

**UNIVERSIDADE FEDERAL DE SANTA CATARINA
DEPARTAMENTO DE ENGENHARIA QUÍMICA E
ENGENHARIA DE ALIMENTOS**

Priscilla Corrêa Bisognin

**TRANSFERÊNCIA DE CALOR EM LEITOS
FLUIDIZADOS: INFLUÊNCIA DOS PARÂMETROS DA
SUPERFÍCIE DE TROCA TÉRMICA**

Florianópolis

2015

Priscilla Corrêa Bisognin

**TRANSFERÊNCIA DE CALOR EM LEITOS
FLUIDIZADOS: INFLUÊNCIA DOS PARÂMETROS DA
SUPERFÍCIE DE TROCA TÉRMICA**

Dissertação submetida ao Programa
de Pós-Graduação em Engenharia
Química para a obtenção do Grau de
Mestre em Engenharia Química.
Orientadora: Prof.^a Dr.^a Cíntia Soa-
res

Florianópolis

2015

Este trabalho é dedicado aos meus pais.

AGRADECIMENTOS

À CAPES pelo suporte financeiro, que viabilizou a elaboração deste trabalho.

Ao PósENQ e à UFSC pelo espaço e material utilizados no desenvolvimento desta pesquisa.

Aos meus pais, José Volnei Bisognin e Sônia Regina Corrêa Bisognin, exemplos de retidão de caráter e de bondade, pelo apoio, confiança, pela educação que me foi conferida e por atuarem diariamente como uma inesgotável fonte de inspiração.

À minha irmã Aline Corrêa Bisognin, pela ternura, cuidados constantes e por ser um exemplo de caráter que alia força e delicadeza com a destreza e sutileza de uma bailarina.

À minha orientadora Prof^ª. Dr^ª. Cíntia Soares, pela confiança, dedicação e por ser meu maior exemplo de comprometimento e competência.

Ao M.Sc. José Mozart Fusco, pela ajuda constante e pelos inestimáveis conhecimentos passados.

Ao meu amigo e companheiro Bruno Niero, por me presentear diariamente com o sorriso mais doce. Se um dia sem rir é um dia desperdiçado, eu o agradeço por nunca permitir que eu desperdice um dia em minha vida.

Às minhas amigas e irmãs Débora Garbin, Mariane Bortolotto e Pollyanna Fornari, por dividirem minha tristeza, multiplicarem minhas alegrias e maximizarem minha loucura.

Aos meus companheiros de laboratório Adrieli Teresinha Odorcik Dal'Toé, Natan Padoin, Juliana Pavei Pizzolo e André Guilherme Kunitz, pela ajuda e suporte.

Aos meus amigos Gisele Queiroz, Fábio Santana, Helton Santana, Jennipher Bez e Helen Gunther, por me ensinarem a ter uma existência mais leve e me estimularem a me superar constantemente.

Ao Mestre DeRose, por fazer com que eu criasse uma versão melhor de mim.

Aos meus avós Vilma e Ruy Corrêa e aos meus tios Ruy Felipe, Tânia e Miguel Corrêa, pelo carinho e suporte.

Eu não entendo por que as pessoas têm medo de ideias novas. Eu tenho medo das antigas.

John Cage

RESUMO

Leitos fluidizados são equipamentos versáteis cujo número de aplicações experiencia um crescimento constante. Apesar disso, os fenômenos que ocorrem dentro destes equipamentos ainda não são perfeitamente compreendidos, sobretudo no que se refere à transferência de calor. A fluidodinâmica computacional têm desempenhado um importante papel na compreensão, *design* e *scale-up* de operações de engenharia, porém para isso é preciso que se disponha de modelos computacionais confiáveis e validados frente a dados experimentais. Neste trabalho foram estudados vários parâmetros da simulação de leitos fluidizados, como modelo de arraste e coeficiente de especularidade, a fim de obter uma configuração que melhor descrevesse este processo. Após a conclusão desta etapa, o trabalho seguiu com o estudo de diferentes superfícies de troca térmica submersas no leito fluidizado, a fim de cumprir o objetivo proposto: verificar a influência dos parâmetros destas superfícies no fenômeno de transferência de calor entre leito e superfície. Para isso foi utilizado o software ANSYS® CFD (FLUENT®), com uma abordagem Euleriana-Euleriana, que descreve ambas as fases como fluidos interpenetrantes, sendo que as propriedades da fase particulada foram descritas através da teoria cinética dos escoamentos granulares. O leito fluidizado simulado foi baseado no trabalho experimental de Di Natale, Lancia e Nigro (2007) e utilizava ar como fase gasosa e partículas de vidro, classe B de Geldart (1973), como fase particulada. Os resultados de Di Natale, Lancia e Nigro (2007) foram utilizados para validação. Todas as simulações foram realizadas num domínio bidimensional, utilizando axissimetria. Após vários testes definiu-se que o modelo que melhor representa os dados experimentais utiliza o modelo de Gidaspow (1986) para o arraste, coeficiente de especularidade igual a 0,1 e modelo *RNG* $\kappa - \epsilon$ disperso para turbulência. Após validação do modelo foram construídas diferentes geometrias, com diversas superfícies de troca térmica, incluindo diferentes cilindros, uma esfera e um cone. O aumento das dimensões do cilindro, principalmente do diâmetro, gerou uma diminuição do coeficiente de transferência de calor. A superfície esférica produziu o maior valor de coeficiente de transferência de calor, o que está de acordo com o trabalho experimental de Di Natale, Lancia e Nigro (2007). Outras velocidades de entrada do gás foram testadas, porém o modelo falhou em descrever o comportamento fluidodinâmico a uma velocidade mais baixa, provando a importância de

se verificar para quais condições um modelo se aplica, antes de usá-lo indiscriminadamente.

Palavras-chave: Leite fluidizado. Transferência de calor. Abordagem Euleriana. Fluidodinâmica computacional.

ABSTRACT

Fluidized beds are versatile equipments with a growing number of applications. Despite that, the phenomena that occur inside these equipments are not fully understood, particularly regarding to heat transfer. Computational fluid dynamics has been playing an important role in the comprehension, design and scale-up of engineer operations, however, in order do that, it is necessary to have reliable computational models validated against experimental data. In this work various simulation parameters of fluidized beds were studied, such as drag model and specular coefficient, in order to obtain the best possible setup to describe the process. After this step, the work was continued with the study of different immersed heat transfer surfaces in the fluidized bed, in order to fulfill the proposed objective: verify the influence of the surface parameters in the heat transfer phenomenon between bed and surface. For that it was used the software ANSYS[®] CFD (FLUENT[®]), with the Eulerian-Eulerian approach, that describes both phases as interpenetrating continua. The properties of the particulate phase were described using the kinetic theory of granular flows. The simulated fluidized bed was based in the experimental work of Di Natale, Lancia Nigro (2007). It used air as the gaseous phase and glass beads, Geldart (1973) group B, as the particulate phase. The results of Di Natale, Lancia Nigro (2007) were used for validation. All simulations were carried in a two-dimensional domain, using axisymmetry. After several tests it was defined that the setup that best describes the experimental model uses the Gidaspow (1986) model for the drag, specular coefficient of 0.1 and *RNG* $\kappa - \epsilon$ dispersed as the turbulence model. After the validation of the model, different geometries were built, with several heat transfer surfaces, including different cylinders, a sphere and a cone. The increase in the cylinders dimensions, specially the diameter, generated a reduction of the heat transfer coefficient. The spherical surface produced the biggest value of the heat transfer coefficient, which is in accord with the experimental work of Di Natale, Lancia Nigro (2007). Different gas velocities were tested, however the model failed to describe the fluid dynamic behavior in the lowest velocity, proving the importance of verifying the conditions in which the model is applicable, before using it indiscriminately.

Keywords: Fluidized bed. Heat Transfer. Eulerian approach. Computational fluid dynamics.

LISTA DE FIGURAS

1	Classificação de partículas segundo Geldart (1973).....	31
2	Regimes de fluidização.	34
3	Esquema mostrando regimes de fluidização, segundo as classes de partículas.	35
4	Fluxo de energia em escoamentos granulares e particulados. .	46
5	Geometria simplificada utilizada nos estudos iniciais do trabalho.	58
6	Ponto de análise do coeficiente de transferência de calor.	60
7	Condições de contorno.	62
8	Geometria incluindo haste de polietileno.....	64
9	Detalhe da superfície de troca térmica acoplada à haste de polietileno.	64
10	Superfícies de troca térmica.....	66
11	Etapas da pesquisa.	67
12	Distribuição de sólidos média na direção axial utilizando diferentes malhas.	69
13	Distribuição de sólidos após 20 s de simulações utilizando diferentes modelos de arraste.....	72
14	Distribuição de sólidos média com diferentes coeficientes de especularidade.	74
15	Distribuição de sólidos com diferentes coeficientes de especularidade em diversos tempos de simulação.	75
16	Distribuição de sólidos transiente incluindo modelo de turbulência.....	78
17	Diâmetro de bolhas após 5 s de simulação.	79
18	Distribuição de sólidos transiente para os Cilindros 1, 2 e 3. .	82
19	Distribuição de sólidos transiente para os Cilindros 4, 5 e 6. .	83
20	Distribuição de sólidos radial instantânea a 0,25 m acima do distribuidor para diferentes cilindros.	84
21	Distribuição de sólidos radial instantânea a 0,4 m acima do distribuidor para diferentes cilindros.	85
22	Ascensão da bolha para os cilindros 1, 4 e 6.....	86
23	Geometrias usadas no estudo de caso 2.....	89
24	Relação entre velocidade superficial do gás e coeficiente de transferência de calor (DI NATALE; LANCIA; NIGRO, 2007). . . .	91
25	Fração volumétrica de sólidos para Velocidade 1.	92
26	Diâmetro de bolha para Velocidade 1.	93

27	Fração volumétrica de sólidos e coeficiente de transferência de calor para Velocidade 1.	95
28	Fração volumétrica de sólidos e coeficiente de transferência de calor para Velocidade 1.	95
29	Fração volumétrica de sólidos para Velocidade 2.	97
30	Fração volumétrica de sólidos e coeficiente de transferência de calor para Velocidade 2.	98

LISTA DE TABELAS

1	Número de células computacionais em cada malha.	59
2	Propriedades físicas da fase particulada.	59
3	Configuração do modelo computacional.	60
4	Condições de contorno.	61
5	Dimensões dos diferentes cilindros usados no estudo de caso 1.	65
6	Dimensões das superfícies usadas no estudo de caso 2.	65
7	Velocidades do gás de fluidização.	66
8	Pressão média no tempo e na direção axial com diferentes malhas.	70
9	Variação da pressão axial média com diferentes malhas.	70
10	Coefficiente de transferência de calor médio com diferentes modelos de arraste.	73
11	Coefficiente de transferência de calor médio com diferentes coeficientes de especularidade (em $W \cdot m^{-2} \cdot K^{-1}$).	76
12	Desvios percentuais do coeficiente de transferência de calor médio em relação ao resultado experimental de Di Natale, Lancia e Nigro (2007) ($230 W \cdot m^{-2} \cdot K^{-1}$), para diferentes coeficientes de especularidade.	76
13	Comparação do diâmetro da bolha calculado e visualizado na simulação.	79
14	Coefficiente de transferência de calor médio antes e após a inclusão de modelo de turbulência.	80
15	Desvios percentuais dos coeficientes de transferência de calor médio com e sem inclusão de modelo de turbulência em relação ao resultado experimental (DI NATALE; LANCIA; NIGRO, 2007)	80
16	Velocidade de ascensão da bolha para diferentes cilindros.	86
17	Coefficiente de transferência de calor médio para diferentes cilindros.	87
18	Comparação dos coeficientes de transferência de calor médios para diferentes geometrias com os valores experimental de Di Natale, Lancia e Nigro (2007).	89
19	Diâmetro de bolha observado na simulação e calculado pela correlação de Hillgardt e Werther (1986), para Velocidade 1.	93
20	Comparação do coeficiente de transferência de calor médio para Velocidade 1.	94

21	Comparação do coeficiente de transferência de calor médio para diferentes velocidade do gás.	97
----	---------------------------------------------------------------------------------------------------	----

LISTA DE ABREVIATURAS E SIGLAS

CFD	<i>Computational fluid dynamics</i>	23
KTGF	<i>Kinetic theory of granular flows</i>	47
DEM	<i>Discrete element method</i>	52
SIMPLE	<i>Semi-implicit method for pressure-linked equations</i>	60
UDF	<i>User defined function</i>	62

LISTA DE SÍMBOLOS

Ar	número de Arquimedes	36
ϕ	esfericidade	36
ε_i	fração volumétrica	36
U_i	velocidade superficial do gás ($\text{m}\cdot\text{s}^{-1}$)	36
ρ_i	massa específica ($\text{kg}\cdot\text{m}^{-3}$)	36
μ_i	viscosidade dinâmica ($\text{kg}\cdot\text{s}^{-1}\cdot\text{m}^{-1}$)	36
g	aceleração gravitacional ($\text{m}\cdot\text{s}^{-2}$)	36
D_p	diâmetro da partícula da fase sólida (m)	36
D_b	diâmetro da bolha (m)	36
z	altura do leito fluidizado (m)	36
v_i	velocidade intrínseca ($\text{m}\cdot\text{s}^{-1}$)	36
c_p	calor específico ($\text{J}\cdot\text{kg}^{-1}\cdot\text{K}^{-1}$)	38
h	coeficiente de transferência de calor superficial ($\text{W}\cdot\text{m}^{-2}\cdot\text{K}^{-1}$)	38
κ	condutividade térmica ($\text{W}\cdot\text{m}^{-1}\cdot\text{K}^{-1}$)	38
t	tempo (s)	39
\vec{v}_i	vetor velocidade ($\text{m}\cdot\text{s}^{-1}$)	39
τ_i	tensor das forças viscosas ($\text{N}\cdot\text{m}^{-2}$)	39
β	coeficiente interfacial de arraste ($\text{kg}\cdot\text{m}^{-3}\cdot\text{s}^{-1}$)	39
p_s	pressão da fase sólida ($\text{N}\cdot\text{m}^{-3}$)	39
p	pressão ($\text{N}\cdot\text{m}^{-2}$)	39
ξ_i	viscosidade global ($\text{kg}\cdot\text{s}^{-1}\cdot\text{m}^{-1}$)	40
I	tensor identidade	40
H	entalpia ($\text{J}\cdot\text{kg}^{-1}$)	40
T	temperatura (K)	40
h_{gs}	coeficiente volumérico de transferência de calor interfase ($\text{W}\cdot\text{m}^{-3}\cdot\text{K}^{-1}$)	40
τ_s	tempo de relaxação particulado (s)	42
C_D	coeficiente de arraste	43
Re_s	número de Reynolds da partícula	43
$v_{r,s}$	velocidade terminal da partícula (m/s)	43
c	velocidade instantânea da partícula ($\text{m}\cdot\text{s}^{-1}$)	46
Θ	temperatura granular ($\text{m}^2\cdot\text{s}^{-2}$)	46

e	coeficiente de restituição.....	46
g_0	função distribuição radial.....	46
θ	ângulo interno de fricção	47
γ_s	dissipação de energia granular ($\text{m}^2 \cdot \text{s}^{-2}$)	47
φ	coeficiente de especularidade.....	61

SUMÁRIO

1	INTRODUÇÃO	23
1.1	OBJETIVOS	25
1.1.1	Objetivo Geral	25
1.1.2	Objetivos Específicos	25
1.1.3	Organização da Dissertação	26
2	FUNDAMENTAÇÃO TEÓRICA	27
2.1	LEITO FLUIDIZADO	27
2.1.1	O Fenômeno da Fluidização	27
2.1.2	Aplicações do Leito Fluidizado	28
2.1.2.1	Aplicações Físicas	28
2.1.2.2	Aplicações Químicas	29
2.1.3	Vantagens e Desvantagens do Leito Fluidizado	29
2.1.4	Classificação de Partículas	31
2.1.5	Regimes de Fluidização	32
2.1.6	Hidrodinâmica do Leito Fluidizado	34
2.1.7	Transferência de Calor em Leitos Fluidizados	37
2.2	EQUAÇÕES GOVERNANTES	38
2.2.1	Balço de Massa	39
2.2.2	Balço de Quantidade de Movimento	39
2.2.3	Balço de energia	40
2.3	MODELOS DE ARRASTE	41
2.3.1	Modelo de Wen & Yu	42
2.3.2	Modelo de Syamlal O'Brien	43
2.3.3	Modelo de Gidaspow	44
2.3.4	Modelo de Beetstra	45
2.4	TEORIA CINÉTICA DOS ESCOAMENTOS GRANU- LARES	45
2.5	COEFICIENTE DE ESPECULARIDADE	48
3	REVISÃO BIBLIOGRÁFICA	49
3.1	ESTUDOS EXPERIMENTAIS EM LEITOS FLUIDIZA- DOS	49
3.2	ESTUDOS NUMÉRICOS EM LEITOS FLUIDIZADOS ..	51
3.2.1	Abordagem Lagrangeana	51
3.2.2	Abordagem Euleriana	53
4	METODOLOGIA	57
4.1	GEOMETRIA E MALHA COMPUTACIONAL	57
4.2	DESCRIÇÃO DO PROBLEMA COMPUTACIONAL	59

4.2.1	Condições de Contorno	61
4.2.2	Estudo de Correlações de Modelos de Arraste.....	62
4.2.3	Inclusão do Modelo de Turbulência	63
4.2.4	Estudos com Diferentes Superfícies de Troca Térmica.....	65
4.3	ESTUDO COM DIFERENTES VELOCIDADES DO GÁS	66
5	RESULTADOS E DISCUSSÕES	69
5.1	AVALIAÇÃO DA MALHA NUMÉRICA	69
5.2	ESTUDO DE CORRELAÇÕES DE COEFICIENTES DE ARRASTE	71
5.3	COEFICIENTE DE ESPECULARIDADE.....	73
5.4	MODELO DE TURBULÊNCIA	77
5.5	ESTUDO COM DIFERENTES GEOMETRIAS DE SU- PERFÍCIE DE TROCA TÉRMICA	81
5.5.1	Estudo de caso 1: Influência de Diferentes Cilin- dros Aquecidos Submersos nas Características do Leito.....	82
5.5.2	Estudo de caso 2: Influência da Geometria da Su- perfície Aquecida Submersa na Transferência de Calor entre Leito e Superfície	88
5.6	AVALIAÇÃO DOS EFEITOS DA VELOCIDADE SU- PERFICIAL DO GÁS NA SIMULAÇÃO	90
5.6.1	Velocidade 1	92
5.6.2	Velocidade 2	96
6	CONCLUSÃO	101
7	SUGESTÕES PARA TRABALHOS FUTUROS..	103
	REFERÊNCIAS	105

1 INTRODUÇÃO

Processos que exigem um elevado grau de uniformidade entre as partículas e altas taxas de transferência de calor e de massa são comuns na indústria química, sendo que o sucesso da operação e a qualidade do produto final dependem fortemente dessas características. Essas exigências podem ser contempladas com o uso de leitos fluidizados, equipamentos cujo interior é carregado com partículas sólidas entre as quais ocorre a passagem de um fluido, ocasionando um fenômeno chamado de fluidização. Este proporciona grande capacidade de mistura e altas taxas de transferência de calor e massa, se comparado com leitos empacotados, pois o contato entre as partículas e o meio de fluidização (gás ou líquido) torna-se maior após a fluidização. Leitos fluidizados exibem propriedades próximas às de um fluido, e isso geralmente é considerado nas variadas estratégias para modelagem existentes. As altas taxas de mistura obtidas com o uso desse equipamento provam-se favoráveis para diversas aplicações, já que isso impede a criação de áreas com grandes gradientes de temperatura e massa, o que confere maior uniformidade e confiabilidade para diversas aplicações, como reações químicas e processos de revestimentos de partículas. Apesar das grandes vantagens apresentadas por esse tipo de equipamento, ainda existem obstáculos para sua maior utilização e melhor aproveitamento. Um desses obstáculos é a falta de entendimento do comportamento dos materiais dentro do leito. Como consequência, pesquisadores ainda possuem dificuldades em prever e calcular os complexos fluxos de calor e massa dentro do equipamento, tornando o *scale-up* do processo uma atividade desafiadora e frustrante, pois os resultados em escala piloto comumente diferem dos resultados em escala industrial. Assim, o estudo de unidades que representem o processo industrial é necessário, porém a realização desses estudos experimentalmente é inviável considerando os elevados custos e mão-de-obra necessários. O avanço da tecnologia tem tornado este tipo de estudo possível através da simulação numérica, onde um equipamento é descrito computacionalmente através de uma série de modelos matemáticos. Contudo, este tipo de prática depende fortemente da qualidade dos modelos utilizados e da experiência do pesquisador na escolha destes, considerando suas vantagens, desvantagens e limitações.

Para estudar leitos fluidizados este trabalho irá utilizar técnicas da fluidodinâmica computacional (CFD), que se baseia em métodos numéricos para solução das equações governantes do sistema. Para

tanto é necessária a criação de uma geometria que represente o equipamento, a qual é dividida em pequenas células que compõem uma malha numérica, sendo que os cálculos são realizados a cada passo de tempo para as células do sistema. A malha deve possuir um refino suficiente para que a solução seja independente do tamanho das células, ou seja, mesmo com um maior refino, a solução obtida deverá permanecer constante. Outra consideração importante quando se utiliza a fluidodinâmica computacional é que os resultados do modelo computacional gerado devem ser confrontados com dados experimentais em um processo chamado de validação. Caso os resultados sejam equivalentes, o modelo desenvolvido é dito validado e pode ser utilizado para o caso em estudo. Ainda assim, é necessário observar que todos os modelos existentes possuem restrições e faixas para sua utilização, que devem ser observadas e respeitadas. O pesquisador não deve utilizar um modelo para faixas de parâmetros muito distantes daquelas para qual este foi validado, ainda que se trate do mesmo processo e do mesmo equipamento.

A maior parte dos processos realizados em leitos fluidizados requerem a adição ou retirada de calor, o que torna essencial a compreensão dos mecanismos de transferência de calor dentro do equipamento (SHI; NICOLAI; REH, 1998). Há diversos parâmetros que influenciam o fenômeno citado, sendo que vários deles já foram exaustivamente estudados, tanto experimentalmente quanto computacionalmente, como o tamanho das partículas no interior do leito, a velocidade superficial do fluido e a pressão de operação dentro do leito. Em processos onde a transferência de calor é importante, como no caso de reações químicas, é comum que seja inserida uma superfície de troca térmica no leito, para atingir a temperatura desejada no interior deste. Por esta razão há vários trabalhos tratando da transferência de calor entre um leito fluidizado e uma superfície submersa em seu interior. No geral, este tipo de trabalho trata da modelagem desse fenômeno, enquanto apenas alguns poucos trabalhos focam nas características da superfície, como Armstrong, Gu e Luo (2010) que estudou a influência do número de tubos aquecidos submersos e Abid, Ali e Alzubaidi (2011) que tratou da inclinação da superfície cilíndrica de aquecimento. Entretanto, nenhum estudo computacional, de conhecimento da autora, focou na influência gerada por diferentes geometrias de superfície de troca térmica no coeficiente de transferência de calor entre leito e superfície.

