



UNIVERSIDADE FEDERAL DO RIO GRANDE
ESCOLA DE QUÍMICA E DE ALIMENTOS
PROGRAMA DE PÓS-GRADUAÇÃO EM ENGENHARIA QUÍMICA

ESTUDO DA TRANSFERÊNCIA DE CALOR EM LEITO
FLUIDIZADO: ANÁLISE NUMÉRICA E EXPERIMENTAL

NATHALIA CAMACHO LUZ

PROF. DR. CEZAR AUGUSTO DA ROSA

Orientador

RIO GRANDE, RS

2015

UNIVERSIDADE FEDERAL DO RIO GRANDE
ESCOLA DE QUÍMICA E DE ALIMENTOS
PROGRAMA DE PÓS-GRADUAÇÃO EM ENGENHARIA QUÍMICA

ESTUDO DA TRANSFERÊNCIA DE CALOR EM LEITO
FLUIDIZADO: ANÁLISE NUMÉRICA E EXPERIMENTAL

NATHALIA CAMACHO LUZ

Dissertação apresentada
como parte dos
requisitos para obtenção
do título de mestre em
Engenharia Química

PROF. DR. CEZAR AUGUSTO DA ROSA

Orientador

RIO GRANDE, RS

2015

AGRADECIMENTOS

Primeiramente agradeço a Deus e meus guias que sempre me conduzem pelo caminho do bem para que eu possa alcançar meus objetivos com orgulho.

Agradeço a minha mãe, Denise, que é meu exemplo, sempre me ensinou a lutar e não desistir mesmo nos momentos mais turbulentos.

Agradeço a minha avó, minha segunda mãe, Daizi, pelo carinho e por nunca me desamparar.

Agradeço ao meu orientador, Cezar, pelo apoio, paciência e puxões de orelha, que permitiram o desenvolvimento de um bom trabalho.

Agradeço a professora Vanessa pelas palavras de incentivo nos momentos de desânimo.

Agradeço as minhas amigas e colegas do laboratório TFC, Mônica e Fran, pelas contribuições ao trabalho e principalmente pelos momentos de descontração, e também a colega Sabrina, que apesar de não estar junto, se fez sempre presente.

Agradeço aos técnicos do laboratório de Operações Unitárias pelo suporte.

Agradeço ao professor André por ceder o material que possibilitou a realização da parte experimental.

Agradeço a CAPES pelo auxílio financeiro para aquisição dos equipamentos.

Finalizando, agradeço a todos que de alguma forma se fizeram presente nesse período e contribuíram com o meu crescimento pessoal e profissional.

RESUMO

O leito fluidizado está presente na maioria das indústrias devido a sua multifuncionalidade, portanto o entendimento dos fenômenos complexos que ocorrem durante a operação desse equipamento, como a transferência de calor, é de fundamental importância para o aperfeiçoamento do mesmo. Dentro desse contexto, a transferência de calor em leito fluidizado foi abordada através de análises experimentais e numéricas. As análises experimentais permitiram a avaliação da influência de parâmetros, como velocidade e temperatura do gás de entrada, na transferência de calor do sistema, além de fornecerem dados úteis para as análises numéricas, análises essas que foram realizadas com os objetivos de validar e ajustar modelos térmicos permitindo, assim, uma boa previsão da transferência de calor do sistema e a otimização do leito fluidizado desde seu projeto. Nos ensaios experimentais foram coletados dados de temperatura através de termopares localizados esquematicamente na coluna de leito fluidizado. Tais termopares, juntamente com transdutores utilizados na calibração da placa de orifício e obtenção de dados da queda de pressão do leito, estavam conectados a um sistema de aquisição de dados que permitiu, através do software LabVIEW 8.5, a coleta das informações de temperatura e pressão. Os dados de temperatura e velocidade mostram que ambos os parâmetros tem influência no equilíbrio térmico do sistema, sendo que a velocidade tem influência mais significativa, o que já era esperado visto que o coeficiente térmico é proporcional ao número de Reynolds. As análises numéricas foram resolvidas no software Fluent 14.5 com base na técnica CFD com abordagem Euleriana. Foram simuladas as condições operacionais dos experimentos realizados nesse trabalho e também das condições operacionais dos experimentos de Rizzi (2008). Três modelos térmicos convectivos, de Gunn (1978), Li e Mason (2000) e Palancz (1982) e dois condutivos, Hsiau e Hunt (1993) e Kuipers *et al.* (1992) foram avaliados. As análises numéricas mostraram que os modelos condutivos não têm influência significativa no perfil de temperatura do leito quando comparado aos convectivos, dentre esses o que apresentou melhor comportamento, apesar de superestimar o coeficiente de transferência de calor, foi o de Gunn (1978). Portanto esse modelo foi ajustado a fim de melhor sua previsão, para isso foram simulados três ajustes onde apenas um apresentou resultados próximos aos experimentais.

Palavras chave: leito fluidizado; transferência de calor; fluidodinâmica; CFD

ABSTRACT

The fluidized bed is present in most industries due to its multifunctionality. So, the understanding of complex phenomena that occur during the operation of this equipment such as the heat transfer is of fundamental importance for the improvement of the system. Therefore, the heat transfer in fluidized bed was investigated by experimental and numerical analysis. The experimental analysis allowed the evaluation of the influence of parameters such as speed and temperature of the inlet gas on the development of thermal equilibrium of the system and provided useful data for numerical analysis. The numerical analyzes were conducted in order to validate and adjust thermal models in order to obtain a good prediction of the thermal behavior of the system and optimization of the fluidized bed from its design. In the experiments temperature data were collected using thermocouples located schematically in the fluidized bed column. The thermocouples together with the pressure transducers used in the calibration of the orifice plate and the bed pressure drop data were connected to a data acquisition system, which through the LabVIEW 8.5 software provided the system temperature and pressure informations. The temperature and velocity data show that both parameters have an influence on the thermal equilibrium of the system, the speed has a more significant influence, which is expected since the temperature coefficient is proportional to the Reynolds number. The numerical analyzes were resolved in Fluent 14.5 software based on CFD technique with Eulerian approach. In addition to the operating conditions of the experiments in this work were also simulated operating conditions of the experiments Rizzi (2008). Three convective thermal models, Gunn (1978), Li and Mason (2000) and Palancz (1982) and two conductive, Hsiao and Hunt (1993) and Kuipers et al. (1992) were evaluated. The numerical analysis showed that the conductive models do not significantly influence the bed temperature when compared to convective models, between the convective models, which had the best performance, although overestimate the heat transfer coefficient, was the Gunn (1978). Therefore, this model was adjusted to improve its forecast for this were simulated three settings where only one had similar results to the experimental.

Key words: Fluidized bed, CFD, TFM, heat transfer, fluid dynamics

LISTA DE TABELAS

Tabela 4.1 - Características físicas e fisiológicas das sementes de cornichão.....	33
Tabela 4.2 – Propriedade das sementes de gramíneas.....	33
Tabela 4.3 – Distribuição dos termopares utilizados.....	36
Tabela 5.1 – Condições iniciais para simulação.....	42
Tabela 6.1 - Condições operacionais dos ensaios de transferência de calor	48

