variação dos parâmetros envolvidos no processo e obtenção de resultados detalhados de forma não invasiva. Entretanto, o uso de técnicas experimentais continua sendo muito importante, especialmente para a validação dos modelos e das simulações, porém a custos e prazos reduzidos.

De acordo com a literatura pesquisada, são realizadas simulações computacionais usando diferentes modelos de arraste e de turbulência, bem como a utilização de diferentes softwares de simulação, de valores de especularidade e das duas abordagens para escoamento multifásico. Porém, há ausência de trabalhos que usem CFD para analisar como os parâmetros de operação e de projeto modificam a fluidodinâmica de um leito fluidizado.

Diante disso, este trabalho pretende estudar a influência desses parâmetros no comportamento fluidodinâmico de um leito fluidizado, utilizando dinâmica dos fluidos computacional. Para isso, foi realizado um modelamento matemático e utilizado o software computacional ANSYS® Fluent para analisar a velocidade mínima de fluidização sob diferentes condições de operação e de projeto: diâmetro, altura inicial e temperatura do leito, bem como temperatura do ar e granulometria das partículas. Para a validação das simulações, os resultados simulados foram comparados com dados experimentais obtidos através de um protótipo de um leito fluidizado, construído em escala de laboratório.

2 OBJETIVOS

Este trabalho teve como objetivo geral modelar e verificar o comportamento do escoamento gás-sólido de um leito fluidizado em escala de laboratório, mediante a utilização de dinâmica dos fluidos computacional – CFD sob diferentes valores de parâmetros de projeto e operação.

Quanto aos objetivos específicos necessários para se atingir o objetivo principal, ressaltam-se os seguintes:

- Modelar o comportamento do escoamento gás-sólido utilizando a abordagem Euleriana para escoamento bifásico;
- Validar as simulações computacionais através dos dados experimentais obtidos em protótipo de leito fluidizado;
- Variar parâmetros de operação - altura do leito H_b (75, 125, 175 e 225 mm), diâmetros das partículas sólidas d_p (137, 225, 327,5 e 408,5 μm), temperatura do leito T_b (27, 158, 248 e 342 $^{\circ}\text{C}$) e do ar T_{ar} (27 e 215 $^{\circ}\text{C}$) – e de projeto: diâmetro do reator D_b (44, 66, 90 e 110 mm) - para verificar a influência dos mesmos no comportamento fluidodinâmico do leito.

3 REVISÃO BIBLIOGRÁFICA

3.1 Leito Fluidizado

3.1.1 Fundamentos sobre Leito Fluidizado

A fluidização é um processo no qual um leito formado por partículas sólidas adquire o comportamento análogo ao de um fluido quando é suspenso por um gás ou líquido (KUNII; LEVENSPIEL, 1991; BASU, 2006). Segundo Oka (2004), quando a força de arraste do fluido é suficiente para sustentar a força peso atuante nas partículas do leito, as mesmas começam a ser fluidizadas, apresentando, a partir desse ponto, algumas características semelhantes às de um fluido.

Entende-se por leito é um conjunto de partículas em uma coluna. Ao ser injetado um fluxo ascendente de gás ou líquido na parte inferior da coluna, cada partícula é submetida a diferentes forças. Portanto, o comportamento dessas moléculas também será diferente, já que a força de arraste que atua em cada partícula também é diferente. (SAMUELSBERG; HJERTAGER, 1996). Quando as forças de arraste e peso se igualam, o leito passa a ser chamado de leito fluidizado.

Geralmente o fluido utilizado é gás, pois na fluidização sólido-líquido, a interação entre líquido e partículas é geralmente mais complicada. Pode necessitar de contribuição de forças adicionais devido à razão de densidade bifásica próxima à unidade ou à viscosidade do líquido ser alta (LU et al., 2015).

Conforme Basu (2006), essa tecnologia foi investigada antes da crise energética mundial dos anos 1970, com o alemão Fritz Winkler, que introduziu produtos gasosos de combustão no fundo de um cadinho contendo partículas de coque, criando a primeira demonstração de gaseificação de carvão em leito fluidizado. Desde então, essa tecnologia tem sido utilizada de forma crescente nos mais diferentes processos envolvendo sólidos particulados.

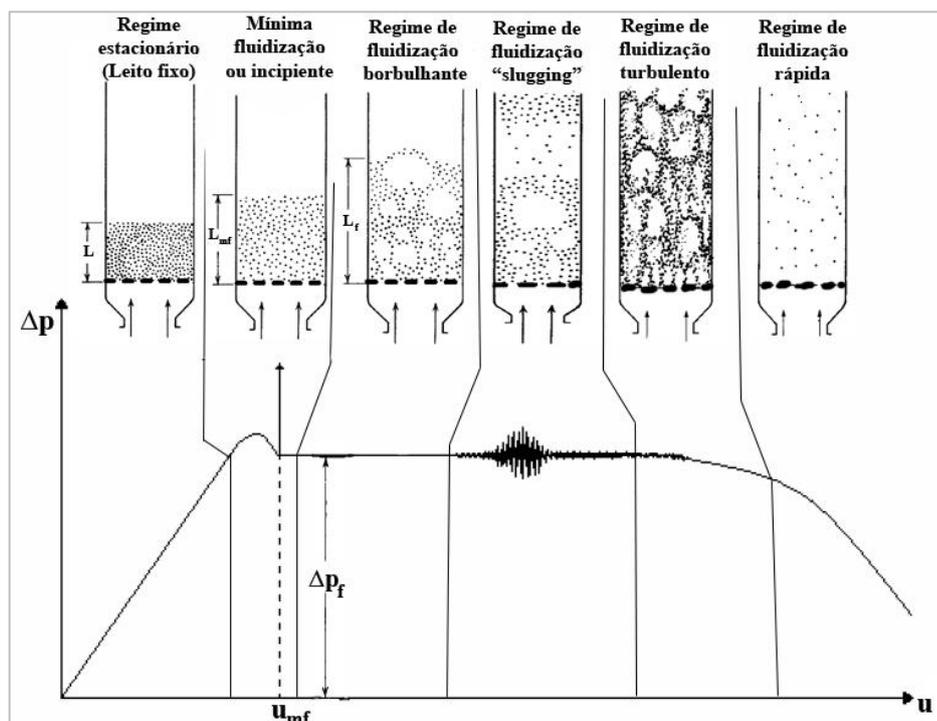
Os leitos fluidizados são amplamente utilizados nas indústrias química, de petróleo, de mineração, farmacêutica e de energia, pois geralmente necessitam de processos que requerem contato sólido-gás, pois permite uma maior mistura e geram uma grande área de contato entre as fases sólida e gasosa (LUNA et al., 2013; BIZHAEM H K.; TABRIZI H. B., 2017).

Dentre esses processos que utilizam a tecnologia de fluidização, destacam-se a combustão, a gaseificação, o craqueamento, a secagem, processos de mistura, reações de gases-partículas com catalisador e sem catalisador, recobrimento de partículas, aquecimento e resfriamento de partículas e diversas reações de síntese (BASU, 2006).

O ponto onde as partículas passam a ser suportadas pelo fluxo de fluido é denominado de ponto de mínima fluidização, sendo caracterizado pela velocidade de mínima fluidização (u_{mf}) (KHAN et al., 2014). Esse valor é importante para garantir a eficiência do processo, pois, para valores abaixo dessa velocidade, o leito é fixo e, para valores muito acima da velocidade mínima, as partículas podem ser arrastadas pela fase fluida para fora do leito (SAMUELSBERG; HJERTAGER, 1996).

A velocidade mínima de fluidização pode ser analisada através de um gráfico da variação de pressão versus velocidade do fluido. Tendo como base os trabalhos de Kunii e Levenspiel (1991), Cuenca e Anthony (1995) e Oka (2004), o processo de fluidização pode ser dividido em 6 regimes, de acordo com a dependência da velocidade do fluido que escoava através do leito de partículas sólidas: estacionário, borbulhante, *slugging* (bolsão de ar propulsante), turbulento, fluidização rápida e transporte pneumático. A Figura 1 mostra a dependência da queda de pressão com a velocidade de fluidização para diferentes condições.

Figura 1 $\Delta P \times$ Velocidade (u) para diferentes regimes de fluidização



Fonte: Adaptado de Kunii e Levenspiel (1991), Cuenca e Anthony (1995) e Oka (2004)

No início do processo, ocorre o aumento tanto da velocidade do fluido como da variação da pressão, ou seja, a queda de pressão aumenta linearmente com o acréscimo de velocidade do gás, enquanto o leito fixo aumenta aos poucos sua altura e porosidade, mas permanece estático (FEITOSA, 2019).

Nessa região de leito fixo, a velocidade do fluido ascendente que percorre os sólidos ainda é baixa, e o fluido apenas percorre os espaços vazios entre as partículas estacionárias. Aumentando a vazão do fluido que passa entre as partículas, ocorre um distanciamento destas e observam-se pequenas vibrações e movimentações em algumas regiões, a partir do qual o leito é chamado de leito expandido (KESTERING, 2016).

Esse aumento é contínuo até o valor em que a força aplicada pelo fluido nas partículas seja igual a força peso. O leito adquire aparência de um fluido em ebulição com pequena movimentação da superfície do leito. Nesse ponto, a queda de pressão torna-se constante com o aumento da velocidade, e a velocidade mínima de fluidização é igual à velocidade do fluido. É nessa condição que as forças de fricção entre as partículas e o fluido são iguais ou superiores ao peso das mesmas (GELDART, 1973).

Com o incremento da velocidade do gás, são formadas bolhas pelo fluido que começam a atravessar o leito continuamente, caracterizando a fluidização borbulhante, e ocorre, normalmente, em sistemas gás-sólido. Apesar do movimento caótico da superfície do leito, a queda de pressão tende a permanecer constante. As caldeiras de leito fluidizado borbulhante (CLFB) trabalham nessa região.

Em alguns casos raros, o sistema sólido-líquido também se comporta como borbulhante e ocorre somente quando sólidos muito densos são fluidizados por líquidos a uma baixa densidade. Entretanto, normalmente, em um sistema sólido-líquido, se obtém uma expansão progressiva e lenta, e a fluidização é chamada de fluidização suave (GELDART, 1973).

Entre o regime borbulhante e o regime turbulento existe uma zona de transição onde ocorre a formação de "pistões de areia" que são empurrados frequentemente pelo fluxo de ar, denominado "*slugging*" por Geldart (1986). Esse fenômeno refere-se ao comportamento que ocorre quando várias bolhas se aglutinam formando uma "bolsa de ar" que ocupa toda a seção transversal do leito e empurra uma grande quantidade de partículas para cima, como se fosse um pistão, se desfazendo somente quando atinge a superfície.

Após essa zona de transição, atinge-se o regime turbulento com o aumento de velocidade de escoamento, onde a queda de pressão através do leito diminui com o crescimento da velocidade do fluido. Ocorre quando partículas finas são fluidizadas a uma vazão de gás

suficientemente alta e a velocidade terminal dos sólidos é excedida, ocorrendo o arraste das partículas (GELDART, 1973). Segundo Cuenca e Anthony (1995) essa condição é caracterizada por grandes números de Reynolds e grande movimentação caótica de vazios e aglomerados de partículas através do leito.

Após esse regime, para velocidades de fluidização suficientemente altas, uma parcela significativa das partículas sólidas é carregada para fora do leito, com queda de pressão baixíssimas e decrescente com o incremento de velocidade do fluido (FEITOSA, 2019).

Após a fluidização do leito, é necessário analisar o comportamento das partículas e do fluido dentro deste equipamento, porém é uma análise complexa em virtude de fatores que podem afetar a dinâmica dentro do leito fluidizado, como a geometria do equipamento e as propriedades das partículas (diâmetro médio, densidade, esfericidade, etc.).

3.1.2 Caracterização e Classificação de Partículas

3.1.2.1 Massa Específica

A massa específica é a massa que certo material possui pelo volume que ocupa. Para um sólido granular, pode ser dada pela Equação (1).

$$\rho_s = \frac{m_s}{V_s} = \frac{m_s}{V_{total} - V_{interstícios}} = \frac{m_s}{V_{total}(1 - \varepsilon_b)} \quad (1)$$

em que ρ_p é a massa específica do sólido(fase particulada), m_p é a massa de sólidos, V_p é o volume de sólidos, V_{total} é o volume total, $V_{interstícios}$ é o volume do de interstícios no leito ou volume de poros no leito e ε_b é a fração volumétrica de gás no leito, ou seja, o volume de poros no leito pelo volume total do leito, também chamado de porosidade. (CREMASCO, 2014).

A massa específica de leito, também chamada de massa específica aparente, é a massa do material particulado dividido pelo volume do leito – que considera o volume que o material ocupa mais porosidade do leito. Ao considerar a massa de sólidos muito maior que a de gás, a massa específica do leito pode ser dada pela massa específica real multiplicada pela porosidade do leito, como mostrado na Equação (2).

$$\rho_b = \frac{m_s + m_g}{V_{total}} = \frac{\rho_s \cdot V_s + 0}{V_{total}} = \rho_s(1 - \varepsilon_b) \quad (2)$$

3.1.2.2 Tamanho da partícula

A fase particulada contém partículas irregulares e não podem ser definidas individualmente. Seus tamanhos são definidos de acordo com certas propriedades de referência. Muitos diâmetros já foram definidos para caracterizar partículas irregulares. De acordo com Yang (2013), os mais comuns são:

- Diâmetro volumétrico: diâmetro de uma esfera que tenha o mesmo volume da partícula irregular.
- Diâmetro superficial: diâmetro de uma esfera que tenha a mesma superfície de uma partícula irregular.
- Diâmetro superfície/volume (diâmetro de Sauter): diâmetro de uma esfera que tenha a mesma relação superfície/volume de uma partícula.
- Diâmetro de peneira: definido como o tamanho da menor seção quadrada pela qual a partícula pode passar. Conforme Oka (2004), a determinação do diâmetro médio da partícula (d_p) pode ser realizada através da média geométrica entre o menor diâmetro de partícula que é retida na menor abertura de malha na peneira (d_1) e o maior diâmetro de partícula que passa na maior abertura da malha da peneira (d_2).

Creмасco (2014), sugere ainda que o diâmetro médio da partícula d_p pode ser estimado pela Equação (3), que é conhecida como diâmetro médio de Sauter, cuja relação volume/superfície é a mesma para todas as partículas de uma certa amostra. Onde X_i é a fração mássica retida em uma peneira, e D_i é o diâmetro médio entre duas peneiras consecutivas.

$$d_p = \frac{1}{\sum_{i=1}^n \left(\frac{X_i}{D_i} \right)} \quad (3)$$

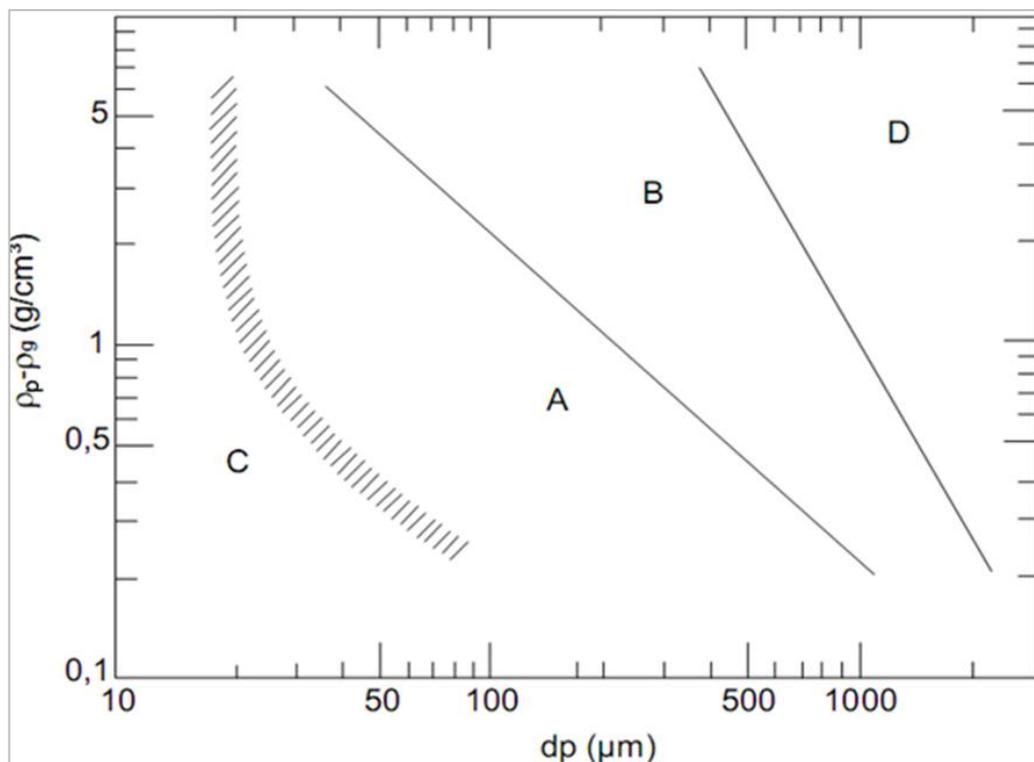
3.1.2.3 Classificação de Partículas

Geldart (1986) analisou a fluidização de diferentes sólidos e classificou as partículas em quatro categorias de acordo com as suas propriedades e capacidade de fluidização. Esta classificação é muito utilizada para a caracterização do comportamento fluidodinâmico e

amplamente utilizada em todos os campos de tecnologia que envolve partículas sólidas. A Figura 2 mostra essa classificação de acordo com o comportamento na fluidização em ar em condições ambientes, para diferentes diâmetros de partículas (d_p) e diferentes densidades de partículas.

De acordo com Cremasco (2014), a caracterização das partículas sólidas é de grande importância para o estudo de sistemas de fluidização, pois estes são regidos pela interação partícula/fluido e partícula-partícula.

Figura 2 Classificação de partículas



Fonte: Geldart (1986).

- Grupo A

São partículas de tamanho pequenos e baixa densidade ($< 1400 \text{ kg/m}^3$) e de fácil fluidização. Em condições ambientes e na velocidade mínima, ocorre a fluidização não-borbulhante e o processo passa a ser borbulhante na medida em que se aumenta a velocidade do ar (GELDART, 1973).

Durante a fluidização desses materiais, uma fluidização homogênea pode ser obtida com substancial expansão do leito antes da ocorrência de bolhas com baixa velocidade do gás. Quando ocorre borbulhamento, poucas bolhas são formadas e o diâmetro das mesmas dependente do tamanho médio das partículas, da pressão e da temperatura (GELDART, 1986).

- Grupo B

Contém a maioria dos sólidos de médio tamanho e densidade (partículas de diâmetros superiores a 40 μm e inferiores a 500 μm e densidade entre 1400 kg.m^{-3} e 4500 kg.m^{-3}). Essa categoria tem tipicamente característica de areia, e bolhas ocorrem imediatamente após se atingir a velocidade de mínima fluidização, ou seja, a velocidade mínima de fluidização (U_{mf}) é igual à velocidade mínima de borbulhamento (U_{mb}).

- Grupo C

As partículas do grupo C são de tamanho bastante reduzido (diâmetro próximo de 20 μm) e normalmente são coesas. Em condições normais, são partículas dificilmente fluidizadas.

Para baixas velocidades, ocorre a canalização do fluxo do fluido, de forma que sua distribuição não é uniforme. Quando o leito possui diâmetro reduzido, a tendência é que as partículas ascendam como um pistão ou há a formação de caminhos preferenciais no leito que se estenderá desde o distribuidor até a superfície. A passagem do gás não provoca alterações significativas no leito, e ocorre, devido as forças entre as partículas serem maiores que a força do gás sobre elas (PAIVA, 2001).

- Grupo D

Contém partículas grosseiras, de dimensões maiores que as dos outros grupos e mais densas, apresentando fluidização mais difícil e heterogênea, com bolhas ascendendo muito lentamente em relação a velocidade intersticial do gás.