Este trabalho irá abordar a transferência de calor em leitos fluidizados em regime borbulhante, focando em como as características da superfície de troca térmica alteram este fenômeno no interior do

leito, empregando, para tanto, técnicas da fluidodinâmica computacional (CFD). As simulações efetuadas neste trabalho foram bidimensionais e tiveram como base a abordagem Euleriana-Euleriana, que considera ambas as fases como fluidos contínuos e interpenetrantes. Conforme Xiong e Kong (2014) os resultados de simulações bidimensionais para leitões são comparáveis aos de simulações tridimensionais. Assim, tendo em vista o alto esforço computacional dispendido para realização de simulações tridimensionais, optou-se pela criação de geometrias com apenas duas dimensões. Para descrever a reologia da fase particulada foi empregada a teoria cinética dos escoamentos granulares (GIDASPOW, 1994), detalhada no próximo capítulo. O fenômeno de troca térmica foi computado através do modelo de Gunn (1978), extensivamente usado na literatura por abranger uma grande variedade de porosidades e ampla faixa de números de Reynolds. A condição de contorno na parede do leito e superfície foi descrita com base no coeficiente de especularidade, parâmetro que descreve a transferência de quantidade de movimento das partículas para a parede durante a colisão e que, conhecidamente, altera a fluidodinâmica do sistema. No presente trabalho, porém, sua influência no coeficiente de transferência de calor é revelada, já que nenhum outro estudo prévio havia relacionado os dois parâmetros. Apenas partículas da classe B da classificação de Geldart (1973) foram utilizadas neste trabalho.

1.1 OBJETIVOS

1.1.1 Objetivo Geral

O objetivo geral deste trabalho é investigar, por meio de simulação numérica, a influência dos parâmetros da geometria de uma superfície aquecida submersa em um leito fluidizado no fenômeno de transferência de calor entre a superfície e o leito.

1.1.2 Objetivos Específicos

- Definir o melhor modelo de arraste para a simulação do leito fluidizado em estudo;
- definir o melhor coeficiente de especularidade para o caso em estudo;

- determinar um modelo de turbulência apropriado para se descrever o processo;
- investigar a relação entre hidrodinâmica do leito e a transferência de calor;
- avaliar se o modelo encontrado pode ser extrapolado para outras condições de velocidade do gás.

1.1.3 Organização da Dissertação

Esta dissertação encontra-se dividida em capítulos que irão dar ao leitor um conhecimento progressivo acerca do tema estudado e também mostrarão o desenvolvimento da pesquisa realizada de forma lógica e cronológica. No capítulo 2 será mostrada a fundamentação teórica que serviu de base para a elaboração deste documento, trazendo os principais conceitos e modelos utilizados na concepção deste trabalho. O capítulo 3 irá trazer uma revisão de estudos que já foram realizados sobre o tema visando contextualizar e atualizar o leitor, proporcionando a ele uma visão global do assunto e dos principais avanços na área, a fim de que possa compreender melhor o propósito e desenvolvimento do trabalho. O capítulo 4 irá expor a metodologia utilizada para a realização do trabalho, detalhando e explanando todos os passos executados. No capítulo 5 será feita a apresentação dos resultados obtidos, que serão analisados e interpretados. O capítulo 6 consiste na conclusão deste documento, na qual serão relacionados os resultados obtidos com os objetivos do trabalho. O capítulo 7 traz uma série de sugestões para trabalhos futuros, elencando vários estudos que possam ser realizados no futuro visando a continuidade do tema explorado.

2 FUNDAMENTAÇÃO TEÓRICA

Neste capítulo serão abordados os aspectos teóricos e matemáticos que servem como base para o desenvolvimento do trabalho. Inicialmente será tratado sobre o leito fluidizado, onde serão comentadas suas principais características, além de seus usos na indústria, vantagens e desvantagens. Em seguida será abordado sobre regimes de fluidização, classificação de partículas e transferência de calor dentro de leitos fluidizados. Após o leitor ter obtido um maior conhecimento sobre o equipamento em estudo, ele será então apresentado às equações governantes que regem este processo com base na abordagem Euleriana-Euleriana. Em seguida serão mostrados os principais modelos de arraste disponíveis na literatura e que foram utilizados na elaboração deste documento. Por fim será exposta a teoria cinética dos escoamentos granulares, utilizada para descrever as propriedades da fase particulada do sistema.

2.1 LEITO FLUIDIZADO

Leitos fluidizados são largamente utilizados na indústria química, tendo uma inquestionável importância em diversos processos. Estes equipamentos são relativamente novos, tendo sido criados na década 1920 na Alemanha, por Fritz Winkler. Os primeiros leitos fluidizados nos Estados Unidos foram usados no craqueamento catalítico do petróleo, implementados pela *Standard Oil Company* na década de 40, sendo este um dos principais usos do equipamento até hoje. Esta seção irá tratar sobre este importante equipamento, mostrando os fenômenos que ocorrem em seu interior, suas características, além das principais vantagens e desvantagens em sua utilização.

2.1.1 O Fenômeno da Fluidização

Considerando um leito recheado com partículas sólidas, através do qual passa um fluido com baixa velocidade, este irá apenas percolar através dos espaços vazios presentes entre as partículas, que permanecerão imóveis, dando origem a um leito fixo. Com um aumento na velocidade do fluido que entra no leito, as partículas começarão a vibrar e se distanciar, gerando um leito expandido. É possível aumentar

a velocidade do fluido ainda mais, de forma que a força de arraste entre a partícula e o fluido seja equivalente à força peso das partículas. Nesse ponto a componente vertical da força de compressão entre partículas vizinhas desaparece e a queda de pressão através de qualquer seção deste leito é equivalente ao peso das partículas e fluidos na referida seção. As partículas então ficam todas suspensas pelo fluido num fenômeno conhecido como mínima fluidização (KUNII; LEVENSPIEL, 1991). Após a fluidização ter sido atingida, há um maior contato entre as partículas e o fluido, conferindo ao leito fluidizado importantes características que fazem com que este equipamento seja utilizado em diversos processos na indústria química.

2.1.2 Aplicações do Leito Fluidizado

Leitos fluidizados são equipamentos versáteis, que possuem características extremamente desejáveis, como ótima transferência de calor e massa. Essa qualidade proporcionou que seu uso se popularizasse em diversos processos industriais, tanto físicos quanto químicos. Alguns desses principais processos são enunciados a seguir.

2.1.2.1 Aplicações Físicas

Uma importante característica dos leitos fluidizados é sua capacidade de transferir calor rapidamente e manter temperatura uniforme em seu interior. Processos como a têmpera de metais necessitam de altas taxas de transferência de calor, que podem ser obtidas com leitos fluidizados com partículas finas (KUNII; LEVENSPIEL, 1991). O revestimento de partículas com leitos fluidizados é muito atrativo economicamente, pois dispensa o uso de solventes, sendo bastante apropriado para objetos com superfícies irregulares. A secagem através de leitos fluidizados é realizada devido à facilidade operacional, podendo ser realizada para grande variedade de sólidos. Soluções salinas são injetadas em leitos fluidizados para realizar o revestimento e crescimento de partículas, nesta operação as partículas ou sementes são umidificadas por um *spray* da solução que é seco, formando uma camada de revestimento. A adsorção fluidizada em vários estágios pode se mostrar mais eficiente em alguns casos, como quando componentes muito dilutos devem ser extraídos de grandes fluxos gasosos.

2.1.2.2 Aplicações Químicas

Muitas vezes é preciso efetuar a quebra de hidrocarbonetos em compostos mais leves e rentáveis. Esse processo possui como características as grandes quantidades a serem processadas, reações endotérmicas e a deposição de carvão na superfície de sólidos. Por isso, este é realizado por meio de um sistema de circulação de sólidos que emprega um ou mais leitos fluidizados. No craqueamento catalítico do petróleo este é alimentado de forma gasosa em um leito, reagindo ao entrar em contato com partículas de catalisador, que são levadas a um regenerador para efetuar a queima do coque acumulado sobre estas partículas na etapa anterior.

Muitas razões fazem com que leitos fluidizados sejam preferíveis para a realização de reações de síntese, em relação aos leitos fixos. Estas geralmente estão ligadas ao melhor controle e uniformidade da temperatura. A maioria das reações realizadas nestes equipamentos é exotérmica, assim se a reação for explosiva fora de uma faixa de temperatura, ou os produtos formados forem sensíveis ao calor, a formação de zonas com diferentes temperatura poderá acarretar em vários problemas, que podem ser evitados pelo uso de leitos fluidizados. Alguns dos produtos que são obtidos por reações de síntese realizadas nesses equipamentos compreendem o anidrido ftálico, acetato de vinila, acrilonitrila, dicloreto de etileno, clorometano, anidrido maleico e polietileno de baixa densidade (KUNII; LEVENSPIEL, 1991).

Outras aplicações químicas abrangem a combustão e gaseificação, impulsionadas pela crise do petróleo americana na década de 1970, que levou pesquisadores a buscarem alternativas viáveis para produzir fontes energéticas substitutas. Pesquisadores também obtiveram bons resultados com o cultivo de micro-organismos em leitos fluidizados, devido à facilidade de controle de pH, temperatura e umidade e à grande superfície disponível para o crescimento (TANAKA; KAWAIDE; MATSUNO, 1986).

2.1.3 Vantagens e Desvantagens do Leito Fluidizado

Apesar de possuir características extremamente desejáveis para diversos processos, os leitos fluidizados apresentam algumas desvantagens que constituem empecilhos para sua maior utilização. As principais vantagens e desvantagens da utilização de leitos fluidizados, de acordo com Kunii e Levenspiel (1991), estão relacionadas abaixo.

Vantagens:

- possui altas taxas de transferência de calor e massa quando comparado com outros equipamentos;
- pode processar grandes quantidades industriais;
- a operação pode ser facilmente controlada, já que a ótima mistura em seu interior leva a condições praticamente isotérmicas;
- o comportamento do leito, que possui características de fluido, permite operações contínuas e automatizadas;
- o leito responde lentamente a mudanças abruptas nas condições de operação, tornando o processo mais seguro e evitando picos de temperatura extremos em reações exotérmicas;
- possui altas taxas de transferência de calor entre o leito e um objeto submerso, assim os trocadores de calor usados possuem uma área de troca térmica relativamente pequena.

Desvantagens:

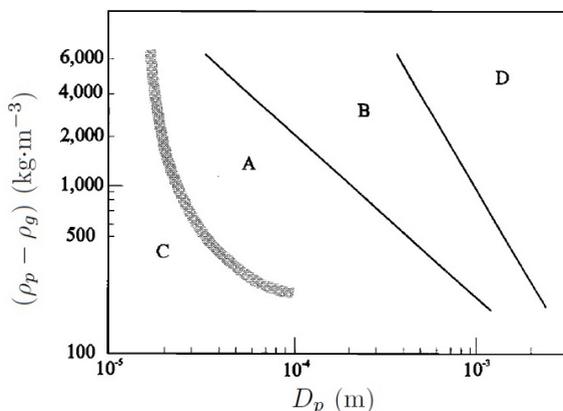
- erosão causada pela abrasão de partículas pode constituir um problema grave;
- leitos borbulhantes com partículas finas possuem um escoamento de difícil descrição, que apresenta contato ineficiente. Isto é problemático quando se exige alta conversão do reagente gasoso ou alta seletividade de um intermediário da reação;
- devido a rápida mistura no interior do leito, os tempos de residência não são uniformes, o que pode ocasionar baixa uniformidade e rendimento;
- sólidos que se fragmentam facilmente são pulverizados e arrastados pelo gás, sendo necessária sua substituição;
- para operações não-catalíticas a altas temperaturas, a aglomeração e sinterização de partículas pode impor uma diminuição na temperatura de operação. Nesse caso a taxa de reação também será reduzida.

Apesar das desvantagens apresentadas, as características únicas do leito fluidizado ainda fazem com que este possua larga aplicação. É necessário um esforço ainda maior por parte de cientistas e grupos de pesquisa para a melhor compreensão deste equipamento a fim de que estas desvantagens sejam superadas.

2.1.4 Classificação de Partículas

Geldart (1973) propôs que partículas podem ser classificadas de acordo com o seu comportamento de fluidização. A classificação de Geldart, como esta ficou conhecida, separa as partículas em quatro classes de acordo com seu diâmetro médio (D_p) e diferença de massa específica em relação ao gás ($\rho_p - \rho_g$). A Figura 1 foi obtida empiricamente e marca a abrangência de cada uma das classes de acordo com diâmetro de partícula e massa específica relativa. Este gráfico segue sendo amplamente utilizado até hoje.

Figura 1 – Classificação de partículas segundo Geldart (1973).



Fonte: Geldart (1973).

Partículas da classe A possuem diâmetros pequenos, na faixa de 30 - 100 μm , são facilmente fluidizadas e podem operar tanto no regime de fluidização particulada, onde há a ausência de bolhas, quanto no regime borbulhante. Na fluidização com partículas deste grupo as forças hidrodinâmicas são importantes, sendo que as forças de contato entre partículas também podem apresentar uma contribuição significativa.

Para as partículas da classe B não há fluidização particulada, sendo que a velocidade mínima de fluidização é igual à velocidade mínima de borbulhamento. O tamanho da bolha aumenta com a altura do leito e a expansão do leito é moderada.

A classe C compreende partículas pequenas (tamanhos inferiores a 20 μm) que são coesivas. Na fluidização com este tipo de partículas

as forças de contato entre partículas, como as forças de Van der Waals e eletrostáticas, sobrepõem as forças hidrodinâmicas. As forças de contato são afetadas por características da partícula, como dureza, condutividade elétrica, irregularidades da superfície e umidade (ZHU, 2005). Partículas da classe C são de difícil fluidização e quando esta é atingida apresenta como características uma alta expansão do leito e passagem do gás por caminhos preferenciais (canalização do gás).

As partículas da classe D possuem diâmetro maiores em relação às outras classes (acima de 1 mm) e quando estas são fluidizadas possuem características de jorro, com baixa expansão do leito e mistura inferior à atingida com partículas das classes A e B.

É importante observar que há outras variáveis além do diâmetro da partícula e massa específica que podem alterar as características das partículas e conseqüentemente a demarcação das classes mostradas na Figura 1, como temperatura, velocidade do gás e pressão, sendo assim imprescindível a análise do escoamento para cada caso.

2.1.5 Regimes de Fluidização

Os regimes de fluidização para leitos fluidizados densos são delimitados principalmente pelo comportamento da bolha e englobam os regimes particulado, ou homogêneo, borbulhante e turbulento, sendo que para condições especiais também há os regimes *slugging*, de jorro (*spouting*) e formação de canais. Leitos dilutos trabalham nos regimes de fluidização rápida e transporte pneumático, porém estes apresentam pouca importância para este trabalho, já que nele foi utilizado apenas um leito denso, assim esses regimes não serão detalhados. O regime de fluidização particulado ocorre entre a velocidade mínima de fluidização e a velocidade mínima de borbulhamento. No regime particulado todo o gás passa através dos espaços intersticiais presentes entre as partículas fluidizadas, sem que ocorra a formação de bolhas, de forma que o leito pareça homogêneo. Este regime existe apenas para leitos com partículas da classe A, para pequenas faixas de velocidade do gás. Para partículas maiores, das classes B e D, há a formação de bolhas no momento em que se atinge a velocidade mínima de fluidização. Altas pressões e a utilização de gases com altas densidades como meio de fluidização fazem com que a faixa de operação deste regime seja expandida.

O regime de fluidização borbulhante é atingido com o aumento da velocidade acima de um valor chamado velocidade mínima de borbulhamento, que para partículas da classe B é equivalente à velocidade

de mínima fluidização. A formação de bolhas dá origem à duas fases distintas, a fase da bolha e a fase da emulsão, ou fase densa. A formação de bolhas gera uma intensa mistura no leito. A coalescência e a quebra de bolhas ocorre repetidamente, sendo que a primeira é intensificada com o crescimento da velocidade do gás.

Com o aumento da velocidade do gás a um limite acima do borbulhamento, o regime de fluidização turbulento é atingido. Neste regime não é mais possível diferenciar as fases de bolha e emulsão, sendo que a suspensão se torna mais uniforme. Ao contrário do que ocorre no regime borbulhante, o aumento na velocidade do gás cria uma tendência maior à quebra das bolhas, causando a ausência de bolhas maiores. Neste regime a superfície do leito se torna bastante difusa.

Em leitos que possuam um diâmetro pequeno em relação à sua altura, é possível que a coalescência de bolhas gere estruturas (*slugs*) que possuem um diâmetro comparável ao do leito, o que dá origem ao regime *slugging*. Conforme ocorre o aumento da velocidade do gás, a quebra destes *slugs* dá origem ao regime turbulento.

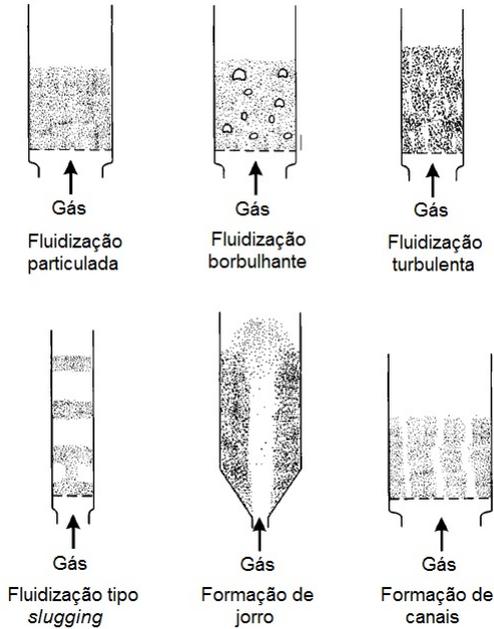
A formação de canais ocorre em leitos com partículas da classe C, devido à agregação destas partículas coesivas, causadas por suas forças interpartículas. O tamanho, forma e densidade das partículas também pode influir na formação de canais. Este tipo de fluidização também pode ocorrer com partículas não coesivas, caso a entrada do gás não seja uniforme através do distribuidor.

A formação de jorros (*spouting*) ocorre quando o gás é injetado verticalmente, a altas velocidade, através de uma pequena abertura no leito, que geralmente contém partículas da classe D. O gás penetra no centro do leito, carregando partículas e formando um centro diluto. As partículas carregadas pelo jato de gás central descem pelas laterais do leito, formando uma região anelar densa. Estes movimentos dão origem a um padrão circulatório no leito. A Figura 2 mostra visualmente os regimes de fluidização apresentados.

O esquema presente na Figura 3 resume os tipos de regime de fluidização, mostrando sua relação com classes de partículas.

As classificações mostradas nessas seções podem ser alteradas com a mudança da geometria do leito, ou presença de elementos como chicanas e trocadores de calor, por isso é importante a observação da fluidodinâmica presente no equipamento para cada caso.

Figura 2 – Regimes de fluidização.

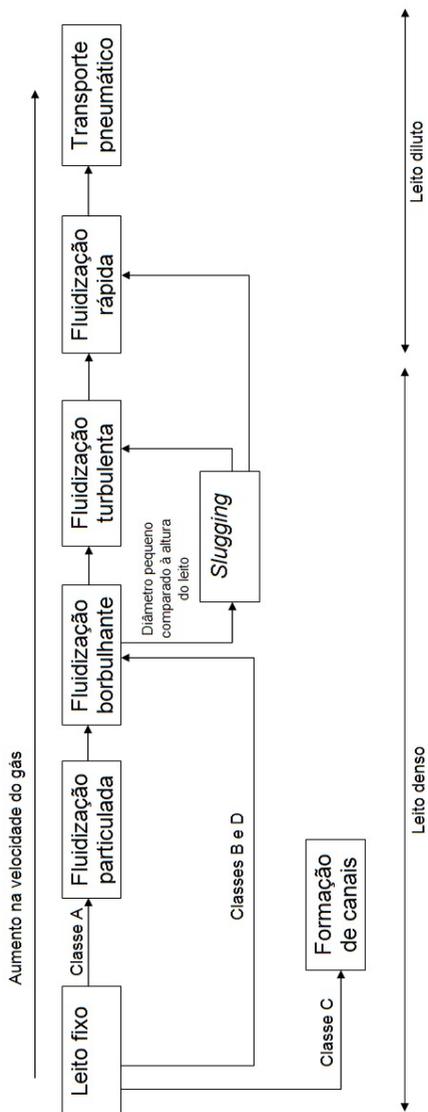


Fonte: Zhu (2005).

2.1.6 Hidrodinâmica do Leito Fluidizado

Conforme visto nas seções anteriores, o comportamento de um leito fluidizado pode ocorrer de diversas maneiras, sendo representado pelo regime de fluidização vigente. Este depende das características do processo, dentre as quais as principais são a classe da partícula e a velocidade do gás. O fenômeno da fluidização tem início com a chamada velocidade mínima de fluidização, porém outro parâmetro importante no estudo de leitos fluidizados é a velocidade terminal da partícula, ponto a partir do qual o arraste interfacial se torna suficiente para carregar as partículas para fora do leito (YANG, 2003). A velocidade superficial do gás para a mínima fluidização pode ser obtida através da

Figura 3 – Esquema mostrando regimes de fluidização, segundo as classes de partículas.



Fonte: Desenvolvido pela autora.

solução da seguinte equação, que representa um balanço das forças estáticas no fluido no momento da fluidização:

$$Ar = 1,75 \frac{(Re_{mf})^2}{\phi_s (\varepsilon_{mf})^3} + 150 \frac{(1 - \varepsilon_{mf}) Re_{mf}}{(\phi_s)^2 (\varepsilon_{mf})^3}, \quad (2.1)$$

onde Ar representa o número de Arquimedes, Re é o número de Reynolds, ϕ é a esfericidade da partícula, o subscrito mf está relacionado com as condições de mínima fluidização, ε_i é a fração volumétrica e U_i é a velocidade superficial. Os números adimensionais mostrados na equação acima são dados por:

$$Re_{mf} = \frac{U_{mf} D_p \rho_g}{\mu_g}, \quad (2.2)$$

$$Ar = \frac{g \rho_g (\rho_s - \rho_g)}{\mu_g^2} D_p^3, \quad (2.3)$$

sendo que os subscritos g e s representam as fases gasosa e sólida respectivamente, ρ_i é a massa específica, μ_i é a viscosidade dinâmica, g é a aceleração gravitacional e D_p é o diâmetro da partícula.

Caso a fração de sólidos na mínima fluidização não seja conhecida, é possível calcular a velocidade superficial de mínima fluidização através da equação abaixo:

$$Re_{mf} = \sqrt{C_1^2 + C_2 Ar} - C_1. \quad (2.4)$$

Vários autores propuseram valores para as constantes C_1 e C_2 , porém os valores mais utilizados ainda são $C_1 = 33,7$ e $C_2 = 0,0408$, propostos por Wen e Yu (1966b).

Quando o leito fluidizado apresenta o regime borbulhante, é comum avaliar a hidrodinâmica do leito a partir das características das bolhas formadas. O diâmetro de bolha obtido através de simulação computacional neste trabalho será comparado com o valor calculado por meio da correlação de Hillgardt e Werther (1986), apresentada abaixo:

$$D_b = 0,0085 [1 + 27 (v_g - v_{mf})]^{\frac{1}{3}} (1 + 6,4z)^{1,2}, \quad (2.5)$$

onde D_b diz respeito ao diâmetro da bolha, v_i à velocidade intrínseca, dada pela razão entre a velocidade superficial e a porosidade, e z à altura do leito fluidizado na qual a bolha está sendo avaliada.

A hidrodinâmica do leito possui uma grande influência no fenômeno de transferência de calor, foco deste trabalho e que será melhor delineado a seguir.