LISTA DE FIGURAS

Figura 3.1 - Curva da queda de pressão do leito em função da velocidade	6
Figura 3.2 - Regimes de fluidização em função da velocidade do gás	8
Figura 3.3 – Diagrama de classificação de partículas	9
Figura 4.1 – Unidade experimental.....	34
Figura 4.2 - Interface gráfica do LabVIEW	37
Figura 5.1 – Malha computacional 2D do leito fluidizado deste trabalho	41
Figura 5.2 – Malha computacional 2D do leito fluidizado de Rizzi (2008).....	41
Figura 5.3 – Exemplo de <i>user defined function</i>	44
Figura 6.1 - Curva de calibração da placa de orifício	46
Figura 6.2 – Curva fluidodinâmica do cornichão, $L_0=0,105$ m.....	47
Figura 6.3 - Perfis de temperatura ensaio #1, $Tg0=50^{\circ}\text{C}$, $Ug0=0,4081$ m/s	48
Figura 6.4 - Perfis de temperatura ensaio #2, $Tg0=50^{\circ}\text{C}$, $Ug0=0,6121$ m/s	49
Figura 6.5 - Perfis de temperatura ensaio #3, $Tg0=50^{\circ}\text{C}$, $Ug0=0,6631$ m/s	49
Figura 6.6 - Perfis de temperatura ensaio #4, $Tg0=50^{\circ}\text{C}$, $Ug0=0,7670$ m/s	49
Figura 6.7 - Perfis de temperatura ensaio #5, $Tg0=60^{\circ}\text{C}$, $Ug0=0,7670$ m/s	50
Figura 6.8 – Comparação da temperatura do leito nos ensaios #4 e #5	51
Figura 6.9 – Comparação da temperatura do leito de Rizzi (2008) experimental e simulada, $Ug0=1,1$ m/s	53
Figura 6.10 – Perfis de temperatura a diferentes velocidades em 40 segundos	54
Figura 6.11 – Comparação da temperatura do leito experimental e simulada. $Tg0=50^{\circ}\text{C}$, $Ug0=0,6121$ m/s.	55
Figura 6.12 – Ajustes ao modelo de Gunn (1978). $Tg0=50^{\circ}\text{C}$, $Ug0=0,6121$ m/s.....	57
Figura 6.13 – Simulação do Ajuste 3, $Tg0=50^{\circ}\text{C}$, $Ug0=0,6631$ m/s	58

LISTA DE QUADROS

Quadro 5.1 - Localização dos termopares.....	40
Quadro 5.2 – Condições de contorno.....	43
Quadro 5.3 – Modelos de transferência de calor simulados	44

NOMENCLATURA

c_p	Calor específico, J/kg.K
d_s	Diâmetro da partícula, m
e_{ss}	Coefficiente de restituição
$g_0(v)$	Função de distribuição radial
g	Constante gravitacional, m/s ²
h_{pq}	Coefficiente convectivo de transferência de calor, W/m ² .K
k_b	Condutividade térmica efetiva, W/m.K
k_q	Condutividade térmica da fase q, W/m.K
K_{pq}	Coefficiente de arraste interfases
L_{mf}	Altura do leito na mínima fluidização
L	Altura do leito
p_s	Pressão dos sólidos, N/m ²
ΔP	Queda de pressão, N/m ²
Q	Vazão volumétrica, m ³ /s
T_{g0}	Temperatura do gás de entrada, °C
T_{par}	Temperatura da parede, °C
T_{amb}	Temperatura ambiente, °C
T_{s0}	Temperatura inicial do leito, °C
U_{g0}	Velocidade do gás de entrada, m/s
U_{mf}	Velocidade de mínima fluidização, m/s
V_q	Volume da fase q, m ³
\vec{v}_q	Velocidade da fase q, m/s

Letras gregas

α_q	Fração volumétrica da fase q
$\alpha_{s,lim}$	Fração volumétrica de sólidos no empacotamento
ε_{mf}	Porosidade do leito na mínima fluidização
ρ_q	Massa específica da fase q, kg/m ³
ρ_{bulk}	Densidade <i>bulk</i> , kg/m ³
ρ_{real}	Densidade <i>bulk</i> , kg/m ³
θ	Ângulo de repouso
Θ_s	Temperatura granular, m ² /s ²
μ_q	Viscosidade da fase q, Pa.s

Subscritos

q	Indicador da fase, sólido ou fluido
s	Sólidos
f	Fluido

Adimensionais

Re	Número de Reynolds
Pr	Número de Prandtl
Nu	Número de Nusselt

Abreveduras

CFD	Fluidodinâmica Computacional
DPM	Modelo da partícula discreta
LBM	Modelo de lattice-Boltzmann
TFM	Modelo de dois fluidos

4.3.1	NI LabVIEW.....	36
4.3.2	Ansys Gambit	37
4.3.3	Fluent	38
5	MÉTODOS.....	39
5.1	Metodologia experimental.....	39
5.1.1	Calibração da placa de orifício	39
5.1.2	Fluidodinâmica	39
5.1.3	Transferência de calor.....	40
5.2	Modelagem e simulação	41
5.2.1	Malha computacional.....	41
5.2.2	Condições iniciais e de contorno	42
5.2.3	Modelo de arraste.....	43
5.2.4	Modelos de transferência de calor	43
6	RESULTADOS E DISCUSSÃO	46
6.1	Resultados experimentais	46
6.1.1	Calibração da placa de orifício	46
6.1.2	Fluidodinâmica	47
6.1.3	Transferência de calor.....	48
6.2	Modelagem e simulação	51
	6.2.1 Simulação das condições experimentais estudadas por Rizzi (2008)	52
	6.2.2 Simulação das condições experimentais desse trabalho	55
	6.2.3 Modelo de Gunn (1978) ajustado	56
7	CONCLUSÃO.....	59
8	SUGESTÕES PARA NOVOS TRABALHOS.....	61
9	REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS	62

1 INTRODUÇÃO

A transferência de calor é peça fundamental em várias operações da indústria, seja essa, química, farmacêutica ou alimentícia. Dentre as operações onde ocorre transferência de calor as mais comuns são os trocadores de calor, os equipamentos de secagem, de gaseificação e de combustão, entre outros.

Um equipamento em especial que pode funcionar com qualquer operação citada anteriormente é o leito fluidizado. Seu funcionamento consiste na passagem de um fluido ascendente por um leito de partículas, esse fluido pode ser um líquido ou um gás, como na maioria das aplicações. Kunii e Levenspiel (1991) descrevem a maioria das aplicações em leito fluidizado, sendo a mais utilizada, segundo esses autores, a secagem de material granular, devido a alta capacidade do equipamento, baixo custo de construção e manutenção, fácil operabilidade e alta eficiência térmica.

De acordo com Hoebink e Rietema (1979) o uso do leito fluidizado para a secagem de material granular apresenta a vantagem do alto contato gás-sólido o que aumenta consideravelmente os coeficientes de transferência de calor e massa quando comparado a outros métodos de secagem.

No processo de secagem o leito fluidizado funciona como um secador convectivo, que segundo Alonso e Park (2005), devido às altas taxas de transferência conseguem secar mais rapidamente o material, especialmente nos estágios iniciais de secagem, além de serem adequado à ao uso em processos sob altas temperaturas ao contrário dos secadores condutivos os quais são uteis quando o processo apresenta limitações de temperatura.

Além disso, os autores citam que a taxa de produção tem um efeito importante sendo que secadores convectivos podem facilmente lidar com altos fluxos de sólidos em comparação aos condutivos. Ainda segundo Alonso e Park (2005) outras formas de aquecimento são mais especializadas tornando o custo em geral muito mais alto que o das formas anteriores de aquecimento e o aproveitamento (conversão) energética é muito inferior.

O sucesso dos sistemas de secagem em leito fluidizado depende principalmente de seu comportamento fluidodinâmico e processos de transferência de calor e massa. Desta forma, uma boa compreensão dos mecanismos que regem os fenômenos complexos envolvidos em leitos fluidizados é uma questão-chave na melhoria da eficiência e confiabilidade do sistema (ZHAO *et al.*, 2013).

Segundo Zhao *et al.* (2013) nas últimas décadas, a fluidodinâmica computacional (CFD) surgiu como uma ferramenta eficaz para a investigação fundamental das aplicações em leito fluidizado. Duas abordagens são frequentemente usadas para a modelagem CFD de leitos fluidizados gás-sólido, são elas a abordagem Lagrangiana e abordagem Euleriana.