As bolhas menores sobem o leito com velocidade inferior a do gás no escoamento. Perto da base do leito aparecem vazios horizontais que, caso o leito seja estreito, podem ascender por todo o leito e provocar um escoamento tipo pistão. Para leitos com maiores dimensões, estes vazios dividem-se em bolhas que crescem sem coalescência.

O desaparecimento das bolhas só ocorre quando atingem uma velocidade de 3 m/s e o regime será turbulento. O tamanho das bolhas se assemelha aos do grupo B, porém quando o distribuidor possui apenas uma saída no eixo do leito é possível ter um leito em jorro (GELDART, 1986).

Ao comparar os quatro grupos observa-se que os grupos A e B são os que apresentam, mais nitidamente, todos os regimes de fluidização, sendo a principal diferença entre eles a velocidade necessária para a transição entre os regimes (GELDART, 1973).

3.1.2.4 Esfericidade

A esfericidade (ϕ_s) é definida é definida como a razão entre a área superficial de uma esfera que tem volume equivalente ao da partícula e a área superficial da partícula, e pode representada pela Equação (4).

$$\phi_s = \left(\frac{d_v}{d_s}\right)^2 \quad (4)$$

em que d_v é o diâmetro de uma esfera que tem o mesmo volume da partícula, d_s é o diâmetro de uma esfera que tem a mesma superfície da partícula, e $0 < \phi_s < 1$. Quando $\phi_s = 1$ a partícula tem a forma de uma esfera perfeita. Para partículas aproximadamente esféricas, isto é, esfericidade próximas a 1, d_v e d_p são aproximadamente iguais.

Geldart (1986) cita que para materiais com esfericidade por volta de 0,8 tem-se que:

$$d_v \approx 1,13d_p \quad (5)$$

3.1.3 Equação de Ergun

A equação de Ergun descreve a variação de pressão por unidade de comprimento do leito fluidizado. É derivada do fator de fricção modificado, da equação de Fanning, do diâmetro equivalente, da lei de Darcy, do número de Reynolds da partícula, de dados experimentais e de outras considerações.

Pode ser utilizada para ambos os regimes, laminar e turbulento, e é dada pela Equação (6).

$$\frac{\Delta p}{L} = 150 \frac{(1 - \varepsilon_b)^2 \mu_g \cdot u}{\varepsilon_b^3 d_{sv}^2} + 1,75 \frac{(1 - \varepsilon_b) \rho_g u^2}{\varepsilon_b^3 d_{sv}} \quad (6)$$

em que μ_f é a viscosidade do fluido e d_{sv} é o diâmetro característico da partícula, dado pelo produto da esfericidade da partícula e do diâmetro d_p :

$$d_{sv} = \phi_s \cdot d_p \quad (7)$$

3.1.4 Números Adimensionais

São utilizados dois números adimensionais importantes para o estudo da fluidização: o número de Reynolds e o número de Arquimedes.

Número de Reynolds

O número de Reynolds, Re , descreve a razão entre forças inerciais e forças viscosas no escoamento do gás através da nuvem de partículas.

O número de Reynolds da partícula (Re_p) é utilizado para classificar o escoamento como laminar ou turbulento. Conforme Geldart (1986), sob condições de fluxo laminar ($Re_p < 1$) o primeiro termo do lado direito da Equação (6) é dominante e o segundo termo pode ser eliminado. Da mesma forma, para condições de regime completamente turbulento ($Re_p > 1000$) o segundo termo da Equação (6) é dominante e assim o primeiro termo pode ser negligenciado.

O número Reynolds da partícula é dado por:

$$Re_p = \frac{u \cdot \rho_g \cdot d_{sv}}{\mu_g} \quad (8)$$

Número de Arquimedes

O número de Arquimedes (Ar) relaciona forças gravitacionais e forças viscosas que agem no escoamento através do leito de partículas.

$$Ar = \frac{\rho_g d_p^3 (\rho_p - \rho_g) g}{\mu_g^2} \quad (9)$$

Esses números adimensionais podem ser combinados com a Equação de Ergun, nas condições de mínima fluidização, gerando a Equação (10).

$$Re_{mf} = \frac{u_{mf} \cdot \rho_g \cdot d_p}{\mu_g} = (C_1^2 + C_2 \cdot Ar)^{1/2} - C_1 \quad (10)$$

C_1 e C_2 são constantes, cujos valores são empíricos e dados por 27,2 e 0,0408 respectivamente (GRACE, 1982, apud BASU, 2006).

Wen e Yu (1966) relacionaram o número de Arquimedes com o número de Reynolds utilizando dados experimentais e encontraram as seguintes equações:

$$\frac{1}{\phi_s \cdot \varepsilon_{mf}^3} \approx 14 \text{ e } \frac{1 - \varepsilon_{mf}}{\phi_s^2 \cdot \varepsilon_{mf}^3} \approx 11 \quad (11)$$

$$Re_{mf} = (33,7^2 + 0,0408 Ar)^{1/2} - 33,7 \quad (12)$$

3.2 Dinâmica dos Fluidos Computacional - CFD

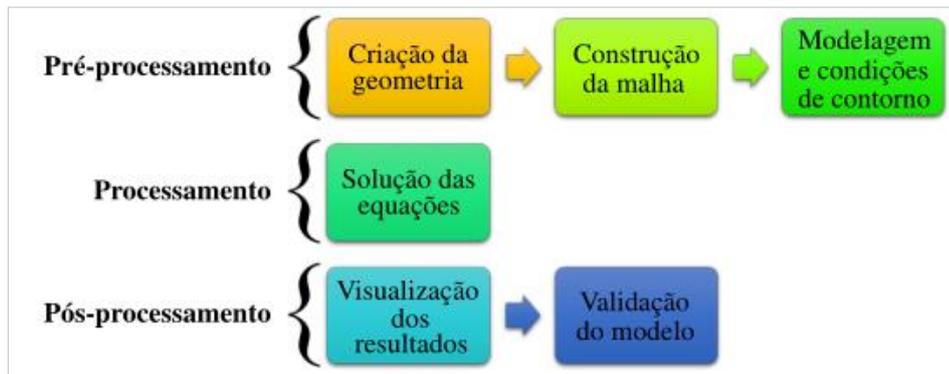
O avanço tecnológico do setor computacional abriu novas possibilidades para abordagem dos problemas de engenharia, com a utilização de cálculos de soluções para os mais completos modelos matemáticos. Atualmente os computadores apresentam configurações suficientes para o estudo de sistemas mais complexos (DUARTE, 2006). Portanto, além dos estudos experimentais, a simulação pode ser uma técnica útil para obter informações detalhadas sobre a hidrodinâmica e transferência de calor do fluxo gás-sólido em leitos fluidizados (BIZHAEM; TABRIZI, 2016).

A dinâmica de fluidos computacional (CFD) é uma ferramenta poderosa que permite que a hidrodinâmica de um sistema seja mais compreendida e modelada com precisão. Também pode ser usado para analisar mecanismos de transferência de calor e massa no estudo de fluxos gás-sólido em leitos fluidizados, complementando investigações experimentais (BAKSHI et al., 2015; BAHRAMIAN, OSTADI e OLAZAR, 2013).

Nas últimas décadas, o uso de ferramenta CFD tem desempenhado um papel cada vez mais importante na previsão de comportamentos hidrodinâmicos de sistemas, que são críticos para o design, a ampliação e a otimização de unidades industriais (QIU et al., 2017)

Uma simulação CFD geralmente contém três principais etapas: um pré-processamento, solver (também chamado de processamento) e um pós-processamento, como mostrado na Figura 3.

Figura 3 Etapas comumente percorridas durante a simulação de CFD



Fonte: elaborada pelo autor

Pré-processamento

O pré-processamento consiste da entrada de um problema de escoamento em um programa CFD, através de uma interface com o usuário e a subsequente transformação desta entrada em uma forma apropriada para o uso do solver.

Segundo Versteeg e Malalasekera (2007) e Bezerra (2018), consiste nas seguintes subetapas:

- Definição da geometria da região de interesse (o domínio)
- Geração da malha (a subdivisão do domínio em um número de subdomínios menores: uma malha de volumes de controle)
- Seleção dos fenômenos físicos ou químicos que precisam ser modelados;
- Definição das propriedades do fluido e outros constituintes;
- Especificação das condições de contorno apropriadas
- Especificação dos parâmetros numéricos

Solver

O solver é o componente que resolve o problema de CFD, produzindo os resultados requeridos, em um processo não-interativo com o usuário (*batch process*).

Segundo Versteeg e Malalasekera (2007) e Maitelli (2010), o solver resolve os problemas de CFD da seguinte maneira:

- As equações diferenciais parciais são integradas por todo o volume de controle da região do interesse;

- Estas equações integrais são convertidas a um sistema de equações algébricas, gerando um jogo de aproximações para os termos nas equações integrais;
- As equações algébricas são resolvidas iterativamente.
- É produzido um arquivo de resultados que são transferidos então para o pós-processador.

Pós-processamento

Consiste na utilização da solução do solver por um pós-processador, que é usado para analisar interativamente, visualizar e apresentar os resultados.

Inclui desde a obtenção de valores em pontos específicos a animações complexas, como a visualização do sentido e do valor do fluxo de um escoamento, da variação da temperatura, da pressão e da velocidade, animações gráficas, traço de vetores, informações sobre malha etc (BEZERRA, 2018).

3.2.1 Malha Computacional

A geração da malha computacional é uma etapa importante na solução de um modelo. O número de células interfere diretamente na precisão dos resultados obtidos, bem como no tempo de simulação e no esforço computacional. Assim, a determinação da malha deve ser feita corretamente, pois poderá ter como consequência, uma simulação com resultados incoerentes (ANTONIACOMI e SOUZA, 2010).

Uma malha pode ser definida como uma discretização de um domínio em formas geométricas simples, tais como triângulos ou quadriláteros em 2D e tetraedros ou hexaedros em 3D.

As malhas podem ser classificadas em 3 tipos, segundo Santos (2011):

- a) Malha estruturada
 - A malha estruturada em bloco, ou seja, disposta em um padrão regular repetido;
 - Utilizam elementos quadriláteros em 2D e hexahédricos em 3D;
- b) Permite ao usuário condensar pontos nas regiões de altos gradientes de fluxo da grandeza de interesse, deixando mais refinada, e também gerar regiões menos densas quando necessário.

c) Malha não estruturada

- São compostas por elementos distribuídos de forma aleatória, sem padrão definido e sem uniformidade;
- Requer menor esforço do usuário e tempo;
- Falta de controle do usuário sobre a disposição dos volumes ou células
- Demanda mais tempo e memória computacional comparadas às malhas estruturadas.

d) Malha híbrida

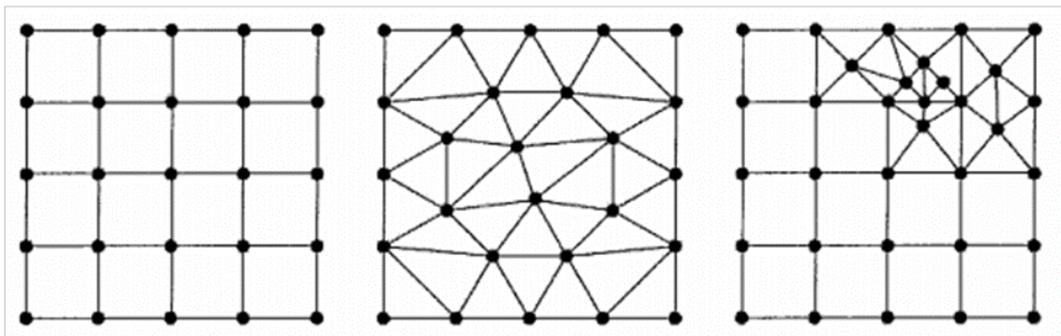
- Utilização simultânea das malhas estruturadas e não estruturadas em regiões específicas de forma a evidenciar as vantagens de cada método;

Segundo Duarte (2006), as etapas para a construção desse tipo de malha são:

- Construção da geometria do equipamento;
- Definição das faces e/ou volumes;
- Determinação de efeitos como camada limite, ou outro tipo de refinamento desejado;
- Aplicação da malha no corpo geométrico construído e determinação do tipo e tamanho das células (quadrangular, tetraédrica, hexaédrica ou híbrida);
- Definição das paredes, interiores, entradas e saídas do equipamento;
- Determinação das fases que compõem o interior do equipamento, por exemplo, fluido (ar) e/ou sólido;
- Conversão do arquivo (com extensão .msh) contendo a malha em uma extensão reconhecida pelo software FLUENT (extensão .cas);

A Figura 4 mostra os 3 tipos de malha aplicáveis em simulação, em função do interesse em descrever e/ou melhor caracterizar os fenômenos físicos localizados.

Figura 4 Tipos de malhas computacionais



Fonte: ANSYS (2019)

3.2.2 Métodos Numéricos

O método numérico é uma técnica utilizada na aproximação de soluções de problemas matemáticos em que a obtenção de uma resposta analítica é complexa. Entretanto, a solução numérica é uma resposta aproximada, enquanto a solução analítica é uma resposta exata. Portanto, sempre ocorrerão erros de arredondamento e de truncamento, que somados, representam os erros totais (GILAT, 2008).

O truncamento é um erro inerente ao método numérico. Surge cada vez que se substitui um procedimento matemático infinito por um processo finito, ou seja, é um erro resultante das aproximações das equações matemáticas que se deseja resolver (NASCIMENTO, 2009).

Os erros de aproximação ocorrem pelo fato dos números serem representados por uma quantidade limitada de dígitos, em termos do arcabouço digital dos computadores, ou seja, são aqueles relacionados com as limitações existentes na forma de representar números em máquina

Apesar da relativa imprecisão, os erros numéricos são de extrema importância para a matemática e engenharia, pois não apresentam restrições na solução de problemas complicados como ocorre no método analítico (GILAT, 2008).

Os métodos mais utilizados são: o Método das Diferenças Finitas (MDF), o Método dos Volumes Finitos (MVF), o Método dos Elementos Finitos (MEF) e o Método de Elemento de Contorno (MEC).

3.2.2.1 Método das Diferenças Finitas

É utilizado para resolução de problemas com geometrias simples e é o método de resolução de Equações Diferenciais Parciais (EDP) mais antigo (GILAT, 2008).

Consiste na discretização do problema em que o domínio é substituído por uma série de pontos discretos, ou pontos nodais, nos quais são calculadas as incógnitas do problema. As derivadas que aparecem na equação original são aproximadas por fórmulas discretas de diferenças. A aplicação dessas fórmulas, relativas aos pontos do domínio discretizado, gera um sistema de equações algébricas, cuja solução fornece os valores das incógnitas do problema nesses pontos (GILAT, 2008).

Supondo, por exemplo, que o problema admite só uma solução e considerando a partição: $a = x_0 < x_1 < \dots < x_{n-1} < x_n = b$ do intervalo $[a, b]$. O método das diferenças finitas

permite obter aproximações y_i , $i = 1, 2, \dots, n-1$, para os valores da solução nos pontos da partição, isto é, $y_i \approx y(x_i)$, $i = 1, 2, \dots, n-1$. Por uma questão de simplificação, a partição será considerada uniforme, ou seja, $x_i - x_{i-1} = h$, $i = 1, \dots, n$.

3.2.2.2 Métodos dos Volumes Finitos

Foi introduzido na década de 1970 por McDonald, MacCormack e Paullay e historicamente tem sido o método preferido pelos cientistas e engenheiros que trabalham com a mecânica de fluídos (<https://www.esss.co/>)

Essa metodologia realiza simulações de equações diferenciais sob a forma de equações algébricas para solucionar problemas analiticamente impossíveis. Nele, o domínio do cálculo é subdividido em volumes de controle e, conhecendo alguns valores, obtêm-se outros desejados (GONÇALVES, 2007).

O MVF baseia-se na forma integral da equação da conservação em que ocorre a divisão do domínio em um número finito de volumes de controle (VC) contínuos e, em seguida, equações de conservação sob forma integral são aplicadas para cada VC. No centro do VC, localiza-se um nó computacional, no qual são calculados os valores das variáveis. Em seguida, é possível obter os valores das superfícies dos VC através da interpolação dos valores nodais (centro do VC).

Através de fórmulas apropriadas são resolvidas as integrais de volume e de superfície, resultando em uma equação algébrica para cada VC, na qual aparecem os valores das variáveis no nó analisado e nos nós vizinhos (LI; CHEN; WU, 2000).

A grande vantagem desse método é que ele pode ser aplicado a qualquer tipo de malha, pois se adapta a geometrias complexas. (GONÇALVES, 2007). A desvantagem da utilização do MVF em relação ao MDF é que para soluções de grau superior à segunda derivada, esse método é mais complicado, pois a aproximação por volumes finitos requer três níveis de aproximação: interpolação, diferenciação e integração (GONÇALVES, 2007).

3.2.2.3 Método de Elementos Finitos

O MEF é muito parecido com o MVF, pois em ambos, o domínio é reduzido a um conjunto discreto de elementos finitos (GONÇALVES, 2007). Além disso, o MEF se baseia no uso de uma aproximação das variáveis desconhecidas a fim de transformar equações

diferenciais parciais em equações algébricas através da substituição do problema real por outro semelhante (DHATT; TOUZOT; LEFRANÇOES, 2012).

Para a resolução desse método requer a existência de uma equação integral, em que exista a possibilidade de substituí-la sobre um domínio complexo de volume por um somatório de integrais estendidos a subdomínios de geometria simples (DHATT; TOUZOT; LEFRANÇOES, 2012).

A malha normalmente utilizada é não estruturada onde, em problemas 2D, os elementos finitos são usualmente representados por triângulos ou quadriláteros, enquanto que em 3D são os tetraedros ou hexaedros (GONÇALVES, 2007).

3.2.2.4 Método de Elemento de Contorno

Consiste em efetuar a análise do problema através da discretização do contorno do modelo por meio de nós e elementos, ou seja, as equações diferenciais são desenvolvidas e transformadas em equações integrais sobre uma região de contorno. Essa região é reduzida em seguimentos chamados de elementos de contorno, nos quais as condições iniciais do problema são aplicadas (POUZADA, 1999).

Quando à solução no contorno é encontrada, no estágio de pós-processamento, as equações integrais são novamente usadas para calcular numericamente a solução em qualquer ponto no interior do domínio envolvido pelo contorno (ESSS, 2019).

Esse método surgiu como uma alternativa do Método de Elementos Finitos (MEF), pois reduz consideravelmente a ordem da dimensão do problema, visto que se torna necessário discretizar apenas o contorno da região de interesse e, conseqüentemente, diminui também o tempo gasto na solução (POUZADA, 1999).

A principal vantagem do método é a diminuição no tempo de solução e conseqüente redução do custo computacional, bem como a precisão dos resultados. Entretanto, a desvantagem é a dificuldade na implementação computacional e a falta de programas comerciais que abranja o método (ALVES, 2006).

3.3 Modelagem de Escoamento Bifásico (Gás-Sólido)

Segundo Pavani (2016), o estudo da fluidodinâmica em sistemas particulados teve início em 1850 com o trabalho de Stokes, que estudou a fluidodinâmica de uma partícula isolada. Porém, o comportamento do fluxo gás-sólido é mais complexo e várias técnicas de

fluidização assistida foram propostas e testadas para superar as limitações e melhorar seu desempenho intrínseco, como centrifugação, vibração mecânica, pré-mistura com partículas grossas, injeção de gás, fluxo pulsante, campo magnético, campo elétrico e excitação acústica (IRELAND; PITT; SMITH, 2016).

Portanto, muitas pesquisas têm sido desenvolvidas para melhorar o entendimento de escoamento bifásico (sólido-gás; sólido-líquido) e modelos foram criados para melhor descrever o comportamento fluidodinâmico, conforme mostrados neste trabalho.