2.1.7 Transferência de Calor em Leitos Fluidizados

O fenômeno de transferência de calor em leitos fluidizados pode ser comparado ao que ocorre em partículas individuais e leitos fixos, sendo que este fenômeno se torna cada vez mais complexo conforme se passa de uma partícula para um leito fixo e finalmente para um leito fluidizado. Para uma partícula única o mecanismo de transferência de calor ocorre por convecção, governado pela camada limite na superfície da partícula (YANG, 2003). Um leito fixo apresenta um complexo comportamento na passagem do gás, além do empacotamento de partículas, o que torna o fenômeno ainda mais complexo. Um leito fluidizado apresenta alta taxa de mistura gerada pelas bolhas, além do movimento apresentado pelas partículas em suspensão, tornando ainda mais difícil prever a transferência de calor. Em todos os casos apresentados a transferência de calor aumenta com a velocidade do gás, condutividade térmica e densidade. Em leitos fluidizados é comum que o equilíbrio térmico local entre gás e partículas seja obtido rapidamente, a uma pequena distância a partir do ponto de injeção do gás. Assim é frequente a consideração de uma condição de equilíbrio térmico local para a modelagem de leitos fluidizados.

A transferência de calor em um processo pode ser analisada através do coeficiente de transferência de calor, parâmetro que mostra a facilidade com que o calor é transmitido de um material para outro e que depende de vários fatores, como geometria, características do fluido, materiais e escoamento. Para calcular este parâmetro em trabalhos de simulação numérica é necessária a incorporação de modelos de transferência de calor, ou seja, modelos que relacionam o coeficiente de transferência de calor com outros parâmetros por meio da utilização de números adimensionais e que geralmente são obtidos de forma empírica. Neste trabalho foi utilizado o modelo de Gunn (1978) para modelagem da transferência de calor, aplicável para porosidades entre 0,35 e 1 e para números de Reynolds de até 10^5 . O modelo de Gunn (1978) é descrito através do número de Nusselt, em função dos números de Reynolds e de Prandtl:

$$Nu = (7 - 10\varepsilon_g + 5\varepsilon_g^2) \left(1 + 0,7Re_s^{0,2}Pr^{\frac{1}{3}}\right) + (1,33 - 2,4\varepsilon_g + 1,2\varepsilon_g^2) Re_s^{0,7}Pr^{\frac{1}{3}}, \quad (2.6)$$

sendo

$$Nu = \frac{h_{gs}D_p}{\kappa}, \quad (2.7)$$

e

$$Pr = \frac{c_p\mu_g}{\kappa_g}, \quad (2.8)$$

onde c_p representa o calor específico, h representa o coeficiente de transferência de calor superficial e κ_i a condutividade térmica.

O coeficiente volumétrico de transferência de calor interfase (h_{sg}) é obtido através do produto entre a área interfacial específica de uma partícula esférica e do coeficiente de transferência de calor pelo diâmetro da partícula:

$$h_{sg} = \frac{6\varepsilon_g h}{D_p}. \quad (2.9)$$

Para calcular a fração volumétrica das fases, campos de velocidades e diversos outros parâmetros usados no estudo da transferência de calor, se faz necessário o uso de equações de conservação.

2.2 EQUAÇÕES GOVERNANTES

O modelo de dois fluidos utilizado neste trabalho considera a fase particulada como um fluido, sendo que as duas fases são interpenetrantes. Para representar este complexo escoamento hidrodinâmico inicialmente são definidos os balanços clássicos que regem os fenômenos presentes no leito.

2.2.1 Balanço de Massa

O problema descrito neste trabalho não apresenta reações químicas, sendo o balanço de massa de cada uma das fases representado pelas Equações (2.10) e (2.11).

Fase gasosa:

$$\frac{\partial(\varepsilon_g \rho_g)}{\partial t} + \nabla \cdot (\varepsilon_g \rho_g \vec{v}_g) = 0, \quad (2.10)$$

Fase sólida:

$$\frac{\partial(\varepsilon_s \rho_s)}{\partial t} + \nabla \cdot (\varepsilon_s \rho_s \vec{v}_s) = 0. \quad (2.11)$$

Nas equações acima, t é o tempo e \vec{v}_i é o vetor velocidade. As duas fases consideradas interpenetrantes compartilham a mesma célula computacional de forma que a soma das frações volumétricas das fases resulte em uma unidade (SCHMIDT; RENZ, 1999).

2.2.2 Balanço de Quantidade de Movimento

Considerando que τ_i é o tensor das forças viscosas, β é o coeficiente interfacial de arraste, p é a pressão e p_s é a pressão da fase sólida, as forças presentes em um leito fluidizado são representadas pela força viscosa $\nabla \cdot \tau_i$, a força peso $\varepsilon_i \rho_i \mathbf{g}$, a força de pressão do sólido ∇p_s^* , a força de pressão estática $\varepsilon_i \nabla p$ e a força de interface, que acopla as equações de quantidade de movimento das duas fases através da força de arraste $\beta \cdot (\vec{v}_g - \vec{v}_s)$. De acordo com a segunda lei de Newton o somatório de forças que atuam é igual a variação de quantidade de movimento em um domínio, resultando nos seguintes balanços:

Fase gasosa:

$$\frac{\partial(\varepsilon_g \rho_g \vec{v}_g)}{\partial t} + \nabla \cdot (\varepsilon_g \rho_g \vec{v}_g \vec{v}_g) = \nabla \cdot (\tau_g) - \varepsilon_g \nabla P - \beta (\vec{v}_g - \vec{v}_s) + \varepsilon_g \rho_g \mathbf{g}, \quad (2.12)$$

Fase sólida:

$$\frac{\partial(\varepsilon_s \rho_s \vec{v}_s)}{\partial t} + \nabla \cdot (\varepsilon_s \rho_s \vec{v}_s \vec{v}_s) = \nabla \cdot (\tau_s) - \varepsilon_s \nabla P - \nabla P_s + \beta (\vec{v}_g - \vec{v}_s) + \varepsilon_s \rho_s \mathbf{g}, \quad (2.13)$$

sendo:

$$\tau_s = \mu_s \varepsilon_s (\nabla \vec{v}_s + \nabla \vec{v}_s^T) + \varepsilon_s \left(\xi_s - \frac{2}{3} \mu_s \right) \nabla \cdot \vec{v}_s \mathbf{I}, \quad (2.14)$$

e

$$\tau_g = \mu_s \varepsilon_g (\nabla \vec{v}_g + \nabla \vec{v}_g^T) + \frac{2}{3} \varepsilon_s \mu_s (\nabla \cdot \vec{v}_g) \mathbf{I}, \quad (2.15)$$

onde \mathbf{I} é o tensor identidade e ξ_i é a viscosidade global da fase particulada, definida como a resistência da partícula sólida à compressão e expansão (CHALERMSINSUWAN; PRAJONGKAN; PIUMSOMBOON, 2013).

2.2.3 Balanço de energia

De acordo com a primeira lei da termodinâmica a energia de um sistema isolado não pode ser criada e nem destruída, apenas transformar-se em outra forma de energia. Assim a energia total de um sistema isolado deve permanecer constante. A partir dessa afirmação são obtidos os seguintes balanços:

Fase gasosa:

$$\frac{\partial}{\partial t} (\varepsilon_g \rho_g H_g) + \nabla \cdot (\varepsilon_g \rho_g \vec{v}_g H_g) = \nabla \cdot \varepsilon_g \kappa_{g,eff} \nabla T_g - h_{gs} (T_s - T_g), \quad (2.16)$$

Fase sólida:

$$\frac{\partial}{\partial t} (\varepsilon_s \rho_g H_s) + \nabla \cdot (\varepsilon_s \rho_s \vec{v}_s H_s) = \nabla \cdot \varepsilon_s \kappa_{s,eff} \nabla T_s + h_{sg} (T_s - T_g), \quad (2.17)$$

onde H_i é a entalpia, κ é a condutividade térmica, T é a temperatura e h_{gs} é o coeficiente volumétrico de transferência de calor interfase. A condutividade térmica efetiva descrita acima é relacionada com a condutividade térmica molecular através das seguintes relações:

$$\kappa_{g,eff} = \left(\frac{1 - \sqrt{\varepsilon_s}}{\varepsilon_g} \right) \kappa_g, \quad (2.18)$$

$$\kappa_{s,eff} = \frac{1}{\sqrt{\varepsilon_s}} \kappa_s [\omega A + (1 - \omega) \Gamma], \quad (2.19)$$

onde,

$$\Gamma = \frac{2}{1 - \frac{B}{A}} \left[\frac{A - 1}{\left(1 - \frac{B}{A}\right)^2} \frac{B}{A} \ln\left(\frac{A}{B}\right) - \frac{(B - 1)}{\left(1 - \frac{B}{A}\right)} - \frac{B + 1}{2} \right], \quad (2.20)$$

$$A = \frac{\kappa_s}{\kappa_g}, \quad (2.21)$$

$$B = 1,25 \left(\frac{\varepsilon_s}{\varepsilon_g} \right)^{10/9}, \quad (2.22)$$

$$\omega = 7,26 \cdot 10^{-3}. \quad (2.23)$$

As equações de conservação aqui apresentadas foram obtidas com base na abordagem Euleriana, ou seja, foram calculadas a partir de um elemento de fluido fixo no espaço. Elas serão usadas para computar propriedades das fases, como as velocidades, utilizadas para calcular a força de arraste, uma das principais forças que atua neste processo.

2.3 MODELOS DE ARRASTE

A força de arraste tem um papel primordial em processos que envolvem escoamentos gás-sólido, sendo uma das forças que governam o processo. Esta força surge devido à diferença de velocidades entre as fases e é uma função do número de Reynolds e da fração volumétrica dos sólidos. Isso faz com que esta força difira bastante para sistemas densos e dilutos. A escolha de um modelo de arraste apropriado é imprescindível para a obtenção de resultados confiáveis em simulações de leitos fluidizados, não apenas para representar acertadamente a fluidodinâmica do sistema, mas também a transferência de calor (ARMSTRONG; GU; LUO, 2010).

No geral a força de arraste agindo em uma partícula em um sistema fluido-sólido pode ser representada pela multiplicação da velo-

cidade relativa entre as fases e o coeficiente de transferência de quantidade de movimento interfase (PEI; ZHANG; WEN, 2012). Apesar disso, a força de arraste geralmente é determinada através de correlações empíricas baseadas em outros dados experimentais, já que a distribuição real da velocidade do gás e o perfil de pressão são difíceis de se obter. Farshid et al. (2009) mostraram que as correlações para o coeficiente de transferência de quantidade de movimento utilizam dados de leitos empacotados ou com alta concentração de sólidos, como o modelo de Ergun (1952), ou dados relativos à velocidade terminal da partícula em um leito fluidizado. Modelos obtidos da primeira forma necessitam de um modelo complementar para a fase diluída, como o modelo de Gidaspow (GIDASPOW, 1986; DING; GIDASPOW, 1990). Pei, Zhang e Wen (2012) testaram diversos modelos de arraste, incluindo os modelos de Gidaspow e Syamlal O'Brien, para obter resultados referentes à distribuição de sólidos, queda de pressão, penetração e frequência do jato e concluíram que nenhum modelo era capaz de prever todos estes parâmetros fluidodinâmicos corretamente, o que prova a necessidade da criação de modelos por meio de novas técnicas. Recentemente resultados de simulações Lattice-Boltzmann foram utilizados na criação de novos modelos de arraste (HILL; KOCH; LADD, 2001a, 2001b; HOEF; BEETSTRA; KUIPERS, 2005; BEETSTRA, 2005; BEETSTRA; HOEF; KUIPERS, 2007). Conforme explicitado a força de arraste é computada através do coeficiente de transferência de quantidade de movimento entre as fases e da diferença de velocidades entre estas, sendo que o primeiro é dado pela seguinte forma geral:

$$\beta = \frac{\varepsilon_s \rho_s f}{\tau_s}, \quad (2.24)$$

onde τ_s é o tempo de relaxação particulado e f é definido diferentemente para cada modelo de arraste, sendo que existem diferenças significativas entre os resultados obtidos com diferentes modelos.

2.3.1 Modelo de Wen & Yu

O modelo de Wen & Yu utiliza uma correlação obtida a partir de dados experimentais de Richardson e Zaki (1954). Esta correlação é válida quando as forças internas são desprezíveis, ou seja, quando as forças viscosas dominam o comportamento do escoamento. Para o mo-

delo de Wen & Yu (1966a), o coeficiente de transferência de quantidade de movimento entre fases é dado por:

$$\beta = \frac{3}{4} C_D \frac{\varepsilon_s \varepsilon_g \rho_g |\vec{v}_s - \vec{v}_g|}{D_p} \varepsilon_g^{-2,65}, \quad (2.25)$$

onde C_D é um coeficiente de arraste baseado no número de Reynolds. Neste modelo o coeficiente de arraste é representado pela equação abaixo:

$$C_D = \frac{24}{\varepsilon_g Re_s} \left[1 + 0,15 (\varepsilon_g Re_s)^{0,687} \right], \quad (2.26)$$

sendo que o número de Reynolds da partícula (Re_s) é dado por:

$$Re_s = \frac{\rho_g D_p (\vec{v}_s - \vec{v}_g)}{\mu_g}, \quad (2.27)$$

2.3.2 Modelo de Syamlal O'Brien

O modelo de arraste de Syamlal e O'Brien (1989) foi desenvolvido com base em medidas de velocidades terminais de partículas em leitos fluidizados e de sedimentação. Este é descrito pelo seguinte conjunto de equações:

$$f = \frac{C_D Re_s \varepsilon_g}{24 v_{r,s}^2}, \quad (2.28)$$

$$C_D = \left(0,63 + \frac{4,8}{\sqrt{\frac{Re_s}{v_{r,s}}}} \right)^2, \quad (2.29)$$

onde $v_{r,s}$ é a velocidade terminal da partícula.

$$\beta = \frac{3\varepsilon_s \varepsilon_g \rho_g}{4D_p v_{r,s}^2} C_D \frac{Re_s}{v_{r,s}} |\vec{v}_s - \vec{v}_g|, \quad (2.30)$$

$$v_{r,s} = 0,5 \left(A - 0,06Re_s + \sqrt{(0,06Re_s)^2 + 0,12Re_s(2B - A) + A^2} \right), \quad (2.31)$$

sendo

$$A = \varepsilon_g^{4,14}, \quad (2.32)$$

e

$$B = \begin{cases} 0,8\varepsilon_g^{1,28} & \text{para } \varepsilon_g \leq 0,85 \\ \varepsilon_g^{2,65} & \text{para } \varepsilon_g > 0,85, \end{cases} \quad (2.33)$$

2.3.3 Modelo de Gidaspow

O modelo de Gidaspow (1986) é uma combinação dos modelos de Wen & Yu (1966a) e Ergun (1952), derivado para um leito denso e que relaciona o arraste à queda de pressão através de um meio poroso. Este modelo é recomendado para leitos densos (FLUENT, 2011). Para frações volumétricas de sólido superiores a 0,8, o coeficiente de transferência de quantidade de movimento entre fases é dado por:

$$\beta = \frac{3}{4} C_D \frac{\varepsilon_s \varepsilon_g \rho_g |\vec{v}_s - \vec{v}_g|}{D_p} \varepsilon_g^{-2,65}, \quad (2.34)$$

com

$$C_D = \frac{24}{\varepsilon_g Re_s} \left[1 + 0,15 (\varepsilon_g Re_p)^{0,687} \right]. \quad (2.35)$$

Quando a fração volumétrica de sólidos é igual ou inferior a 0,8, então:

$$\beta = 150 \frac{\varepsilon_s (1 - \varepsilon_g) \mu_g}{\varepsilon_g D_p^2} + 1,75 \frac{\rho_g \varepsilon_s |\vec{v}_s - \vec{v}_g|}{D_p}, \quad (2.36)$$

2.3.4 Modelo de Beetstra

O modelo de arraste de Beetstra (2005) foi desenvolvido a partir de resultados de simulações Lattice-Boltzmann. Este modelo é acoplado às equações governantes através do coeficiente de transferência de quantidade de movimento entre fases, como segue:

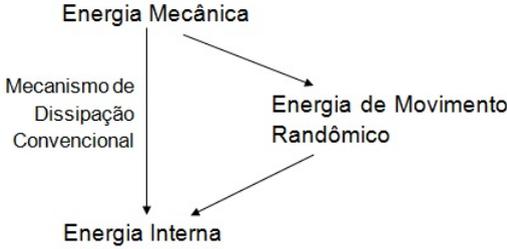
$$\beta = 180 \frac{\mu_g}{D_p^2} \frac{(1-\varepsilon_g)^2}{\varepsilon_g} + 18 \frac{\mu_g}{D_p^2} \varepsilon_g^3 (1-\varepsilon_g) (1 + 1,5\sqrt{1-\varepsilon_g}) + 0,31 \frac{\left(\frac{1}{\varepsilon_g} + 3\varepsilon_g(1-\varepsilon_g) + 8,4Re_s^{-0,343}\right)}{\left[1 + 10^3(1-\varepsilon_g)Re_s^{-\frac{1}{2}(1+4(1-\varepsilon_g))}\right]}, \quad (2.37)$$

A força de arraste é responsável pelo fenômeno da fluidização, que confere características singulares à fase particulada. Esta não pode ser modelada como um sólido, pois possui um comportamento mais próximo de um fluido. A próxima seção irá abordar como são definidas as propriedades da fase particulada.

2.4 TEORIA CINÉTICA DOS ESCOAMENTOS GRANULARES

A teoria cinética dos escoamentos granulares foi desenvolvida com base em uma analogia entre o comportamento de um material granular e a teoria cinética dos gases (GIDASPOW, 1994). O fato de materiais granulares terem comportamentos diferentes de sólidos consistia em um empecilho para a definição de suas propriedades, assim a teoria cinética dos escoamentos granulares foi desenvolvida como um meio de descrever a fase granular. A ideia básica por trás desta teoria é de que as partículas se encontram em um movimento caótico e contínuo entre o fluido. Em concentrações baixas este movimento ocorre devido à turbulência, atrito entre gás e fluido e variações na pressão enquanto que para concentrações maiores ocorre por meio de colisões entre partículas. O fluxo de energia em escoamentos granulares ou particulados difere de outros escoamentos, pois a energia também é dissipada através do movimentos randômicos característicos desse escoamento, como mostrado na Figura 4.

Figura 4 – Fluxo de energia em escoamentos granulares e particulados.



Fonte: Gidaspow (1994).

Uma importante propriedade usada no desenvolvimento desta teoria é a temperatura granular, análoga à temperatura termodinâmica e que representa a energia associada ao movimento aleatório e é descrita com base nas flutuações de velocidade:

$$\Theta = \frac{1}{3} \langle c^2 \rangle, \quad (2.38)$$

onde c é velocidade instatânea da partícula e Θ é a temperatura granular.

A teoria cinética dos escoamentos granulares é utilizada em trabalhos de simulação numérica para realizar a descrição de propriedades da fase granular. O desenvolvimento matemático que envolve a teoria cinética dos escoamentos granulares é bastante extenso, assim esta seção irá apresentar apenas as equações utilizadas na modelagem deste trabalho, sendo que o leitor pode encontrar mais informações em Gidaspow (1994). A pressão dos sólidos, conforme descrição de Lun et al. (1984) é dada por:

$$p_s = \varepsilon_g \rho_g [1 + 2(1 + e)\varepsilon_s g_0] \Theta_s, \quad (2.39)$$

sendo e o coeficiente de restituição, Θ_s a temperatura granular da fase sólida e g_0 a função distribuição radial.

A viscosidade global dos sólidos, que descreve a resistência de uma suspensão de partículas à compressão, também foi modelada de acordo com Lun et al. (1984).

$$\xi_s = \frac{4}{3} \varepsilon_g \rho_g D_p g_0 (1 + e) \sqrt{\frac{\Theta_s}{\pi}}. \quad (2.40)$$

A viscosidade dinâmica, composta pelas componentes cinética, friccional e colisional é regida pelo seguinte conjunto de equações (GIDASPOW, 1994):

$$\mu_s = \mu_{s,KTGF} + \mu_{s,f}, \quad (2.41)$$

o subscrito KTGF refere-se à viscosidade dinâmica modelada através da teoria cinética dos escoamentos granulares, composta por outras duas componentes, uma colisional e outra cinética.

$$\mu_{s,KTGF} = \mu_{s,col} + \mu_{s,kin}, \quad (2.42)$$

$$\mu_{s,col} = \frac{4}{5} \varepsilon_s \rho_s D_p g_0 (1 + e) \sqrt{\frac{\Theta_s}{\pi}}, \quad (2.43)$$

$$\mu_{s,kin} = \frac{10 \rho_s D_p \sqrt{\pi \Theta_s}}{96 \varepsilon_s (1 + e) g_0} \left[1 + \frac{4}{5} (1 + e) g_0 \varepsilon_s \right]^2, \quad (2.44)$$

A viscosidade friccional é descrita como (SCHAEFFER, 1987):

$$\mu_{s,f} = \frac{p_s \sin \theta}{2 \sqrt{I_{2D}}}, \quad (2.45)$$

onde θ é o ângulo interno de fricção e I_{2D} é o segundo invariante do deviatórico do tensor tensão. A dissipação da energia granular e a distribuição radial são dadas por (LUN et al., 1984):

$$\gamma_s = \frac{12 (1 - e^2) g_0}{D_p \sqrt{\pi}} \rho_s \varepsilon_s^2 \Theta_s^{\frac{3}{2}}, \quad (2.46)$$

$$g_0 = \left[1 - \left(\frac{\varepsilon_s}{\varepsilon_{s,max}} \right)^{\frac{1}{3}} \right]^{-1}. \quad (2.47)$$

As características singulares da fase particulada, que deram origem à teoria cinética dos escoamentos granulares, também fazem com que esta apresente diferenças na condição de contorno na parede. Ao contrário do que ocorre com gás, que possuem velocidade nula na parede, a fase particulada apresenta uma condição de escorregamento

parcial, ou seja, uma fração da quantidade de movimento tangencial da partícula que é transferida à parede por colisões, conhecida como coeficiente de especularidade.

2.5 COEFICIENTE DE ESPECULARIDADE

O coeficiente de especularidade caracteriza a transferência de quantidade de movimento durante a colisão tangencial entre os sólidos e a parede e está relacionado com a condição de contorno dos sólidos na parede. O coeficiente de especularidade varia de 0 a 1, sendo 0 o valor para uma colisão perfeitamente especular, ou uma condição de escorregamento livre, e 1 para colisões perfeitamente difusas ou condição de não-escorregamento. Diversos autores têm utilizado valores intermediários de coeficiente de especularidade para representar leitos fluidizados. Ainda não existe nenhuma correlação que permita estimar exatamente este parâmetro, por isso ainda é necessário adequar este valor para cada caso, realizando simulações com diferentes valores e comparando os resultados frente a dados experimentais (KONG; ZHANG; ZHU, 2014; ZHOU et al., 2013; LI; GRACE; BI, 2010). Muitos autores utilizam uma condição de não-escorregamento para a fase sólida (BEHJAT; SHAHHOSSEINI; HASHEMABADI, 2008; CHANG et al., 2012; WANG et al., 2012; YUSUF; MELAAEN; MATHIESEN, 2005), enquanto outros utilizam valores intermediários de coeficiente de especularidade. Armstrong, Gu e Luo (2010) utilizaram coeficiente de especularidade igual 0,25 para estudar um leito fluidizado com tubos aquecidos imersos. Yusuf, Halvorsen e Melaaen (2012) usaram o valor de 0,5 para esse parâmetro para prever o coeficiente de transferência de calor em um leito fluidizado. Gao et al. (2012) utilizaram um coeficiente de especularidade de 0,6 para estudar o comportamento de sólidos em um leito turbulento. Com isso é possível constatar que ainda não há um acordo na literatura em relação ao melhor valor a ser utilizado para este parâmetro em simulações de leito fluidizado, sendo necessário testar diferentes valores a fim de se definir aquele que melhor se ajusta ao problema.