Na abordagem Lagrangiana a fase sólida é tratada pelas equações da Lei de Newton do movimento para cada partícula isolada, considerando as interações entre elas, já a fase gás é considerada uma fase contínua e descrita por uma média local através das equações de Navier-Stokes. Segundo Da Rosa (2010), na abordagem Lagrangiana o custo computacional cresce de forma acentuada com o aumento do número de partículas traçadas, o que limita a sua aplicabilidade.

A abordagem Euleriana trata as duas fases, gás e sólido, como contínuas e interpenetrantes. Devido à fase contínua considerada não ser limitada pelo número de partículas a abordagem Euleriana é a mais comumente usada na aplicação da técnica CFD para sistemas gás-sólido.

Apesar da técnica CFD ser bastante difundida na simulação da fluidodinâmica de leitos fluidizados (ESMAILI; MAHINPEY, 2011; LOHA; CHATTOPADHYAY; CHATTERJEE, 2012; LOHA; CHATTOPADHYAY; CHATTERJEE 2013, CHALERMSINSUWAN *et al.*, 2012), o estudo e a descrição da transferência de calor nestes sistemas ainda se mostram como desafios.

2 OBJETIVO

Diante do exposto anteriormente, o presente trabalho tem por objetivo desenvolver metodologias numéricas, utilizando a técnica CFD, e experimentais que sejam capazes de descrever os fenômenos envolvidos na transferência de calor que ocorrem durante a operação de leitos fluidizados gás-sólido, visando a otimização do uso desse equipamento.

2.1 Objetivos específicos

O objetivo geral do trabalho deve ser atingido com o cumprimento dos seguintes objetivos específicos:

- Avaliar a literatura quanto à disponibilidade de dados experimentais e de modelos de transferência de calor;
- Obter a curva fluidodinâmica das partículas no leito fluidizado, através de corrida experimental, a fim de obter parâmetros importantes como a velocidade de mínima fluidização, por exemplo;
- Realizar ensaios de transferência de calor com diferentes condições operacionais;
- Avaliar, através da técnica CFD, a influência dos parâmetros operacionais na transferência de calor entre as fases;
- Realizar a modelagem e simulação da fluidodinâmica e da transferência de calor;
- Estudar o fenômeno de transferência de calor durante os diferentes regimes de fluidização;
- Comparar os resultados da simulação CFD com os dados experimentais visando à validação e ajuste dos modelos estudados;

3 REVISÃO BIBLIOGRÁFICA

Nesta seção é apresentada uma breve revisão da literatura sobre assuntos importantes para compreensão do trabalho.

3.1 Leito fluidizado

Leitos fluidizados com escoamento gás-sólido são amplamente utilizados na gaseificação, combustão, secagem de material particulado dentre outras aplicações.

Segundo Basu (2006) e Kunii e Lenvenspiel (1991) a primeira aplicação do leito fluidizado foi como gaseificador, descoberta por Fritz Winkler em 1921 na Alemanha.

*“Esse experimento iniciou um novo processo chamado **fluidização**, a arte de fazer sólidos granulares se comportarem como líquidos.” (Basu, 2006, tradução nossa)*

Existem duas classificações de fluidização, são eles o particulado e o agregativo. A fluidização particulada ocorre, geralmente, com as partículas do tipo A da classificação de Geldart (1973), onde os sólidos se dispersam uniformemente sem a ocorrência de bolhas e é conhecido também como homogêneo. Já a fluidização agregativa apresenta formação de bolhas e é observada, principalmente, em sistemas gás-sólido. Devido à formação das bolhas esse tipo de fluidização é conhecido como heterogêneo (KWAUK e LI, 1996; YANG, 2003).

Segundo HOU, ZHOU e YU (2012) o comportamento do estado de fluidização depende principalmente do tipo de partículas, que são classificadas por Geldart (1973) em A, B, C e D.

3.1.1 Regimes fluidodinâmicos

Existem alguns estudos apresentando a transição entre os regimes de fluidização (KWAUK e LI, 1996; BI e GRACE 1995; YANG, 2003; HOU, ZHOU e YU, 2012). Kwauk e Li (1996) realizaram, inclusive,

o estudo da influência das variáveis de operação e das características do sólido nos regimes de fluidização. Hou, Zhou e Yu (2012) focaram no comportamento da queda de pressão, nos diferentes regimes, em função da velocidade de fluidização em escala microscópica para partículas do grupo A, ver Figura 3.3.

Segundo Hou, Zhou e Yu (2012) o comportamento do estado de fluidização depende principalmente do grupo da classificação de Geldart (1973) ao qual pertencem as partículas. O grupo de partículas do tipo A, quando comparado aos outros grupos, é caracterizado por abranger três tipos de regime de fluidização. São eles leito fixo, leito expandido e leito fluidizado. Onde o leito fluidizado pode ser classificado em borbulhante, turbulento e transporte pneumático.

O primeiro regime de um leito de partículas é o leito fixo, onde o fluido não possui velocidade suficiente para fazer com que as partículas entrem em suspensão. A partir do momento em que o fluido atinge a velocidade mínima de fluidização (U_{mf}) as partículas começam a se mover e entram em suspensão.

A velocidade mínima de fluidização é dependente, principalmente do tamanho e da densidade das partículas. Acima dessa velocidade a perda de carga no leito (ΔP) se torna constante e, segundo Kunii e Levenspiel (1923), pode ser representada pela condição fundamental de fluidização dada pela Equação (3.1).

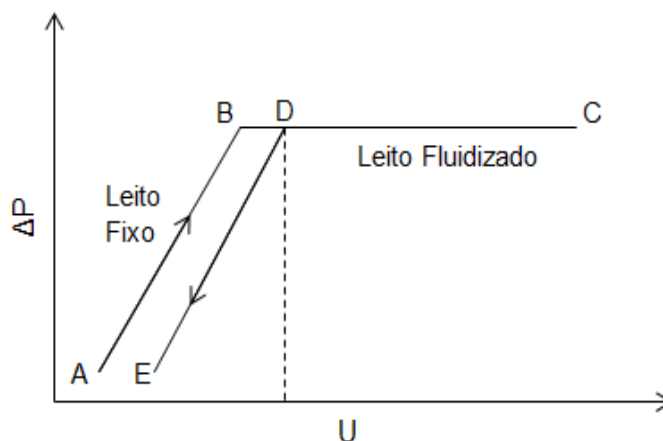
$$\frac{\Delta P}{L_{mf}} = (\rho_s - \rho_g)(1 - \varepsilon_{mf})g \quad (3.1)$$

Onde ΔP é a queda de pressão no leito, ρ_s e ρ_g são as massas específicas dos sólidos e do gás, respectivamente, ε_{mf} e L_{mf} são a porosidade e a altura do leito na mínima fluidização, respectivamente, e g é a força gravitacional.

Difícilmente se consegue manter um leito na mínima fluidização, porém a U_{mf} é um parâmetro importante para descrever o comportamento do leito, essa velocidade pode ser obtida através da curva da

queda de pressão no leito em função da velocidade do gás como mostrado na Figura 3.1, a seguir.

Figura 3.1 - Curva da queda de pressão do leito em função da velocidade



A seção AB da curva apresentada na Figura 3.1 representa o período de leito fixo, onde os sólidos dominam o sistema e o fluido não é capaz de causar alterações no mesmo, nessa seção também é observado que a queda de pressão aumenta com o aumento da velocidade do gás. A partir do ponto B o leito torna-se fluidizado, ou seja, as partículas começam a se movimentar e se rearranjar dentro do leito, desse ponto em diante a queda de pressão no leito se mantém constante com o aumento da velocidade do gás, porém a altura do leito aumenta e se iniciam os diferentes regimes de fluidização.