3.3.1 Abordagens para Escoamento Multifásico

No caso de escoamentos envolvendo gás-sólido, há duas principais abordagens para modelar as fases em escoamentos multifásicos: a abordagem Euleriana-Euleriana e a Euleriana-Lagrangeana (LUNA et al., 2013; BARBOSA, 2012; VAN WACHEM et al., 2001).

Abordagem Euleriana-Euleriana é a mais utilizada, porque utiliza menos recursos computacionais (FARZANEH et al., 2015; BAKSHI, et al., 2015).

3.3.1.1 Euleriana-Lagrangeana

Na abordagem Euleriana-Lagrangeana, também chamada de modelo de partículas discretas, cada partícula da fase sólida é modelada individualmente, com base na segunda lei de Newton. É calculado, portanto, o caminho e o movimento de cada partícula em separado, ou seja, discretiza a fase particulada para solucionar o problema (VAN WACHEM et al., 2001; CHIESA et al., 2005).

Para descrever o escoamento de partículas sólidas em um fluido, utiliza-se as equações de Navier-Stokes para o movimento do fluido juntamente com a resolução das equações da quantidade de movimento linear e angular para cada uma das partículas.

Segundo Chiesa et al. (2005), a abordagem Euleriana-Lagrangeana tem menos chance de possuir erros numéricos difusivos, apresentando maior regularidade ao se referir a escoamentos com altos gradientes de velocidade da fase particulada, sendo aplicável a sistemas particulados polidispersos.

Apesar de possuir menores erros, Chiesa et al. (2005) e Van Wachem et al. (2001) ressaltam que essa abordagem implica na utilização de alto processamento, e, conseqüentemente, em um alto custo computacional, pois o sistema é tratado de forma discretizada. Assim, para casos com uma grande quantidade de partícula, torna-se praticamente

inviável usar a abordagem Euleriana-Lagrangeana. Assim, as formulações Eulerianas de meios contínuos tornam-se mais adequadas para a simulação desses escoamentos (SUNDARESAN, 2000).

3.3.1.2 Euleriana-Euleriana

A abordagem Euleriana-Euleriana considera a fase sólida como contínua, aplicando-se equações conservativas de massa e quantidade de movimento para ambas as fases. Considera-se, portanto, que o material particulado assume o comportamento de um fluido, o que tem permitido chamar genericamente essa abordagem de Modelo de Dois Fluidos.

A formulação Euleriana-Euleriana, ao considerar a fase sólida como contínua, define essa fase particulada pelo diâmetro médio das partículas que a compõe, pelo coeficiente de restituição, pela densidade e pela fração volumétrica, realizando uma média do movimento na escala das partículas (VAN WACHEM et al., 2001; CHIESA et al., 2005).

Segundo Sundaresan (2000), O Modelo de Dois Fluidos é considerado o mais adequado para a simulação de escoamentos gás-sólido. No entanto, são necessários modelos estatísticos para transcrever o comportamento de partículas individuais para um contínuo, sendo a Teoria Cinética do Escoamento Granular (KTGF - *Kinetic Theory of Granular Flow*) o modelo mais difundido, utilizado como um padrão para a representação de leitos fluidizados (GIDASPOW, 1994).

3.3.2 Teoria da Cinética do Escoamento Granular

Essa teoria, Kinetic Theory for Granular Flow (KTGF), foi desenvolvida a partir da teoria cinética clássica dos gases, porém a temperatura utilizada é substituída por uma temperatura granular, que é obtida pela resolução da equação diferencial, a qual representa a energia pseudo-térmica das partículas (MARINI, 2008).

Tem como objetivo modelar os parâmetros da fase particulada, como viscosidade e pressão dos sólidos, associando-os a essa temperatura granular, de forma que seja possível determiná-los de acordo com sua posição e com o instante de tempo analisado (DING; GIDASPOW 1990; HODAPP, 2009).

Segundo HODAPP (2009), uma das principais vantagens dessa teoria é a agilidade na resolução de problemas envolvendo grandes domínios e quantidades de partículas, tornando-se aplicável às simulações de engenharia industrial.

Sinclair e Jackson (1989) foram os primeiros a aplicar a teoria cinética para modelar um escoamento gás-sólido totalmente desenvolvido em um tubo. Posteriormente, Gidaspow (1994) revisou a teoria cinética e fez descrições de sistemas multifásicos utilizando essa alternativa.

Diversos autores aplicaram com sucesso a *Kinetic Theory for Granular Flow* na simulação do escoamento gás-sólido em leitos fluidizados, como Goldschmidt et al.(2004), Rotava (2008), Marini (2008), Almuttahir e Taghipour (2008), Armstrong e Luo (2010), Cloete et al. (2011), Cloete et al. (2012), Loha et al. (2012), Verma et al. (2013), Wanga et al. (2013), Roy et al. (2014), Benzartia et al. (2014) e Zhang et al. (2015).

3.3.3 Modelos de Turbulência

Segundo Hodapp (2009), a turbulência pode ser definida como um fenômeno transiente, convectivo, não linear e tridimensional. É uma propriedade intrínseca ao escoamento e não ao fluido, ou seja (definir propriedade intrínseca)

A maioria dos escoamentos de interesse na engenharia correspondem ao regime turbulento, que é dependente do tempo, resultando em flutuações aleatórias (WINCOX,1998; MARINI, 2008). É um fenômeno difusivo, resultando, portanto, no aumento das taxas de transferência de energia, massa e quantidade de movimento.

Os principais métodos de solução disponíveis para descrever os escoamentos turbulentos utilizando as ferramentas CFD são: LES (*Large Eddy Simulation* ou Simulação de Grandes Escalas), DNS (*Direct Numerical Simulation* ou Simulação Numérica Direta) e RANS (*Reynolds-Averaged Navier Stokes* ou Navier-Stokes com Médias de Reynolds) (FERZIGER; PERIC, 2002).

A modelagem DNS (*Direct Numerical Simulation*) resolve as equações de Navier-Stokes completas sem a realização de qualquer tipo de consideração ou aproximação além de discretizações numéricas. É o método mais preciso, porém o mais custoso computacionalmente e exige malhas muito refinadas (FERZIGER; PERIC, 2002).

A modelagem LES (*Large Eddy Simulation*) também exige malhas refinadas, já que resolve as grandes escalas (maiores estruturas que ocorrem no escoamento, e são determinadas pela geometria que lhes dá origem) por meio do DNS, porém usa o emprego de sub malhas para modelar a influência das escalas dissipativas (menores escalas que podem ocorrer em um escoamento turbulento)

Quando comparado ao DNS, o custo computacional é reduzido significativamente, porém ainda é superior ao RANS (*Reynolds Averaged Navier-Stokes*) (BARBOSA, 2012). Em termos de custo computacional, este método se encaixa entre os métodos DNS e RANS (FERZIGER; PERIC, 2002).

O modelo RANS modifica as equações de Navier-Stokes através da aplicação de técnicas estatísticas, introduzindo termos médios das instabilidades do escoamento para representar as variações dos elementos de um escoamento turbulento. Os dois tipos de modelo de turbulência mais utilizados no método RANS são os de viscosidade turbulenta e os de tensão de Reynolds (FERZIGER; PERIC, 2002; HODAPP, 2009).

Os modelos de Tensões de Reynolds representam todos as componentes de tensão e das taxas de dissipação através de equações de transporte que são resolvidas para cada um dos componentes do tensor, sendo adequados para escoamentos complexos. Os modelos de Viscosidade Turbulenta, por outro lado, são mais simples e mais utilizados em CFD.

Os modelos de viscosidade turbulenta (*Eddy Viscosity*) são frequentemente empregados, sendo divididos nos modelos de zero, uma e duas equações (WINCOX, 1998). Estes modelos consideram a turbulência como sendo o conjunto de pequenos vórtices, os quais são continuamente formados e dissipados (HODAPP, 2009).

O modelo de zero equações não necessita de adição de qualquer equação de transporte além das de energia, massa e momento, sendo a viscosidade turbulenta calculada apenas por meio de uma relação algébrica empírica (BARBOSA, 2012).

O modelo de uma equação adiciona uma equação de transporte que relaciona a viscosidade turbulenta à energia cinética (k) (WINCOX, 1998). Mais especificamente, utiliza a energia cinética para o cálculo da viscosidade turbulenta, gerando, dessa forma, apenas uma equação de transporte além das energia, massa e momento (HODAPP, 2009).

O modelo de duas equações foi proposto por Kolmogorov em 1942 com o objetivo de se obter um modelo mais completo para descrever o comportamento turbulento, propondo duas equações de transporte: a energia cinética turbulenta (k); a taxa de dissipação de energia cinética turbulenta por unidade de volume (ω). Launder e Spalding, em 1972, desenvolveram o modelo mais utilizado atualmente em simulações CFD, o k - ϵ . (WINCOX, 1998).

Portanto, o modelo de turbulência k - ϵ , é um modelo de duas equações, onde “ k ” (energia cinética turbulenta) é definida como a variação das flutuações em velocidade e “ ϵ ” é a dissipação do vórtice de turbulência, ou seja, a taxa de dissipação das flutuações de velocidade. A grande vantagem desse modelo é que o custo computacional para a modelagem da turbulência é baixo em relação a outros modelos (ANSYS, 2019).

3.3.4 Modelos de Arraste

A dinâmica da partícula em fluidos é governada pela segunda lei de Newton, que engloba forças que ocorrem devido às interações entre a fase gasosa e a fase particulada. Essas forças correspondem às forças de arrasto, de sustentação e de massa virtual (resultante da aceleração relativa entre as fases) (SYAMLAL et al., 1993).

A magnitude da primeira é muito maior que a das outras duas, permitindo que essas sejam desconsideradas (DU et al., 2006). Segundo Luna (2013), as demais forças interfaciais podem ser negligenciadas quando comparadas à força de arraste, pois esta representa aproximadamente 90% da força total devido à grande diferença de massas específicas entre as fases no escoamento gás-sólido.

Portanto, o modelo de arrasto deve ser cuidadosamente selecionado para garantir resultados confiáveis, pois a precisão de um modelo CFD depende do modelo de arrasto empregado. (LUNA et al., 2013).

Ao se estudar uma partícula isolada imersa em um fluido estagnado, a força de arraste pode ser dada apenas em função do número de Reynolds da partícula (BOLKAN et al., 2003; CHEN, 2016), porém no leito fluidizado há várias partículas que interagem e influenciam a força de arraste (TAGHIPOUR et al., 2005).

Assim, várias correlações empíricas foram propostas para quantificar a quantidade de energia transmitida da fase gás para a fase sólida na modelagem para leitos fluidizados, tais como o modelo de Gidaspow (1994), o de Syamlal-O'Brien (1989), o de Wen e Yu (1966), o de Di Felice (1994), o de Huilin e Gidaspow (2003), o EMMS (energy minimization multi-scale) e o McKeen (2003).

Chalermssinsuwan et al. (2012) simularam os modelos de Gidaspow (1992), Syamlal-O'Brien (1989), Wen-Yu (1966) e EMMS (energy minimization multi-scale) em um leito fluidizado circulante. Foi observado que os três primeiros modelos apresentaram uma boa concordância com os dados experimentais, e possuíram comportamento semelhante entre eles. O modelo EMMS não apresentou uma boa concordância com os dados experimentais.

Loha, Chattopadhyay e Chatterjee (2012) realizaram simulação CFD para estudar a influência dos modelos arraste de Gidaspow (1992), Syamlal-O'Brien (1989), EMMS e McKeen (2003), aplicados em um leito fluidizado, na velocidade média da partícula, na estrutura do leito no escoamento e na temperatura granular. Foi observado que os modelos de Gidaspow e de Syamlal-O'Brien possuíram uma boa previsão da estrutura do leito durante o escoamento, enquanto somente o modelo de Gidaspow apresentou bons resultados quanto a

velocidade média da partícula. Os modelos de Syamlal-O'Brien e o EMMS previram bem a temperatura granular. O modelo de McKeen não apresentou bons resultados para nenhum dos parâmetros estudados.

Dessa forma, observa-se que a escolha de um modelo matemático que traduza corretamente os efeitos do arrasto torna-se importante para a obtenção de bons resultados em simulações e é objetivo de estudos da fluidodinâmica computacional em sistemas gás-sólido, pois grande parte dos modelos propostos são incapazes de prever as heterogeneidades do escoamento (DU et al., 2006; LUNA, 2013; CHEN, 2016).

4 METODOLOGIA

4.1 Modelamento Matemático

A fluidodinâmica em leitos fluidizados em regime heterogêneo é caracterizada pela distribuição não uniforme de concentração de partículas, tendo em vista as propriedades de interação entre as partículas que compõem o leito. Assim, algumas considerações iniciais devem nortear o modelamento matemático, tais como:

- a. A fase fluida comporta-se como fluido newtoniano e incompressível;
- b. Regime transiente ($\partial/\partial t \neq 0$);
- c. Meio poroso não isotrópico, acarretando à variação da porosidade bem como da concentração de particulados;
- d. Escoamento não uniforme, levando à variação espacial da velocidade da fase fluida ($\vec{\nabla}\tau \neq 0$);
- e. Tendo em vista a hipótese (c), tanto a pressão na fase particulada quanto o tensor tensão nessa fase não são constantes e, portanto, devem ser considerados no modelamento matemático;
- f. Escoamento bidimensional.

A abordagem Euleriana-Euleriana é aplicada para descrever a fluidodinâmica de um escoamento gás-sólido de um leito fluidizado. Nesse caso, descreve-se o comportamento das duas fases como meios contínuos interpenetrantes coexistindo ao mesmo tempo em um mesmo domínio. As equações básicas são as da conservação da massa, mostradas pelas Equações (13) e (14), e as da conservação do momento.

$$\frac{\partial}{\partial t}(\alpha_g \rho_g) + \nabla \cdot (\alpha_g \rho_g \vec{v}_g) = 0 \quad (13)$$

$$\frac{\partial}{\partial t}(\alpha_s \rho_s) + \nabla \cdot (\alpha_s \rho_s \vec{v}_s) = 0 \quad (14)$$

Onde α é a fração volumétrica, ρ é a densidade, $\nabla \cdot$ o operador divergente e \vec{v} o vetor velocidade. Os subscritos s e g correspondem às fases gás e sólido, respectivamente.

O primeiro termo refere-se à taxa de variação da densidade no tempo (massa por unidade de volume) dentro do volume de controle. O segundo termo descreve o fluxo de massa

entrado ou saindo do volume de controle, e também pode ser denominado de fluxo convectivo de massa. (VERSTEERG; MALALASEKERA, 2007).

A relação entre as frações volumétricas deve seguir a seguinte relação:

$$\alpha_s + \alpha_g = 1 \quad (15)$$

A conservação da quantidade de movimento das fases gasosa e particulada é dada pela equação de Navier-Stokes, modificada para incluir o termo de transferência de momento da interface gás-sólido, e são representadas pelas Equações (16) e (17), respectivamente (Gidaspow, 1994).

$$\frac{\partial}{\partial t}(\alpha_g \rho_g \vec{v}_g) + \nabla \cdot (\alpha_g \rho_g \vec{v}_g \vec{v}_g) = -\alpha_g \nabla p + \nabla \bar{\tau}_g + \alpha_g \rho_g \vec{g} + \beta_{gs}(\vec{v}_s - \vec{v}_g) \quad (16)$$

$$\frac{\partial}{\partial t}(\alpha_s \rho_s \vec{v}_s) + \nabla \cdot (\alpha_s \rho_s \vec{v}_s \vec{v}_s) = -\alpha_s \nabla p - \nabla p_s + \nabla \bar{\tau}_s + \alpha_s \rho_s \vec{g} + \beta_{gs}(\vec{v}_g - \vec{v}_s) \quad (17)$$

Os dois primeiros termos da Equação (16), no lado esquerdo, são a taxa de acúmulo e transferência da quantidade de movimento por convecção, respectivamente. No lado direito da equação têm-se as forças de campo e de superfície. Cada termo refere-se, respectivamente, a contribuição do gradiente de pressão no escoamento, a transferência de quantidade de movimento pelo mecanismo molecular (difusão), a ação da força gravitacional e a transferência de quantidade de movimento entre as fases.

Sendo p a pressão hidrodinâmica, \vec{g} o vetor gravidade, β_{gd} o coeficiente de transferência da quantidade de movimento entre as fases (dado pelo modelo de arraste escolhido) e $\bar{\tau}_i$ é o tensor tensão de cada fase, representado pelas Equações (18) e (19). Para a fase sólida, deve-se incluir o termo p_s , denominado de pressão de sólidos. É utilizada para considerar as flutuações na velocidade decorrentes dos choques entre as partículas, que segundo Ding e Gidaspow (1990), é análogo ao estabelecido pela equação de estado de van der Waals.

$$\bar{\tau}_g = \alpha_g \mu_g (\nabla \vec{v}_g + \nabla \vec{v}_g^T) - \frac{2}{3} \alpha_g \mu_g (\nabla \cdot \vec{v}_g) I \quad (18)$$

$$\bar{\tau}_s = \alpha_s \mu_s (\nabla \vec{v}_s + \nabla \vec{v}_s^T) - \alpha_g \left(\lambda_s - \frac{2}{3} \mu_g \right) (\nabla \cdot \vec{v}_g) I \quad (19)$$

Onde μ é a viscosidade dinâmica e λ é a viscosidade do volume com a massa que compões a fase sólida (conhecida como viscosidade bulk) da fase sólida. A viscosidade bulk é um importante parâmetro para o estudo da dinâmica de fluidos onde efeitos de compressibilidade estão presentes, pois representa a resistência da fase particulada a ações de contração e expansão.

A consideração do sólido como sendo um fluido exige a atribuição de propriedades de meio contínuo, pressão e coeficientes de viscosidade à fase particulada. Essa modelagem pode ser realizada com o uso de correlações semi-empíricas ou por meio de correlações da KTGF, que são as empregadas neste trabalho.

A utilização do KTGF permite a atribuição de uma temperatura granular, analogamente à dos gases, também chamada de energia pseudo-térmica, que representa a energia cinética específica das flutuações de velocidade resultante das partículas arrastadas pelo escoamento. Esse valor é utilizado em correlações teóricas para determinação do campo de pressão do sólido e dos valores de seus coeficientes de viscosidade, que compõem o tensor do sólido.

Portanto, usando KTGF, a viscosidade bulk da fase sólida e a pressão de sólidos são descritas pelas Equações (20) e (21), respectivamente.

$$\lambda_s = \frac{4}{3} \alpha_s \rho_s d_s g_{0,ss} (1 + e_{ss}) \left(\frac{\theta_s}{\pi} \right)^{1/2} \quad (20)$$

$$p_s = \alpha_s \rho_s \theta_s + 2 \rho_s (1 + e_{ss}) \alpha_s^2 g_{0,ss} \theta_s \quad (21)$$

em que e_{ss} é o coeficiente de restituição para a colisão das partículas, θ_s a energia pseudo-térmica e $g_{0,ss}$ é a função de distribuição radial dada pela Equação (22).

$$g_{0,ss} = \left[1 - \left(\frac{\alpha_s}{\alpha_{s,max}} \right)^{1/3} \right]^{-1} \quad (22)$$

em que $\alpha_{s,max}$ é a fração volumétrica máxima ou empacotamento máximo. Refere-se ao máximo espaço possível de ser ocupado pela fase dispersa, representando a fração volumétrica de sólidos na condição de leito empacotado. Para o caso específico de partículas esféricas de mesmo diâmetro, o máximo empacotamento é 0,74. Para as demais partículas, esse valor pode variar de 0,50 a 0,74, sendo adotado o valor de 0,63 (HODAPP, 2009).

Pode-se aplicar a equação pseudo-térmica na forma diferencial ou na versão simplificada. Segundo Rotava (2008), versão diferencial é de difícil aplicação, apresentando, principalmente, dificuldades relacionadas à formulação de condições de contorno e instabilidades numéricas. Portanto, utilizou-se a versão algébrica da equação da energia pseudo-térmica.