A definição das condições do contorno da fase particulada e o desenvolvimento da teoria cinética dos escoamentos granulares, assim como o avanço de ferramentas de simulação computacional, têm proporcionando grandes progressos no entendimento dos complexos fenômenos existentes em um leito fluidizado. Os principais avanços obtidos nessa área serão expostos na seção seguinte.

3 REVISÃO BIBLIOGRÁFICA

Este capítulo apresenta uma revisão de diversos trabalhos publicados na literatura referentes ao estudo da transferência de calor em leitos fluidizados. Devido ao fato de que as técnicas de simulação computacional utilizadas no desenvolvimento desta pesquisa foram criadas recentemente, trabalhos nessa área ainda são escassos. Assim este capítulo será iniciado com uma revisão de trabalhos experimentais tratando sobre o tema, o que dará ao leitor maior entendimento sobre os fatores que regem o fenômeno analisado. O capítulo seguirá com uma exposição de trabalhos numéricos que estudam tanto a hidrodinâmica quanto a transferência de calor em leitos fluidizados, mostrando os mais recentes e relevantes avanços relativos ao tema.

3.1 ESTUDOS EXPERIMENTAIS EM LEITOS FLUIDIZADOS

Devido às dificuldades encontradas em se representar matematicamente o comportamento dos vários regimes de fluidização, a maioria dos parâmetros nestes equipamentos ainda é obtida de forma empírica, o que justifica a existência de vários trabalhos com base experimental na literatura, especialmente no que se refere à transferência de calor no leito. Muitos parâmetros foram testados ao longo dos anos e diversos autores destacaram a densidade de suspensão de sólidos como o fator mais influente no coeficiente de transferência de calor entre leito e superfície (SUNDARESAN; KOLAR, 2013; PAGLIUSO; LOMBARDI; JR., 2000; FOX; GREWAL; MOEN, 1999; SHI; NICOLAI; REH, 1998; REDDY; NAG, 1997).

Vários autores verificaram um aumento do coeficiente de transferência de calor com o aumento da pressão de operação do leito (KIM; KIM, 2013; WINAYA; BASU, 2001). Kalita, Mahanta e Saha (2013) concluíram que o aumento na pressão de operação do leito gera um aumento na densidade de suspensão de sólidos que resulta no aumento do coeficiente de transferência de calor do leito.

Outro parâmetro que influencia a troca de calor no leito é a velocidade superficial do fluido. Masoumifard et al. (2008) fizeram experimentos de transferência de calor em leitos com várias velocidades de gás, cobrindo dos regimes borbulhante até o turbulento e verificaram que o coeficiente de transferência de calor aumenta com a velocidade até um ponto máximo, a partir do qual passa a diminuir. Ebert, Glicksman

e Lints (1993) verificaram experimentalmente que com baixas densidades de sólidos, a transferência de calor torna-se mais sensível à velocidade superficial do gás. Basu (1990) também estudou a influência do tamanho das partículas na transferência de calor no leito constatando que esta é mais elevada para partículas de diâmetros inferiores, já que estas possuem menor resistência térmica.

Recentemente alguns autores tem percebido também a importância de estudar parâmetros relativos à superfície de troca térmica. Stefanova et al. (2008) mediram o coeficiente de transferência de calor entre um cilindro vertical imerso em um leito fluidizado, verificando que este parâmetro tinha um máximo na transição para o regime turbulento. Abid, Ali e Alzubaidi (2011) estudaram experimentalmente a influência do ângulo de inclinação de um tubo aquecido no processo de transferência de calor em um leito fluidizado, constatando a influência deste parâmetro através da modificação do tamanho da bolha e comportamento em regiões próximas ao tubo. Sundaesan e Kolar (2013) pesquisaram a influência do tamanho e posição axial do tubo de troca térmica no coeficiente de transferência de calor em um leito e identificaram que este não é alterado pela posição axial do tubo, porém diminui com o aumento da altura do tubo. Brown e Lattimer (2013) quantificaram experimentalmente as características de transferência de calor em um leito de jorro através de medições da radiação infravermelha emitida. Di Natale, Lancia e Nigro (2007) testaram diferentes geometrias de superfície de troca térmica dentro do leito e verificaram que para maiores velocidades do gás a geometria da partícula possui uma maior influência podendo gerar uma variação de até 40% no coeficiente de transferência de calor, sendo que geometrias mais delgadas apresentam uma camada de gás mais estável e menor tendência a formar bolhas, o que determina baixa mistura de partículas e conseqüentemente menores valores de transferência de calor. Neste estudo coeficiente de transferência de calor foi medido através da potência do cartucho de aquecimento inserido no interior da superfície, e da diferença de temperaturas entre o leito e a temperatura medida em um termopar acoplado à superfície.

Durante muito tempo estudos experimentais foram a única fonte de informação sobre os fenômenos que ocorrem no interior de um leito fluidizado. Ainda hoje, com o avanço das técnicas de fluidodinâmica computacional, trabalhos experimentais são essenciais a fim de validar os modelos propostos por pesquisadores. Contudo, a prática experimental apresenta diversos inconvenientes, como a interferência causada no processo pela inserção de sondas para medição e o alto custo. Assim,

as técnicas computacionais surgiram como uma alternativa robusta na pesquisa de escoamentos multifásicos.

3.2 ESTUDOS NUMÉRICOS EM LEITOS FLUIDIZADOS

O aumento da capacidade computacional nos últimos anos tem gerado meios alternativos de efetuar pesquisas no campo da engenharia. Neste cenário a fluidodinâmica computacional (CFD – *Computational Fluid Dynamics*) tem se mostrado uma das alternativas mais promissoras. Métodos numéricos são utilizados para resolver modelos matemáticos que representam os mais variados problemas relacionados com escoamentos de fluidos. A acurácia dos resultados obtidos com a fluidodinâmica computacional depende fortemente dos modelos matemáticos escolhidos; assim, o pesquisador que utiliza essa ferramenta deve atentar-se à investigação de vários aspectos dos modelos disponíveis a fim de adotar o mais adequado ao seu caso.

A simulação de leitos fluidizados, com a utilização de ferramentas de CFD, pode ser realizada através de duas abordagens diferentes. A abordagem Lagrangeana trata de um método discreto baseado na dinâmica molecular enquanto que a abordagem Euleriana considera diferentes fases como meios contínuos interpenetrantes (TAGHIPOUR; ELLIS; WONG, 2005). Quando há apenas duas fases presentes no processo, como no caso clássico de um leito fluidizado gás-sólido, a abordagem Euleriana é chamada de modelo de dois fluidos, pois a fase granular é tratada como um fluido. A seguir são expostos as contribuições mais recentes e significativas, realizadas com as diferentes abordagens apresentadas.

3.2.1 Abordagem Lagrangeana

A abordagem Lagrangeana possui vantagens por considerar partículas individualmente, o que permite a implementação de modelos detalhados em relação aos comportamentos físicos e químicos, porém isso ocorre com um grande custo computacional que se deve, principalmente, a representação de colisões entre partículas (PEPIOT; DESJARDINS, 2012). Devido a este custo computacional, esta abordagem ainda possui uma grande limitação em relação ao número de partículas do sistema (CHIESA et al., 2005), ficando restrita a simulação de processos

em escala laboratorial e fazendo com que a abordagem Euleriana ainda seja a mais utilizada para a simulação numérica de leitos fluidizados.

Nos últimos anos o tratamento Lagrangeano para a simulação de escoamentos granulares tem ganhado força devido a avanços tecnológicos e ao detalhamento do processo que esta abordagem fornece. Deb e Tafti (2014) usaram a abordagem Lagrangeana para simular um leito com vários jatos em duas e três dimensões, sendo que próximo ao distribuidor a simulação bidimensional representa bem os dados experimentais, porém na região de bordo livre é necessária a representação tridimensional a fim de melhor reproduzir a complexa dinâmica da bolha. Yin et al. (2014) também utilizaram esta abordagem para verificar o modelo de arraste e coeficientes de restituição mais apropriados para simular leitos fluidizados pressurizados circulantes. Wu et al. (2012) estudaram um leito no regime *slugging* com partículas da classe D e verificaram os resultados obtidos de altura do leito com a correlação de Matsen, Hovmand e Davidson (1969). Ku, Li e Lás (2013) utilizaram a abordagem Euleriana-Lagrangeana para investigar os efeitos de três diferentes correlações de arraste no comportamento hidrodinâmico de um leito enquanto que Zhou et al. (2004) a utilizaram para prever a dinâmica de vaporização de metais pesados em um leito fluidizado circulante. A abordagem Lagrangeana também pode ser utilizada para estudar problemas de gaseificação em leitos fluidizados, como mostraram Loha, Chattopadhyay e Chatterjee (2014). Ainda há poucos estudos utilizando esta abordagem para tratar de transferência de calor em leitos fluidizados. Patil et al. (2014) incorporaram a transferência de calor a um código DEM (*Discrete Element Method*) para estudar o efeito da temperatura de injeção de gás em um leito.

Panday et al. (2014) compararam simulações realizadas por diferentes autores, realizadas tanto com a abordagem Euleriana-Euleriana, quanto com a Euleriana-Lagrangeana, com resultados experimentais oriundos do Terceiro Desafio CFD para escoamentos granulares (desafio proposto pelo Laboratório Nacional de Tecnologia da Energia do Estados Unidos, para a validação de um modelo computacional para leitos fluidizados circulantes) a fim de avaliar o estado da arte e o progresso na simulação de escoamentos gás-sólido. Os autores concluíram que nenhum dos modelos apresentados representa fielmente o processo e destaca a importância de pesquisadores trabalharem para a validação de um modelo que possibilite a maior utilização de CFD em problemas como o proposto.

Mesmo com todos os recentes avanços, ainda é inviável realizar simulações com dimensões de equipamentos industriais utilizando a

abordagem Lagrangeana, devido ao número de partículas que compõe o sistema. Para este tipo de problema ainda é preferível a utilização da abordagem Euleriana, pois apesar de não apresentar o mesmo nível de detalhamento, tem apresentado resultados satisfatórios na representação deste tipo de problema.

3.2.2 Abordagem Euleriana

A abordagem Lagrangeana de leitos industriais ainda é inviável devido a limitações computacionais, o que faz com que a abordagem Euleriana seja a mais utilizada no estudo de problemas de natureza numérica. Ao longo dos últimos anos, diversos autores têm obtido sucesso na representação hidrodinâmica de escoamentos multifásicos e particulados. Quando se utiliza a abordagem Euleriana para trabalhar com sistemas particulados, é uma prática comum utilizar a teoria cinética dos escoamentos granulares para descrever propriedades da fase particulada. Cooper e Coronella (2005) utilizaram a teoria cinética dos escoamentos granulares no ANSYS® CFD (FLUENT®) para simular um leito com dois tipos diferentes de partículas e estudar a mistura e segregação das partículas. Os resultados para formação de bolhas, taxa de borbulhamento e expansão do leito foram realistas. Zhonghua e Mujumdar (2008) realizaram uma simulação tridimensional de um leito de jorro, obtendo sucesso em descrever a fluidodinâmica deste frente a resultados experimentais.

Askarishahi, Salehi e Dehkordi (2014) utilizaram o modelo de dois fluidos baseado na teoria cinética dos escoamentos granulares para estudar o impacto do tamanho de partícula e do tempo na qual é realizada a média no padrão de escoamento de um leito borbulhante gás-sólido. Xue e Fox (2014) utilizaram o modelo multi-fluido para simular o processo de gaseificação em um leito fluidizado com dimensões laboratoriais. Wang et al. (2013) definiram os melhores modelos de arraste, de turbulência, de temperatura granular e condição de contorno na parede a serem utilizados na simulação de um leito fluidizado para o beneficiamento de carvão. Para o caso em estudo, os autores concluíram que o modelo de arraste de Syamlal e O'Brien (1989), o modelo $\kappa - \epsilon$ disperso para turbulência e uma condição de contorno de escorregamento parcial devem ser usados.

Verma et al. (2013) usaram o modelo de dois fluidos com a teoria cinética dos escoamentos granulares incorporando um esquema numérico mais eficiente para a solução das equações governantes a fim

de estudar um leito borbulhante tridimensional. Para simular grandes unidades industriais geralmente são utilizadas malhas mais grosseiras que não são capazes de captar as mesoestruturas (como *clusters*) em escoamentos gás-sólido. Tendo isso em vista, Shah et al. (2014) aplicaram diferentes modelos submalha, a fim de aprimorar a representação de uma caldeira de leito fluidizado utilizando técnicas da fluidodinâmica computacional.

Kallio, Peltola e Niemi (2014) utilizaram resultados de 69 simulações bidimensionais transientes de leitos, em diferentes estados de fluidização, a fim de desenvolver uma correção para modelos de arraste com o objetivo de utilizar o mesmo modelo em todos os regimes de fluidização para simulações multifásicas do estado estacionário. Reuge, Cadoret e Caussat (2009) modelaram o processo de deposição de silano em um leito fluidizado de silicone para deposição química em fase vapor, testando diferentes modelos cinéticos. Azadi (2011) simulou a elutriação de calcário em um leito fluidizado com mistura binária de componentes.

Apesar de constituir um campo relativamente novo e que ainda carece de mais pesquisas, cientistas têm feito consideráveis avanços no estudo da transferência de calor em leitos fluidizados. Schmidt e Renz (2000) utilizaram a teoria cinética dos escoamentos granulares para prever valores de coeficiente de transferência de calor em um leito com um tubo aquecido com 0,5 s de simulação computacional e compararam esses resultados com valores obtidos através de uma abordagem padrão e da teoria da penetração, observando que as tendências da concentração de sólidos e coeficiente de transferência de calor eram iguais. Behjat, Shahhosseini e Hashemabadi (2008) simularam um reator de polimerização usando a teoria cinética dos escoamentos granulares e observaram um aumento da temperatura do gás na parte superior do reator devido a reação exotérmica.

Chang, Yang e Zhang (2011) investigaram a transferência de calor entre diferentes classes de partículas em um leito borbulhante, concluindo que a transferência de calor entre partícula é desprezível quando comparada com a transferência entre o gás e o sólido, e que esta aumenta com a diminuição do tamanho de partícula, porém é praticamente independente da velocidade superficial do gás. Shuai et al. (2015) incorporaram um estudo multiescala de transferência de calor a um modelo multiescala de reação química desenvolvido por Shuai et al. (2014) para considerar a diferença nas temperaturas das fases densa e dispersa para reatores de leito fluidizado. Armstrong, Gu e Luo (2010) estudaram a influência de diferentes parâmetros na transferência de

calor entre a parede e um leito borbulhante e observaram a ocorrência e um padrão dinâmico regular após 1,5 s de simulação.

Os diversos estudos apresentados neste capítulo representam as contribuições dadas por vários pesquisadores na área de estudo. Estes serviram como fundamentos e norteadores para este trabalho. A partir da revisão de literatura realizada, foi constatada a escassez de artigos tratando da transferência de calor entre leitos fluidizados e uma superfície aquecida submersa, por isso esta foi definida como tema desta pesquisa. A metodologia utilizada para seu desenvolvimento encontra-se exposta no capítulo a seguir.

4 METODOLOGIA

Várias etapas foram necessárias a fim de obter uma descrição confiável do processo em estudo e assim dar prosseguimento com a análise da transferência de calor no interior de leitos fluidizados. Estas etapas são detalhadas nas seções a seguir.

4.1 GEOMETRIA E MALHA COMPUTACIONAL

A geometria estudada foi baseada no leito experimental utilizado no trabalho de Di Natale, Lancia e Nigro (2007). Este leito consiste em uma coluna cilíndrica de acrílico com 0,1 m de diâmetro e 1,8 m de altura, dentro da qual foram inseridas diferentes geometrias para auxiliar na troca térmica. Essas superfícies continham um cartucho aquecedor de 150 W, estavam localizadas 0,3 m acima do distribuidor poroso e eram fixadas no interior do leito através de uma haste de polietileno. Inicialmente a altura de sólidos presente no leito era de 0,6 m.

Dentre as diferentes superfícies utilizadas por Di Natale, Lancia e Nigro (2007), optou-se por realizar a validação do modelo computacional utilizando o cilindro de 20 mm de diâmetro e 30 mm de altura, denominado neste trabalho de Cilindro 1. A forma cilíndrica foi escolhida, pois, além de ser bastante utilizada na literatura, trata-se de uma geometria que pode ser facilmente reproduzida por meio computacional. Inicialmente foi desenvolvida uma geometria simplificada representando apenas o leito e o cilindro e, com o avanço dos estudos, optou-se por trabalhar com a geometria conforme descrita por Di Natale, Lancia e Nigro (2007) incluindo a haste de polietileno para averiguar a interferência desta na fluidodinâmica do leito. Ao longo do trabalho a altura do leito foi modificada para 1,2 m a fim de diminuir o esforço computacional, já que foi verificado que o leito se expandia a alturas ainda inferiores a 1 m. A Figura 5 mostra a geometria simplificada usada nas primeiras partes do trabalho. Esta figura está sendo apresentada horizontalmente de forma que a gravidade aja neste sentido.

A geometria foi desenvolvida considerando-se a axissimetria. Acredita-se que este recurso seja o mais favorável para estudos de transferência de calor já que considera a dissipação de calor ao redor de toda a área lateral do leito.

A concepção da malha numérica representa uma parte deter-

Figura 5 – Geometria simplificada utilizada nos estudos iniciais do trabalho.



Fonte: Desenvolvido pela autora.

minante de estudos computacionais, pois a qualidade da solução irá depender desta etapa. A independência de malha é um estudo que é realizado visando a confirmação de que esta possui resolução suficiente para descrever o comportamento fenomenológico do sistema. Esta análise é realizada através de comparação de resultados de parâmetros estabelecidos, após sucessivos refinamentos da malha, até que não haja variação entre estes. Agrawal et al. (2001) estimaram a partir de uma análise de estabilidade das equações de microescala, que a escala de comprimento típica de estruturas de mesoescala são da ordem de 10 a 50 diâmetros da partícula, sendo que malhas com células com estes tamanhos já seriam suficientes para resolver escoamentos do tipo gás-sólido. Andrews, Loezos e Sundaresan (2005) afirmaram que suspensões fluidizadas homogêneas são instáveis, com instabilidades dominantes ocorrendo em uma escala de comprimento equivalente a dez vezes o diâmetro da partícula. Na literatura vários autores utilizaram malhas com tamanhos de célula próximos a 10 diâmetros da partícula (LI; BENYAHIA, 2013; KONG; ZHANG; ZHU, 2014; ASEGEHEGN; SCHREIBER; KRAUTZ, 2011).

Considerando as informações presentes na literatura, o estudo de malha realizado neste trabalho utilizou tamanho de célula variando de 20 a 5 diâmetros de partícula. Hartge et al. (2009) declararam que é sempre possível ir além com a resolução de parâmetros locais do escoamento, através do refinamento de malha. Porém parâmetros operacionais médios no tempo e/ou espaço, como a concentração axial de sólidos, devem permanecer inalterados assim que uma resolução suficiente é atingida. Por este motivo os parâmetros escolhidos para obter a independência dos resultados foram a distribuição de sólidos na direção axial média com o tempo e a pressão média na direção axial e média com o tempo. Para garantir a estabilidade da solução numérica foi

utilizada uma malha estruturada. A Tabela 1 relaciona as malhas utilizadas neste estudo.

Tabela 1 – Número de células computacionais em cada malha.

Malha	Tamanho do lado da célula (m)	Número de células
Malha 1	0,0100	897
Malha 2	0,0080	1352
Malha 3	0,0060	2390
Malha 4	0,0050	3588
Malha 5	0,0045	4388
Malha 6	0,0040	5829
Malha 7	0,0035	7186
Malha 8	0,0030	10173
Malha 9	0,0025	14356

Fonte: Desenvolvido pela autora.

4.2 DESCRIÇÃO DO PROBLEMA COMPUTACIONAL

Para representar computacionalmente o leito experimental de Di Natale, Lancia e Nigro (2007), foi utilizada a abordagem Euleriana e a teoria cinética dos escoamentos granulares para a descrição da fase particulada por meio do código comercial ANSYS[®] CFD (FLUENT[®]). As fases fluida e particulada neste caso são ar e esferas de vidro, respectivamente. As propriedades da fase sólida são dadas na Tabela 2.

Tabela 2 – Propriedades físicas da fase particulada.

Esferas de vidro	
Diâmetro da partícula D_p (m)	0,0005
Massa específica ρ_p ($kg \cdot m^{-3}$)	2540
Condutividade térmica κ_p ($W \cdot m^{-1} \cdot K^{-1}$)	0,9
Calor específico c_p ($J \cdot kg^{-1} \cdot K^{-1}$)	765
Classificação de Geldart (1973)	B

Fonte: Desenvolvido pela autora.

A alimentação de ar na coluna de Di Natale, Lancia e Nigro (2007) era feita através de uma placa porosa. Assim, adotou-se um perfil plano para a velocidade na entrada do gás no leito. A configuração utilizada para a realização dos estudos computacionais está detalhada na Tabela 3. Todas as simulações foram efetuadas em uma máquina

contendo 72 GB de memória RAM e processador Intel Xeon X5650 2.67 GHz. Um caso transiente com 20 s de tempo físico levou em torno de 6 dias para ser calculado nessas configurações.

Tabela 3 – Configuração do modelo computacional.

Modelo gás-sólido	Euleriano
Passo de tempo (s)	0,0002
Número máximo de iterações por passo de tempo	20
Critério de convergência absoluto	10^{-3}
Acoplamento pressão-velocidade	SIMPLE
Velocidade superficial do gás ($\text{m}\cdot\text{s}^{-1}$) (a menos que especificada diferentemente)	0,45
Fração volumétrica de empacotamento inicial (KAMIEN; LIU, 2007)	0,64

Fonte: Desenvolvido pela autora.

O foco deste trabalho será na análise da fluidodinâmica e do fenômeno de transferência de calor entre a superfície especificada e o leito. Para isso será analisado o coeficiente de transferência de calor medido no ponto indicado na Figura 6. Este ponto é equivalente à localização do termopar utilizado por Di Natale, Lancia e Nigro (2007) para mensurar a temperatura utilizada no cálculo do coeficiente de transferência de calor em seu trabalho experimental. Para obtenção do coeficiente de transferência, o software utilizado emprega as equações de conservação para computar as velocidades das fases e a porosidade no ponto especificado, que serão então utilizados no cálculo do coeficiente de transferência de calor através do modelo de Gunn (1978), conforme o equacionamento mostrado na seção 2.1.7.

Figura 6 – Ponto de análise do coeficiente de transferência de calor.



Fonte: Desenvolvido pela autora.

4.2.1 Condições de Contorno

Na entrada do leito foi definida a velocidade do gás e as temperaturas dos sólidos e do gás à 293 K (20°C). Para o gás foi utilizada uma condição de não-escorregamento na parede. Para o sólido foram testados diferentes coeficientes de especularidades ($\varphi = 0; 0,05; 0,1; 0,25; 0,5; 1$). O coeficiente de especularidade é um parâmetro que está relacionado com a condição de cisalhamento da parede, ele é empregado na modelagem para representar a fração de colisões das partículas sólidas que transfere quantidade de movimento para a parede (CHALERMSINSUWAN et al., 2012). Quando este valor é igual a unidade uma condição de não-escorregamento é empregada para os sólidos. Quando este valor é zero, os sólidos podem deslizar livremente pela parede. Valores intermediários representam um 'escorregamento parcial' das partículas.