No período CDE ocorre a diminuição da velocidade do gás e o estado de leito fixo não apresenta mais o comportamento inicial, isso se deve a nova porosidade do leito obtida pela reorganização das partículas no leito e conhecida como porosidade de mínima fluidização. As condições mínimas de fluidização são observadas no ponto D que é a transição do estado fluidizado para o fixo ao se diminuir a velocidade do gás.

Para sistemas de partículas dos grupos A e B observa-se a formação de bolhas na mínima velocidade de borbulhamento (U_{mb}) e tem-se, então, um novo estágio de fluidização, chamado leito borbulhante devido à aparição de vazios contendo apenas o fluido em excesso.

Segundo Rizzi (2008), a formação de bolhas resulta num sistema de duas fases, composto pela fase bolha onde não há presença de

sólidos e a fase densa ou emulsão onde o fluido juntamente com os sólidos apresenta densidade similar à da mínima fluidização.

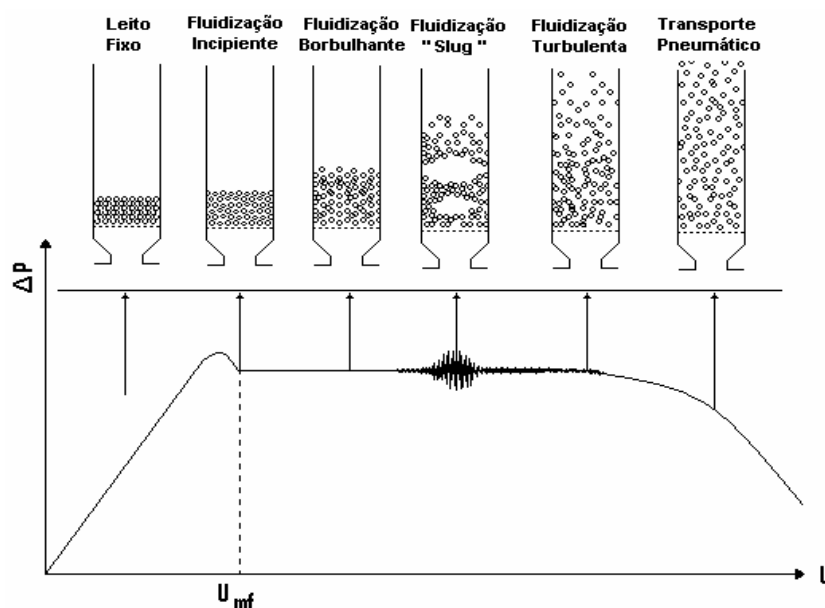
A superfície de um leito borbulhante se assemelha a um líquido em ebulição. O tamanho, a forma, a formação, o aumento da velocidade e a coalescência das bolhas de gás nos leitos fluidizados têm semelhança quantitativa com os de bolhas de gás em líquidos (YANG, 2003).

Ao atingir a velocidade mínima slug (U_{ms}) observa-se um novo regime de escoamento, onde há formação de vazios maiores, com diâmetros próximos ao diâmetro do leito, formados pela união das bolhas da fluidização borbulhante. Segundo Kwauk e Li (1996) para leitos de diâmetro muito grande ou partículas muito pequenas o regime de escoamento slug pode ser ignorado e somente pequenos vazios são observados no regime turbulento.

O regime turbulento ocorre quando a velocidade superficial (U) atinge U_c que é a velocidade crítica na qual o desvio padrão das flutuações de pressão atinge um máximo até que se alcance a velocidade de arraste significativo (U_{se}), onde, provavelmente, será necessária a recirculação dos sólidos do topo para o fundo do leito (KWAUK e LI, 1996). Ao alcançar a velocidade de arraste significativo tem-se o transporte pneumático dos sólidos.

Na Figura 3.2 é possível ver a relação dos regimes de fluidização com a curva de queda de pressão no leito em função da velocidade.

Figura 3.2 - Regimes de fluidização em função da velocidade do gás



Fonte: NITZ; GUARDANI (2008)

Segundo Nitz e Guardani (2008), o que se chama de fluidização é todo o intervalo compreendido entre a fluidização incipiente (leito expandido) e a turbulenta. Uma vez fluidizado, o leito apresenta algumas propriedades semelhantes às de um líquido em ebulição. São elas:

- Objetos mais leves, ou seja, com densidade inferior à do leito, flutuam no topo;
- superfície do leito permanece horizontal, ainda que se incline o recipiente;
- os sólidos podem escoar através de uma abertura lateral no recipiente, como ocorreria com um líquido; e
- o leito apresenta uma relação entre a pressão estática e a altura igual à de líquidos.

Tais características permitem a elaboração de arranjos sofisticados para os leitos fluidizados, que facilitam a operação contínua, inclusive com recirculação. O grande número de aplicações dos leitos fluidizados existente deve-se a essas características.

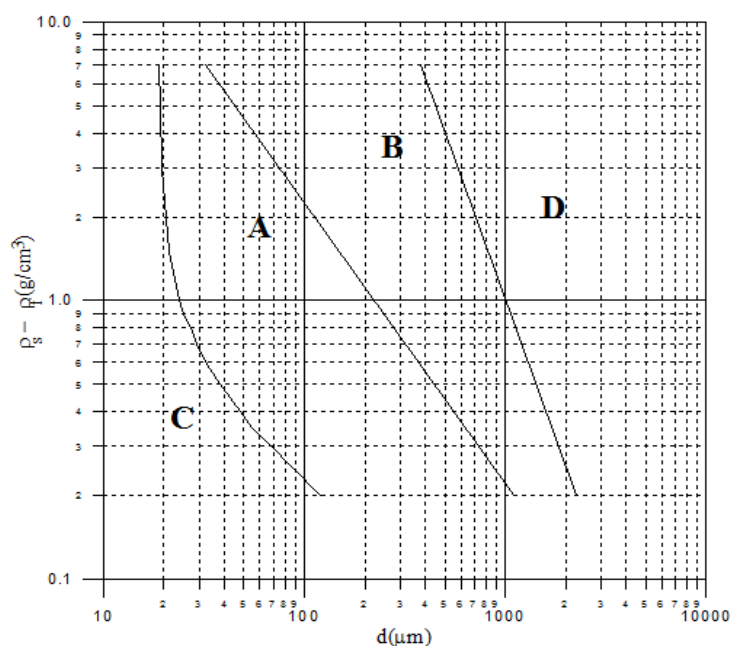
3.1.2 Classificação de partículas

O comportamento de sólidos fluidizados por gases é claramente dividido em quatro grupos caracterizados pela diferença entre as densidades do sólido e do fluido e principalmente do tamanho da partícula (GELDART, 1973).

Geldart (1973) após perceber que as suposições que foram feitas em trabalhos anteriores ao seu, quanto ao comportamento das partículas em leitos fluidizados, estavam causando contradições e divergência de opiniões entre autores, estudou vários tipos de partículas e as separou de acordo com as propriedades das mesmas dentro de um leito fluidizado, de modo que as generalizações pudessem ser feitas com confiança razoável.

A Figura 3.3, apresenta o diagrama simplificado de classificação de partículas de acordo com os grupos definidos por Geldart (1973).

Figura 3.3 – Diagrama de classificação de partículas



Fonte: Geldart (1973)

Os grupos de partículas foram separados de acordo com a diferença de massa específica entre sólido e fluido e em função do diâmetro da partícula.

As partículas do grupo A apresentam como característica um longo período de leito expandido antes de atingir o regime de leito borbulhante, o que não ocorre com as do grupo B que atingem tal regime com uma velocidade do gás bem próxima a velocidade mínima de fluidização.

Para o grupo C as forças interpartículas são muito fortes e dificilmente se observa um comportamento padrão que passe por todas as regimes de fluidização, devido a grande agregação dos sólidos é comum a formação de canais formados pela passagem do gás.