O software ANSYS® Fluent permite utilizar duas formas algébricas da equação: é a equação de equilíbrio; a equação zero. Ambas são obtidas desprezando-se os termos de transporte. O modelo da equação zero se baseia na simplificação de Din e Gidaspow (1990), e é a utilizada neste trabalho, dada pela Equação 23.

$$\theta = \left[\frac{-K_1 \alpha_s \text{tr}(\bar{D}_s) + \sqrt{K_1^2 \text{tr}^2(\bar{D}_s) \alpha_s^2 + 4K_4 \alpha_s [K_2 \text{tr}^2(\bar{D}_s) + 2K_3 \text{tr}(\bar{D}_s^2)]}}{2\alpha_s K_4} \right]^2 \quad (23)$$

em que tr é definido como traço (*trace*), o qual representa a soma dos elementos da diagonal principal.

$$\bar{D}_s = \frac{1}{2} [\vec{\nabla} \vec{v}_s + (\vec{\nabla} v_s)^T] \quad (24)$$

$$\bar{D}_s = \frac{1}{2} [\nabla v_s + (\nabla v_s)^T] \quad (25)$$

$$K_1 = 2(1 + e_{ss}) \rho_s g_0 \quad (26)$$

$$K_2 = \frac{4d_s \rho_s (1 + e_{ss}) \alpha_s g_0}{3\sqrt{\pi}} - \frac{2}{3} K_3 \quad (27)$$

$$K_3 = \frac{d_s \rho_s}{2} \left\{ \frac{\sqrt{\pi}}{3(3 - e_{ss})} [1 + 0.4(1 + e_{ss})(3e_{ss} - 1)\alpha_s g_0] + \frac{8\alpha_s g_0 (1 + e_{ss})}{5\sqrt{\pi}} \right\} \quad (28)$$

$$K_4 = \frac{12(1 - e_{ss}^2) \rho_s g_0}{d_p \sqrt{\pi}} \quad (29)$$

Para μ da fase sólida, a KTGF é definida pela Equação (30). É dada pela soma das porções da viscosidade relacionadas à colisão das partículas, à cinética proposta por Ding e Gidaspow (1990) e à friccional, dadas pela Equações (31) Gidaspow et al. (1992), Equação (32) Syamlal et. Al (1989) e Equação (33) Schaeffer (1987), respetivamente.

$$\mu_s = \mu_{s,c} + \mu_{s,k} + \mu_{s,f} \quad (30)$$

$$\mu_{s,c} = \frac{4}{5} \alpha_s^2 \rho_s d_s g_0 (1 + e) \left(\frac{\theta}{\pi} \right)^{1/2} \quad (31)$$

$$\mu_{s,k} = \frac{10 \rho_s d_s \sqrt{\theta \pi}}{96 \alpha_s (1 + e) g_0} \left[1 + \frac{4}{5} g_0 \alpha_s (1 + e) \right]^2 \quad (32)$$

$$\mu_{s,f} = \frac{P_{s,f} \sin \phi}{2 \sqrt{I_{2D}}} \quad (33)$$

Onde $P_{s,f}$ é a pressão de fricção dos sólidos, ϕ é o ângulo de fricção interna e I_{2D} é o segundo invariante do tensor de tensões deviatório. Mais detalhes podem ser vistos em Schaeffer (1987). Para o cálculo do $P_{s,f}$, podem ser utilizados três modelos implementados no ANSYS® Fluent: o de Johnson e Jackson, o de Syamlal, Rogers e O'Brien e o baseado na KTGF.

O modelo escolhido foi o baseado na KTGF, baseado nos trabalhos de Guan et al. (2016), Zhao et al. (2017), Yu et al. (2018) e Liu, Zhang e Wang (2019), que utilizaram a pressão friccional baseada na KTGF.

O termo $\beta_{gs}(\vec{v}_s - \vec{v}_g)$ das Equações (16) e (17) representa a força aplicada pela fase sólida na fase gasosa e vice-versa. Ao considerar a fase particulada como contínuo, esse termo é afetado pela força de arraste, e, por isso, esta força é considerada no modelo de Euler-Euler.

O coeficiente de transferência da quantidade de movimento entre as fases β_{gs} é modelada utilizando modelo de arraste de Gidaspow et al. (1994) combina o modelo proposto por Wen e Yu (1966), para escoamentos diluídos, e a equação de Ergun (1952), para escoamentos densos. Sendo assim, β_{gs} é representado pelas Equações (34) e (35).

$$\beta_{gs} = \frac{3}{4} C_d \frac{\alpha_s \alpha_g \rho_g}{d_s} |\vec{v}_s - \vec{v}_g| \alpha_g^{-2.65}, \text{ para } \alpha_g > 0.8 \quad (34)$$

$$\beta_{gs} = 150 \frac{\alpha_s^2 \mu_g}{\alpha_g d_s^2} + 1.75 \frac{\alpha_s \rho_g |\vec{v}_s - \vec{v}_g|}{d_s}, \text{ para } \alpha_g \leq 0.8 \quad (35)$$

Em ambas as equações, C_d é o coeficiente de arraste de cada partícula isolada, e está relacionada com o número de Reynolds da partícula, dada pela Equação (36).

$$Re_p = \frac{\alpha_g \rho_g d_s |\vec{v}_s - \vec{v}_g|}{\mu_s} \quad (36)$$

$$C_d = \frac{24}{Re_p} (1 + 0.15 Re_p^{0.687}), \text{ para } Re_p \leq 1000, \quad (37)$$

$$C_d = 0.44, \text{ para } Re_p > 1000 \quad (38)$$

O modelo para modelagem da turbulência é o RANS k- ϵ . O efeito de turbulência no escoamento deve ser introduzido como um incremento na viscosidade da fase gasosa, e é dado pela Equação (39), onde C_μ é uma constante igual a 0.09.

$$\mu_{g,t} = C_\mu \rho_g \frac{k^2}{\epsilon} \quad (39)$$

Os valores de k e ϵ são obtidos pela resolução das equações de transporte diferencial para energia cinética turbulenta (k) e da taxa de dissipação turbulenta (ϵ), e é a constante do modelo de turbulência ($C_\mu=0.09$).

4.2 Simulação Computacional

O programa utilizado para a simulação computacional foi o Fluent, desenvolvido pela ANSYS®. É um software baseado em métodos de volumes finitos que pode ser aplicado nas mais diversas classes de problemas envolvendo engenharia (ANSYS, 2019).

Possui uma extensa gama de recursos para modelagem física de sistemas e uma interface com ferramentas que facilitam a modelagem de vários tipos de fluidos e escoamentos. Além disso, conta com funções “*user-define*”, que permitem que o usuário implemente novos modelos ou otimize os já existentes.

A versão utilizada do software neste trabalho foi a acadêmica disponível no site da empresa para download. O processo de simulação consistiu nas três etapas principais: pré-processamento; processamento; pós-processamento.

A geometria e a malha podem ser criadas no software ICEM incorporado ao pacote da Ansys) ou em uma variedade de ferramentas de criação de geometria/malha. Alguns softwares de CAD também podem ser usados para a geração da geometria do problema. Foi desenhado, portanto, a geometria 2D do leito fluidizado (domínio) no próprio software e definido as fronteiras, conforme a Figura 5. As dimensões estavam de acordo com o protótipo de leito fluidizado presente em laboratório.

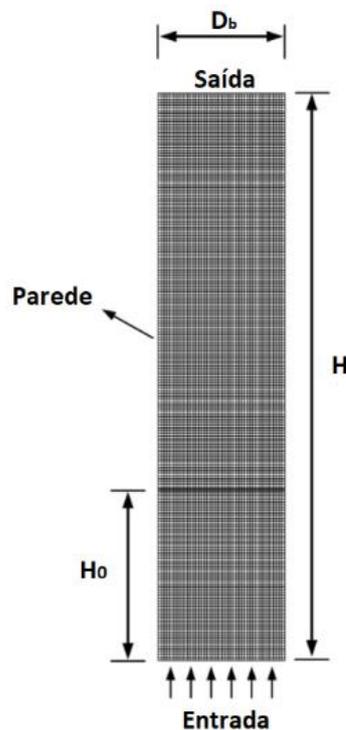
A escolha de um modelo 2D deve-se ao fato de minimizar os requisitos computacionais. Um modelo bidimensional é considerado uma aproximação razoável e ainda

tem preferência sobre um modelo 3D, porque reduz o esforço computacional enquanto mantém a precisão (ARMSTRONG, LUO e GU, 2010; HOSSEINI et al., 2010).

O Fluent possui duas opções de seleção de tipo de malha: a malha automática e a malha definida pelo usuário. A malha automática possui refinamento nas bordas e nos contornos da geometria, e é otimizada pelo próprio software, apresentando opções de tamanho dos elementos desde malhas “extremamente grosseiras” a malha “extremamente finas”. Quanto mais refinada a malha, maior o número de elementos e maior o custo computacional.

Para este trabalho, foi realizado um teste de malhas, que consistiu em realizar simulações com diferentes tamanhos de malha, a fim de verificar a partir de qual tamanho o refinamento da malha não influenciaria mais nos resultados. Para esse teste, foi escolhido o Grupo 1 (apresentado na Tabela 2), pelo o qual a malha mais adequada para a realização das simulações foi selecionada. A Figura 5 mostra a geometria e a malha computacional utilizada.

Figura 5 Geometria e malha computacional



Fonte: elaborada pelo autor

Para este trabalho, todos os modelos escolhidos foram apresentados na Metodologia. As propriedades dos elementos constituintes e parâmetros necessários podem ser vistos na Tabela 1. Os asteriscos (*) na coluna “Valor” correspondem aos parâmetros que

tiveram diferentes valores para verificar a influência dos mesmos na velocidade de mínima fluidização.

Tabela 1 Propriedades dos constituintes e as condições de contorno/parâmetros

Parâmetro	Descrição	Valor
Air	fase dispersa(gás)	---
Sílica	Fase particulada(sólida)	---
ρ_g	Densidade do gás (kg/m ³)	f(Tar)
ρ_s	Densidade da partícula (kg/m ³)	2640
μ_g	Viscosidade do gás (kg/m.s)	f(Tar)
e_{ss}	Coefficiente de Restituição	0,9
$\alpha_{s,max}$	Fração volumétrica máxima	0,63
H_b	Altura inicial do leito fixo (m)	*
d_p	Diâmetro da partícula(granulometria) (μm)	*
Tb	Temperatura inicial do leito (°C)	*
Tar	Temperatura de entrada do ar (°C)	*
Db	Diâmetro do leito	*

Fonte: elaborada pelo autor

Para cada um dos parâmetros representado por (*), foram realizadas simulações variando a vazão de entrada do ar (Q_0), com o objetivo de avaliar a influência desses parâmetros no comportamento fluidodinâmico do leito, gerando as curvas $\Delta P \times u$. Os valores escolhidos são os mesmos testados experimentalmente por Feitosa (2019), que serviram para a validação da simulação. Além disso, cabe salientar que para cada grupo de simulação, apenas um fator de influência foi variado enquanto os outros permaneceram constantes.

Mais detalhes sobre a escolha desses valores para os testes experimentais podem ser vistos nos trabalhos de Saintrain (2012) e Feitosa (2019).

Para a realização da simulação, um *Time Step* de 10^{-5} com 100 interações por *time step* foi escolhido até a convergência ser alcançada. O critério de convergência de 0,001 para cada componente residual foi especificado para erro relativo entre duas iterações sucessivas. Todas as simulações foram realizadas para um tempo real de simulação de 16s.

Dentre as condições de contorno utilizadas, podem ser citadas:

- Velocidade inicial nula das partículas na direção radial e axial (leito inicialmente estático);
- Velocidade axial do ar com perfil plano;
- Não deslizamento para ambas as fases (gás e sólido) na parede do equipamento;
- Pressão atmosférica na saída do leito.

Tabela 2 Condições de operação consideradas nas simulações

Simulação	Parâmetros Fixos	Parâmetro analisado	Valor
Grupo 1	$D_b = 44 \text{ mm}$	H_b	75 mm
Grupo 2	$T_b = 27 \text{ °C}$		125 mm
Grupo 3	$T_{ar} = 27 \text{ °C}$		175 mm
Grupo 4	$d_p = 408,5 \text{ }\mu\text{m}$		225 mm
Grupo 5	$D_b = 44 \text{ mm}$	d_p	137 μm
Grupo 6	$T_b = 27 \text{ °C}$		225 μm
Grupo 7	$T_{ar} = 27 \text{ °C}$		327,5 μm
Grupo 8	$H_b = 175 \text{ mm}$		408,5 μm
Grupo 9	$d_p = 327,5 \text{ }\mu\text{m}$	D_b	44 mm
Grupo 10	$T_b = 27 \text{ °C}$		65 mm
Grupo 11	$T_{ar} = 27 \text{ °C}$		90 mm
Grupo 12	$H_b = 175 \text{ mm}$		110 mm
Grupo 13	$D_b = 53 \text{ mm}$	T_b	27 °C
Grupo 14	$d_p = 408,5 \text{ }\mu\text{m}$		158 °C
Grupo 15	$T_{ar} = 145 \text{ °C}$		248 °C
Grupo 16	$H_b = 175 \text{ mm}$		342 °C
Grupo 17	$D_b = 110 \text{ mm}$ $d_p = 327,5 \text{ }\mu\text{m}$	T_{ar}	27 °C
Grupo 18	$T_b = 27 \text{ °C}; 215 \text{ °C}$ $H_b = 435 \text{ mm}$		215 °C

Fonte: elaborada pelo autor

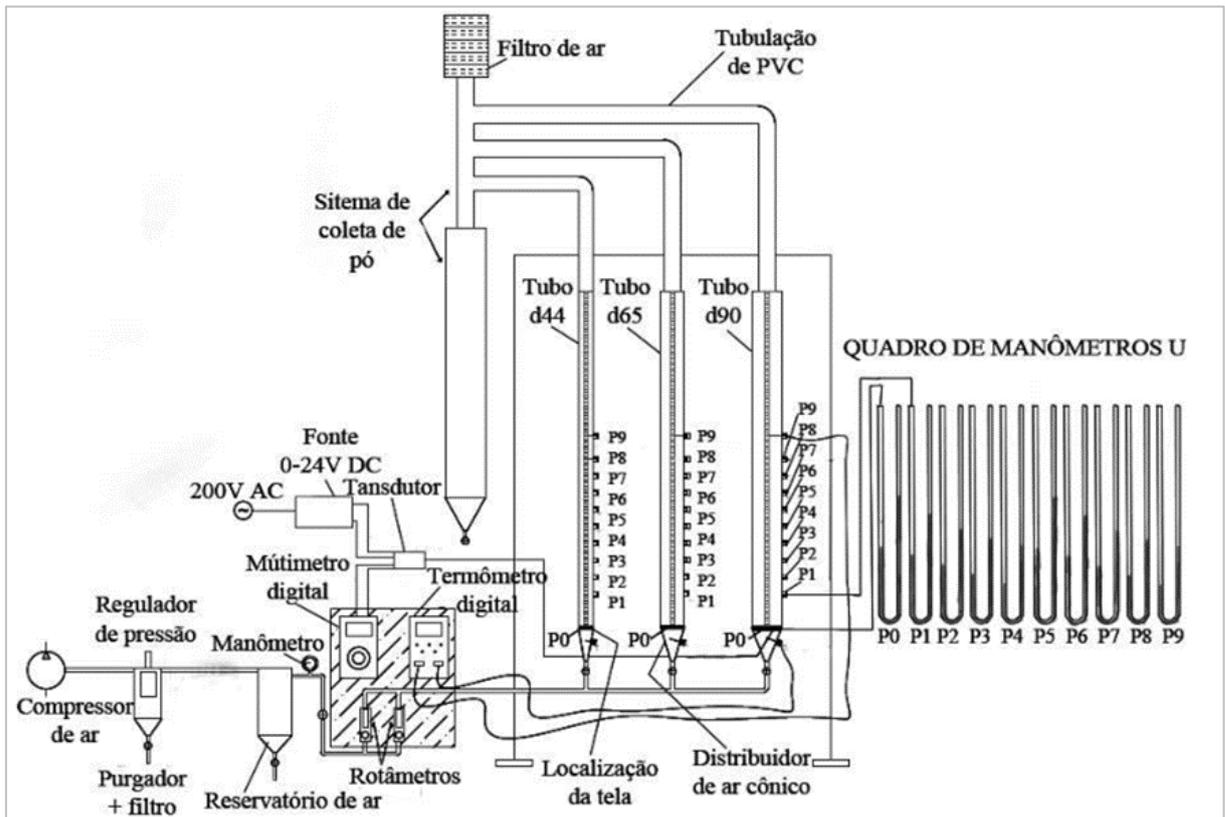
4.3 Aparato Experimental para Análise da Simulação

Os ensaios experimentais de fluidização da sílica em ar foram realizados em duas bancadas de pesquisa, montadas em laboratório, as quais foram realizadas por Feitosa (2019).

O primeiro aparato experimental consistiu de três tubos deacrílico de diâmetros diferentes (44, 65 e 90 mm) montados na mesma base-suporte junto com instrumentos de controle de processo. Na lateral de cada tubo, há furos laterais com conexões para permitir a leitura de pressão nas laterais do leito. Para a sustentação das partículas de areia, há um conjunto de telas metálicas de malha finas sobrepostas, com abertura de malha menor que 0,062 mm, de modo a impedir a queda da sílica e ao mesmo tempo permitir a passagem do ar de fluidização.

A Figura 6 mostra o diagrama esquemático da bancada de teste. As designações P0, P1, P2, P3, P4, P5, P6, P7, P8 e P9 representam a posição onde a medição de pressão pode ser realizada através de quadro de manômetros U, com faixa de medição de 0 a 1000 mmH₂O. Para a realização deste trabalho, foi coletado a pressão P0, correspondendo a pressão na base, localizada no nível da tela de sustentação.

Figura 6 Diagrama esquemático da bancada de teste



Fonte: Feitosa (2019)

Para controlar a vazão de fluidização, a bancada de pesquisa foi instrumentada com 4 rotâmetros (Modelo Rate Master; fabricante Dwyer), 2 rotâmetros de faixa de medição de 0 a 100 SCFH com valor divisão de escala de 5 SCFH, 1 rotâmetro de faixa de medição de 0 a 50 SCFH com valor divisão de escala de 2 SCFH e 1 rotâmetro de faixa de medição de 0 a 5 SCFH com valor divisão de escala de 0,1 SCFH.

Para a medição de temperatura, foram utilizados termopares do tipo K, instalados antes e depois do leito, em conjunto com um termômetro digital portátil (marca Equitherm DM6802B).

A alimentação do ar a realização dos testes de fluidização foi realizada por um compressor da marca Schulz (modelo CSL 10/100 twister bravo, 140 psi) com 2 HP de potência e reservatório com 93 L de capacidade, junto com um regulador de pressão, filtro e purgador. Para a verificação da pressão da linha de ar comprimido fornecida ao medidor de vazão, foi instalado um manômetro analógico com faixa de operação de 0 a 10 kgf/cm² (marca Record).

Mais detalhes sobre a construção e procedimento de operação da bancada de testes podem ser vistos nos trabalhos de Saintrain (2012) e Feitosa (2017).

A Figura 7 mostra a bancada utilizada nos ensaios experimentais.