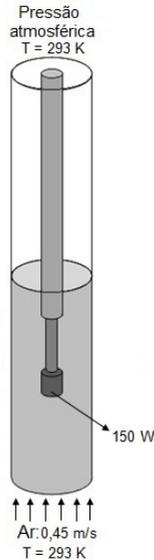
Na parede da superfície de troca térmica foi definido um fluxo de calor com base na potência do cartucho de aquecimento utilizado por Di Natale, Lancia e Nigro (2007) (150 W) e na área equivalente a cada uma das superfícies utilizadas. A parede do leito, assim como a haste de polietileno adicionada à geometria no decorrer do estudo, foram consideradas adiabáticas. Na saída do leito foi fixada pressão atmosférica e as temperaturas do gás e do sólido foram estabelecida em 293 K (20°C). A Tabela 4 resume as condições de contorno utilizadas, que também são mostradas na Figura 7.

Tabela 4 – Condições de contorno.

Entrada		
Sólidos	Temperatura	293 K
	Velocidade	0 m·s ⁻¹
Gás	Temperatura	293 K
	Velocidade	0,45; 0,22; 0,15 m·s ⁻¹
Saída		
Sólidos	Temperatura	293 K
	Pressão	Atmosférica
Gás	Temperatura	293 K
	Pressão	Atmosférica
Parede		
Sólidos	Cisalhamento	Coefficiente de especularidade ($\varphi = 0; 0,05; 0,1; 0,25; 0,5; 1$)
Gás	Cisalhamento	Não-escorregamento (<i>no-slip</i>)

Fonte: Desenvolvido pela autora.

Figura 7 – Condições de contorno.



Fonte: Desenvolvido pela autora.

4.2.2 Estudo de Correlações de Modelos de Arraste

Para definir o modelo de arraste mais apropriado ao problema descrito, foram testados três modelos empíricos bastante usados na literatura, modelo de Wen & Yu (1966a), modelo de Gidaspow (1986) e modelo de Syamlal e O'Brien (1989). Também foi empregado o modelo de Beetstra (2005), desenvolvido recentemente com a utilização de resultados de simulações Lattice-Boltzmann. As configurações utilizadas no código comercial para esta etapa estão especificadas na Tabela 3. O sistema de discretização empregado nesta etapa foi de primeira ordem, assim como no trabalho de Behjat, Shahhosseini e Hashemabadi (2008). Foram realizadas simulações durante 20 s físicos, utilizando cada um dos modelos citados. A média dos resultados foi realizada entre 5 e 20 s para evitar as instabilidades do início da simulação. Para implementar o modelo de Beetstra no código comercial, foi necessário o desenvolvimento de uma UDF (*user defined function*). Os demais modelos já estavam presentes no código comercial.

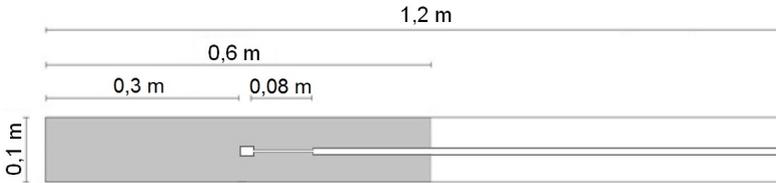
4.2.3 Inclusão do Modelo de Turbulência

Cornelissen et al. (2007) enunciaram que a aplicação de um modelo de turbulência pode tornar as simulações mais realistas, especialmente para sistemas com números de Reynolds mais elevados. Porém, é necessário escolher um modelo apropriado, caso contrário é possível que as predições resultantes estejam ainda mais distantes de resultados experimentais que simulações sem o uso de um modelo de turbulência. Desta forma, o passo seguinte na definição da melhor configuração computacional para representação do leito fluidizado, foi a escolha de um modelo de turbulência. O modelo κ - ϵ , já extensivamente usado na literatura para simulação de leitos fluidizados, tendo sido utilizado por Andreux et al. (2008) na avaliação tridimensional da hidrodinâmica de um leito circulante, por Benzarti et al. (2013) na simulação de um leito fluidizado turbulento, por Benyahia, Syamlal e O'Brien (2007) nos estudos do regime anular e por Wang et al. (2013) na simulação de um leito para beneficiamento de carvão.

O modelo de turbulência escolhido foi “*RNG - $\kappa - \epsilon$* ”, que é similar ao modelo $\kappa - \epsilon$ padrão, porém apresenta alguns melhoramentos, sendo mais preciso e confiável para uma classe maior de escoamentos quando comparado ao modelo $\kappa - \epsilon$ padrão (FLUENT, 2011). O modelo de turbulência multifásico adotado foi do tipo disperso (*$\kappa - \epsilon$ Dispersed Turbulence Model*), escolhido por apresentar bons resultados na literatura (WANG et al., 2013) e também devido às limitações dos outros modelos. O modelo tipo mistura (*$\kappa - \epsilon$ Mixture Turbulence Model*) deve ser utilizado quando a razão entre as densidades das duas fases é próxima de uma unidade, o que não ocorre neste caso, e o modelo para cada fase (*$\kappa - \epsilon$ Turbulence Model for Each Phase*) é computacionalmente mais custoso, tornando as simulações muito mais lentas. Nessa etapa a geometria foi modificada para levar em conta a haste de polietileno, utilizada para fixar a superfície de troca térmica (DI NATALE; LANCIA; NIGRO, 2007) e também teve a sua altura reduzida para 1,2 m a fim de diminuir o esforço computacional, já que foi constatado com as simulações anteriores que a expansão máxima do leito era ainda inferior a 1 m. A haste citada é composta por uma parte mais delgada com 8 cm de altura e 10 mm de diâmetro e outra mais espessa de diâmetro igual a 20 mm e altura que se prolonga do limite da porção mais delgada da haste até o topo do leito. A Figura 8 mostra a geometria utilizada nesta etapa, apresentada horizontalmente, enquanto a Figura 9 mostra em detalhe a parte delgada da haste de polietileno incluída na geometria desta etapa. O esquema de discretização também foi al-

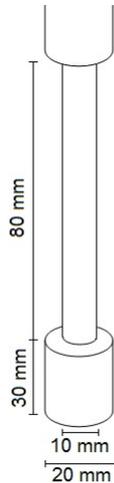
terado para segunda ordem, que resulta em predições mais realistas de formato de bolha, pois a discretização de primeira ordem pode gerar fronteiras mais difusas de bolha ou formato não realistas (MCKEEN; PUGSLEY, 2003).

Figura 8 – Geometria incluindo haste de polietileno.



Fonte: Desenvolvido pela autora.

Figura 9 – Detalhe da superfície de troca térmica acoplada à haste de polietileno.



Fonte: Desenvolvido pela autora.

4.2.4 Estudos com Diferentes Superfícies de Troca Térmica

Para cumprir o objetivo principal do trabalho, isto é, a avaliação da influência da geometria da superfície de troca térmica no fenômeno de transferência de calor, foram desenvolvidas geometrias totalizando oito diferentes superfícies, sendo que, dentre estas, seis são cilindros com diferentes dimensões, uma é um cone e a última é uma esfera. Esta etapa foi subdividida em dois estudos: o estudo de caso 1 foi realizado com seis cilindros, com diferentes dimensões, e no estudo de caso 2 foram utilizados um cone e uma esfera como superfícies. A Tabela 5 mostra as dimensões de cada um dos cilindros utilizados no estudo 1, além das áreas disponíveis para troca térmica. O Cilindro 1 foi utilizado para validação do modelo nas etapas anteriores. A Tabela 6 mostra as dimensões das geometrias usadas no estudo de caso 2.

Tabela 5 – Dimensões dos diferentes cilindros usados no estudo de caso 1.

Geometria	Diâmetro (mm)	Altura (mm)	Área (mm ²)
Cilindro 1	20	30	2435
Cilindro 2	20	40	3063
Cilindro 3	20	60	4320
Cilindro 4	20	80	5576
Cilindro 5	40	30	6205
Cilindro 6	60	30	11231

Fonte: Desenvolvido pela autora.

Tabela 6 – Dimensões das superfícies usadas no estudo de caso 2.

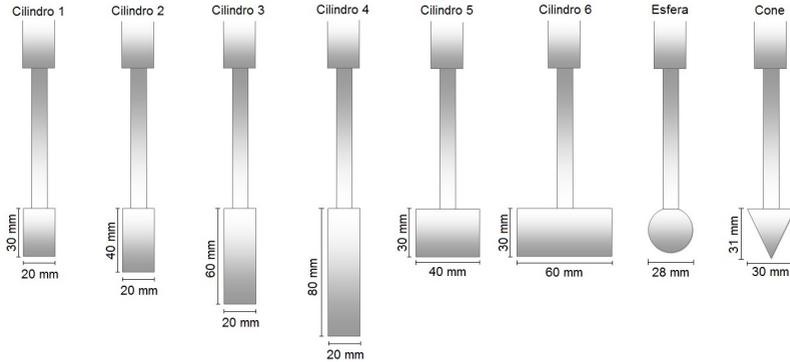
Geometria	Altura	Diâmetro
Cilindro 1	30 mm	20 mm
Esfera	–	28 mm
Cone	31 mm	30 mm

Fonte: Desenvolvido pela autora.

Para todas as superfícies a altura entre sua base e o distribuidor foi mantida em 30 cm. A parte delgada da haste de polietileno também foi mantida fixa em 8 cm para todas as simulações. As configurações do software utilizadas nesta etapa foram as mesmas que apresentado para etapas anteriores, com a utilização do modelo de turbulência descrito.

A Figura 10 mostra em um plano bidimensional todas as superfícies utilizadas nesta etapa com suas respectivas dimensões.

Figura 10 – Superfícies de troca térmica.



Fonte: Desenvolvido pela autora.

4.3 ESTUDO COM DIFERENTES VELOCIDADES DO GÁS

A última etapa deste trabalho consistiu na variação das velocidades de entrada do gás de fluidização. Este procedimento foi realizado a fim de verificar se a configuração computacional obtida é capaz de descrever corretamente outros regimes de fluidização. As velocidades escolhidas para este estudo representam uma fluidização iminente, Velocidade 1, e o regime borbulhante, Velocidade 2, conforme mostra a Tabela 7.

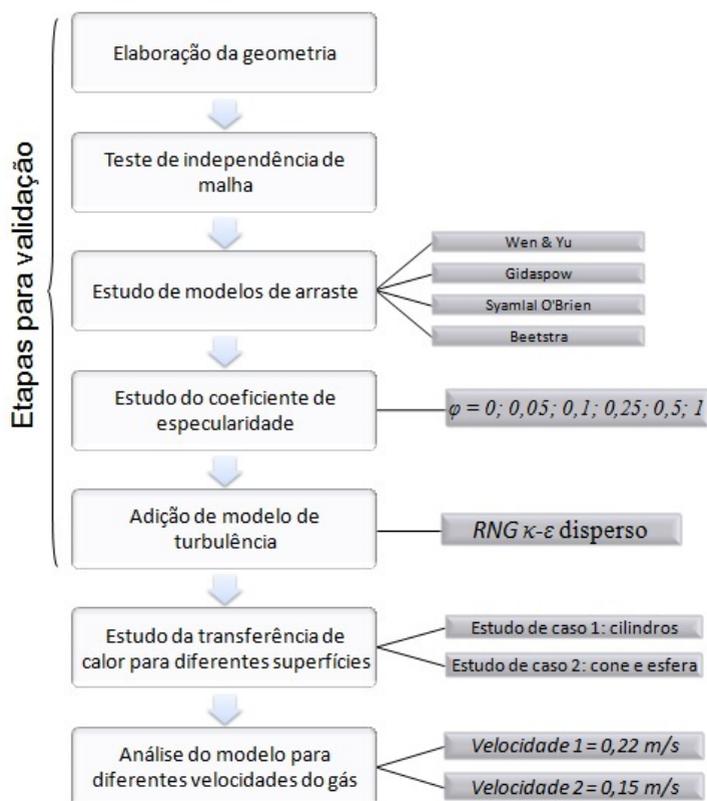
Tabela 7 – Velocidades do gás de fluidização.

Velocidade 1	Velocidade 2
$0,15 \text{ m}\cdot\text{s}^{-1}$	$0,22 \text{ m}\cdot\text{s}^{-1}$

Fonte: Desenvolvido pela autora.

A Figura 11 resume todas as etapas realizadas para elaboração deste documento, sendo que os resultados obtidos após cada uma destas etapas encontram-se no capítulo seguinte.

Figura 11 – Etapas da pesquisa.



Fonte: Desenvolvido pela autora.

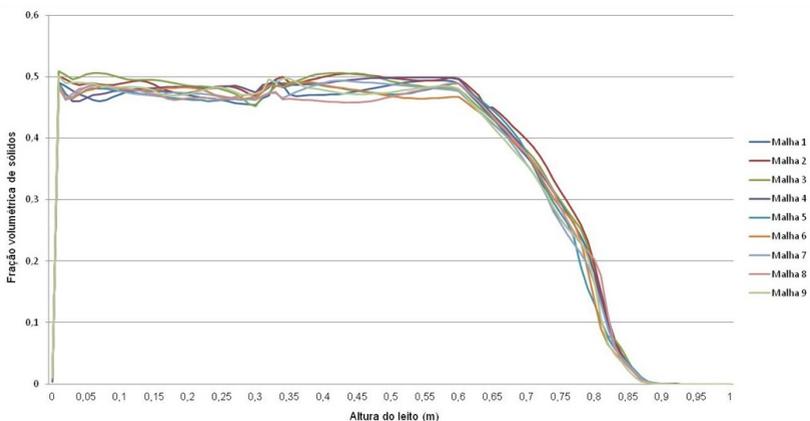
5 RESULTADOS E DISCUSSÕES

O estudo numérico de escoamentos granulares engloba várias fases. Os estágios iniciais da pesquisa têm como objetivo a validação do modelo computacional. Para isso foram avaliados o uso de diferentes modelos de arraste, valores de coeficiente de especularidade e inclusão de um modelo de turbulência. Após a validação foram criadas diferentes geometrias para o estudo da influência dos parâmetros da superfície submersa na troca térmica com o leito. Por fim, a configuração apresentada teve sua utilização expandida para outras faixas de velocidade do gás, a fim de testar sua robustez. Os resultados obtidos em todas essas etapas são apresentados a seguir.

5.1 AVALIAÇÃO DA MALHA NUMÉRICA

Sucessivos refinamentos da malha foram feitos, a fim de obter uma solução independente do tamanho da célula computacional, conforme apresentado no capítulo anterior. A Figura 12 mostra o comportamento da distribuição média de sólidos ao longo da altura do leito, utilizando as diferentes malhas apresentadas na Tabela 1.

Figura 12 – Distribuição de sólidos média na direção axial utilizando diferentes malhas.



Fonte: Desenvolvido pela autora.

A utilização de diferentes malhas não altera muito o comportamento da distribuição de sólidos, provando que um maior refino da malha computacional apresenta pouca influência para este parâmetro. Por isso também foi avaliada a influência do refino da malha na pressão axial média, conforme mostrado na Tabela 8.

Tabela 8 – Pressão média no tempo e na direção axial com diferentes malhas.

Malha	Pressão axial média (Pa)
Malha 1	3563,34
Malha 2	3637,07
Malha 3	3539,09
Malha 4	3528,42
Malha 5	3412,09
Malha 6	3420,23
Malha 7	3434,09
Malha 8	3472,24
Malha 9	3432,93

Fonte: Desenvolvido pela autora.

A partir da malha 5 a variação da pressão média mostra-se bastante reduzida, sendo que este parâmetro permanece praticamente constante, conforme mostram as diferenças percentuais entre o resultado obtido com a malha 5 e com as malhas sucessivas, apresentadas na Tabela 9. Tendo em vista estes resultados, a malha 5 foi escolhida para a realização das simulações no decorrer deste trabalho.

Tabela 9 – Variação da pressão axial média com diferentes malhas.

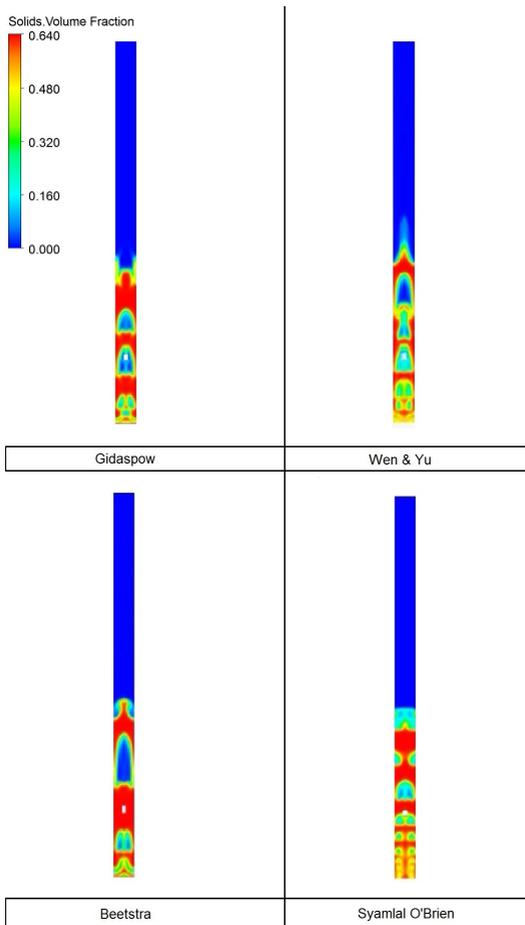
Malhas comparadas	variação da pressão axial média (%)
Malha 5 e malha 6	0,24
Malha 5 e malha 7	0,64
Malha 5 e malha 8	1,73
Malha 5 e malha 9	0,61

Fonte: Desenvolvido pela autora.

5.2 ESTUDO DE CORRELAÇÕES DE COEFICIENTES DE ARRASTE

Neste trabalho foram usados os modelos de Gidaspow (1986), Syamlal e O'Brien (1989), Wen & Yu (1966a) e Beetstra (2005), sendo os três primeiros modelos empíricos e o último obtido a partir de simulações Lattice-Boltzmann. Cada um dos modelos de arraste foi utilizado para simular o mesmo leito fluidizado, com as mesmas condições, durante 20 s. A Figura 13 mostra a distribuição de sólidos do leito, com cada um dos modelos, após 20 s de simulação. É possível observar que os modelos de Gidaspow (1986), Beetstra (2005) e Wen & Yu (1966a) apresentam os comportamentos mais parecidos, e que a bolha formada com estes modelos possui formato condizente com o que se observa em leitos físicos. O modelo de Syamlal e O'Brien (1989) apresentou um trem de bolhas que se concentra na parede lateral do leito, o que diverge do comportamento real de um leito. O modelo de Gidaspow (1986) pode ser considerado como uma expansão do modelo de Wen & Yu (1966a), que inclui o modelo de Ergun (1952) para partes mais densas. Assim, o modelo de Gidaspow (1986) resulta em uma descrição mais completa da fluidização, obtendo uma consequente preferência por parte dos pesquisadores em relação ao modelo de Wen & Yu (1966a), já que o primeiro considera as diferenças no comportamento de regiões mais densas e diluídas.

Figura 13 – Distribuição de sólidos após 20 s de simulações utilizando diferentes modelos de arraste.



Fonte: Desenvolvido pela autora.

Também foi estudada a influência destes modelos no coeficiente de transferência de calor, conforme mostrado na Tabela 10. Os valores presentes nesta tabela foram obtidos em um ponto na lateral da superfície térmica, equivalente à posição do termopar utilizado para o cálculo deste parâmetro no trabalho de Di Natale, Lancia e Nigro (2007), conforme mostrado na seção 4.2. A média temporal foi rea-

Tabela 10 – Coeficiente de transferência de calor médio com diferentes modelos de arraste.

Modelo	Coeficiente de transferência de calor médio ($\text{W}\cdot\text{m}^{-2}\cdot\text{K}^{-1}$)	Desvio do experimental
Experimental (Di Natale, Lancia e Nigro (2007))	230,00	
Gidaspow (1986)	171,10	25,61%
Syamlal e O'Brien (1989)	158,58	31,05%
Wen & Yu (1966a)	142,77	37,93%
Beetstra (2005)	142,65	37,98%

Fonte: Desenvolvido pela autora.

lizada após 5 s de simulação, quando foi observado que o padrão de flutuação deste parâmetro permanecia constante.

O modelo de arraste influencia fortemente a fluidodinâmica do leito, ou seja, a distribuição de sólidos e fluido dentro do leito depende deste parâmetro. O coeficiente de transferência de calor na parede da superfície de troca térmica está condicionado à distribuição de sólidos nessa região, o que explica as diferenças geradas com a utilização de diferentes modelos de arraste neste parâmetro.

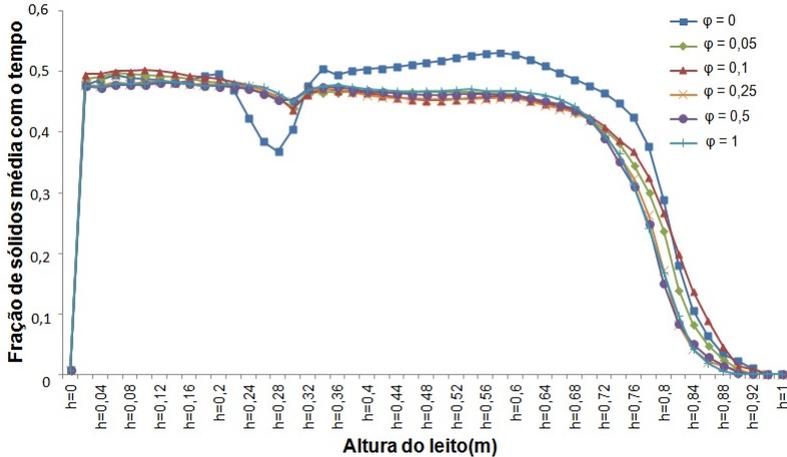
O valor de coeficiente de transferência de calor que mais se aproxima do resultado experimental obtido por Di Natale, Lancia e Nigro (2007) ($230 \text{ W}\cdot\text{m}^{-2}\cdot\text{K}^{-1}$) foi obtido com o modelo de Gidaspow (1986). Além de representar melhor a transferência de calor, este modelo também representou bem a fluidodinâmica do processo, sendo um modelo já bastante utilizado na literatura científica. Pelas razões expostas, este modelo foi o escolhido para dar prosseguimento com o estudo de transferência de calor.

5.3 COEFICIENTE DE ESPECULARIDADE

Conforme apresentado no capítulo 2, ainda não há um entendimento global em relação ao melhor valor de coeficiente de especularidade, sendo que diversos valores têm sido usados na literatura. Por esta razão foram testados diferentes valores ($\varphi = 0; 0,05; 0,1; 0,25; 0,5; 1$), a fim de verificar o que melhor se adequa ao caso em estudo.

A Figura 14 mostra a diferença na distribuição média de sólidos obtida com diferentes coeficientes de especularidade após 10 s de simulação, sendo que a média é calculada após 5 s.

Figura 14 – Distribuição de sólidos média com diferentes coeficientes de especularidade.