O grupo D é composto por partículas muito grandes, onde é necessária uma vazão de gás muito alta para que se possa atingir a fluidização, nesse grupo é difícil a obtenção de uma mistura homogênea, o regime observado para essas partículas é predominantemente o turbulento causando atrito entre as partículas e conseqüentemente a quebra das partículas e formação de finos.

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

3.1.3 Aplicações do leito fluidizado

São incontáveis as aplicações do leito fluidizado na indústria, seja ela do segmento químico, alimentício e até mesmo farmacêutico. Kunii e Levenspiel (1991) descrevem a maioria das aplicações desse equipamento, que pode ser usado como secador, gaseificador, combustor, trocador de calor, entre outras operações.

Dentre as aplicações do leito fluidizado, pode se afirmar que a principal é a secagem, já que essa está presente na maioria das indústrias. Além disso, como citam Kunii e Levenspiel (1991), esse equipamento é amplamente utilizado em processos de secagem de várias indústrias devido a sua alta capacidade, baixo custo de construção e manutenção, fácil operabilidade e alta eficiência térmica.

A secagem em leito fluidizado, quando comparada a outras técnicas de secagem, oferece muitas vantagens, sendo a principal a obtenção de altas taxas de transferência de calor e de massa devido ao grande contato entre os sólidos e o fluido. Além disso, a mistura intensa dos sólidos devido à presença de bolhas faz que a temperatura do leito seja quase homogênea, facilitando o controle da mesma até o máximo aceitável em relação à degradação térmica do material sólido (HOEBINK e RIETEMA, 1980).

Wang e Chen (2000) desenvolveram um modelo de transferência simultânea de calor e massa durante a secagem transiente de partículas porosas em leito fluidizado. Foram consideradas no modelo a temperatura e as distribuições de umidade e de pressão na partícula. Os autores concluíram que a transferência de calor interno afeta altamente o processo de secagem enquanto a distribuição de pressão na partícula tem efeito insignificante no processo. Eles também observaram que ao utilizar um modelo simultâneo de transferência as condições do gás sofrem uma grande mudança ao longo da altura do leito afetando significativamente a transferência de calor e massa na partícula.

Syahrul *et al.* (2002) assumiram uma mistura perfeita de partículas de milho e aplicaram balanços de massa, energia e entropia a fim de obter um modelo térmico para a secagem transiente em leito fluidizado. Através desse modelo os autores analisaram os efeitos da temperatura do ar de entrada, da velocidade de fluidização e do conteúdo de umidade inicial no tempo de secagem do material, bem como a eficiência térmica do leito fluidizado durante a operação.

Nesse trabalho, os autores observaram que a eficiência térmica diminuiu ao longo do processo e variou com a maioria dos parâmetros, exceto com a variação da temperatura inicial do gás com a qual não mostrou diferença significativa ao final da secagem. Quanto à velocidade de entrada do ar foi observado que uma diminuição na mesma causa um aumento do tempo de secagem apesar de não ser observada nenhuma diferença significativa na eficiência térmica ao contrário do conteúdo de umidade inicial ao qual a eficiência foi proporcional.

Assari *et al.* (2007) também desenvolveram um modelo para a secagem em batelada em leito fluidizado. Esse modelo foi baseado no coeficiente de evaporação de Palancz (1982). Os autores conseguiram descrever o processo de secagem completo através do modelo que previu bem o comportamento do mesmo, apresentando a taxa de período constante e decrescente como é esperado em uma operação de secagem.

Rizzi (2008) estudou a secagem de gramíneas (*Brachiaria brizantha*) em leito fluidizado operando em batelada a fim de avaliar o desempenho do secador do ponto de vista fisiológico e fenomenológico. Além disso, comparou a viabilidade dos modelos de duas fases (fluido e partículas) e de três fases (fluido, partículas e bolhas) através de análises de sensibilidade dos principais parâmetros e propriedades dos modelos. O modelo de duas fases utilizado foi uma simplificação do modelo de Massarani e Silva Telles (1992), já o de três fases foi o desenvolvido por Vitor (2003).

O autor ainda realizou comparações experimentais da secagem com o leito operando como fixo e como fluidizado. Na comparação dos tipos de operação do leito o autor observou que o leito fluidizado apresentou valores mais homogêneos da temperatura e umidade ao contrário do leito fixo, o qual apresentou diferença dessas variáveis ao longo da altura do leito. Esses comportamentos são esperados visto que o leito fluidizado apresenta uma boa mistura entre fluido e partículas, aumentando assim as taxas de transferência de calor e massa.

Rizzi (2008) constatou que o modelo de duas fases proporcionou melhores predições das condições térmicas do que o modelo a três fases, o que é uma conclusão promissora já que esse modelo é mais simples e não necessita de determinação de variáveis complexas como é o caso da fração de bolhas necessária no modelo a três fases.

3.2 Modelagem e simulação

A fluidodinâmica computacional (CFD) é uma poderosa ferramenta para predizer o comportamento de escoamentos complexos sob

várias condições de operação. Através de CFD é possível, inclusive, simular escoamentos em escala industrial.

A técnica CFD pode ser aplicada tanto a sistemas monofásicos, quanto a sistemas multifásicos. Quando aplicada a sistemas de apenas uma fase pode ser descrita como a solução numérica das equações de Navier-Stokes para descrição dos perfis de escoamento. A solução destas equações, nestes sistemas, envolve a descrição das condições iniciais e de contorno e das propriedades do fluido em questão. No entanto, quando esta técnica é aplicada em sistemas multifásicos, como é o caso de sistemas particulados, além da descrição destas condições operacionais e das propriedades da fase primária (fluido), é necessária a utilização de equações de balanço para a fase secundária (sólidos), a descrição das propriedades desta fase e também da interação entre a fase primária e secundária, ou seja, interações entre fluido-partícula.

Van der Hoef *et al.* (2004) discutiram três níveis de modelagem, o modelo de lattice-Boltzmann (LBM), o modelo da partícula discreta (DPM) também conhecido como modelo Lagrangiano e o modelo de dois fluidos (TFM) chamado também de modelo Euleriano. O LBM fornece boas aproximações em pequena escala do escoamento através de uma partícula, fornecendo as relações do coeficiente de arraste que são úteis para a simulação da média escala (laboratório) onde é considerada a abordagem Lagrangiana a qual fornece uma aproximação das interações entre partículas. Na escala de engenharia são feitas simulações com a abordagem Euleriana baseada na teoria cinética granular (KTFG), incorporando as interações fluido-partícula do LBM e as interações partícula-partícula do DPM.

Como a maioria dos estudos trata de operações em escala de laboratório ou de engenharia os modelos mais utilizados são o DPM e o TFM. Segundo Verma *et al.* (2013) o modelo Lagrangiano considera a fase fluido como contínua e obtém, através da integração das equações da Lei de Newton para o movimento, a trajetória de cada partícula isoladamente enquanto que as interações entre partículas e entre partícula e parede são obtidas de modelos físicos, sendo assim o custo computacional desse

modelo é proporcional ao número de partículas, que na maioria dos casos é alto.

Já o modelo Euleriano, de acordo com esses autores, é um modelo de menor custo computacional, visto que considera as duas fases, fluido e partículas, como contínuas e interpenetrantes, não dependendo assim do número de partículas. Porém, para a solução desse modelo são necessárias equações constitutivas para descrever a reologia da fase sólida, principalmente relacionadas às forças interfaciais (fluido-partícula).

Devido ao seu baixo custo computacional, quando comparado ao modelo DPM, o modelo Euleriano é o escolhido pela maioria dos autores (LOHA, CHATTOPADHYAY e CHATTERJEE, 2013; CHALERMSINSUWAN *et al.*, 2012; ESMAILI e MAHINPEY, 2011; LINDBORG, LYSBERG e JAKOBSEN, 2007; entre outros).

As seções seguintes discutem a modelagem de operações em leito fluidizado com base nas leis de conservação de movimento, massa e energia.