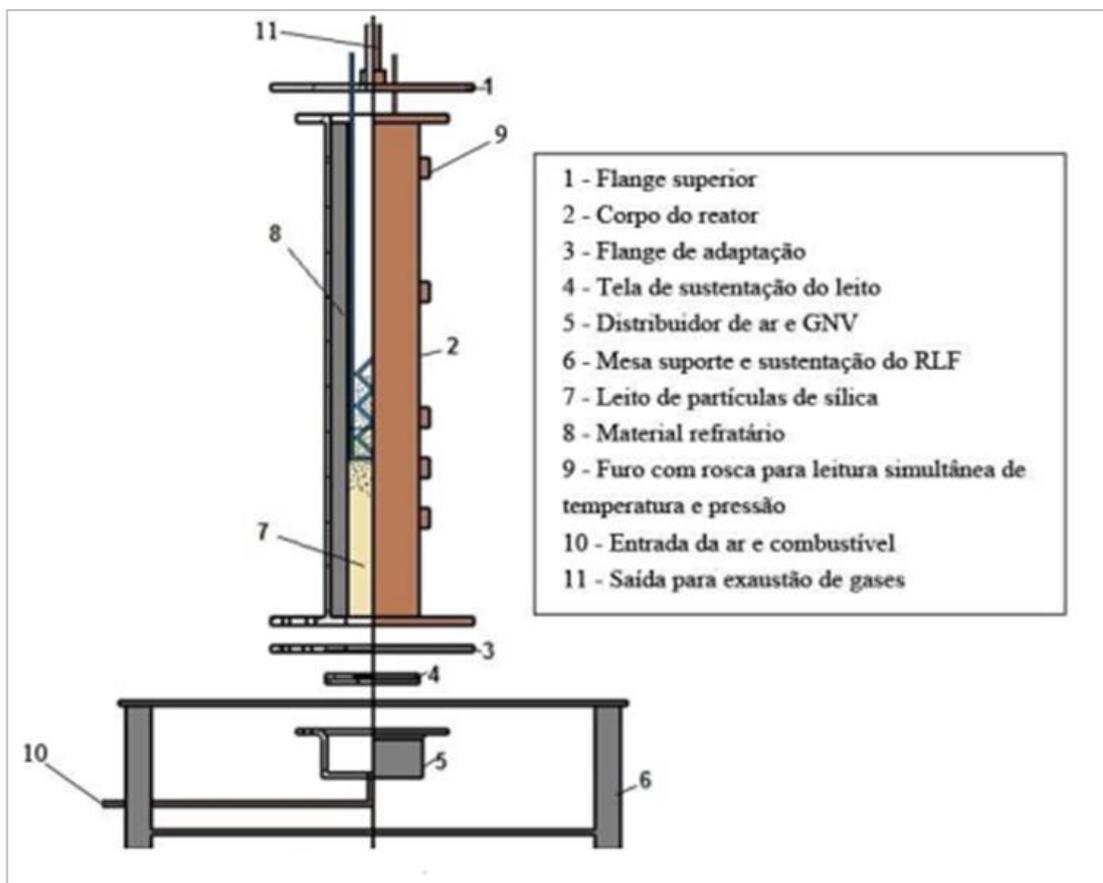
Figura 7 Bancada utilizada nos ensaios experimentos



Fonte: Feitosa (2019)

A segunda bancada consistiu em um reator de diâmetro interno de 0,053 m e comprimento interno de 0,550 m, resistente a altas temperaturas. A Figura 8 mostra um desenho esquemático em meio corte desse reator. Entre os principais componentes podem ser destacados os seguintes: os flanges, superior, inferior e de adaptação; o corpo do reator ($D_L = 0,053$ m); tela de sustentação do leito (semelhante as utilizadas na bancada de ensaios fluidodinâmicos); o distribuidor de ar e GNV de formato cilíndrico (necessário para testes de combustão, por exemplo); a mesa de sustentação dos componentes.

Figura 8 Reator utilizado no ensaios experimentais a altas temperaturas



Fonte: Feitosa (2019)

Foi verificado em testes experimentais que o efeito de rugosidade para paredes do reator em material refratário envolvendo a câmara de combustão impôs um aumento do diâmetro do leito para um comportamento equivalente ao do leito em tudo de acrílico de 44 mm. Essa bancada com reator em material refratário foi alternativa para a realização de testes práticos de combustão, sabendo-se que, baseado nos estudos de fluidodinâmica utilizando os

três tubos de acrílico, que a menor medida (44/53 mm) corresponde a pior condição operacional do reator mantendo as relações de L/D originais do projeto.

Essa decisão foi tomada para identificar os fenômenos de instabilidade do processo, considerando que, em se tendo resultados razoavelmente estáveis com esse reator, certamente obter-se-ia resultados mais favoráveis com diâmetros maiores.

Quanto ao isolamento, os parafusos foram utilizados juntamente com arruelas de teflon de forma a diminuir a transferência de calor entre os flanges do corpo do reator e outros componentes como a mesa suporte e o distribuidor. Ao final da montagem dos componentes, foi realizado o isolamento térmico também do corpo do reator com várias camadas da manta de fibra cerâmica (Kaowool). Mais detalhes podem ser vistos em Feitosa (2019).

5 RESULTADOS E DISCUSSÃO

5.1 Escolha da Malha

Para a escolha da malha computacional, foram utilizadas 6 diferentes quantidades de elementos do domínio para a realização das simulações do Grupo 1 a fim de se obter a partir de qual tamanho de malha a velocidade de mínima fluidização não mudava. Os resultados das simulações desses testes são mostrados na Tabela 3.

Como pode ser observado, as malhas N° 4, N° 5 e N° 6 apresentam valores de velocidade de mínima fluidização próximos entre si, diferentemente das outras malhas testadas.

Quanto mais elementos existirem na malha, maior é esforço computacional e o tempo para a finalização da simulação. Por questão de redução de tempo computacional, a N° 4 foi escolhida para a realização das simulações, pois os resultados não sofrem influência do número de elementos do domínio a partir desse tamanho da malha.

Tabela 3 Teste de malhas para escolha do tamanho do domínio

Malha	N° de Elementos do Domínio	Velocidade de Mínima Fluidização (m/s)
N° 1	3995	0,1534
N° 2	6052	0,1525
N° 3	9791	0,1512
N° 4	56593	0,1402
N° 5	88389	0,1403
N° 6	136489	0,1402

Fonte: elaborada pelo autor

5.2 Validação das Simulações

Para a validação das simulações, todos os resultados simulados foram comparados com os testes experimentais. A Tabela 4 mostra o erro médio de cada um dos grupos de simulações em relação aos dados experimentais. Os dados de cada grupo foram especificados na Tabela 3 da Metodologia. Além disso, os dados de cada simulação e teste experimental podem ser vistos no Apêndice A e Anexo A, respectivamente.

Tabela 4 Erro da perda de carga em relação aos experimentos

Simulação	Erro Médio Relativo aos Experimentos
Grupo 1 ao Grupo 4	8,849%
Grupo 5 ao Grupo 8	7,536%
Grupo 9 ao Grupo 12	9,330%
Grupo 13 ao Grupo 16	19,659%
Grupo 17 ao Grupo 18	11,290%

Fonte: elaborada pelo autor

O comportamento das curvas simuladas foi semelhante ao experimental, com erro médio relativo ao experimental menor que 10% para os grupos de simulação 1 ao 12, como mostrado na Tabela 4. Ao comparar as curvas dos gráficos, obteve-se $R^2 = 0,998$. Esse erro aumentou para os grupos 13 ao 18, que correspondem a simulações realizadas com temperatura do leito e/ou do ar elevadas.

Para as simulações, a granulometria das partículas utilizadas foi considerada uniforme ao longo do reator, sendo que o valor considerado em cada grupo de simulação teve como base Feitosa (2019). Esses valores foram obtidos pela aplicação da Equação (3). Todavia, em testes experimentais e utilizando essa equação, sabe-se que há uma faixa granulométrica, diferentemente das simulações, e isso ocasiona essa diferença entre os valores simulados e experimentais, já que modifica a massa de sólidos existente no reator.

Essa diferença entre as massas ocasiona uma diferença de ΔP entre os resultados simulados e experimentais. Segundo Geldart (1986), a queda de pressão através do leito só depende da massa do leito de partículas (m_p) e da área da seção transversal do reator (A_t) e pode ser calculada pela Equação (40).

$$\Delta P = \frac{m_p \cdot g}{A_t} \quad (40)$$

Para o caso dos grupos 13 ao 16, que correspondem às simulações realizadas para diferentes valores de temperatura do leito, observa-se que o erro médio foi bem maior que para os outros grupos. Esse fato pode explicado por:

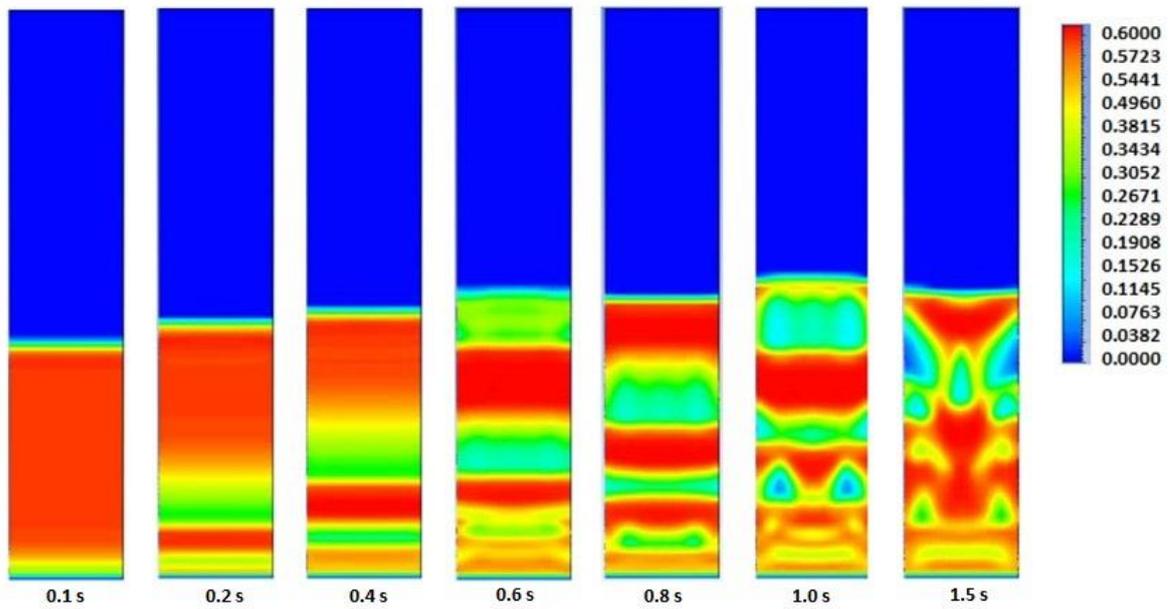
- I. Os testes experimentais foram realizados com Tar acima da temperatura ambiente. Essa temperatura varia com o tempo e com a vazão. Na simulação computacional, foi adotada como constante;
- II. Os experimentos do Grupo 14 ao 16 foram realizados com uma temperatura inicial do leito elevada. Além disso, há diferença de temperatura entre os diferentes pontos de medição do leito, além da variação ao longo do tempo, diferentemente da simulação computacional, onde a temperatura inicial do leito foi considerada uniforme;
- III. Nos testes experimentais, há troca térmica entre os componentes do leito e as paredes do reator, além de troca térmica com o ambiente, com presença de condução e convecção. O estudo de transferência de calor não foi objeto de estudo deste trabalho e, portanto, as simulações foram realizadas com paredes adiabáticas;
- IV. Os testes experimentais foram realizados em um reator com paredes internas rugosas. O efeito da rugosidade também não foi objeto de estudo deste trabalho.

Para o caso dos grupos 17 e 18, a temperatura elevada do Grupo 18 aumentou o erro médio, e deve-se ao mesmo motivo explicado anteriormente em (I). Além disso, há a adição do erro causado pela não consideração da rugosidade, como explicado em (IV).

Para a verificação do comportamento da simulação ao longo do tempo, foram geradas imagens da fração volumétrica da fase sólida em diferentes tempos da simulação, como mostrado nas Figuras 9, 10 e 11. A simulação foi realizada sob os seguintes parâmetros: velocidade de entrada do ar ($1,8 u_{mf}$), diâmetro do reator (44 mm), altura inicial (175 mm) e granulometria ($408,5 \mu m$), temperatura de entrada do ar ($27^{\circ}C$) e temperatura inicial do leito ($27^{\circ}C$).

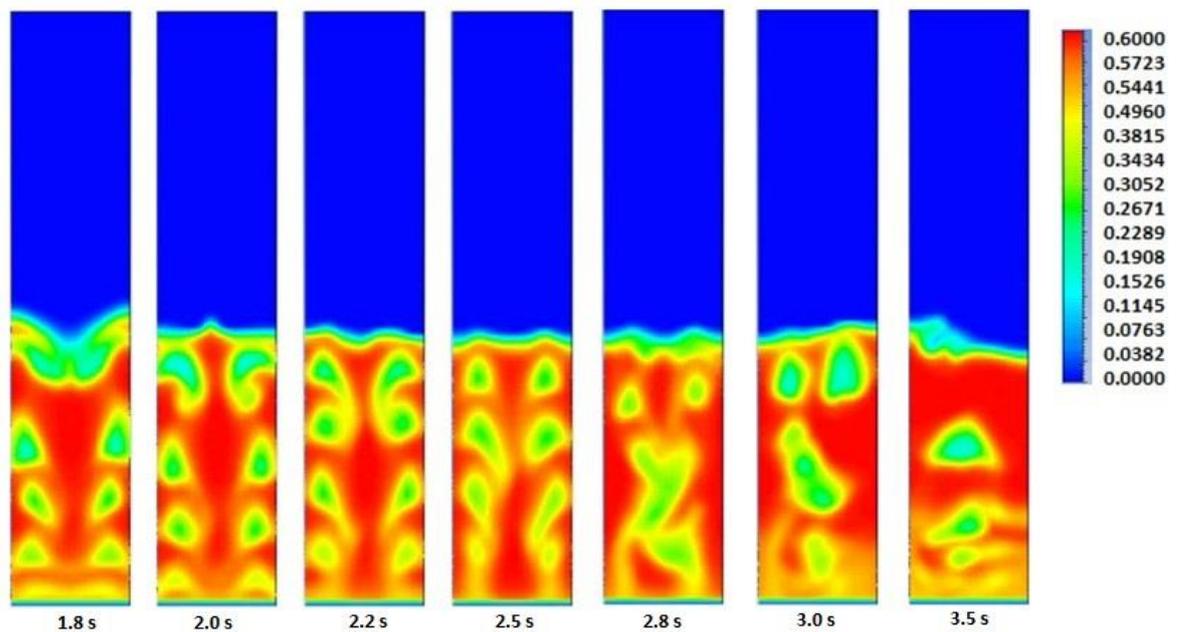
Através dessas figuras, nota-se que a simulação segue o comportamento previsto na literatura, como a expansão do leito e a formação de bolhas a partir de valores acima da velocidade de mínima fluidização. Deve ser ressaltado que essas figuras são uma sequência direta de operação do leito em regime transiente, partindo do repouso, se expandido com o escoamento adentrando no leito e formando caminhos preferenciais do ar ao longo do leito, chegando, portanto, até a condição de regime permanente.

Figura 9 Fração Volumétrica da fase sólida ao longo do tempo 0.1 a 1.5 s



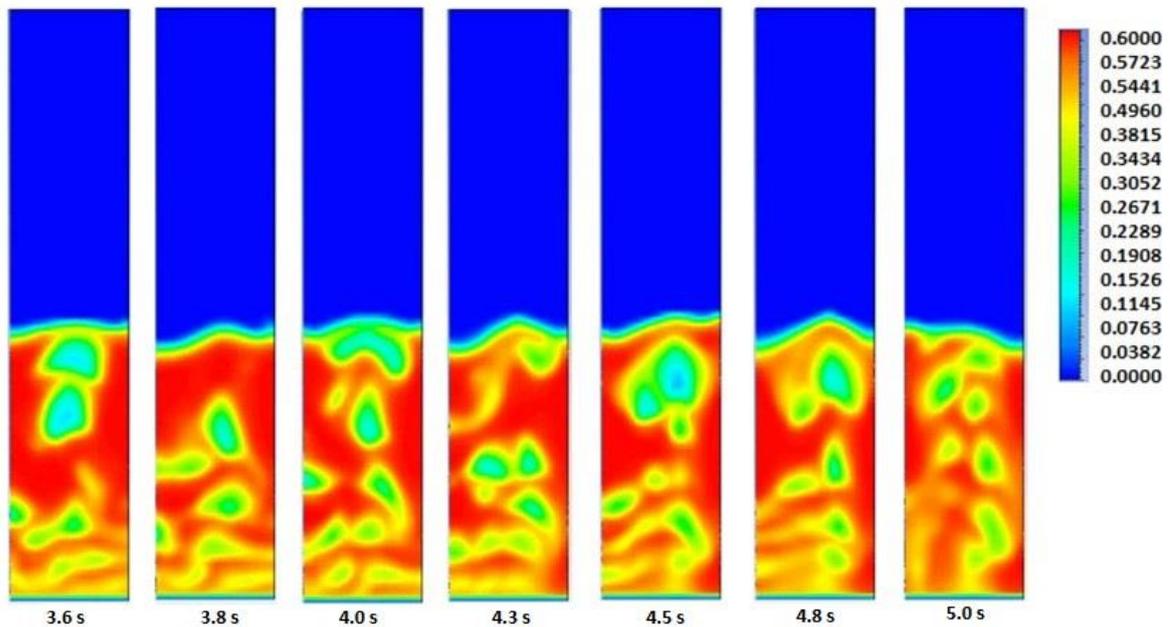
Fonte: elaborada pelo autor

Figura 10 Fração Volumétrica da fase sólida ao longo do tempo 1.8 a 3.5 s



Fonte: elaborada pelo autor

Figura 11 Fração Volumétrica da fase sólida ao longo do tempo 3.6 a 5.0 s



Fonte: elaborada pelo autor

5.3 Variação dos Parâmetros de Projeto e Operação

Foram realizadas simulações computacionais para se obter as curvas dos perfis de queda de pressão em função da velocidade de entrada do ar, em diferentes condições operacionais e de projeto. Para cada simulação, apenas um fator de influência foi variado e os outros permaneceram constantes. Os principais parâmetros de influência analisados foram: altura inicial do leito, granulometria das partículas, diâmetro do reator, temperatura de entrada do ar de fluidização e temperatura inicial do leito.

Para cada uma das curvas geradas, traçou-se uma reta vertical para a identificação da velocidade de mínima fluidização, que, de acordo com Dennis (2013), pode ser determinada pela interseção entre a inclinação correspondente ao regime de leito fixo e a linha horizontal correspondente ao regime de leito fluidizado borbulhante.

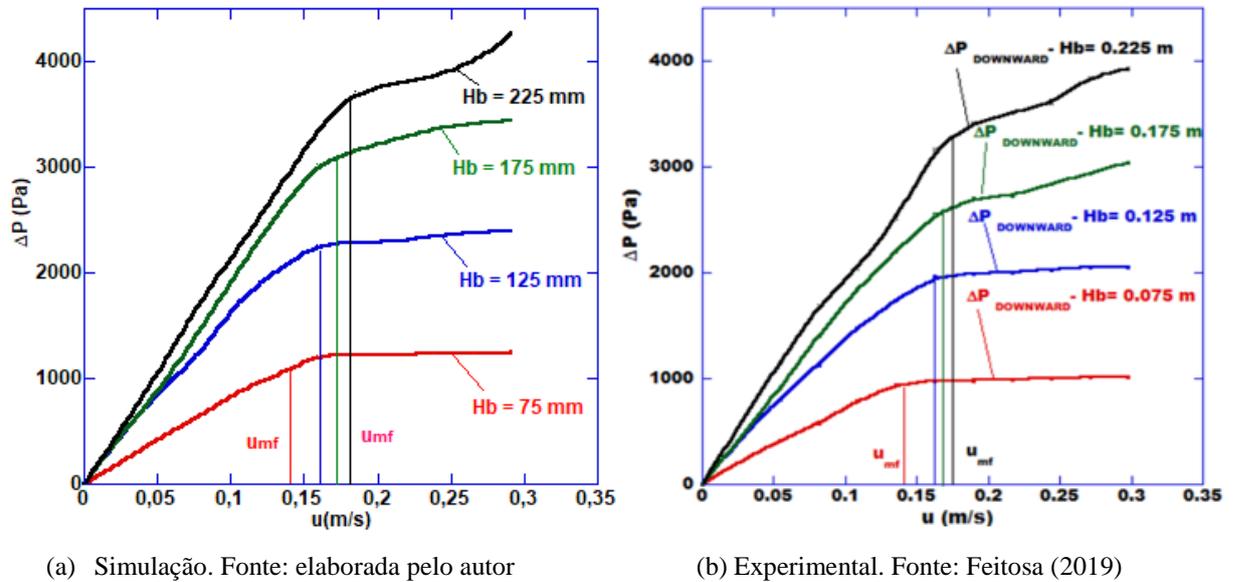
5.3.1 Influência da Altura Inicial do Leito

Para avaliar a influência da altura inicial do leito na velocidade de mínima fluidização, os seguintes parâmetros foram fixados: tamanho médio de partícula (d_p) de 408,5

μm ; diâmetro do leito (D_b) de 44 mm, temperatura de entrada do ar (T_{ar}) de 27°C e temperatura inicial do leito (T_b) também de 27°C .