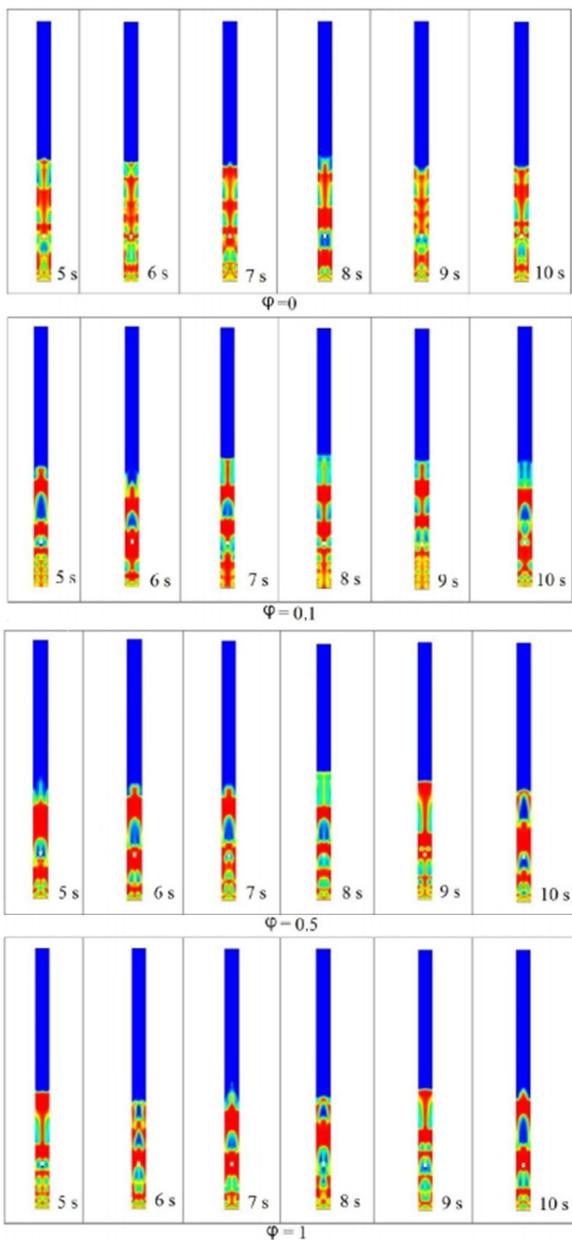


Fonte: Desenvolvido pela autora.

Com a Figura 14 é possível visualizar a influência do coeficiente de especularidade na hidrodinâmica do leito. A utilização de $\varphi = 0$ gera diferenças mais pronunciadas na distribuição de sólidos do leito, diminuindo a concentração de sólidos na altura da superfície de troca térmica mostrando um crescimento após isso, o que não representa bem um leito fluidizado, cuja tendência é se tornar mais diluído no topo. Para os outros valores as curvas apresentam comportamento bastante similar. Isso explica porque muitos autores utilizam uma condição de não-escorregamento ($\varphi=1$) para a condição de contorno da fase sólida, já que a utilização de valores intermediários resulta em poucas alterações.

A Figura 15 mostra o comportamento do leito em diferentes momentos da simulação transiente para os coeficientes de especularidade 0; 0,1; 0,5 e 1. Nessa figura a coloração avermelhada representa uma fração volumétrica de sólidos igual 0,64, enquanto o azul representa a ausência de sólidos. Essa figura também mostra claramente que a condição de escorregamento livre ($\varphi=0$) apresenta um comportamento divergente, com as bolhas formadas se concentrando na parede do leito.

Figura 15 – Distribuição de sólidos com diferentes coeficientes de especularidade em diversos tempos de simulação.



Fonte: Desenvolvido pela autora.

Até o presente momento o coeficiente de especularidade esteve apenas relacionado à fluidodinâmica do leito, porém foi verificado em testes preliminares, cujos resultados não serão mostrados neste documento, que este parâmetro também altera o coeficiente de transferência de calor. Devido à ausência de trabalhos correlacionando esses dois parâmetros, optou-se por realizar este estudo. A Tabela 11 apresenta dados relativos ao coeficiente de transferência de calor com os diferentes coeficientes de especularidade utilizados e a Tabela 12 mostra o desvio dos valores obtidos em relação ao trabalho experimental de Di Natale, Lancia e Nigro (2007).

Tabela 11 – Coeficiente de transferência de calor médio com diferentes coeficientes de especularidade (em $W \cdot m^{-2} \cdot K^{-1}$).

$\varphi = 0$	$\varphi = 0,05$	$\varphi = 0,1$	$\varphi = 0,25$	$\varphi = 0,5$	$\varphi = 1$
163,10	175,27	175,94	140,39	154,72	136,39

Fonte: Desenvolvido pela autora.

Tabela 12 – Desvios percentuais do coeficiente de transferência de calor médio em relação ao resultado experimental de Di Natale, Lancia e Nigro (2007) ($230 W \cdot m^{-2} \cdot K^{-1}$), para diferentes coeficientes de especularidade.

$\varphi = 0$	$\varphi = 0,05$	$\varphi = 0,1$	$\varphi = 0,25$	$\varphi = 0,5$	$\varphi = 1$
29,90 %	23,80 %	23,51 %	38,96 %	32,72 %	40,70 %

Fonte: Desenvolvido pela autora.

Apesar da influência do coeficiente de especularidade não ser tão visível na condição fluidodinâmica do leito, a Tabela 12 mostra que este valor possui uma forte influência na transferência de calor entre a superfície e o leito. Isso prova a necessidade de uma maior cautela por parte dos autores no momento de definir as condições de contorno do problema. Para este caso, o coeficiente de especularidade que apresentou um melhor resultado foi $\varphi = 0,1$. Li e Benyahia (2013) enunciaram que é uma prática comum se adotar valores mais altos de coeficiente de especularidade para leitos fluidizados circulantes e valores mais baixos para leitos borbulhantes, o que está de acordo com o observado neste trabalho. Altantzis, Bates e Ghoniem (2015) verificaram que o coeficiente de especularidade depende fortemente da velocidade superficial do gás no leito, o que prova ainda mais a impossibilidade de definir

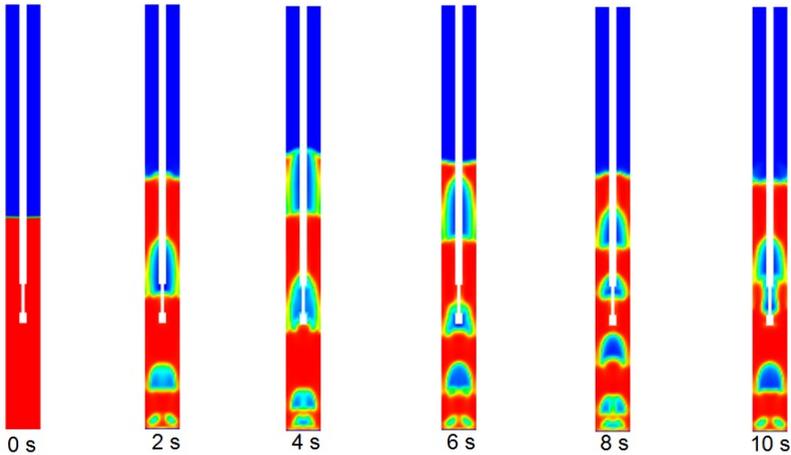
um coeficiente para ser usado de forma global e a importância de se estudar esse parâmetro individualmente para cada caso. Dessa maneira verifica-se a necessidade de se enfatizar que este não é o único fator a influenciar a transferência de calor, e que ele deve ser estudado para cada caso individualmente e em conjunto com outras variáveis.

5.4 MODELO DE TURBULÊNCIA

Conforme justificado na seção 4.2.3, o modelo utilizado nesta etapa foi o “*RNG* $\kappa - \epsilon$ ” com modelo multifásico de turbulência disperso. Diferentemente de leitos do tipo líquido-sólido, a turbulência é um fator mais proeminente em leitos do tipo gás-sólido (GIDASPOW; LU, 1998), por isso a inclusão de um modelo resulta em alterações pronunciadas na simulação do caso em estudo. A Figura 16 mostra a evolução da simulação transiente após a adição do modelo de turbulência e a modificação da geometria utilizada, considerando a haste de polietileno utilizada por Di Natale, Lancia e Nigro (2007).

A inclusão da haste de polietileno alterou a fluidodinâmica do sistema: antes de sua inclusão ocorria a coalescência das bolhas logo após sua passagem pela superfície de troca térmica. O modelo de turbulência não modificou o formato da bolha, que ainda apresenta um sulco na extremidade inferior e a extremidade superior arredondada e mais delgada em relação à sua porção inferior, lembrando o formato de um projétil. Esta descrição condiz com o comportamento físico desse tipo de sistema.

Figura 16 – Distribuição de sólidos transiente incluindo modelo de turbulência.



Fonte: Desenvolvido pela autora.

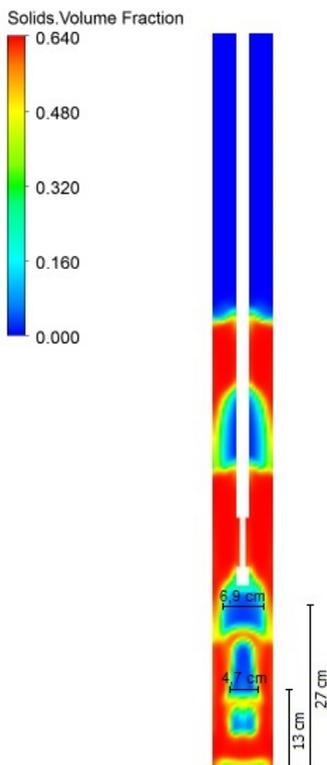
O diâmetro da bolha foi calculado através da correlação de Hilligardt e Werther (1986) e comparado com o resultado visualizado na simulação, considerando que a bolha pode ser considerada uma porção do leito com porosidade superior a 0,8. Uma dificuldade encontrada em simulações utilizando a abordagem Euleriana é a correta definição da interface da bolha, sendo que a adoção de porosidades menores para a região de interfase levariam a um aumento no diâmetro de bolha. Para utilizar a correlação de Hilligardt e Werther (1986), a velocidade mínima de fluidização foi calculada utilizando as constantes de Wen e Yu (1966b). A Figura 17 mostra os diâmetros das bolhas estimados visualmente após 5 s de simulação. Os resultados presentes nesta figura são comparados ao resultados calculados pelo método descrito na Tabela 13.

Tabela 13 – Comparação do diâmetro da bolha calculado e visualizado na simulação.

Altura da bolha	Simulação	Correlação de Hilligardt e Werther (1986)	Desvio
13 cm	4,7 cm	7,9 cm	40 %
27 cm	6,9 cm	10,4 cm	34 %

Fonte: Desenvolvido pela autora.

Figura 17 – Diâmetro de bolhas após 5 s de simulação.



Fonte: Desenvolvido pela autora.

Os diâmetros das bolhas foram superestimados pela correlação de Hilligardt e Werther (1986). Possivelmente a utilização do método

de Wen e Yu (1966b) para o cálculo da velocidade mínima de fluidização pode ter tido uma contribuição para este resultados, já que este método resulta em desvios por volta de 25 % (CROWE, 2006). Outro ponto a ser questionado é se o valor adotado de 0,8 para a porosidade da interfase corresponde a realidade. A correlação de Hillgardt e Werther (1986) foi obtida através de experimentos tridimensionais, sendo que sua utilização para comparação com resultados bidimensionais provavelmente necessitaria de uma parametrização específica. Uma alternativa para a determinação do diâmetro de bolha na simulação seria transformar a área da bolha em volume, para determinar o diâmetro de uma bolha esférica com volume equivalente. Porém, devido ao grande nível de incertezas observado, optou-se por determinar o diâmetro diretamente através da porosidade, conforme mostrado na Figura 17.

Leitos fluidizados possuem uma intensa mistura em seu interior, o que torna os fenômenos de transferência de calor e massa mais intensos. A inclusão de um modelo de transferência faz com que esta característica seja melhor representada na simulação. A Tabela 14 compara os valores de coeficiente de transferência de calor médios após 5 s de simulação, obtidos antes e após a inclusão do modelo de turbulência, enquanto a Tabela 15 mostra os desvios dos resultados das simulações em relação ao resultado experimental de Di Natale, Lancia e Nigro (2007).

Tabela 14 – Coeficiente de transferência de calor médio antes e após a inclusão de modelo de turbulência

Modelo de turbulência	Laminar	RNG $\kappa - \epsilon$ <i>dispersed</i>
Coeficiente de transferência de calor ($W \cdot m^{-2} \cdot K^{-1}$)	175,94	207,02

Fonte: Desenvolvido pela autora.

Tabela 15 – Desvios percentuais dos coeficientes de transferência de calor médio com e sem inclusão de modelo de turbulência em relação ao resultado experimental (DI NATALE; LANCIA; NIGRO, 2007)

Modelo de turbulência	Laminar	RNG $\kappa - \epsilon$ <i>dispersed</i>
Desvio	23,51 %	9,99 %

Fonte: Desenvolvido pela autora.

Uma possível fonte dos desvios observados é o tempo de resposta

do termopar utilizado nas medições de Di Natale, Lancia e Nigro (2007), uma vez que a resposta do modelo computacional é instantânea. Uma solução viável para este empecilho seria a utilização de um filtro para as medições experimentais que considerasse o tempo de resposta do termopar, semelhante ao feito por Yusuf, Halvorsen e Melaaen (2012).

Os resultados mostram que a inclusão do modelo de turbulência causou uma melhora na representação computacional do processo, pois após esta etapa o coeficiente de transferência de calor obteve uma considerável aproximação em relação ao resultado experimental usado como base para este trabalho. Isso prova que o modelo escolhido é apropriado para a representação do caso proposto.

De forma similar à viscosidade, a turbulência afeta a dissipação, a difusão e a mistura. Assim, é razoável que as tensões de Reynolds sejam modeladas de forma parecida a termos viscosos. A adição de um modelo de turbulência aumenta consideravelmente a viscosidade do fluido, já que a turbulência é simulada através da viscosidade turbulenta que é acrescida à viscosidade dinâmica. O aumento na viscosidade está diretamente relacionada com o número de Prandtl, fazendo com que o coeficiente de transferência de calor, representado pelo número de Nusselt no modelo de Gunn (1978), descrito na equação 2.6, seja maior

A turbulência não é o fenômeno predominante do processo, sendo que a força de arraste apresenta um papel mais pronunciado no sistema, afinal o arraste é responsável pela fluidização. Assim, há autores que abstêm-se de incluí-la na modelagem. Outros modelos, como o baseado em cluster de partículas, podem dispensar a modelagem da turbulência. Porém, neste caso, o modelo proposto apresentou uma significativa melhora após introdução desta, e assim, as etapas seguintes do trabalho serão todas realizadas com a utilização do modelo de turbulência descrito nesta seção.

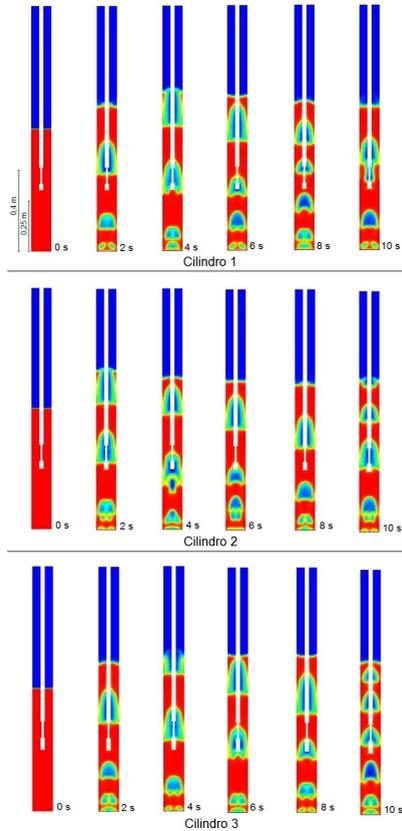
5.5 ESTUDO COM DIFERENTES GEOMETRIAS DE SUPERFÍCIE DE TROCA TÉRMICA

Nesta seção será estudada a influência de diferentes geometrias de superfície de troca na transferência de calor e nas características hidrodinâmicas do leito. Esta seção será subdividida em dois estudos de caso: o primeiro compara diferentes dimensões de cilindros e o segundo compara diferentes formas geométricas: cilindro, esfera e cone.

5.5.1 Estudo de caso 1: Influência de Diferentes Cilindros Aquecidos Submersos nas Características do Leito

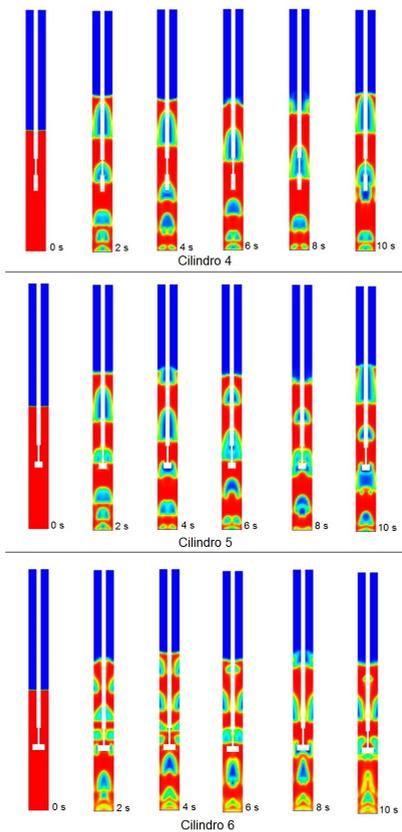
As dimensões dos cilindros utilizados nesta etapa encontram-se na Tabela 5 da seção 4.2.4. As Figuras 18 e 19 mostram a evolução dos primeiros 10 s da simulação transiente para cada uma das geometrias indicadas, a cada 2 s. Nestas figuras são mostradas as distribuições de sólidos instantâneas, sendo que a cor vermelha representa uma fração máxima de sólidos e a azul a ausência de sólidos.

Figura 18 – Distribuição de sólidos transiente para os Cilindros 1, 2 e 3.



Fonte: Desenvolvido pela autora.

Figura 19 – Distribuição de sólidos transiente para os Cilindros 4, 5 e 6.

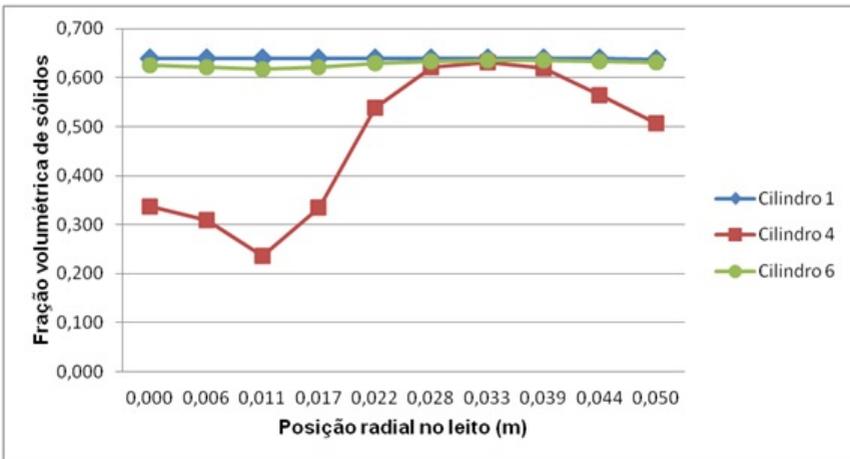


Fonte: Desenvolvido pela autora.

O aumento no diâmetro do cilindro alterou drasticamente a distribuição de sólidos do leito, sendo que, após passar por este, a bolha se dividiu e se concentrou na parede do leito, como observado nos resultados para o Cilindro 6. O aumento na altura da geometria provocou alterações mais sutis na fluidodinâmica, sendo que em todas as simulações com cilindros de mesmo diâmetros, porém com alturas diferentes, o formato das bolhas formadas foi bastante próximo. As Figuras 20 e 21 mostram a distribuição de sólidos na direção radial instantânea em 10 s de simulação, a 0,25 m e a 0,4 m acima do distribuidor, respec-

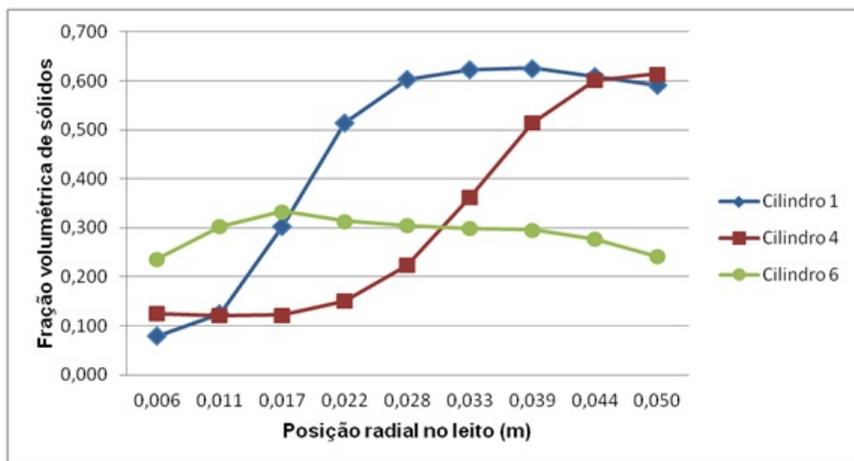
tivamente, para os Cilindros 1, 4 e 6. Essas geometrias foram escolhidas por ilustrarem as dimensões extremas entre as geometrias apresentadas, sendo que o Cilindro 1 possui as menores dimensões, o Cilindro 4 a maior altura e o Cilindro 6 o maior diâmetro. As alturas foram definidas pois representam a bolha imediatamente antes de chocar-se com o cilindro (localizado a 0,3 m acima do distribuidor) e logo depois de sua passagem por este. Estas alturas estão indicadas na Figura 18 para o Cilindro 1.

Figura 20 – Distribuição de sólidos radial instantânea a 0,25 m acima do distribuidor para diferentes cilindros.



Fonte: Desenvolvido pela autora.

Figura 21 – Distribuição de sólidos radial instantânea a 0,4 m acima do distribuidor para diferentes cilindros.



Fonte: Desenvolvido pela autora.

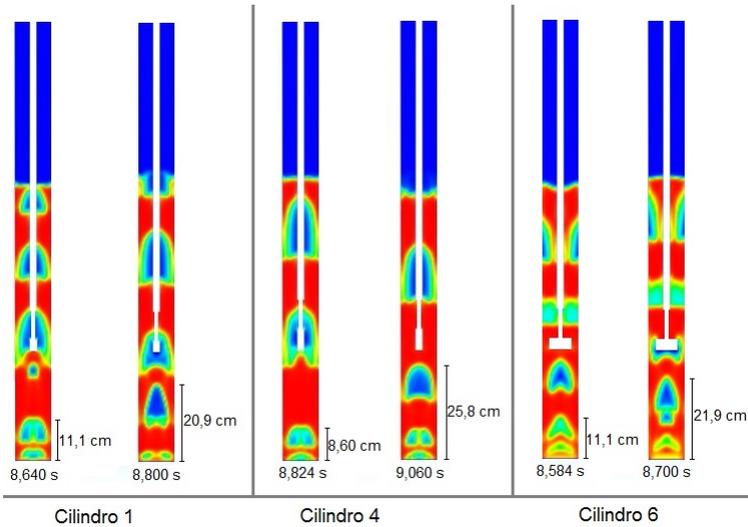
Na posição e tempo indicados no gráfico da Figura 20 não havia a passagem de nenhuma bolha nas simulações com os Cilindros 1 e 6. Isso explica o fato da fração de sólidos permanecer praticamente constante a valores próximos do empacotamento máximo. Para o Cilindro 4, a bolha estava terminando de passar por esta posição, assim a curva apresentada na Figura 20 representa o sulco formado na extremidade inferior da bolha.