3.2.1 Fluidodinâmica

O comportamento fluidodinâmico do leito fluidizado pode ser avaliado através do estudo de parâmetros como os coeficientes de restituição, especularidade e de arraste, que são os principais parâmetros que descrevem a fluidodinâmica do leito. Esmaili e Mahinpey (2011), Loha, Chattopadhyay e Chatterjee (2012, 2013), Chalermisinsuwan *et al.* (2012), entre outros autores, são exemplos de trabalhos que simularam, através da abordagem Euleriana, o comportamento fluidodinâmico do leito com base nos parâmetros citados anteriormente.

Esmaili e Mahinpey (2011) simularam os modelos de coeficiente de arraste de Richardson e Zaki (1954), Wen-Yu (1966), Gibilaro (1983,1985), Gidaspow (1986), Syamlal-O'brien (1989), Arastopour (1990), RUC (1994), Di Felice (1994), Hill Koch Ladd (2001), Zhang e Reese (2003) e de Syamlal-O'brien (1988) ajustado, além disso, os autores propuseram um ajuste ao método de Di Felice e após o estudo

chegaram à conclusão que o método que melhor representou quantitativamente o comportamento fluidodinâmico do leito fluidizado foi o de Di Felice ajustado por eles. Porém, todos os modelos estudados apresentaram uma boa concordância qualitativa com o comportamento experimental do leito.

Além do modelo de arraste os autores também estudaram a influência do coeficiente de restituição na altura do leito. Para isso eles mantiveram o modelo ajustado de Di Felice e variaram o coeficiente de restituição sete vezes, sendo que os valores que permitiram uma melhor aproximação do comportamento experimental ficaram entre 0,90 e 0,95.

Loha, Chattopadhyay e Chatterjee (2012) simularam os modelos do coeficiente de arraste de Gidaspow (1994), Syanmlal-O'Brien (1989), EMMS e McKeen (2003). Eles avaliaram os modelos, em um leito fluidizado, quanto a velocidade média da partícula, a estrutura do leito no escoamento e a temperatura granular. Além disso, eles também avaliaram a influência do modelo de turbulência RNG $k-\varepsilon$ no comportamento do escoamento. Os autores concluíram que o modelo de arraste tem forte influência na fluidodinâmica do leito o que não ocorre com o modelo de turbulência, o qual não apresentou influencia significativa no comportamento do escoamento.

Após o estudo dos modelos de arraste e de turbulência Loha, Chattopadhyay e Chatterjee (2013) estudaram o efeito do coeficiente de especularidade no comportamento fluidodinâmico de um pequeno leito fluidizado com partículas do grupo B de Geldart. Para isso eles simularam seis casos com a condição de contorno na parede de Johnson e Jackson (1987), onde o coeficiente de especularidade foi variado entre zero e um, mantendo todas as outras variáveis constantes. Os autores concluíram que o coeficiente de especularidade tem forte influência sobre a fluidodinâmica do leito e, apesar de o coeficiente ser um parâmetro relacionado à parede do equipamento, ele apresenta influência também sobre a região central.

Ainda nesse trabalho, os autores observaram que as principais variações foram na velocidade da partícula, fração volumétrica e temperatura granular. A queda de pressão do leito apresentou variação

significativa somente na condição de não deslizamento, ou seja, quando o coeficiente de especularidade é igual a zero. Segundo os autores não existe um valor exato para o coeficiente de especularidade e para que esse valor seja encontrado são necessárias muitas validações experimentais.

Chalermssinsuwan *et al.* (2012) estudaram o efeito de vários parâmetros de modelagem como o coeficiente de especularidade, coeficiente de restituição entre partícula e parede e entre partículas e modelo do coeficiente de arraste em um leito fluidizado circulante. Para avaliar o coeficiente de especularidade os autores também utilizaram a condição de contorno de Johnson e Jackson (1987). Esse parâmetro não apresentou influencia na região de entrada do leito, somente na região central e na parede, assim como concluíram Chattopadhyay e Chatterjee (2013).

Os modelos estudados, por esse autores, para o coeficiente de arraste foram os de Gidaspow(1994), Syamlal-O'brien (1989), Wen-Yu (1966) e EMMS (energy minimization multi-scale), os autores observaram que os três primeiros modelos citados apresentaram uma boa concordância com os dados experimentais, além de apresentarem um comportamento parecido entre eles. Esse comportamento pode ser explicado devido ao fato de os três modelos usarem a mesma função para a fase diluída que é a dominante nesse tipo de leito.

Já o modelo EMMS não apresentou uma boa concordância com os dados experimentais, que foi explicada pelo uso de uma função inapropriada para a fase diluída. Ambos os coeficiente de restituição foram variados de 0,7 a 0,99999 e assim como o coeficiente de especularidade não apresentaram influência na região de entrada, mas uma pequena variação no comportamento central e na parede do leito. A velocidade axial dos sólidos apresentou picos na região central com o aumento do coeficiente de restituição entre partícula e parede e picos na região da parede com o aumento desse coeficiente para interações entre partículas.

3.2.1.1 Fração volumétrica

A descrição de escoamentos multifásicos como fases contínuas interpenetrantes (abordagem Euleriana) incorpora o conceito de fração

volumétrica das fases (α_q). Este conceito representa o espaço ocupado por cada fase, onde as leis de conservação devem ser satisfeitas para cada fase individualmente.

O volume ocupado por uma fase (V_q) pode ser definido pela Equação (3.2), (FLUENT 14.5).

$$V_q = \int_V \alpha_q dV \quad (3.2)$$

Onde:

$$\sum_{q=1}^n \alpha_q = 1 \quad (3.3)$$

O subscrito q indica a fase, que pode ser fluido (f) ou sólido (s).

3.2.1.2 Conservação de massa

A equação da continuidade para a fase q é dada pela Equação (3.4), (FLUENT 14.5).

$$\frac{\partial}{\partial t} (\rho_q \alpha_q) + \nabla \cdot (\rho_q \alpha_q \vec{v}_q) = \sum_{p=1}^n (\dot{m}_{pq} - \dot{m}_{qp}) + S_q \quad (3.4)$$

Onde o primeiro termo do lado esquerdo da Equação (3.4) representa o acúmulo de massa com o tempo, já o segundo termo desse lado representa o fluxo convectivo de massa.

No lado direito da equação tem-se o termo da taxa líquida de transferência de massa entre a fase q e as demais fases (p), onde \dot{m}_{pq} caracteriza a massa transferida da fase p para a fase q e \dot{m}_{qp} a transferência de massa da fase q para a p. O termo S_q é o termo fonte, para sistemas onde não há geração de massa esse termo é nulo.

Portanto a Equação (3.4) se reduz a Equação (3.5).

$$\frac{\partial}{\partial t}(\rho_q \alpha_q) + \nabla \cdot (\rho_q \alpha_q \vec{v}_q) = \sum_{p=1}^n (\dot{m}_{pq} - \dot{m}_{qp}) \quad (3.5)$$

A Equação (3.5) é então a equação da continuidade, ou da conservação de massa, para um sistema sem geração de massa.

3.2.1.3 Conservação da quantidade de movimento

O balanço da quantidade de movimento para as fases q é dado pela Equação (3.6), (FLUENT 14.5).

$$\begin{aligned} \frac{\partial}{\partial t}(\alpha_q \rho_q \vec{v}_q) + \nabla \cdot (\alpha_q \rho_q \vec{v}_q \vec{v}_q) \\ = -\alpha_q \nabla p + \nabla \cdot \bar{\tau}_q + \alpha_q \rho_q \vec{g} \\ + \sum_{p=1}^n (\vec{R}_{pq} + \dot{m}_{pq} \vec{v}_{pq} - \dot{m}_{qp} \vec{v}_{qp}) \\ + (\vec{F}_q + F_{lift,q} + \vec{F}_{vm,q}) \end{aligned} \quad (3.6)$$

Onde os dois primeiros termos da equação, no lado esquerdo, são a taxa de acúmulo e transferência da quantidade de movimento por convecção.