Assim, foram realizadas simulações computacionais para diferentes valores de altura inicial do leito (75, 125, 175 e 225 mm), que correspondem às simulações dos Grupos 1 ou 4 apresentados na Tabela 2. Os resultados são mostrados na Figura 12.

Figura 12 Curvas de ΔP x u para diferentes cotas de H_b



Pela Figura 12, é possível notar que o aumento da altura inicial do leito causa um crescimento na velocidade de mínima fluidização. Cabe salientar que, pela Equação 10, a velocidade de mínima fluidização, teoricamente, não é função da altura inicial do leito. Porém, confrontando a teoria, tanto os experimentos quanto às simulações mostraram que há uma relação da u_{mf} com a H_b .

Como os testes foram realizados com o mesmo diâmetro do reator, mesma temperatura do ar e do leito e mesma granulometria das partículas, quanto maior a altura do leito, maior é a massa de sólidos presente, o que causa a necessidade de maior vazão para atingir o ponto de mínima fluidização.

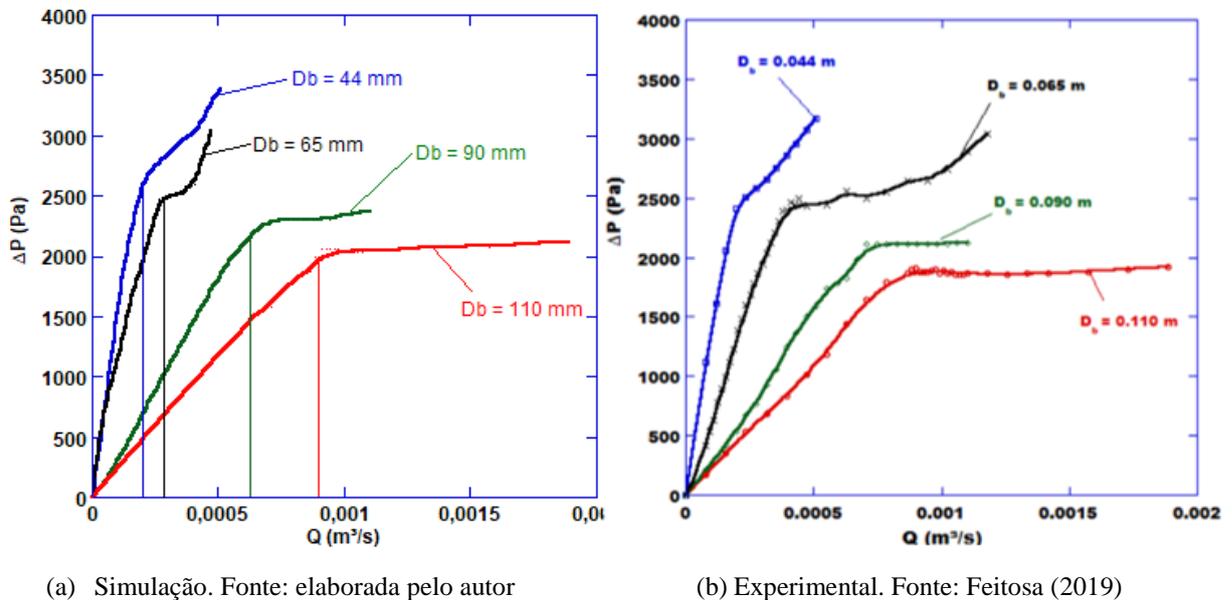
Outro aspecto importante observado foi a diminuição da faixa de regime borbulhante com o incremento da altura inicial do leito, evidenciado pelo estreitamento da região onde a queda de pressão varia muito pouco para diferentes valores de velocidade. Quanto maior H_0 , mais espaço pode ser percorrido pelas bolhas, possibilitando-as ter um maior crescimento e permitindo que se fundam com outras maiores, facilitado entrar no regime

slugging mais rapidamente. Comportamentos semelhantes foram obtidos pelos pesquisadores Rao et al. (2010) e experimentalmente por Feitosa (2019).

5.3.2 Influência do Diâmetro do Reator

As Figuras 13 e 14 mostram a influência do diâmetro do reator. As simulações foram realizadas com $H_b = 175$ mm, $d_p = 327.5$ μm , $T_b = 27^\circ\text{C}$ e $T_{ar} = 27^\circ\text{C}$, para valores de D_b de 44 mm, 65 mm, 90 mm e 110 mm, correspondentes aos Grupos 9, 10, 11 e 12, respectivamente (mostrados na Tabela 2).

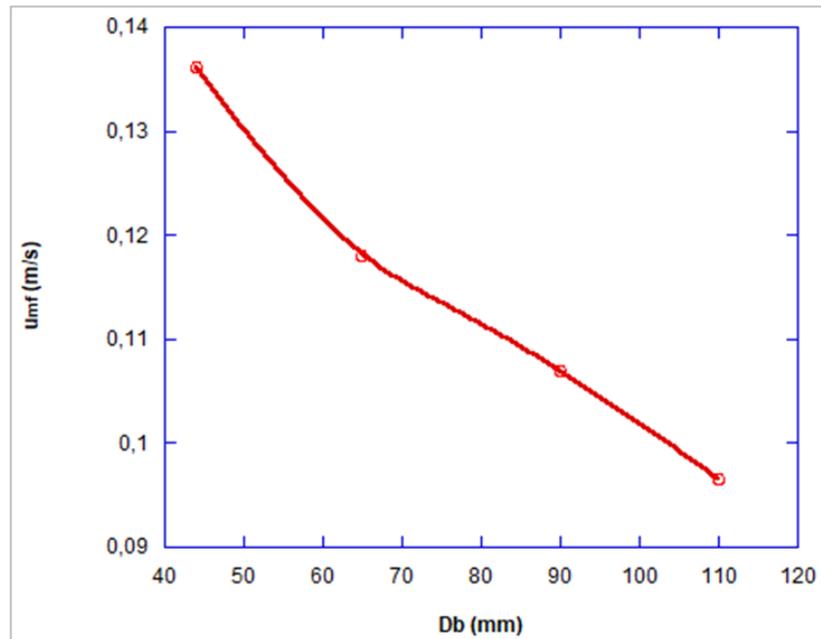
Figura 13 Curvas $\Delta p \times Q$ pra diferentes cotas D_b



Pela Figura 13, é possível perceber um maior valor de vazão necessária para a fluidização quanto maior o valor de D_b . Como todos os outros parâmetros são iguais, o aumento no diâmetro implica em maior massa existente e, por consequência, maior a vazão necessária para fluidizar o leito. Nessa figura, o perfil para $D_b = 65$ mm apresentou um comportamento um pouco diferente das demais por falta de obtenção de dados simulados.

Pela Figura 14, nota-se um comportamento contrário ao apresentado anteriormente, ou seja, embora o aumento do diâmetro resulte em maior vazão necessária para a fluidização, o aumento do D_b mostra uma diminuição da u_{mf} . Comportamento semelhante foi observado por Rao et. al (2010).

Figura 14 Velocidade de Mínima Fluidização x D_b



Fonte: elaborada pelo autor

Assim como comentado anteriormente sobre a influência da altura inicial do leito, pela Equação 10, a velocidade de mínima fluidização, teoricamente, não é função do diâmetro do leito. Porém, confrontando a teoria, tanto os experimentos quanto às simulações mostraram que há uma relação da u_{mf} com o D_b .

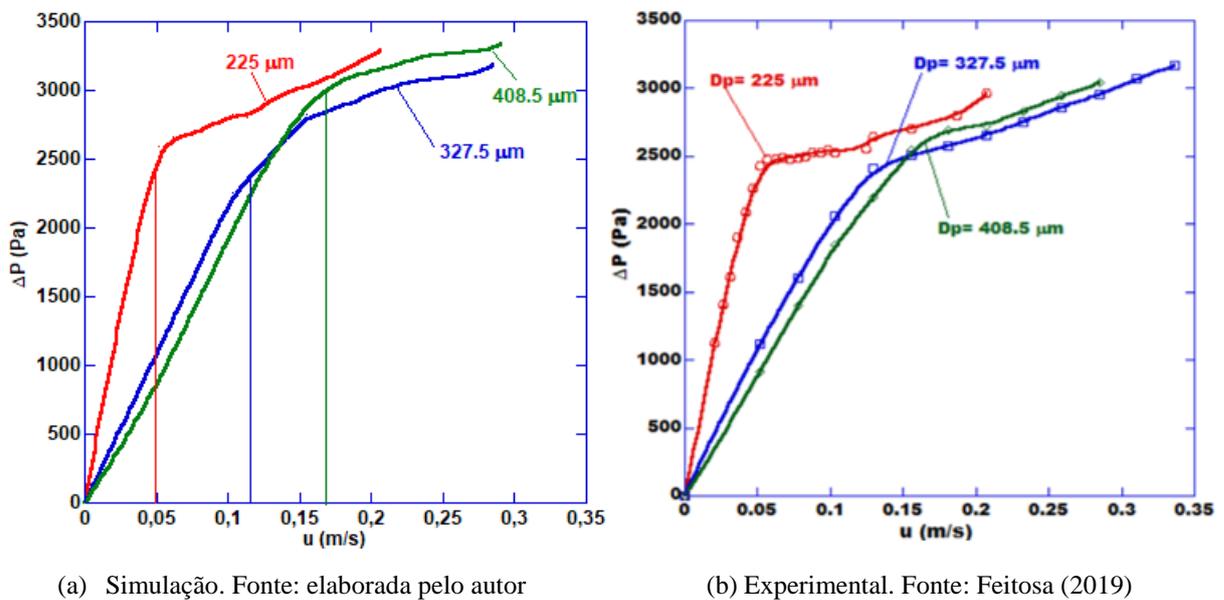
Também é possível perceber que há uma diminuição da faixa borbulhante quanto menor o valor do diâmetro do leito. Esse estreitamento dessa região representa uma menor faixa de operação, tendo em vista a ideia de se trabalhar na faixa de vazão onde ocorre o regime de leito fluidizado borbulhante, que é mais estável. Assim, esse efeito de estreitamento sugere a escolha de diâmetros maiores ao se projetar um reator de leito fluidizado.

Como as alturas são iguais, a razão L/D_b aumenta com o decremento do D_b , causando maior formação e crescimento de bolhas. Segundo Yang (2003), o regime *slugging* ocorre em leitos com relação L/D_b (altura sobre diâmetro do leito) maior que aproximadamente de 2. Para altos valores de L/D_b , o leito oferece tempo suficiente para que as bolhas se fundam em outras maiores e, quando crescem para aproximadamente $2/3 D_b$, o leito entra no regime de *slugging* com passagem periódica de bolhas maiores e grande flutuação irregular da queda de pressão.

5.3.3 Influência da Granulometria das Partículas

Para avaliar a influência da granulometria, as simulações foram realizadas com $D_b = 44$ mm, $H_b = 175$ mm, $T_b = 27^\circ\text{C}$ e $T_{ar} = 27^\circ\text{C}$, para valores de d_p de $137\ \mu\text{m}$, $225\ \mu\text{m}$, $327.5\ \mu\text{m}$ e $408.5\ \mu\text{m}$, correspondentes aos Grupos 5, 6, 7 e 8, respectivamente (mostrados na Tabela 2). Os resultados são mostrados na Figura 15.

Figura 15 $\Delta P \times u$ para diferentes diâmetros de partículas



Pela Figura 15, nota-se que as simulações relacionaram o aumento da velocidade de mínima fluidização com o aumento do tamanho médio de partícula da sílica. Esse comportamento está de acordo com a teoria da fluidização (Geldart, 1986). Quanto maior a granulometria, maior é a massa da partícula e mais vazão é necessária para se atingir a fluidização, ou seja, maior é a velocidade de mínima fluidização.

Também é possível notar que a zona de região borbulhante foi maior para os dois menores valores de diâmetro das partículas testadas. Assim, sugere-se que a granulometria utilizada pelos reatores seja pequena, visto que a região borbulhante é a de interesse para trabalho.

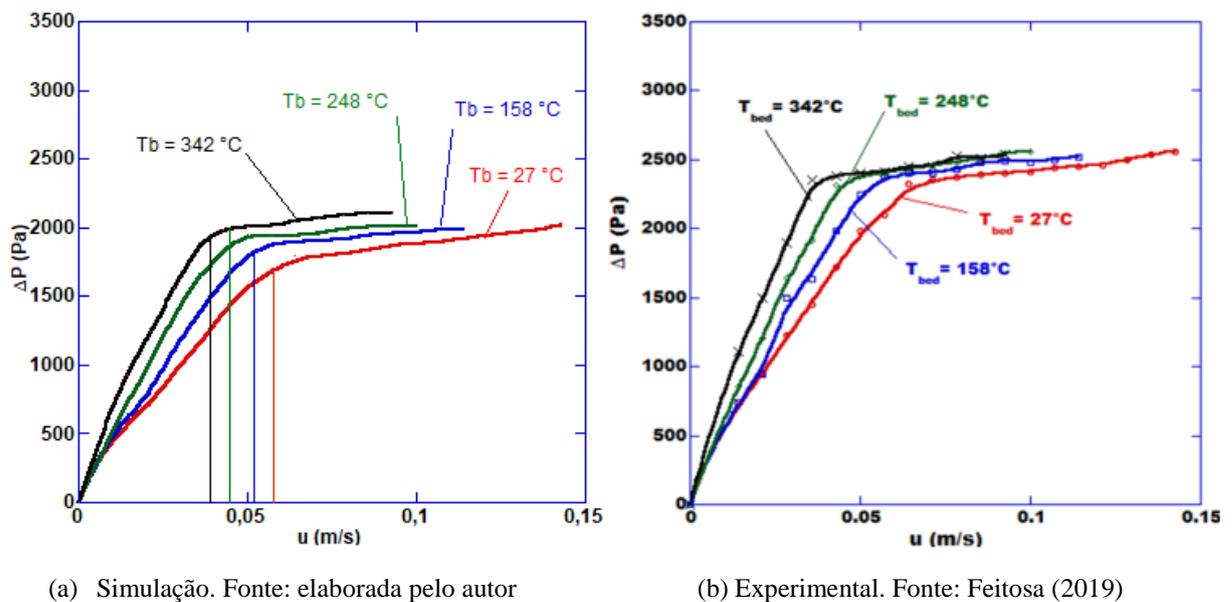
Em casos de processos cujo material utilizado para a fase sólida tenha granulometria elevada ou sem um controle preciso de seu tamanho, como o caso da areia proveniente de estações de tratamento de águas residuárias, recomenda-se utilizar menores alturas iniciais do leito ou um maior diâmetro para o reator, pois os mesmos aumentam a faixa de região

borbulhante, como mostrado nas Figuras 12 e 13. Além disso, a razão L/D diminui, o que é preferível quando se quer trabalhar com caldeiras de leito fluidizado borbulhante.

5.3.4 Influência da Temperatura Inicial do Leito e de Entrada do Ar

Para as simulações referentes ao estudo da temperatura inicial do leito, foram utilizadas como parâmetros fixos o diâmetro do leito $D_b = 53$ mm, altura inicial do leito $H_b = 175$ mm, granulometria $d_p = 408.5$ μm e temperatura do ar de entrada $T_{ar} = 145$ $^{\circ}\text{C}$. Para a temperatura do leito, foram utilizados $T_b = 27$ $^{\circ}\text{C}$, $T_b = 158$ $^{\circ}\text{C}$, $T_b = 248$ $^{\circ}\text{C}$ e $T_b = 342$ $^{\circ}\text{C}$, correspondendo aos grupos 13, 14, 15 e 16, respectivamente, como mostrado na Tabela 2. O resultado das simulações pode ser visto na Figura 16.

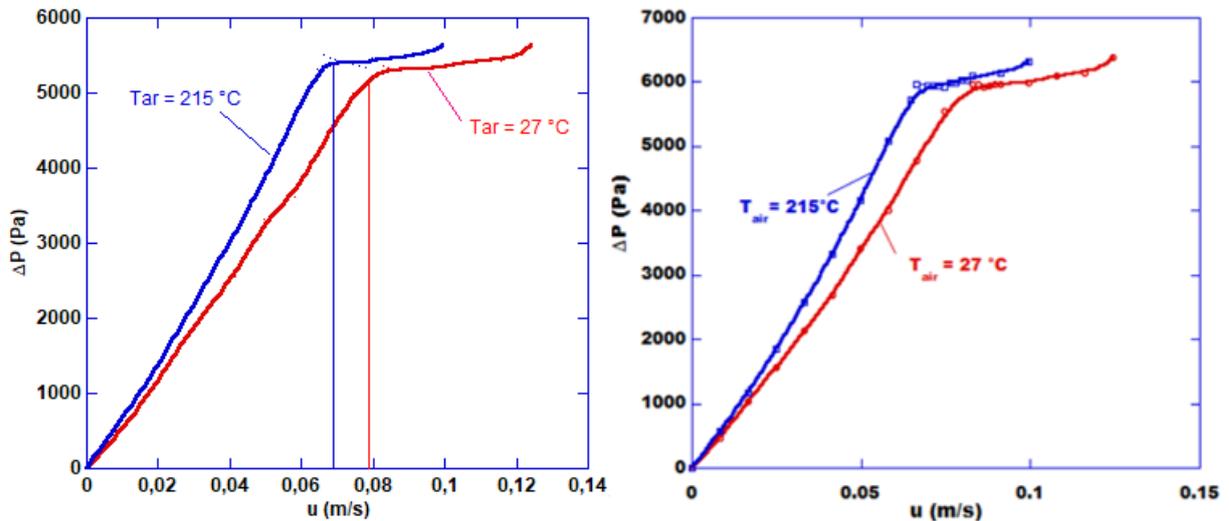
Figura 16 Curvas de queda de pressão Δp x u para diferentes valores de T_b



Para as simulações referentes ao estudo da temperatura de entrada do ar, foram utilizadas como parâmetros fixos o diâmetro do leito $D_b = 110$ mm, altura inicial do leito $H_b = 435$ mm, granulometria $d_p = 327.5$ μm e temperatura inicial do leito $T_b = 27$ $^{\circ}\text{C}$ e $T_b = 215$ $^{\circ}\text{C}$ para que estivessem em equilíbrio termodinâmico com a temperatura de entrada do ar, que foram $T_{ar} = 27$ $^{\circ}\text{C}$ e $T_{ar} = 215$ $^{\circ}\text{C}$, correspondendo aos grupos 17 e 18, respectivamente, como mostrado na Tabela 2. O resultado das simulações pode ser visto na Figura 17.