A uma altura de 0,4 m acima do distribuidor, conforme mostrado na Figura 21, os Cilindros 1 e 2 apresentam um comportamento parecido de distribuição de sólidos, caracterizado por uma maior concentração de sólidos próxima a parede do leito. Nesta posição, o Cilindro 6 apresenta uma fração de sólidos regular, com valores intermediários, sem caracterizar bem as fases densa e diluta como ocorreu nos cilindros anteriores. O aumento no diâmetro da superfície correspondente aos Cilindros 5 e 6 resulta em dificuldades adicionais na interpretação dos resultados do estudo de sensibilidade, já que a área de passagem da bolha torna-se reduzida, causando um aumento na velocidade do gás nesta região.

Através da visualização das simulações transientes também foi possível calcular a velocidade de ascensão das bolhas, por meio do tempo e distância percorrida por esta. A Figura 22 apresenta a ascensão

de bolhas nos cilindros 1, 4 e 6, sendo que a Tabela 16 apresenta as velocidades calculadas para a ascensão das bolhas indicadas na Figura 22.

Figura 22 – Ascensão da bolha para os cilindros 1, 4 e 6.



Fonte: Desenvolvido pela autora.

Tabela 16 – Velocidade de ascensão da bolha para diferentes cilindros.

Cilindro	Velocidade de ascensão da bolha (m/s)
Cilindro 1	0,62
Cilindro 4	0,73
Cilindro 6	0,93

Fonte: Desenvolvido pela autora.

A velocidade de ascensão também apresenta valores mais distintos para o Cilindro 6, mostrando uma maior alteração na fluidodinâmica do leito para esta geometria antes mesmo da passagem das bolhas pela superfície. O diâmetro do Cilindro 6 representa uma grande parcela do diâmetro total do leito, fazendo com que o gás tenha uma área menor para sua passagem e, conseqüentemente, uma maior velocidade. A altura do cilindro não possui tanta influência nos parâmetros

fluidodinâmicos, pois além de representar uma parcela pequena da altura total do cilindro, há a presença da haste de polietileno que permanece inalterada para todos os casos e possui diâmetro similar ao da superfície agindo como um prolongamento desta.

Muitos trabalhos em nível computacional estudaram a influência de parâmetros como a velocidade do gás e tamanho das partículas no coeficiente de transferência de calor, porém não foi encontrado na literatura trabalhos relacionando este coeficiente com a geometria da superfície aquecida submersa. Swaij e Afgan (1986) verificaram através de fotos obtidas com raios-x a existência de uma camada nas proximidades da superfície submersa na qual a porosidade e a velocidade do gás são maiores, sendo que essas características dependem do formato da superfície. Essas estruturas do leito influenciam todos os fenômenos de transporte no leito, incluindo a transferência de calor (DI NATALE; LANCIA; NIGRO, 2008). Para provar esta influência foram calculados os coeficientes de transferência de calor médios para cada um dos cilindros após 5 s de simulação, conforma consta na Tabela 17.

Tabela 17 – Coeficiente de transferência de calor médio para diferentes cilindros.

Geometria	Coeficiente de transferência de calor médio ($W \cdot m^{-2} \cdot K^{-1}$)
Experimental	230,00
Cilindro 1	207,02
Cilindro 2	207,09
Cilindro 3	189,22
Cilindro 4	200,40
Cilindro 5	174,60
Cilindro 6	149,92

Fonte: Desenvolvido pela autora.

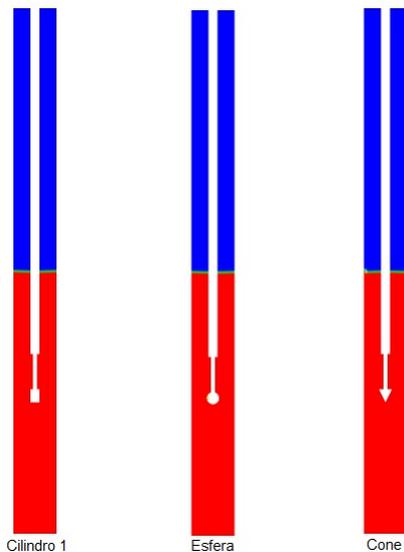
Os valores mostrados na Tabela 17 mostram que a modificação no diâmetro do cilindro provocou alterações mais significativas que o aumento na altura. Sundaesan e Kolar (2013) verificaram experimentalmente que um aumento na altura da superfície de troca térmica gerou uma redução no coeficiente de transferência de calor, o que condiz com os resultados encontrados. O resultado obtido com o Cilindro 3 foge da tendência dos resultados, o que pode ser indício de que a simulação não havia estabilizado completamente e tempos maiores de simulação são necessários. O aumento no diâmetro da geometria fez com que

houvesse uma área menor para a passagem do gás. Isto possivelmente causou uma redução na suspensão de sólidos nessa região devido ao aumento da fração de gás. Diversos autores apontaram a densidade de suspensão do sólidos como o principal fator de influência no coeficiente de transferência de calor (SUNDARESAN; KOLAR, 2013; PAGLIUSO; LOMBARDI; JR., 2000; FOX; GREWAL; MOEN, 1999; SHI; NICOLAI; REH, 1998; REDDY; NAG, 1997), o que explica a redução do coeficiente de transferência de calor para os cilindros com diâmetros maiores. Desta forma, a utilização de superfícies mais delgadas prova-se mais apropriada para processos de troca térmica em leitos fluidizados.

5.5.2 Estudo de caso 2: Influência da Geometria da Superfície Aquecida Submersa na Transferência de Calor entre Leito e Superfície

A Figura 23 mostra as geometrias utilizadas nesta seção, sendo que tanto o cilindro, quanto a esfera e o cone possuem as mesmas dimensões que as geometrias utilizadas por Di Natale, Lancia e Nigro (2007). Estas dimensões estão elencadas na Tabela 6.

Figura 23 – Geometrias usadas no estudo de caso 2.



Fonte: Desenvolvido pela autora.

Os coeficientes de transferência de calor médios para as três geometrias, após 5 s de simulação, foram calculados conforme consta na seção 4.2. A comparação dos resultados obtidos com dados experimentais é apresentada na Tabela 18.

Tabela 18 – Comparação dos coeficientes de transferência de calor médios para diferentes geometrias com os valores experimental de Di Natale, Lancia e Nigro (2007).

Geometria	Calculado ($\text{W}\cdot\text{m}^{-2}\cdot\text{K}^{-1}$)	Experimental ($\text{W}\cdot\text{m}^{-2}\cdot\text{K}^{-1}$)	Desvio
Cilindro 1	207,02	230	9,99 %
Esfera	242,48	260	6,74 %
Cone	223,87	250	10,45 %

Fonte: Desenvolvido pela autora.

Os resultados mostram que o modelo também pode ser utilizado para outras geometrias, já que os resultados encontrados por meio da

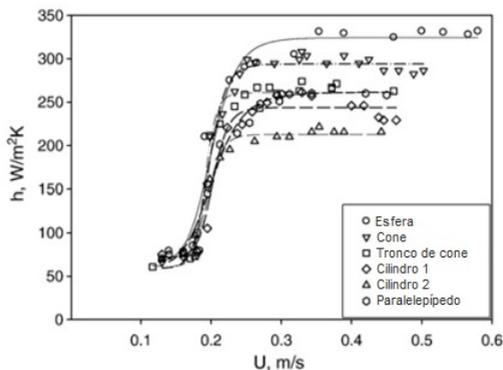
simulação com diferentes superfícies de troca térmica encontram desvios aceitáveis em relação aos resultados experimentais. Além disso, os resultados apontam que a utilização de uma esfera como superfície produz um maior coeficiente de transferência de calor no leito, ou seja, o calor é transferido com maior facilidade da esfera para o leito. Este fato provavelmente foi decorrente de a esfera proporcionar pouca alteração na hidrodinâmica do leito, sendo a passagem da bolha sobre esta superfície mais natural. Assim, a alta transferência de calor proporcionada pelo fenômeno de fluidização se mantém mais ativa para este caso.

A utilização de cilindros, que é a prática mais comum, produziu o menor coeficiente de transferência de calor, provavelmente por causar uma maior alteração no comportamento do leito. Outros parâmetros também devem ser considerados na escolha de uma superfície de transferência térmica, como a facilidade de construção, que no caso do cilindro é a mais simples. Além disso, deve-se investigar a posição do leito na qual será colocada a superfície. Isto também irá gerar diferenças neste fenômeno, pois a distribuição de sólidos varia ao longo do leito.

5.6 AVALIAÇÃO DOS EFEITOS DA VELOCIDADE SUPERFICIAL DO GÁS NA SIMULAÇÃO

Um modelo computacional robusto deve ser capaz de descrever uma variada gama de valores de parâmetros, a fim de ser usado de forma mais global possível. Para avaliar a capacidade do modelo proposto em representar diferentes regimes de fluidização, foram avaliadas diferentes velocidades superficiais do gás, apresentadas na Tabela 7. Este parâmetro também desempenha um reconhecido papel na transferência de calor, fazendo com que o coeficiente de transferência de calor inicie em valores mais baixos e cresça conforme a velocidade superficial do gás aumenta até atingir um valor estável, que independe da velocidade. Este comportamento é mostrado na Figura 24, obtida experimentalmente por Di Natale, Lancia e Nigro (2007), utilizando partículas de coríndon com 310 μm de diâmetro e variando a vazão de gás de fluidização de forma a cobrir todo o regime borbulhante e boa parte do regime *slugging*. O coeficiente de transferência de calor foi calculado a temperatura constante, pela potência do cartucho de aquecimento e pelas medições de temperatura do leito e da parede da superfície de troca térmica.

Figura 24 – Relação entre velocidade superficial do gás e coeficiente de transferência de calor (DI NATALE; LANCIA; NIGRO, 2007).



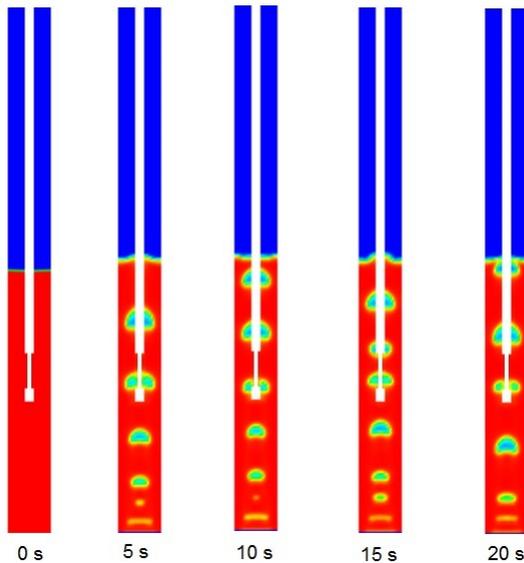
Fonte: DI NATALE, Lancia e Nigro (2007).

Na Figura 24 é possível ver que durante a fluidização incipiente o coeficiente de transferência de calor possui um crescimento acentuado conforme passa ao regime borbulhante. O fenômeno de transferência de calor em leitos fluidizados é definido pela concentração e troca de partículas na superfície. Em leitos borbulhantes, a circulação de partículas é determinada através do comportamento das bolhas. Quanto maiores e mais rápidas as bolhas, maior será o coeficiente de transferência de calor, pois, apesar de expor mais gás - que possui baixa condutividade térmica - à superfície de troca térmica, a velocidade destas bolhas é superior, gerando uma maior substituição das partículas na parede da superfície, e, assim, aumentando o coeficiente de transferência de calor. Este efeito é mais pronunciado na transição de fluidização incipiente para o borbulhamento do que o para a transição entre os regimes borbulhante e *slugging*, já que o comportamento entre os primeiros regimes apresenta diferenças mais enfáticas, assim, o crescimento do coeficiente de transferência de calor é mais proeminente para velocidades menores. A Figura 24 não capta o comportamento do regime turbulento, no qual o mecanismo de transferência de calor varia conforme as bolhas se tornam instáveis e a porosidade se torna mais homogênea. Porém, como apresentado por Stefanova et al. (2008), o coeficiente de transferência de calor atinge um máximo nesse regime devido à alta velocidade do gás que gera uma intensa troca de partículas na superfície, passando a ter uma diminuição moderada devido ao aumento da porosidade do leito com a velocidade superficial do gás.

5.6.1 Velocidade 1

A primeira velocidade escolhida para testar a capacidade do modelo na representação de outras condições de fluidização foi 0,22 m/s, equivalente a um regime borbulhante. A Figura 25 mostra a formação das bolhas conforme o avanço da simulação transiente.

Figura 25 – Fração volumétrica de sólidos para Velocidade 1.



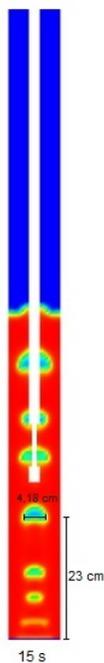
Fonte: Desenvolvido pela autora.

Apesar das bolhas apresentarem um formato condizente com o encontrado em processos reais, a distribuição destas permanece concentrada no centro do cilindro. Uma possível causa para este comportamento é a utilização de axissimetria na criação da geometria. Estudos tridimensionais devem ser realizados, pois a fluidização é conhecida como um fenômeno tridimensional. Apenas a utilização de uma geometria tridimensional, com o modelo proposto, poderia provar se o comportamento observado é resultante da utilização da axissimetria.

Para verificar se o modelo descreve corretamente a formação de bolhas no leito, o diâmetro da bolha formada pela simulação é com-

parado com o diâmetro calculado através da correlação de Hilligardt e Werther (1986). A Figura 26 mostra o diâmetro da bolha observado em 15 s de simulação, enquanto que a Tabela 19 compara os resultados observado e calculado através da correlação indicada.

Figura 26 – Diâmetro de bolha para Velocidade 1.



Fonte: Desenvolvido pela autora.

Tabela 19 – Diâmetro de bolha observado na simulação e calculado pela correlação de Hilligardt e Werther (1986), para Velocidade 1.

Simulação	Correlação de Hilligardt e Werther (1986)	Desvio
4,18 cm	4,71 cm	11,3 %

Fonte: Desenvolvido pela autora.

O resultado obtido com a correlação de Hilligardt e Werther (1986) está bastante próximo do diâmetro observado, concluindo-se que

o modelo é capaz de descrever corretamente a formação da bolha para esta condição. A correlação utilizada foi desenvolvida com dados referentes ao regime borbulhante, devido a isso descreve melhor a bolha para esta velocidade, diferentemente do que ocorreu na seção anterior, onde houve uma super predição do diâmetro de bolha.

Conforme a Figura 24 mostra, o coeficiente de transferência de calor deve aumentar em velocidade mais altas, até estabilizar. Para verificar se o modelo representa esta tendência foi calculado o coeficiente de transferência de calor médio, após 5 s de simulação. A Tabela 20 compara os resultados obtidos com as velocidade superficiais de gás de 0,22 e 0,45 m/s.

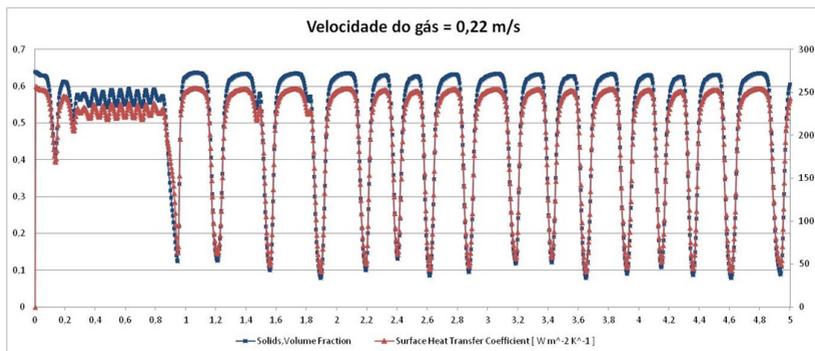
Tabela 20 – Comparação do coeficiente de transferência de calor médio para Velocidade 1.

Velocidade superficial do gás	Coefficiente de transferência de calor médio
0,22 m/s	198,18 $\text{W}\cdot\text{m}^{-2}\cdot\text{K}^{-1}$
0,45 m/s	207,02 $\text{W}\cdot\text{m}^{-2}\cdot\text{K}^{-1}$

Fonte: Desenvolvido pela autora.

O modelo tem êxito em prever a tendência observada para o coeficiente de transferência de calor, sendo que uma velocidade inferior, representando uma condição de borbulhamento, apresenta um coeficiente de transferência de calor inferior. Este parâmetro está diretamente relacionado à distribuição de sólidos local, conforme apresenta a Figura 27. Nela é possível observar que as flutuações deste coeficiente acompanham as flutuações de sólidos, representadas pela passagem de bolhas (picos de baixa fração de sólidos). Esta figura também representa as instabilidades do início da simulação, que acarretaram na decisão de realizar médias temporais com a exclusão dos resultados para os primeiros segundos de simulação. Após os segundos iniciais as flutuações mantiveram uma periodicidade constante, desta forma apenas os primeiros 5 s são mostrados, a fim de que a figura fique mais clara.

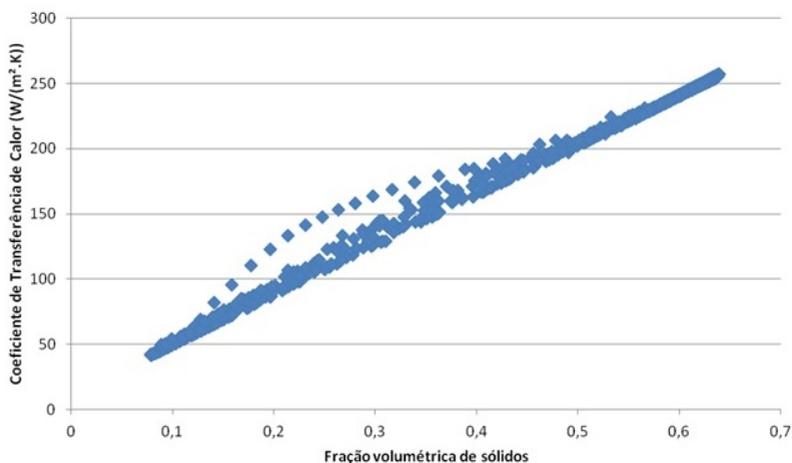
Figura 27 – Fração volumétrica de sólidos e coeficiente de transferência de calor para Velocidade 1.



Fonte: Desenvolvido pela autora.

A Figura 27 mostra um íntima relação entre a fração volumétrica e sólidos e o coeficiente de transferência de calor. Em virtude disso, foi elaborada a Figura 28, que mostra que esses parâmetros possuem uma relação praticamente linear.

Figura 28 – Fração volumétrica de sólidos e coeficiente de transferência de calor para Velocidade 1.



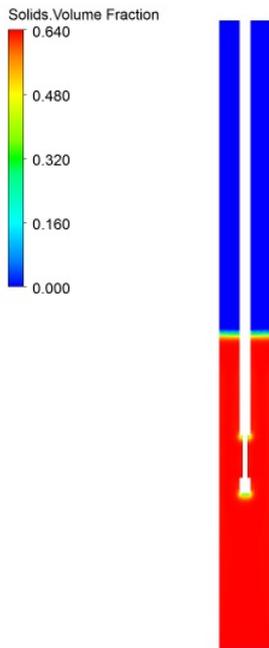
Fonte: Desenvolvido pela autora.

A Figura 28 confirma que o modelo de transferência de calor de Gunn (1978) depende fortemente da porosidade. Desta forma, a transferência de calor da superfície para o leito é avaliada quase que exclusivamente em razão da concentração de sólidos na superfície, sendo que o efeito da frequência de substituição de partículas na parede, que representa um importante mecanismo de troca térmica em leitos fluidizados, não é exposto na correlação citada.

5.6.2 Velocidade 2

Para o caso em estudo, uma velocidade superficial de gás de 0,15 m/s equivale a uma condição de fluidização iminente, ou seja, uma condição na qual o leito apresenta porosidade constante e uma pequena expansão. A Figura 29 mostra que o modelo falha em apresentar esse comportamento. Durante todo o tempo de simulação o sistema apresentou-se inalterado, com uma faixa de maior porosidade ao redor da superfície de troca térmica, o que não ocorre fisicamente.

Figura 29 – Fração volumétrica de sólidos para Velocidade 2.



Fonte: Desenvolvido pela autora.

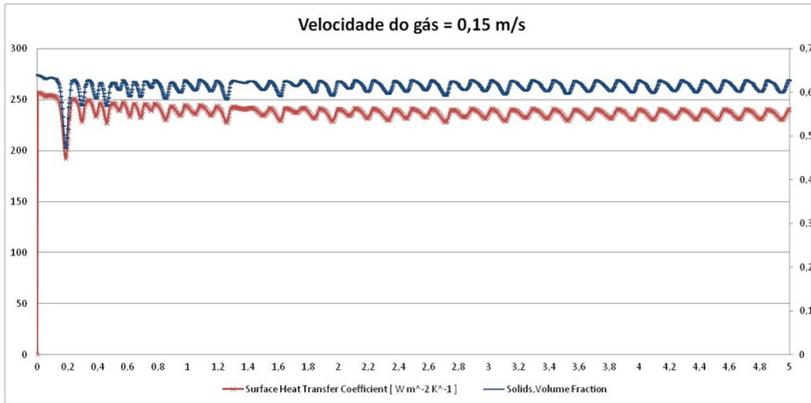
A Tabela 21 mostra o coeficiente de transferência de calor médio obtido nesta condição e a Figura 30 mostra as flutuações de coeficiente de transferência de calor e fração de sólidos no mesmo ponto, para os primeiros 5 s de simulação.

Tabela 21 – Comparação do coeficiente de transferência de calor médio para diferentes velocidade do gás.

Velocidade superficial do gás	Número de Reynolds da partícula	Coefficiente de transferência de calor médio
0,15 m/s	4,98	235,55 W·m ⁻² ·K ⁻¹
0,22 m/s	7,31	198,18 W·m ⁻² ·K ⁻¹
0,45 m/s	14,95	207,02 W·m ⁻² ·K ⁻¹

Fonte: Desenvolvido pela autora.

Figura 30 – Fração volumétrica de sólidos e coeficiente de transferência de calor para Velocidade 2.



Fonte: Desenvolvido pela autora.

A comparação dos resultados presentes na Tabela 21, com a tendência apresentada na Figura 24, mostra que o modelo falha em prever a transferência de calor numa condição de velocidade superficial do gás de 0,15 m/s. Velocidades inferiores deveriam produzir coeficientes de transferência de calor menores, provando que este modelo não deve ser utilizado para velocidades muito baixas do gás. As Figuras 27 e 30 mostram que o coeficiente de transferência de calor acompanha a tendência da distribuição de sólidos local, sendo que uma maior concentração de sólidos no ponto em que está a sonda gera valores mais elevados para o coeficiente.

Durante todo o tempo da simulação a concentração de sólidos ao redor da superfície de troca térmica é próxima do valor de empacotamento máximo (0,64), apresentando pequenas variações. Isso faz com que o coeficiente de transferência de calor também permaneça próximo a um valor máximo, pois a condutividade térmica da fase sólida é maior. Caso o modelo tivesse descrito corretamente esta condição, o leito teria uma fração de sólidos com valor inferior ao do empacotamento máximo, resultando em menores valores para o parâmetro em estudo.