No lado direito da equação têm-se, respectivamente, a contribuição do gradiente de pressão no escoamento, a transferência de quantidade de movimento pelo mecanismo molecular (difusão), a ação da força gravitacional, a transferência de quantidade de movimento entre as fases e a transferência de quantidade de movimento entre as fases devido à transferência de massa.

O termo referente à transferência de quantidade de movimento pelo mecanismo de difusão ($\nabla \cdot \bar{\tau}_q$) é dado pela Equação (3.7).

$$\bar{\tau}_q = \alpha_q \mu_q (\nabla \vec{v}_q + \nabla \vec{v}_q^T) + \alpha_q \left(\lambda_q - \frac{2}{3} \mu_q \right) \nabla \cdot \vec{v}_q \bar{I} \quad (3.7)$$

Onde μ_q e λ_q são a viscosidade dinâmica e a viscosidade *bulk* da fase q, respectivamente.

A variável \vec{v}_{pq} é a velocidade interfase e é definida como $\vec{v}_{pq} = \vec{v}_p$ se a massa está sendo transferida da fase p para a fase q, ou seja, $\dot{m}_{pq} > 0$, já se $\dot{m}_{pq} < 0$, ou seja, a transferência de massa se dá da fase q para a fase p, então $\vec{v}_{pq} = \vec{v}_q$. O mesmo ocorre para \vec{v}_{qp} , se $\dot{m}_{qp} > 0$ então $\vec{v}_{qp} = \vec{v}_q$, já se $\dot{m}_{qp} < 0$, $\vec{v}_{qp} = \vec{v}_p$.

A viscosidade *bulk* é um importante parâmetro para determinar a dinâmica de fluidos onde efeitos de compressibilidade estão presentes. Este parâmetro, para a fase particulada, representa a resistência da fase granular a ações de contração e expansão.

A transferência de quantidade de movimento entre as fases é dada pelo termo $\sum_{p=1}^n \vec{R}_{pq}$ que é definido pela Equação (3.8).

$$\sum_{p=1}^n \vec{R}_{pq} = \sum_{p=1}^n K_{pq} (\vec{v}_p - \vec{v}_q) \quad (3.8)$$

Onde \vec{R}_{pq} é a força de quantidade de movimento interfases e depende da fricção, pressão, coesão e outros efeitos, e as condições $\vec{R}_{pq} = -\vec{R}_{qp}$ e $\vec{R}_{qq} = 0$ devem ser satisfeitas para o uso da Equação (3.7).

O termo $K_{pq} = K_{qp}$ na Equação (3.8) é o coeficiente de troca de quantidade de movimento interfases.

Para o escoamento em estudo o coeficiente de interesse é o de troca de quantidade de movimento entre as fases fluido e sólido, dado pela Equação (3.9).

$$K_{sf} = \frac{\alpha_s \rho_s f}{\tau_s} \quad (3.9)$$

Onde f é o fator de atrito e é definido de acordo com o modelo de arraste, definido na próxima seção, e τ_s é o tempo de relaxação

particulado e é função da massa específica (ρ_s) e do diâmetro (d_s) do sólido e da viscosidade do fluido (μ_f), como mostra a Equação (3.10).

$$\tau_s = \frac{\rho_s d_s^2}{18\mu_f} \quad (3.10)$$

O último termo da Equação (3.6) é composto pelas forças que atuam no sistema, onde:

- \vec{F}_q se refere as forças externas que agem sobre o sistema, como neste estudo a única força externa que age sobre o sistema é a gravitacional, a qual possui um termo exclusivo na Equação (3.6), o termo \vec{F}_q é considerado nulo.
- $\vec{F}_{lift,q}$ é a força de ascensão que age sobre as partículas devido, principalmente, aos gradientes de velocidade do fluido e são insignificantes para partículas pequenas. Como no caso em estudo as partículas utilizadas são pequenas, a força de ascensão não tem influência significativa sobre o sistema e é considerada nula;
- $\vec{F}_{vm,q}$ é a força de massa virtual e é observada quando a fase secundária é muito acelerada em relação a primária, ou seja, existe uma grande diferença de densidade entre as partículas e o fluido, o que não ocorre nesse estudo, então essa força também é considerada nula para este trabalho.

Considerando as observações anteriores, a Equação (3.6) se reduz a Equação (3.11).

$$\begin{aligned} \frac{\partial}{\partial t}(\alpha_q \rho_q \vec{v}_q) + \nabla \cdot (\alpha_q \rho_q \vec{v}_q \vec{v}_q) \\ = -\alpha_q \nabla p + \nabla \cdot \vec{\tau}_q + \alpha_q \rho_q \vec{g} \\ + \sum_{p=1}^n (\vec{R}_{pq} + \dot{m}_{pq} \vec{v}_{pq} - \dot{m}_{qp} \vec{v}_{qp}) \end{aligned} \quad (3.11)$$

A Equação (3.5) juntamente com a Equação simplificada (3.11) dão base para o modelo fluidodinâmico do escoamento gás-sólido em leito fluidizado estudado nesse trabalho.

A descrição das propriedades da fase sólida foi realizada através da teoria cinética granular de Lun *et al.* (1984).

3.2.1.4 Modelo de arraste

O coeficiente de troca de quantidade de movimento interfases (coeficiente de arraste) tem uma forte influência sobre o comportamento hidrodinâmico do leito fluidizado e depende de um modelo de arraste apropriado ao tipo de escoamento em estudo. Existe atualmente um número razoável de modelos de arraste estudados na literatura.

Segundo Enwald e Almstedt (1996) e Esmaili e Mahinpey (2011) existem dois tipos de dados experimentais que podem fornecer o coeficiente de arraste, o primeiro tipo é baseado na queda de pressão no leito, o coeficiente de arraste calculado a partir desse tipo de dado experimental é válido para leitos com alto valor da fração de sólidos ou para leitos empacotados, e é obtido pela equação de Ergun. No segundo tipo de dado experimental a velocidade terminal da partícula ou dados de sedimentação do leito são utilizados na obtenção do modelo de arraste em função da fração volumétrica de sólidos como é o caso do modelo de Richardson e Zaki (1954) e do modelo de Syamlal-O'Brien (1989), por exemplo.

Esmaili e Mahinpey (2011) utilizaram o modelo Euleriano para simular a transferência de quantidade de movimento entre as fases em um leito fluidizado de escoamento gás-sólido. Os autores simularam os modelos de coeficiente de arraste de Richardson e Zaki (1954), Wen-Yu (1966), Gibilaro (1983,1985), Gidaspow (1986), Syamlal-O'brien (1989), Arastopour (1990), RUC (1994), Di Felice (1994), Hill Koch Ladd (2001), Zhang e Reese (2003) e de Syamlal-O'brien (1988) ajustado. Além disso, os autores propuseram um ajuste ao método de Di Felice e após o estudo chegaram a conclusão que o método que melhor representou quantitativamente o comportamento hidrodinâmico do leito fluidizado foi o

de Di Felice ajustado por eles, porém todos os modelos estudados apresentaram uma boa concordância qualitativa com o comportamento experimental do leito.

Chalermssinsuwan *et al.* (2012) simularam os modelos de Gidaspow (1992), Syamlal-O'Brien (1989), Wen-Yu (1966) e EMMS (energy minimization multi-scale) em um leito fluidizado com recirculação de sólidos. Como citado anteriormente, os autores observaram que os três primeiros modelos citados apresentaram uma boa concordância com os dados experimentais, além de apresentarem um comportamento parecido entre eles. Esse comportamento pode ser explicado devido ao fato de os três modelos usarem a mesma função para a fase diluída que é a dominante nesse tipo de leito. O modelo EMMS não apresentou uma boa concordância com os dados experimentais, que foi explicada pelo uso de uma função inapropriada para a fase diluída.