Cabe salientar que foram realizadas somente duas medições porque o experimental possui apenas duas temperaturas. Para produzir a Tabela 3, que mostra o erro relativo médio, todas as condições de contorno das simulações precisaram ser iguais ou mais próximas possíveis das utilizadas nos experimentos.

Figura 17 Curvas de queda de pressão Δp x u para diferentes valores de T_{ar}



(a) Simulação. Fonte: elaborada pelo autor

(b) Experimental. Fonte: Feitosa (2019)

Para ambos os casos, é pertinente notar que o aumento da temperatura diminui a velocidade de mínima fluidização. Além disso, a zona de leito fluidizado borbulhante se torna mais estreita para temperaturas mais altas do ar de entrada. Esses resultados estão de acordo com os experimentos de Pilawska et al. (2001), Hartman et al. (2005) e Feitosa (2019), que mostraram a tendência de redução da velocidade mínima de fluidização com o aumento da temperatura.

A temperatura influencia diretamente nas propriedades do ar. Pela Equação (41), percebe-se que a densidade do ar diminui com a temperatura. Além disso, por ter sido considerado um gás ideal, o aumento da temperatura também aumenta a viscosidade do ar. Essas duas propriedades causam modificação no número de Reynold, influenciando na turbulência do escoamento e no arrasto, que, por sua vez, influencia na transferência da quantidade de movimento entre as partículas e o ar de escoamento.

$$\rho_g = \frac{p \cdot m_g}{R \cdot T_{ar}} \quad (41)$$

Outro aspecto importante é que quanto maior a temperatura do leito, maior é o grau de agitação das partículas. Isso influencia diretamente na viscosidade dos sólidos dada pela Teoria Cinética do Escoamento Granular, já que vai proporcionar maior colisão entre as partículas.

É pertinente comentar que a diminuição da faixa borbulhante com o aumento da temperatura deve-se ao fato de se ter uma maior agitação das partículas, favorecendo a união de duas ou mais bolhas, resultando em outras ainda maiores, ou seja, permite uma maior coalescência. Assim, o regime *slugging* é alcançado para menores valores de velocidade de entrada do ar.

Ao se trabalhar com caldeiras de leito fluidizado borbulhante, a temperatura do sistema é elevada, ocasionando diminuição da faixa de regime borbulhante. Já que essa região é a de interesse de trabalho, sugere-se, de acordo com os resultados apresentados anteriormente, que se escolha menores valores de granulometria e altura inicial do leito e maior valor para o diâmetro do reator.

6 CONCLUSÃO

Neste trabalho, apresentou-se um modelamento matemático para determinação da fluidodinâmica gás-sólido no interior de um reator, a fim de estudar a influência de diferentes condições operacionais e de projeto no seu comportamento utilizando como ferramenta a fluidodinâmica computacional.

Os resultados simulados foram confrontados com dados experimentais obtidos em reator de leito fluidizado construído em escala de laboratório. Com base nas simulações realizadas, algumas conclusões podem ser listadas:

- O aumento tanto do comprimento inicial do leito (H_b) quanto da granulometria das partículas causam um crescimento da velocidade de mínima fluidização, diferentemente dos outros parâmetros testados, pois há necessidade de maior vazão para atingir esse ponto. Além disso, a faixa de operação em regime borbulhante é diminuída;
- Quanto maior o valor do diâmetro do reator (D_b), maior é a vazão necessária para a fluidização, porém, menor é a velocidade para se atingir o ponto de mínima fluidização. Ademais, maior é a faixa de operação borbulhante;
- A razão L/D (altura do leito/ diâmetro do reator) interfere diretamente na faixa de regime borbulhante, como mostrado ao se variar D_b e H_b . Quanto maior essa razão, maior é a formação e crescimento de bolhas, favorecendo o fenômeno *slugging*;
- O aumento da temperatura do ar e do leito diminui a velocidade de mínima fluidização, pois as propriedades dos constituintes são modificadas pela temperatura. Além disso, a zona de leito fluidizado borbulhante se torna mais estreita devido a maior agitação das partículas, favorecendo a coalescência;
- As simulações sugerem que, para se trabalhar na faixa de regime borbulhante, deve-se escolher menor altura inicial do leito e granulometria das partículas, como também maior diâmetro do reator;
- O modelamento matemático foi elaborado com sucesso. Os resultados simulados conseguiram representar bem o comportamento real da queda de pressão em relação à velocidade de entrada do ar, com $R^2 = 0,998$ e erro médio relativo abaixo de 10%. Entretanto, para temperaturas acima de 158°C , esse erro subiu para 19,658% e 11,290%, respectivamente, devido às diferenças

existentes entre as condições de contorno utilizadas nas simulações e as condições operacionais nos testes experimentais;

- Embora o erro médio das simulações realizadas a altas temperaturas tenha sido maior que as demais simulações, o comportamento fluidodinâmico seguiu a mesma tendência dos testes experimentais ao se variar os parâmetros de projeto e operação.

REFERÊNCIAS

ALVES, L. M. **Método dos elementos de Contorno**. Universidade Federal do Paraná. Curitiba, 2006. Disponível em: <<http://www.portalsaberlivre.com.br/manager/uploads/apostilas/1316552755.pdf>>. Acesso em: 14 ago. 2015.

ARMSTRONG, L. M.; LUO, K. H.; GU, S. Two-dimensional and three-dimensional computational studies of hydrodynamics in the transition from bubbling to circulating fluidised bed. **Chemical Engineering Journal**, v.160, n.1, p. 239–248, 2010.

BAKSHI, E.; ALTANTZIS, C.; BATES, R. B.; GHONIEM, A. F. Eulerian–Eulerian simulation of dense solid–gas cylindrical fluidized beds: impact of wall boundary condition and drag model on fluidization. **Powder Technol**, v. 277, p. 47–62, 2015.

BARBOSA, A. C. **Simulação de reações de craqueamento catalítico e térmico em riser industrial**. 2012. Dissertação (Mestrado em Engenharia Química) – Faculdade de Engenharia Química, Universidade Estadual de Campinas, Campinas, 2012.

BASU, P. **Biomass gasification and pyrolysis**. Burlington: Academic Press, 2010.

BASU, P. **Combustion and Gasification in Fluidized Beds**. New York: Taylor & Francis Group, 2006.

BAHRAMIAN, A.; OSTADI, H.; OLAZAR, M. Evaluation of drag models for predicting the fluidization behavior of silver oxide nanoparticle agglomerates in a fluidized bed. **Industrial and Engineering Chemistry Research**, v.52, p. 7569–7578, 2013.

BAKSHI, A.; ALTANTZIS, C.; BATES, R. B.; GHONIEM, A. F. Eulerian–Eulerian simulation of dense solid–gas cylindrical fluidized beds: impact of wall boundary condition and drag model on fluidization. **Powder Technology**, v. 277, p. 47–62, 2015.

BEZERRA, A. R. A. **Utilização da fluidodinâmica computacional como ferramenta de estudo em bombas centrífugas**. 2018. Dissertação (Mestrado em Engenharia Mecânica) – Centro de Tecnologia, Universidade Federal do Rio Grande do Norte, Natal, 2018.

CHEN, C. **Investigations on Mesoscale Structure in Gas-Solid Fluidization and Heterogeneous Drag Model**. 1st ed. EUA: Springer, 2016.

CHIESA, M.; MATHIESEN, V.; MELHEIM, J. A.; HALVORSEN, B. Numerical simulation of particulate flow by the Eulerian-Lagrangian and the Eulerian-Eulerian approach with application to a fluidized bed. **Computers & Chemical Engineering**, v. 29, n. 2, p. 291-304, 2005.

CHIESA, M.; MATHIESEN, V.; MELHEIM, J. A.; VERSTEERG, H. K.; MALALASEKERA, W. **An Introduction to Computational Fluid Dynamics. The finite volume method**. 2nd ed. EUA: Pearson Education Limited, 2007.

CREMASCO, M. A. **Operações Unitárias em Sistemas particulados e fluidomecânicos**. 2 ed. São Paulo: Blucher, 2014.

CUENCA, M. A.; ANTHONY, E. J. **Pressurized Fluidized Bed Combustion**. London: Chapman & Hall, 1995.

DHATT, G; TOUZOT, G.; LEFRANÇOES, E. **Finit Element Method. Numerical Methods Series**. 2nd ed. Londres: Wiley-ISTE, 2012.

DING, J.; GIDASPOW, D. A bubbling fluidization model using kinetic theory of granular flow. **AIChE journal**, v. 36, n. 4, p. 523-538, 1990.

DUARTE, C. R. **Estudo experimental e de simulação da fluidodinâmica e recobrimento em leito de jorro**. 2006. Tese (Doutorado em Engenharia Química) – Faculdade de Engenharia Química, Universidade Federal de Uberlândia, Uberlândia, 2006.

DU, W.; BAO, X.; XU, J.; WEI, W. Computational fluid dynamics (CFD) modeling of spouted bed: Assessment of drag coefficient correlations. **Chemical Engineering Science**, v. 61, n. 5, p. 1401-1420, 2006.

ERGUN. Fluid Flow through Packed Columns. **Chemical Engineering Progress**, v. 48, n. 2, p. 89–94, 1952.

ESSS. **Métodos numéricos para simulação na engenharia**. Disponível em: <https://www.esss.co/blog/metodos-numericos-para-simulacao-na-engenharia/>. Acesso em: 01 de novembro de 2019.

FARZANEH, M.; ALMSTEDT, A. E.; JOHNSON, F.; PALLARÈS, D.; SASIC, S. The crucial role of frictional stress models for simulation of bubbling fluidized beds. **Powder Technology**, v. 270, p. 68–82, 2015.

FEITOSA, J. D. M.; PIRES, T.; ARAÚJO, W. C.; COSTA, L. R.; DANTAS, T. M.; CARDOSO, F. E. P.; RIBEIRO, K.; D'AMICO, M. C.; ARAÚJO, J. W. C. Experimental parameters from fluid dynamics and Natural gas combustion in fluidized bed reactor. In: INTERNATIONAL CONGRESS OF MECHANICAL ENGINEERING, 24., 2017, Curitiba. **Anais [...]**. Curitiba: ABCM, 2017.

FEITOSA, J. D. M. **Aplicação da tecnologia de leito fluidizado em projeto de caldeira de vapor**. 2015. Trabalho de conclusão de curso (Graduação em Engenharia Mecânica) – Centro de Tecnologia, Universidade Federal do Ceará, Fortaleza, 2015.

GELDART, D. **Gas Fluidization Technology**. 1st ed. London: Wiley, 1987.

GIDASPOW, D. **Multiphase Flow and Fluidization – Continuum and Kinetic Theory Descriptions**. 1st ed. California: Academic Press, 1994.

GILAT, A.; SUBRAMANIAM, V. **Métodos numéricos para engenheiros e cientistas [recurso eletrônico]: uma introdução com aplicações usando o MATLAB**. 1 ed. Porto Alegre: Bookman, 2008.

GOLDSCHMIDT, M.; BEETSTRA, R.; KUIPERS, J. Hydrodynamic modelling of dense gas-fluidized beds: comparison and validation of 3D discrete particle and continuum models, **Powder Technology**, v. 142, p. 23–47, 2004.

GONÇALVES, N. D. F. **Método dos Volumes Finitos em Malhas Não-Estruturadas**. 2007. Dissertação (Mestrado em Engenharia Matemática) – Faculdade de Ciências, Universidade do Porto, Porto, 2007.

GUAN, Y.; CHANG, J.; ZHANG, K.; WANG, B.; SUN, Q.; WEN, D. Three-dimensional full loop simulation of solids circulation in an interconnected fluidized bed. **Powder Technology**, v. 289, p. 118-125, 2016.

HALVORSEN, B. Numerical simulation of particulate flow by the Eulerian-Lagrangian and the Eulerian-Eulerian approach with application to a fluidized bed. **Computers & Chemical Engineering**, v. 29, n. 2, p. 291-304, 2005.

HARTMAN M.; SVOBODA, M.; POHOŘELÝO, T. Combustion of dried sewage sludge in a fluidized-bed reactor. **Industrial and Engineering Chemistry Research**, v. 44, p. 3432–3441, 2005.

HERZOG, N.; SCHREIBER, M.; EGBERS, C.; KRAUTZ, H. J. A comparative study of different CFD-codes for numerical simulation of gas–solid fluidized bed hydrodynamics. **Computers and Chemical Engineering**, v. 39, p. 41–46, 2012.

HODAPP, M. J. **Modelagem e simulação de um leito fluidizado: um estudo comparativo**. 2009. Dissertação (Mestrado em Engenharia Química) – Faculdade de Engenharia Química, Universidade Estadual de Campinas, Campinas, 2009.

HOSSEINI, S. H.; AHMADI, G.; RAHIMI, R.; ZIVDAR, M.; ESFAHANY, M. N. CFD studies of solids hold-up distribution and circulation patterns in gas–solid fluidized beds. **Powder Technology**, v. 200, n. 3, p. 202–215, 2010.

KESTERING, D. A. **Simulação fluidodinâmica de um leito empregando correlações de arrasto gás-sólido ajustadas por valores experimentais**. 2016. Dissertação (Mestrado em

Engenharia Mecânica) – Centro de Tecnologia, Universidade do Vale dos Rios do Sino, São Leopoldo, 2016.

KUNII, D.; LEVENSPIEL, O. **Fluidization Engineering**. 2nd ed. New York: John Wiley & Sons, Butterworth-Heinemann, 1991.

LI, R.; CHEN, Z.; WU, W. **Generalized Difference Methods for Differential Equations. Numerical Analysis of Finite Volume Methods**. 1st ed. EUA: CRC Press Marcel, 2000.

LIU, C.; ZHANG, N.; WANG, W. CFD simulation of the effects of a suspension section on the hydrodynamics of a circulating fluidized bed. **Particuology**, v. 43, p. 1-8, 2019.

LOHA, C.; CHATTOPADHYAY, H.; CHATTERJEE, P. K. Assessment of drag models in simulating bubbling fluidized bed hydrodynamics. **Chemical Engineering Science**, v. 75, p. 400–407, 2012.

LOHA, C.; CHATTOPADHYAY, H.; CHATTERJEE, P. K. Effect of coefficient of restitution in Euler- Euler CFD simulation of fluidized-bed hydrodynamics. **Particuology**, v.15, p. 170–177, 2014.

LUNA, C. M. R. **Estudo numérico de modelos de arrasto e do coeficiente de restituição no escoamento gás-sólido em leito fluidizado**. 2013. Tese (Doutorado em Engenharia Mecânica) - Faculdade de Engenharia, Universidade Estadual Paulista, Guaratinguetá, 2013.

MAITELLI, C. W. S. P. **Simulação do Escoamento Monofásico em um Estágio de uma Bomba Centrífuga Utilizando Técnicas de Fluidodinâmica Computacional**. 2010. Tese (Doutorado em Ciências e Engenharia de Petróleo) - Centro de Ciências Exatas e da Terra, Universidade Federal do Rio Grande do Norte, Natal, 2010.

MALISKA, C. R. **Transferência de Calor e Mecânica dos Fluidos Computacional**. 2° ed. Rio de Janeiro: LCT Editora, 2004.

MARINI, F. **Simulação de um leito fluidizado aplicando a técnica CFD baseada na teoria cinética do escoamento granular**. 2008. Dissertação (Mestrado em Engenharia Química) – Faculdade de Engenharia Química, Universidade Estadual de Campinas, Campinas, 2008.

NASCIMENTO, F. P. **Geração de malhas não-estruturadas para aplicações industriais**. 2009. Dissertação (Mestrado em Engenharia de Sistemas e Computação) - Universidade Federal do Rio de Janeiro, Rio de Janeiro, 2009.

OKA, S. N. **Fluidized Bed Combustion**. New York: Marcell Dekker, 2004

OCHOSKI MACHADO, V. O. **Simulação computacional do escoamento gás-sólido de um leito fluidizado circulante**. 2019. Dissertação (Mestrado em Engenharia Mecânica) - Universidade Tecnológica Federal do Paraná, Campus Ponta Grossa, 2019.

PAIVA, J. L. M. S. **Influência da granulometria das partículas sobre o comportamento hidrodinâmico de leitos fluidizados**. 2001. Tese (Doutorado em Ciências da Engenharia Mecânica) - Faculdade de Ciências e Tecnologia, Universidade de Coimbra, Coimbra, 2001.

PAVANI, M. G. T. **Estudo experimental e simulação da fluidodinâmica de amido de milho em leito fluidizado pulsado**. 2016. Dissertação (Mestrado em Ciências) - Faculdade de Zootecnia e Engenharia de Alimentos, Universidade de São Paulo, Pirassununga, 2016.

PILAWSKA M.; BUTLERA, C. J.; HAYHURSTA, N.; CHADEESINGH, D. R. The Production of Nitric Oxide during the Combustion of Methane and Air in a Fluidized Bed. **Combustion and Flame**, v. 127, p. 2181-2193, 2001.

POUZADA, E. V. S. **Estudo da aplicação do método dos elementos de contorno à análise de propagação em estruturas guiantes**. 1999. Tese (Doutorado em Engenharia) – Escola Politécnica da Universidade de São Paulo, São Paulo, 1999.

QIU, X.; WANG, L.; YANG, N.; LI, L. A simplified two-fluid model coupled with EMMS drag for gas-solid flows. **Powder Technology**, v. 314, p. 299–314, 2017.

RAO, A.; CURTIS, J. S.; HANCOCK, B. C.; WASSGREN, C. The effect of column diameter and bed height on the minimum fluidization velocity. **AIChE Journal**, v. 56, p. 2304–2311, 2010.

ROSA, L. M.; BASTOS, J. C. S. C.; MORI, M.; MARTIGNONI, W. P. Simulation of a High-Flux Riser-Reactor using CFD Techniques. In: **AIChE Annual Meeting**, Philadelphia - PA. Annals, 2008.

SANTOS, D. A. **Contribuições ao estudo da fluidodinâmica em leito de jorro: estudos experimentais e de simulação via CFD**. 2011. Dissertação (Mestrado em Engenharia Química) – Faculdade de Engenharia Química, Universidade Federal de Uberlândia, Uberlândia, 2011.

SANTOS, K. G. **Aspectos fundamentais da pirólise de biomassa em leito de jorro: fluidodinâmica e cinética do processo**. 2011. Tese (Doutorado em Engenharia Química) – Faculdade de Engenharia Química, Universidade Federal de Uberlândia, Uberlândia, 2011.

SAINTRAIN, P. V. **Estudo experimental da fluidização gasosa de leito de partículas de sílica e casca de castanha de caju**. 2012. Dissertação (Mestrado em Engenharia Mecânica) – Centro de Tecnologia, Universidade Federal do Ceará, Fortaleza, 2012.

SINCLAIR, J. L.; JACKSON, R. Gas-particle flow in a vertical pipe with particle-particle interactions. **AIChE Journal**, v. 35, p. 1473-1486, 1989

SUNDARESAN, S. modeling the hydrodynamics of multiphase flow reactors: current status and challenges. **AIChE Journal**, v. 46, n. 6, p. 1102-1105, 2000.

VAN WACHEM, B. G. M.; SCHOUTEN, J. C.; VAN DEN BLEEK, C.M.; KRISHNA, R.; SINCLAIR, J. L. Comparative analysis of CFD models of dense gas-solid systems. **AIChE Journal**, v. 47, n. 5, p. 1035-1051, 2001.

WANG, X. F.; JIN, B. S.; ZHONG, W. Q.; XIAO, R. Modeling on the hydrodynamics of a high-flux circulating fluidized bed with Geldart group A particles by kinetic theory of granular flow. **Energy & Fuels**, v. 24, p. 1242–1259, 2010.

WEN, C. Y.; YU, Y. H. Mechanics of fluidization, **Chemical Engineering Progress Symposium Series**, v.62, p. 100, 1966.

WILCOX, D. C. **Turbulence modeling for CFD**. 2nd ed. Canada: CA: DCW Industries, 1993.