Os resultados também mostram que o modelo de Gunn (1978) é extremamente dependente dos valores de porosidade do leito, sendo a transferência de calor descrita por este modelo completamente dependente deste parâmetro. Assim, o teste de outros modelos se mostra bastante significativo nesta condição e deverá ser realizado no futuro,

visto que, devido à restrições de tempo, este teste não pôde ser efetuado neste trabalho.

A transferência de calor em leitos fluidizados através de técnicas da fluidodinâmica computacional é um campo de pesquisa bastante vasto, que ainda possui diversas questões a serem elucidadas. Este trabalho visou contribuir com esta importante área de conhecimento ao apresentar um estudo que ainda não havia sido realizado em nível computacional. A configuração obtida através do estudo de diferentes parâmetros (modelo de arraste, coeficiente de especularidade e modelo de turbulência) apresentou ótimos resultados quando comparados com dados experimentais, o que possibilitou a ampliação do estudo para diferentes superfícies de troca térmica. Esta configuração também foi capaz de prever com eficácia a tendência de diminuição do coeficiente de transferência de calor com a velocidade do gás, para uma velocidade de 0,22 m/s, porém falhou na representação do sistema para a velocidade do gás de 0,15 m/s. Isto reforça a necessidade de verificação da abrangência de modelos computacionais, prática que muitas vezes não é realizada.

6 CONCLUSÃO

A simulação computacional de leitos fluidizados ainda é um campo desafiador da engenharia, tendo em vista os complexos fenômenos que ocorrem no interior deste equipamento e a extensiva quantidade de parâmetros que o influenciam. O desenvolvimento de modelos computacionais baseia-se na validação frente a dados experimentais, através da qual definiu-se o modelo de arraste de Gidaspow e modelo de turbulência *RNG* $\kappa - \epsilon$ disperso como os mais adequados para o caso em estudo. Também foi verificada a influência que o coeficiente de especularidade, referente à condição de contorno na parede, apresenta no coeficiente de transferência de calor. Foi definido que o melhor valor para esse parâmetro no caso em estudo é 0,1. Com isso foi possível investigar os efeitos causados por diferentes geometrias de superfície de troca térmica no coeficiente de transferência de calor entre leito e superfície. Foi constatado que a variação destas geometrias acarretou em modificações na fluidodinâmica do processo, que influenciou diretamente o parâmetro em estudo através da distribuição da fração de sólidos no leito. O aumento nas dimensões do cilindro de troca térmica gerou uma redução no coeficiente de transferência de calor, sendo que este efeito foi mais pronunciado para o aumento no diâmetro da geometria, fato que acarretou na diminuição da área de passagem da bolha com a conseqüente queda da fração de sólidos na região. Também foi observado que uma geometria esférica apresenta o maior valor de coeficiente de troca térmica, enquanto o cilindro apresenta o menor. Ao testar o modelo para velocidades mais baixas de entrada do gás foi constatado que este ainda é capaz de descrever o regime borbulhante, porém falhou em reproduzir uma fluidização a baixa velocidade, provando que é imprescindível a investigação da abrangência do modelo para que se tenha cautela na utilização de modelos computacionais, de forma que estes não sejam utilizados para faixas de parâmetros além da sua capacidade de reprodução.

7 SUGESTÕES PARA TRABALHOS FUTUROS

- Realização de simulações com geometria tridimensionais, já que a fluidização é um fenômeno conhecidamente tridimensional;
- Utilização de outro modelo de transferência de calor para comparação com o modelo de Gunn (1978);
- Ampliação do modelo computacional para partículas de diferentes classes de Geldart (1973);
- Investigação da transferência de calor e mistura em sistemas com partículas de diferentes diâmetros e materiais;
- Comparação dos resultados obtidos com a teoria cinética dos escoamentos granulares e outras abordagens;
- Realização de experimentos confiáveis para obtenção de dados referentes tanto a fluidodinâmica quanto a transferência de calor para validação do modelo; aplicação de filtros para os resultados experimentais a fim de viabilizar a comparação com dados computacionais, a exemplo de Yusuf, Halvorsen e Melaaen (2012).

REFERÊNCIAS

ABID, B. A.; ALI, J. M.; ALZUBAIDI, A. A. Heat transfer in gas-solid fluidized bed with various heater inclinations. **International Journal of Heat and Mass Transfer**, v. 54, n. 9 – 10, p. 2228 – 2233, 2011.

AGRAWAL, K. et al. The role of meso-scale structures in rapid gas-solid flows. **Journal of Fluid Mechanics**, v. 445, p. 151 – 185, 2001.

ALTANTZIS, C.; BATES, R. B.; GHONIEM, A. F. 3D eulerian modeling of thin rectangular gas-solid fluidized beds: Estimation of the specular coefficient and its effects on bubbling dynamics and circulation times. **Powder Technnology**, v. 270, p. 256 – 270, 2015.

ANDREUX, R. et al. Hydrodynamic and solid residence time distribution in a circulating fluidized bed: Experimental and 3D computational study. **Chemical Engineering and Processing**, v. 47, p. 463 – 473, 2008.

ANDREWS, A. T.; LOEZOS, P. N.; SUNDARESAN, S. Coarse-grid simulation of gas-particle flows in vertical risers. v. 44, p. 6022 – 6037, 2005.

ARMSTRONG, L.; GU, S.; LUO, K. Study of wall-to-bed heat transfer in a bubbling fluidised bed using the kinetic theory of granular flow. **International Journal of Heat and Mass Transfer**, v. 53, n. 21-22, p. 4949 – 4959, 2010.

ASEGEHEGN, T. W.; SCHREIBER, M.; KRAUTZ, H. J. Numerical simulation and experimental validation of bubble behavior in 2D gas-solid fluidized beds with immersed horizontal tubes. **Chemical Engineering Science**, v. 66, p. 5410 – 5427, 2011.

ASKARISHAHI, M.; SALEHI, M.-S.; DEHKORDI, A. M. Numerical investigation on the solid flow pattern in bubbling gas-solid fluidized beds: Effects of particle size and time averaging. **Powder Technology**, v. 264, n. 0, p. 466 – 476, 2014.

AZADI, M. Multi-fluid eulerian modeling of limestone particles elutriation from a binary mixture in a gas-solid fluidized bed.

Journal of Industrial and Engineering Chemistry, v. 17, n. 2, p. 229 – 236, 2011.

BASU, P. Heat transfer in high temperature fast fluidized beds. **Chemical Engineering Science**, v. 45, n. 10, p. 3123 – 3136, 1990.

BEETSTRA, R. **Drag force in random arrays of mono- and bidisperse spheres**. Tese (Doutorado) — Universiteit Twente, Holanda, 2005.

BEETSTRA, R.; HOEF, M. A. van der; KUIPERS, J. A. M. Drag force of intermediate reynolds number flow past mono- and bidisperse arrays of spheres. **AIChE Journal**, v. 53, p. 489 – 501, 2007.

BEHJAT, Y.; SHAHHOSSEINI, S.; HASHEMABADI, S. H. CFD modeling of hydrodynamic and heat transfer in fluidized bed reactors. **International Communications in Heat and Mass Transfer**, v. 35, n. 3, p. 357 – 368, 2008.

BENYAHIA, S.; SYAMLAL, M.; O'BRIEN, T. J. Study of the ability of multiphase continuum models to predict core-annulus flow. **AIChE Journal**, v. 53, p. 2549 – 2568, 2007.

BENZARTI, S. et al. Simulation of gas-solid turbulent fluidized bed hydrodynamic. In: **The 14th International Conference on Fluidization - From Fundamentals to Products**. [S.l.: s.n.], 2013.

BROWN, S. L.; LATTIMER, B. Y. Transient gas-to-particle heat transfer measurements in a spouted bed. **Experimental Thermal and Fluid Science**, v. 44, n. 0, p. 883 – 892, 2013.

CHALERMSINSUWAN, B. et al. Computational fluid dynamics of circulating fluidized bed downer: Study of modeling parameters and system hydrodynamic characteristics. **Chemical Engineering Journal**, v. 189 – 190, p. 314 – 335, 2012.

CHALERMSINSUWAN, B.; PRAJONGKAN, Y.; PIUMSOMBOON, P. Three-dimensional CFD simulation of the system inlet and outlet boundary condition effects inside a high solid particle flux circulating fluidized bed riser. **Powder Technology**, v. 245, p. 80 – 93, 2013.

CHANG, J. et al. CFD modeling of particle-particle heat transfer in dense gas-solid fluidized beds of binary mixture. **Powder Technology**, v. 217, p. 50 – 60, 2012.

CHANG, J.; YANG, S.; ZHANG, K. A particle-to-particle heat transfer model for dense gas-solid fluidized bed of binary mixture. **Chemical Engineering Research and Design**, v. 89, n. 7, p. 894 – 903, 2011.

CHIESA, M. et al. 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.

COOPER, S.; CORONELLA, C. J. CFD simulations of particle mixing in a binary fluidized bed. **Powder Technology**, v. 151, p. 27 – 36, 2005. Selected papers from the 3b Panel at the 2003 AIChE Meeting in San Francisco.

CORNELISSEN, J. T. et al. CFD modelling of a liquid-solid fluidized bed. **Chemical Engineering Science**, v. 62, p. 6334 – 6348, 2007.

CROWE, C. T. **Multiphase Flow Handbook**. [S.l.]: CRC Press, 2006. 1156 p.

DEB, S.; TAFTI, D. K. Two and three dimensional modeling of fluidized bed with multiple jets in a DEM-CFD framework. **Particuology**, v. 16, n. 0, p. 19 – 28, 2014.

DI NATALE, F.; LANCIA, A.; NIGRO, R. Surface-to-bed heat transfer in fluidised beds: Effect of surface shape. **Powder Technology**, v. 174, n. 3, p. 75 – 81, 2007.

DI NATALE, F.; LANCIA, A.; NIGRO, R. A single particle model for surface-to-bed heat transfer in fluidized beds. **Powder Technology**, v. 2008, p. 68 – 78, 2008.

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

EBERT, T.; GLICKSMAN, L.; LINTS, M. Determination of particle and gas convective heat transfer components in a circulating fluidized bed. **Chemical Engineering Science**, v. 48, n. 12, p. 2179 – 2188, 1993.

ERGUN, S. Flow through packed columns. **Chemical Engineering Progress**, v. 48, p. 89 – 94, 1952.

FARSHID, V. et al. CFD simulation of gas-solid bubbling fluidized bed: a new method for adjusting drag law. **Canadian Journal of Chemical Engineering**, v. 87, p. 19 – 30, 2009.

FLUENT. **version 14.0 Theory Guide**. [S.l.], 2011.

FOX, W.; GREWAL, N.; MOEN, D. Wall-to-bed heat transfer in circulating fluidized beds. **International Communications in Heat and Mass Transfer**, v. 26, n. 4, p. 499 – 508, 1999.

GAO, X. et al. Experimental and numerical investigation of solid behavior in a gas-solid turbulent fluidized bed. **Powder Technology**, v. 228, p. 1 – 13, 2012.

GELDART, D. Types of gas fluidisation. **Powder Technology**, v. 7, p. 285 – 292, 1973.

GIDASPOW, D. Hydrodynamics of fluidization and heat transfer: supercomputer modeling. **Applied Mechanics Reviews**, v. 39, p. 1 – 23, 1986.

GIDASPOW, D. **Multiphase flow and fluidization: Continuum and kinetic theory descriptions**. [S.l.]: Academic Press, 1994.

GIDASPOW, D.; LU, H. A comparison of gas-solid and liquid-solid fluidization using kinetic theory and statistical mechanics. In: **Fan, L.-S., Knowlton, T.M. (Eds.), Fluidization IX. Engineering Foundation, New York**. [S.l.: s.n.], 1998. p. 661 – 668.

GUNN, D. J. Transfer of heat or mass to particles in fixed and fluidised beds. **International Journal of Heat and Mass Transfer**, v. 21, p. 467 – 476, 1978.

HARTGE, E. et al. CFD-simulation of a circulating fluidized bed riser. **Particuology**, v. 7, p. 283 – 296, 2009.

HILL, R.; KOCH, D.; LADD, A. The first effects of fluid inertia on flows in ordered and random arrays of spheres. **Journal of Fluid Mechanics**, v. 448, p. 213 – 241, 2001.

HILL, R.; KOCH, D.; LADD, A. Moderate-reynolds-number flows in ordered and random arrays of spheres. **Journal of Fluid Mechanics**, v. 448, p. 243 – 278, 2001.

HILLIGARDT, K.; WERTHER, J. Local bubble gas holdup and expansion of gas-solid fluidized beds. **German Chemical Engineering**, v. 9, p. 215 – 221, 1986.

HOEF, M. V. der; BEETSTRA, R.; KUIPERS, J. Lattice-boltzmann simulations of low reynolds number flow past mono- and bidisperse arrays of spheres: results for the permeability and drag force. **Journal of Fluid Mechanics**, v. 528, p. 233 – 254, 2005.

KALITA, P.; MAHANTA, P.; SAHA, U. K. Some studies on wall-to-bed heat transfer in a pressurized circulating fluidized bed unit. In: . [S.l.: s.n.], 2013. v. 56, n. 0, p. 163 – 172. 5th BSME International Conference on Thermal Engineering.

KALLIO, S.; PELTOLA, J.; NIEMI, T. Modeling of the time-averaged gas-solid drag force in a fluidized bed based on results from transient 2D eulerian-eulerian simulations. **Powder Technology**, v. 261, n. 0, p. 257 – 271, 2014.

KAMIEN, R. D.; LIU, A. J. Why is random close packing reproducible? **Physical Review Letters**, v. 99, p. 155501, 2007.

KIM, S. W.; KIM, S. D. Heat transfer characteristics in a pressurized fluidized bed of fine particles with immersed horizontal tube bundle. **International Journal of Heat and Mass Transfer**, v. 64, n. 0, p. 269 – 277, 2013.

KONG, L.; ZHANG, C.; ZHU, J. Evaluation of the effect of wall boundary conditions on numerical simulations of circulating fluidized beds. **Particuology**, v. 13, p. 114 – 123, 2014.

KU, X.; LI, T.; LÅS, T. Influence of drag force correlations on periodic fluidization behavior in eulerian-lagrangian simulation of a bubbling fluidized bed. **Chemical Engineering Science**, v. 95, n. 0, p. 94 – 106, 2013.

KUNII, D.; LEVENSPIEL, O. **Fluidization Engineering**. [Boston]: Butterworth-Heinemann, 1991.

LI, T.; BENYAHIA, S. Evaluation of wall boundary condition parameters for gas-solids fluidized bed simulations. **AIChE Journal**, v. 59, p. 3624 – 3632, 2013.

LI, T.; GRACE, J.; BI, X. Study of wall boundary condition in numerical simulations of bubbling fluidized beds. **Powder Technology**, v. 203, p. 447 – 457, 2010.

LOHA, C.; CHATTOPADHYAY, H.; CHATTERJEE, P. K. Effect of coefficient of restitution in euler-euler CFD simulation of fluidized-bed hydrodynamics. **Particuology**, v. 15, n. 0, p. 170 – 177, 2014. Energy storage: Materials and processes.

LUN, C. K. K. et al. Kinetic theories for granular flow: inelastic particles in couette flow and slightly inelastic particles in a general flowfield. **Journal of Fluid Mechanics**, v. 140, p. 223 – 256, 1984.

MASOUMIFARD, N. et al. Investigation of heat transfer between a horizontal tube and gas-solid fluidized bed. **International Journal of Heat and Fluid Flow**, v. 29, n. 5, p. 1504 – 1511, 2008.

MATSEN, J.; HOVMAND, S.; DAVIDSON, J. Expansion of fluidized beds in slug flow. **Chemical Engineering Science**, v. 24, p. 1743 – 1754, 1969.

MCKEEN, T.; PUGSLEY, T. Simulation and experimental validation of a freely bubbling bed of FCC catalyst. **Powder Technology**, v. 129, p. 139 – 152, 2003.

PAGLIUSO, J. D.; LOMBARDI, G.; JR., L. G. Experiments on the local heat transfer characteristics of a circulating fluidized bed. **Experimental Thermal and Fluid Science**, v. 20, n. 3 – 4, p. 170 – 179, 2000.

PANDAY, R. et al. Challenge problem: 1. model validation of circulating fluidized beds. **Powder Technology**, v. 258, n. 0, p. 370 – 391, 2014.

PATIL, A. V. et al. Modeling bubble heat transfer in gas-solid fluidized beds using DEM. **Chemical Engineering Science**, v. 105, n. 0, p. 121 – 131, 2014.

PEI, P.; ZHANG, K.; WEN, D. Comparative analysis of CFD models for jetting fluidized beds: The effect of inter-phase drag force. **Powder Technology**, v. 221, p. 114 – 122, 2012.

PEPIOT, P.; DESJARDINS, O. Numerical analysis of the dynamics of two- and three-dimensional fluidized bed reactors using an euler-lagrange approach. **Powder Technology**, v. 220, n. 0, p. 104 – 121, 2012. Selected Papers from the 2010 NETL Multiphase Flow Workshop.

REDDY, B.; NAG, P. Axial and radial heat transfer studies in a circulating fluidized bed. **International Journal of Energy Research**, v. 21, p. 1109 – 1122, 1997.

REUGE, N.; CADORET, L.; CAUSSAT, B. Multifluid eulerian modelling of a silicon fluidized bed chemical vapor deposition process: Analysis of various kinetic models. **Chemical Engineering Journal**, v. 148, n. 2 – 3, p. 506 – 516, 2009.

RICHARDSON, J. F.; ZAKI, W. N. Sedimentation and fluidization: Part i. **Transactions of the Institution of Chemical Engineers**, p. 35 – 53, 1954.

SCHAEFFER, D. G. Instability in the evolution equations describing incompressible granular flow. **Journal of Differential Equations**, v. 66, p. 19 – 50, 1987.

SCHMIDT, A.; RENZ, U. Eulerian computation of heat transfer in fluidized beds. **Chemical Engineering Science**, v. 54, p. 5515 – 5522, 1999.

SCHMIDT, A.; RENZ, U. Numerical prediction of heat transfer in fluidized beds by a kinetic theory of granular flows. **International Journal of Thermal Sciences**, v. 39, n. 9-11, p. 871 – 885, 2000.

SHAH, S. et al. CFD simulations of gas-solid flow in an industrial-scale circulating fluidized bed furnace using subgrid-scale drag models. **Particuology**, n. 0, p. –, 2014.

SHI, D.; NICOLAI, R.; REH, L. Wall-to-bed heat transfer in circulating fluidized beds. **Chemical Engineering and Processing: Process Intensification**, v. 37, n. 4, p. 287 – 293, 1998.

SHUAI, W. et al. Hydrodynamics of gas-solid risers using cluster structure-dependent drag model. **Powder Technology**, v. 254, n. 0, p. 214 – 227, 2014.

SHUAI, W. et al. Multi-scale heat transfer in fluidized bed reactors by eulerian CFD modeling. **Fuel**, v. 139, n. 0, p. 646 – 651, 2015.

STEFANOVA, A. et al. Heat transfer from immersed vertical tube in a fluidized bed of group a particles near the transition to the turbulent fluidization flow regime. **International Journal of Heat and Mass Transfer**, v. 51, n. 7 – 8, p. 2020 – 2028, 2008.

SUNDARESAN, R.; KOLAR, A. K. Axial heat transfer correlations in a circulating fluidized bed riser. **Applied Thermal Engineering**, v. 50, n. 1, p. 985 – 996, 2013.

SWAAIJ, W. P. M. van; AFGAN, N. **Heat And Mass Transfer In Fixed And Fluidized Beds**. [S.l.]: CRC Press, 1986. 732 p.

SYAMLAL, M.; O'BRIEN, T. Computer simulation of bubbles in a fluidized bed. **AIChE Symp. Ser.**, v. 85, p. 22 – 31, 1989.

TAGHIPOUR, F.; ELLIS, N.; WONG, C. Experimental and computational study of gas-solid fluidized bed hydrodynamics. **Chemical Engineering Science**, v. 60, n. 24, p. 6857 – 6867, 2005.

TANAKA, M.; KAWAIDE, A.; MATSUNO, R. Cultivation of microorganisms in an air-solid fluidized bed fermentor with agitators. **Biotechnology Bioengineering**, v. 28, p. 1294 – 1301, 1986.

VERMA, V. et al. Two-fluid modeling of three-dimensional cylindrical gas-solid fluidized beds using the kinetic theory of granular flow. **Chemical Engineering Science**, v. 102, n. 0, p. 227 – 245, 2013.

WANG, Q. et al. Numerical study of gas-solid flow in a coal beneficiation fluidized bed using kinetic theory of granular flow. **Fuel Processing Technology**, v. 111, n. 0, p. 29 – 41, 2013.

WANG, S. et al. Computational fluid dynamics of riser using kinetic theory of rough spheres. **Powder Technology**, v. 228, p. 56 – 68, 2012.

WEN, Y. C.; YU, Y. H. A generalized method for predicting the minimum fluidization velocity. **AIChE Journal**, v. 12, p. 610 – 612, 1966b.

WINAYA, N. S.; BASU, P. Effect of pressure and carbon dioxide concentration on heat transfer at high temperature in a pressurized circulating fluidized bed (PCFB) combustor. **International Journal of Heat and Mass Transfer**, v. 44, n. 15, p. 2965 – 2971, 2001.

WU, G. et al. Lagrangian-eulerian simulation of slugging fluidized bed. **Particuology**, v. 10, n. 1, p. 72 – 78, 2012.

XIONG, Q.; KONG, S. Modeling effects of interphase transport coefficients on biomass pyrolysis in fluidized beds. **Powder Technology**, v. 262, p. 96 – 105, 2014.

XUE, Q.; FOX, R. Multi-fluid CFD modeling of biomass gasification in polydisperse fluidized-bed gasifiers. **Powder Technology**, v. 254, n. 0, p. 187 – 198, 2014.

YANG, W. **Handbook of Fluidization and Fluid-Particle Systems**. [S.l.]: CRC Press, 2003. 1868 p.

YIN, S. et al. Modeling on the hydrodynamics of pressurized high-flux circulating fluidized beds (PHFCFBs) by Eulerian-Lagrangian approach. **Powder Technology**, v. 259, n. 0, p. 52 – 64, 2014.

YUSUF, R.; HALVORSEN, B.; MELAAEN, M. C. An experimental and computational study of wall to bed heat transfer in a bubbling gas-solid fluidized bed. **International Journal of Multiphase Flow**, v. 42, p. 9 – 23, 2012.

YUSUF, R.; MELAAEN, M. C.; MATHIESEN, V. CFD modeling of heat transfer in gas fluidized beds. In: **Fourth International Conference on CFD in the Oil and Gas, Metallurgical Process Industries**. [S.l.: s.n.], 2005.

ZHONGHUA, W.; MUJUMDAR, A. S. CFD modeling of the gas-particle flow behavior in spouted beds. **Powder Technology**, v. 183, n. 2, p. 260 – 272, 2008.

ZHOU, H. et al. Predicting heavy metal vaporization dynamics in a circulating fluidized bed riser by a lagrangian approach. **Powder Technology**, v. 146, n. 1 – 2, p. 20 – 31, 2004.

ZHOU, X. et al. Effect of wall boundary condition on CFD simulation of cfb risers. **Particuology**, v. 11, p. 556 – 565, 2013.

ZHU, L. S. F. and C. **Principles of Gas-Solid Flows**. [S.l.]: Cambridge University Press, 2005. 576 p.