YANG, Wen-Ching. **Handbook of Fluidization and Fluid-Particle Systems**. New York: Marcel Dekker, 2003.

YOUJUN LU; JIKAI HUANG; PENGFEI ZHENG; DENGWEI JING. Flow structure and bubble dynamics in supercritical water fluidized bed and gas fluidized bed: A comparative study. **International Journal of Multiphase Flow**, v. 73, p. 130–141, 2015.

ZHAO, Y.; LU, B.; ZHOHG, Y. Euler-Euler modeling of a gas-solid bubbling fluidized bed with kinetic theory of rough particles. **Chemical Engineering Science**, v. 104, p. 767-779, 2013.

YU, X.; BLANCO, P. H.; MAKKAWI, Y.; BRIDGWATER, A. V. CFD and experimental studies on a circulating fluidised bed reactor for biomass gasification. **Chemical Engineering and Processing-Process Intensification**, v. 130, p. 284-295, 2018.

APÊNDICE A: DADOS DAS SIMULAÇÕES COMPUTACIONAIS

Tabela 5 Dados simulados para os Grupos 1 ou 4

u (m/s)	Grupo 1		Grupo 2		Grupo 3		Grupo 4	
	ΔP (Pa)	Erro (%)						
0	0	0	0	0	0	-	0	-
0,052926599	448,232	8,833270204	893,532	11,12310532	915,061	0,340256898	1101,532	3,989359384
0,079389899	629,3867385	8,786170091	1234,114	9,43734537	1470,448	4,862871169	1745,943	3,516534727
0,105853199	856,5660714	9,189026034	1646,404	11,19047265	2041,762	10,75296931	2240,453	9,845081112
0,132316498	1034,055231	9,845081112	1924,239	10,86484581	2398,385	9,189026034	2791,798	11,21212459
0,158779798	1085,834	10,7315929	2171,668	10,7315929	2861,716	12,24352437	3346,984	5,671829151
0,185243098	1087,256	10,87660616	2185,047	9,767268255	2989,954	10,87660616	3712,315	8,786170091
0,211706398	1101,451555	11,21212459	2190,98	9,525780535	2971,572	9,005791492	3784,525	7,804394072
0,238169697	1101,049301	10,08159285	2246,981	10,69733506	2993,371	5,625995524	3853,983	7,090720745
0,264632997	1103,6798	9,273280278	2275,863	11,04728381	3170,829	7,785335509	3993,522	3,891047547
0,291096297	1108,9431	9,794389803	2297,052	12,08116894	3272,195	7,642950662	4266,389	8,76986029

Fonte: elaborada pelo autor

Tabela 6 Dados simulados para o Grupo 5

Grupo 5		
u (m/s)	ΔP (Pa)	Erro (%)
0,0000	0,0000	0,00000
0,0077600	1038,737100	0,01963
0,015519	1865,706300	0,01084
0,020692	2362,639200	0,01286
0,021210	2393,865300	0,00843
0,021727	2442,547200	0,01243
0,023279	2679,796000	0,09792
0,025865	2659,113900	0,09876
0,051731	2781,077100	0,09402
0,056904	2779,545400	0,09407
0,062077	2791,366100	0,09363
0,072423	2799,540940	0,09334
0,077596	2791,054100	0,09365
0,082769	2817,938300	0,09267

Fonte: elaborada pelo autor

Tabela 7 Dados simulados para o Grupo 6

Grupo 6		
u (m/s)	ΔP (Pa)	Erro (%)
0,000000	0,000000	0
0,025865	1415,260600	0,219735
0,051731	2591,486200	6,555665
0,062077	2659,316450	7,183719
0,077596	2682,730100	7,701708
0,087942	2749,144700	8,656877
0,093115	2762,450700	9,182782
0,103461	2823,419700	11,59251
0,113807	2805,039650	9,59174
0,134499	2959,951500	11,78928
0,155192	3029,102400	11,91394
0,206922	3296,354300	11,30285
-	-	-
-	-	-

Fonte: elaborada pelo autor

Tabela 8 Dados simulados para os Grupos 7

Grupo 7		
u (m/s)	ΔP (Pa)	Erro (%)
0,000000	0,000	0,00
0,051731	1120,987	0,277578
0,077596	1676,374	4,240186
0,103461	2257,494	9,626468
0,129326	2514,117	4,221781
0,155192	2822,492	12,43483
0,181057	2882,282	11,76063
0,206922	3002,930	13,00145
0,232788	3074,923	11,59276
0,258653	3092,381	7,998632
0,284518	3183,941	7,871477
-	-	-
-	-	-
-	-	-

Fonte: elaborada pelo autor

Tabela 9 Dados simulados para o Grupo 8

Grupo 8		
u (m/s)	ΔP (Pa)	Erro (%)
0,000000	0,000000	0,00
0,052927	915,061000	0,340147
0,079390	1470,400	4,859448
0,105853	2041,762	10,74809
0,132316	2566,082	16,82361
0,158780	2961,716	16,16514
0,185243	3107,654	15,24128
0,211706	3159,276	15,89219
0,238170	3261,112	15,07325
0,264633	3208,492	9,065878
0,291096	3329,821	9,537939
-	-	-
-	-	-

Fonte: elaborada pelo autor

Tabela 10 Dados simulados para o Grupo 9

Grupo 9		
u (m/s)	ΔP (Pa)	Erro (%)
0,00	0,00	0,00
0,054165	1217,539	8,907391073
0,081247	1863,472	15,86662261
0,108329	2239,479	8,744430711
0,135412	2609,948	8,187247587
0,162494	2715,702	8,173646837
0,189576	2798,321	8,497843833
0,216658	2868,739	7,944637236
0,243741	2963,649	7,54736423
0,270823	3003,048	4,871812942
0,297905	3103,391	5,135485645
0,324988	3278,459	6,80823629
0,35207	3387,947	6,958033579

Fonte: elaborada pelo autor

Tabela 11 Dados simulados para o Grupo 10

Grupo 10		
u (m/s)	ΔP (Pa)	Erro (%)
0	0	0
0,023704255	994,643	11,46382681
0,028445106	1080,863	9,133325121
0,033185957	1198,986	7,254956686
0,037926808	1373,734	12,07293494
0,061631062	1533,438	14,07828354
0,066371913	1708,895	8,278765954
0,075853615	1873,987	8,122038705
0,080594466	1968,932	7,470738784
0,085335317	2089,439	5,298841979
0,090076168	2251,432	2,298983254
0,094817019	2353,658	1,630233079
0,09955787	2474,987	3,018435194
0,104298721	2481,785	0,832037951
0,109039572	2484,987	1,773072301
0,113780423	2500,584	0,002159542
0,118521274	2510,865	2,832910266
0,123262124	2515,482	3,437411591
0,128002975	2510,637	2,823572487
0,132743826	2580,537	0,827197048
0,137484677	2593,974	3,736967763
0,142225528	2601,853	2,051059791
0,165929783	2704,528	2,149402105
0,189634038	2868,526	8,343568941
0,213338292	2921,539	6,404934297
0,237042547	3032,974	4,846704024

Fonte: elaborada pelo autor

Tabela 12 Dados simulados para o Grupo 11

Grupo 11		
u (m/s)	ΔP (Pa)	Erro (%)
0,00	0,00	0
7,86579E-05	220,547	2,2251598289
0,000117987	374,729	8,9921608503
0,000157316	501,359	10,9972537335
0,000196645	678,263	13,1634565372
0,000235974	855,628	10,1678040494
0,000275303	968,358	11,9594246257
0,000314632	1148,528	11,3311993354
0,000353961	1278,458	10,2957403309
0,00039329	1429,369	8,6605284883
0,000432618	1574,359	10,6269455652
0,000471947	1735,549	9,1386427863
0,000511276	1864,469	10,4100232768
0,000550605	1995,749	8,7141273501
0,000589934	2074,659	10,0725627401
0,000629263	2189,359	8,1679390331
0,000668592	2265,294	8,8589967829
0,000707921	2298,639	9,0213700504
0,00074725	2300,619	9,1152787993
0,000786579	2300,619	9,1152787993
0,000825908	2301,629	9,1631817470
0,000865237	2304,619	9,3049934436
0,000904566	2304,139	9,2822276863
0,000943895	2305,529	9,3481535252
0,000983224	2342,829	10,6028109044
0,001022553	2342,469	10,5858156342
0,001061882	2363,649	11,0714841977

Fonte: elaborada pelo autor

Tabela 13 Dados simulados para o Grupo 12

Grupo 12					
u (m/s)	ΔP (Pa)	Erro (%)	u (m/s)	ΔP (Pa)	Erro (%)
0	0	0	0,00096	2064,584	9,156392
7,87E-05	198,345	12,44048	0,000975	2064,552	8,592047
0,000157	389,57	10,42234	0,000991	2052,459	9,6651619
0,000236	564,579	6,685374	0,001007	2048,458	8,303796
0,000315	754,569	9,995481	0,001023	2038,469	8,90421
0,000393	934,578	12,19424	0,001038	2040,538	8,44696
0,000472	1128,468	11,79592	0,001054	2038,379	10,05178
0,000551	1278,384	7,807725	0,00107	2040,379	10,15976
0,000629	1514,582	5,135499	0,001085	2042,379	10,26774
0,000708	1578,357	4,132835	0,001101	2045,379	9,848496
0,000787	1798,452	0,2817	0,00118	2047,379	9,955908
0,000865	1874,568	0,674973	0,001259	2060,47	11,24447
0,000881	1987,358	4,531769	0,001337	2080,282	11,72299
0,000897	1993,458	4,314914	0,001416	2080,469	11,73303
0,000912	2066,469	9,825096	0,001573	2080,529	10,57233
0,000928	2066,469	9,825096	0,00173	2104,357	10,68572
0,000944	2066,469	9,825096	0,001888	2118,47	10,29102

Fonte: elaborada pelo autor

Tabela 14 Dados simulados para os Grupos 13 ou 16

u (m/s)	Grupo 13		Grupo 14		Grupo 15		Grupo 16	
	ΔP (Pa)	Erro (%)	ΔP (Pa)	Erro (%)	ΔP (Pa)	Erro (%)	ΔP (Pa)	Erro (%)
0,00	0	0	0	0	0	0	0	0
0,014261	588,527	19,9283	621,9298	15,55603252	715,5137615	16,1356617	925,3836458	16,49669322
0,021392	710,6506252	23,66803	785,7707	16,64060121	1025,950552	14,94357881	1250,934061	16,62662885
0,028523	982,528974	19,85897	1143,814	23,76604702	1381,511373	16,14498498	1563,186875	17,40968591
0,035653	1158,25354	19,62154	1372,769	16,17702889	1641,444916	14,16383854	1893,426173	19,5519131
0,042784	1394,603566	19,20026	1619,591	18,23963754	1827,977707	21,01720933	1987,630921	16,59123288
0,049915	1592,9405	19,58907	1807,261	19,52347451	1953,829318	18,00968034	2007,950108	16,42595073
0,057045	1685,219817	19,71321	1889,474	20,38284756	1936,071608	19,41764722	2008,064877	16,76069985
0,064176	1791,716442	21,2086	1894,016	21,16807009	1941,644794	20,16263181	2048,805877	16,43325542
0,071307	1793,725808	23,80094	1906,072	20,66629452	1955,422346	20,55972594	2069,855798	15,57467073
0,078437	1809,752001	23,73569	1910,21	21,45517	1994,002289	19,63232885	2095,65247	17,17116043
0,085568	1840,132498	22,78084	1948,922	21,4492781	2003,764254	20,18465431	2099,634902	16,36586729
0,092699	1880,9953	21,72304	1955,113	21,50975958	2009,270889	21,1957921	2105,372848	17,10804174
0,099829	1881,71553	21,98526	1964,348	20,82752293	2010,755426	21,43952233	-	-
0,10696	1893,142374	22,47574	1984,998	20,62231352	-	-	-	-
0,11409	1922,757076	21,58413	1989,316	21,06828714	-	-	-	-
0,12122	1948,000999	20,84514	-	-	-	-	-	-
0,12835	1958,232537	21,70202	-	-	-	-	-	-
0,13548	1982,349323	21,95475	-	-	-	-	-	-
0,14261	2053,605301	19,78104	-	-	-	-	-	-

Fonte: elaborada pelo autor

Tabela 15 Dados simulados para o Grupo 17 e 18

u (m/s)	Grupo 17		Grupo 18	
	ΔP (Pa)	Erro (%)	ΔP (Pa)	Erro (%)
0	0	0	0	0
0,0083	428,00	9.129511677	548	5,354058722
0,0166	927,543	9.947281553	997,543	15,24698386
0,0248	1539,66	1.87	1576,480149	14,92281983
0,0331	2102,723	1.65	2241,904337	12,73241195
0,0414	2549,896	4.748	2938,2942	11,86880024
0,0497	3321,532	2.68	3536,698232	14,94232246
0,0579	3621,985	9.473	4392,345014	13,70638479
0,0646	-	-	5009,785785	12,52338424
0,0662	4344,727	9,03	5201,49886	12,75580577
0,0679	-	-	5161,272882	12,86049498
0,0695	-	-	5142,035736	13,62278287
0,0712	-	-	5100,595687	14,17473183
0,0728	-	-	5095,751712	14,40027362
0,0745	5003,116	9,87	5093,146483	14,15562981
0,0761	-	-	5070,015273	15,24548189
0,0778	-	-	5045,88622	15,64884286
0,0795	-	-	5170,50018	14,40986294
0,0811	-	-	5160,60187	14,43206981
0,0828	5352,684	10,22	5148,623164	15,45774772
0,0844	5342,133	10,547	-	-
0,0861	5311,746	10,32	-	-
0,0877	5332,101	10,43	-	-
0,0894	5312,201	11,0482	-	-
0,091	5313,288	11,03	5190,45773	15,45108764
0,0993	5332,281	11,01	5331,041291	15,7147622
0,1076	5426,560	11,04	-	-
0,1159	5433,871	11,63	-	-
0,1242	5641,541	11,63	-	-

Fonte: elaborada pelo autor

ANEXO B: DADOS EXPERIMENTAIS

Tabela 16 Dados experimentais para os Grupos 1 ou 4

	Grupo 1	Grupo 2	Grupo 3	Grupo 4
u (m/s)	ΔP (Pa)	ΔP (Pa)	ΔP (Pa)	ΔP (Pa)
0	0	0	0	0
0,052926599	411,852	804,092	911,958	1147,302
0,079389899	578,554	1127,69	1402,258	1686,632
0,105853199	784,48	1480,706	1843,528	2039,648
0,132316498	941,376	1735,662	2196,544	2510,336
0,158779798	980,6	1961,2	2549,56	3167,338
0,185243098	980,6	1990,618	2696,65	3412,488
0,211706398	990,406	2000,424	2726,068	3510,548
0,238169697	1000,212	2029,842	2833,934	3598,802
0,264632997	1010,018	2049,454	2941,8	3843,952
0,291096297	1010,018	2049,454	3039,86	3922,4

Fonte: Feitosa (2019)

Tabela 17 Dados experimentais para o Grupo 5

u (m/s)	ΔP (Pa)
0,0000	0
0,0077600	1018,7371
0,015519	1845,7063
0,020692	2332,6392
0,021210	2373,8653
0,021727	2412,5472
0,023279	2440,796
0,025865	2420,1139
0,051731	2542,0771
0,056904	2540,5454
0,062077	2552,3661
0,072423	2560,54094
0,077596	2552,0541
0,082769	2578,9383

Fonte: Feitosa (2019)

Tabela 18 Dados experimentais para o Grupo 6

u (m/s)	ΔP (Pa)
0,000000	0
0,025865	1127,76475
0,051731	1412,1576
0,062077	1618,09725
0,077596	1902,4901
0,087942	2088,81645
0,093115	2265,33615
0,103461	2432,0492
0,113807	2481,08245
0,134499	2481,08245
0,155192	2490,8891
0,206922	2481,08245
-	-
-	-

Fonte: Feitosa (2019)

Tabela 19 Dados experimentais para os Grupos 7

u (m/s)	ΔP (Pa)
0,000000	0
0,051731	1117,884
0,077596	1608,184
0,103461	2059,26
0,129326	2412,276
0,155192	2510,336
0,181057	2578,978
0,206922	2657,426
0,232788	2755,486
0,258653	2863,352
0,284518	2951,606
-	-
-	-
-	-

Fonte: Feitosa (2019)

Tabela 20 Dados experimentais para o Grupo 8

u (m/s)	ΔP (Pa)
0,000000	0
0,052927	911,958
0,079390	1402,258
0,105853	1843,528
0,132316	2196,544
0,158780	2549,56
0,185243	2696,65
0,211706	2726,068
0,238170	2833,934
0,264633	2941,8
0,291096	3039,86
-	-
-	-
-	-

Fonte: Feitosa (2019)

Tabela 24 Dados experimentais para o Grupo 12

u (m/s)	ΔP (Pa)	u (m/s)	ΔP (Pa)
0	0	0,00096	0
7,87E-05	198,345	0,000975	176,4
0,000157	389,57	0,000991	352,8
0,000236	564,579	0,001007	529,2
0,000315	754,569	0,001023	686
0,000393	934,578	0,001038	833
0,000472	1128,468	0,001054	1009,4
0,000551	1278,384	0,00107	1185,8
0,000629	1514,582	0,001085	1440,6
0,000708	1578,357	0,001101	1646,4
0,000787	1798,452	0,00118	1793,4
0,000865	1874,568	0,001259	1862
0,000881	1987,358	0,001337	1901,2
0,000897	1993,458	0,001416	1911
0,000912	2066,469	0,001573	1881,6
0,000928	2066,469	0,00173	1881,6
0,000944	2066,469	0,001888	1881,6
-	-	-	-
-	-	-	-
-	-	-	-
-	-	-	-

Fonte: Feitosa (2019)

Tabela 25 Dados experimentais para os Grupos 13 ou 16

	Grupo 13	Grupo 14	Grupo 15	Grupo 16
u (m/s)	ΔP (Pa)	ΔP (Pa)	ΔP (Pa)	ΔP (Pa)
0,00	0	0	0	0
0,014261	735	736,5	853,18	1108,2
0,021392	931	942,63	1206,2	1500,4
0,028523	1226	1500,4	1647,5	1892,7
0,035653	1441	1637,7	1912,3	2353,6
0,042784	1726	1980,9	2314,4	2383
0,049915	1981	2245,7	2383	2402,6
0,057045	2099	2373,2	2402,6	2412,4
0,064176	2274	2402,6	2432	2451,7
0,071307	2354	2402,6	2461,5	2451,7
0,078437	2373	2432	2481,1	2530,1
0,085568	2383	2481,1	2510,5	2510,5
0,092699	2403	2490,9	2549,7	2539,9
0,099829	2412	2481,1	2559,5	-
0,10696	2442	2500,7	-	-
0,11409	2452	2520,3	-	-
0,12122	2461	-	-	-
0,12835	2501	-	-	-
0,13548	2540	-	-	-
0,14261	2560	-	-	-

Fonte: Feitosa (2019)

Tabela 26 Dados experimentais para o Grupo 17 e 18

	Grupo 17	Grupo 18
u (m/s)	ΔP (Pa)	ΔP (Pa)
0	0	0
0,0083	471	579
0,0166	1030	1177
0,0248	1569	1853
0,0331	2138	2569
0,0414	2677	3334
0,0497	3413	4158
0,0579	4001	5090
0,0646	-	5727
0,0662	4776	5962
0,0679	-	5923
0,0695	-	5953
0,0712	-	5943
0,0728	-	5953
0,0745	5551	5933
0,0761	-	5982
0,0778	-	5982
0,0795	-	6041
0,0811	-	6031
0,0828	5962	6090
0,0844	5972	-
0,0861	5923	-
0,0877	5953	-
0,0894	5972	-
0,091	5972	6139
0,0993	5992	6325
0,1076	6100	-
0,1159	6149	-
0,1242	6384	-

Fonte: Feitosa (2019)