Loha, Chattopadhyay e Chatterjee (2012) através da simulação CFD estudaram os modelos do coeficiente de arraste de Gidaspow (1992), Syamlal-O'Brien (1989), EMMS e McKeen (2003). Eles avaliaram os modelos, em um leito fluidizado, quanto a velocidade média da partícula, a estrutura do leito no escoamento e a temperatura granular. Os modelos de Gidaspow e de Syamlal-O'Brien deram uma boa previsão da estrutura do leito durante o escoamento, enquanto somente o modelo de Gidaspow apresentou bons resultados quanto a velocidade média da partícula e os modelos de Syamlal-O'Brien e o EMMS previram bem a temperatura granular. O modelo de McKeen não apresentou bons resultados para nenhum dos parâmetros estudados.

As equações referentes aos modelos mais utilizados na literatura estão apresentadas a seguir.

Gidaspow (1992):

$$K_{sf}^{Ergun} = 150 \frac{\alpha_s^2 \mu_f}{\alpha_f d_s^2} + 1,75 \frac{\alpha_s \rho_f}{d_s} |\vec{V}_s - \vec{V}_f|, \alpha_f \leq 0,8 \quad (3.12)$$

$$K_{sf}^{Wen-Yu} = \frac{3}{4} C_D \frac{\alpha_s \alpha_f \rho_f}{d_s} |\vec{V}_s - \vec{V}_f| \alpha_f^{-2,65}, \alpha_f > 0,8$$

Onde:

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

Syamlal-O'Brien (1988):

$$K_{sf} = \frac{3}{4} \frac{\alpha_s \alpha_g \rho_f}{d_s v_{r,s}^2} C_D \frac{Re_s}{v_{r,s}} |\vec{V}_s - \vec{V}_f| \quad (3.13)$$

Onde:

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

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

$$A = \alpha_f^{4,14}$$

$$B = \begin{cases} 0,8 \alpha_f^{1,28}, & \alpha_f \leq 0,85 \\ \alpha_f^{2,65}, & \alpha_f > 0,85 \end{cases}$$

Di Felice (1994):

$$K_{sf} = \frac{3}{4} C_D \frac{\alpha_s \alpha_f \rho_f}{d_s} |\vec{V}_s - \vec{V}_f| f(\alpha_s) \quad (3.14)$$

Onde:

$$f(\alpha_s) = (1 - \alpha_s)^{-\lambda}$$

$$\chi = P - Q \cdot \exp \left[\frac{-(1,5 - \beta)^2}{2} \right]$$

$$\beta = \log(Re_s)$$

$$P = 3,7$$

$$Q = 0,65$$

3.2.1.1 Teoria cinética granular

A teoria cinética granular (Lun *et al.*, 1984) é uma analogia à teoria cinética dos gases densos, aplicada ao escoamento granular. Através dela é possível calcular as propriedades da fase sólida através de um método baseado na mecânica estatística.

A temperatura termodinâmica da teoria dos gases densos é, na teoria cinética granular, representada pela temperatura granular dos sólidos (θ_s), tal parâmetro representa a medida da flutuação da velocidade das partículas e é representada pela Equação (3.15).

$$\theta_s = \frac{1}{3} (v_s'^2) \quad (3.15)$$

Onde v_s' é a flutuação da velocidade das partículas. Desta forma, a temperatura granular é proporcional à energia cinética do movimento aleatório das partículas. A Equação (3.16) representa a equação conservação da temperatura granular.

$$\begin{aligned} \frac{3}{2} \left[\frac{\partial}{\partial t} (\rho_s \alpha_s \theta_s) + \nabla \cdot (\rho_s \alpha_s v_s \theta_s) \right] \\ = (-p_s \bar{\bar{I}} + \bar{\bar{t}}_s) : \nabla v_s + \nabla \cdot (k_{\theta_s} \nabla \theta_s) - \gamma_{\theta_s} + \phi_{fs} \end{aligned} \quad (3.16)$$

Os termos do lado esquerdo da equação representam o acúmulo e a taxa de transferência por convecção, respectivamente. Já do lado direito tem-se a geração de energia pela tensão de cisalhamento da fase sólida,

$(-p_s \bar{I} + \bar{\tau}_s): \nabla v_s$, o termo de difusão de energia, $k_{\theta_s} \nabla \theta_s$, a dissipação de energia por colisões, γ_{θ_s} e a transferência de energia entre as fases, ϕ_{fs} .

O coeficiente de difusão para a fase granular, k_{θ_s} , é obtido através da Equação (3.17) proposta por Gidaspow *et al.* (1992).

$$k_{\theta_s} = \frac{150 \rho_s d_s \sqrt{\theta_s \pi}}{384(1 + e_{ss}) g_0} \left[1 + \frac{6}{5} \alpha_s g_0 (1 + e_{ss}) \right]^2 + 2 \rho_s \alpha_s^2 d_s (1 + e_{ss}) g_0 \sqrt{\frac{\theta_s}{\pi}} \quad (3.17)$$

Lun *et al.* (1984) obtiveram uma equação para o cálculo da dissipação de energia por colisões, Equação (3.18)

$$\gamma_{\theta_s} = \frac{12(1 - e_{ss}^2) g_0}{d_s \sqrt{\pi}} \rho_s \alpha_s^2 \theta_s^{3/2} \quad (3.18)$$

Gidaspow *et al.* (1992) também definiram a transferência de energia cinética das flutuações aleatórias da velocidade das partículas para a fase fluido, conforme Equação (3.19).

$$\phi_{fs} = -3K_{fs} \theta_s \quad (3.19)$$

A pressão de sólido é composta de um termo cinético e outro referente a colisão das partículas, de acordo com a Equação (3.20), tal equação foi proposta por Lun *et al.* (1984).

$$p_s = \alpha_s \rho_s \theta_s + 2 \rho_s (1 + e_{ss}) \alpha_s^2 g_0 \theta_s \quad (3.20)$$

Onde e_{ss} é chamado de coeficiente de restituição e representa a razão entre as velocidades antes e após as colisões entre as partículas. O termo g_0 é a função de distribuição radial, a qual é relacionada com a distribuição de Maxwellian da probabilidade de se encontrar um número N de partículas com diâmetro d_s em um volume de controle para uma dada temperatura granular. Esta descreve a probabilidade de colisão entre as

partículas e pode ser obtida pela Equação (3.21), de acordo com Ogawa *et al.* (1980).

$$g_0 = \left[1 - \left(\frac{\alpha_s}{\alpha_{s,lim}} \right)^{1/3} \right]^{-1} \quad (3.21)$$

Onde $\alpha_{s,lim}$ representa a fração volumétrica de sólidos na condição de leito empacotado.

A viscosidade dos sólidos é composta por três termos viscosos referentes às colisões ($\mu_{s,col}$), a cinética ($\mu_{s,kin}$) e a fricção ($\mu_{s,fr}$), de acordo com a Equação (3.22).

$$\mu_s = \mu_{s,col} + \mu_{s,kin} + \mu_{s,fr} \quad (3.22)$$

A viscosidade devido a colisão das partículas é dada por Gidaspow *et al.* (1992) e Syamlal *et al.* (1993), conforme a Equação (3.23). Já a contribuição da viscosidade cinética é proposta na Equação (3.24) de Gidaspow *et al.* (1992).

$$\mu_{s,col} = \frac{4}{5} \alpha_s \rho_s d_s g_0 (1 + e_{ss}) \left(\frac{\theta_s}{\pi} \right)^{1/2} \quad (3.23)$$

$$\mu_{s,kin} = \frac{10 \rho_s d_s \sqrt{\theta_s \pi}}{96 \alpha_s (1 + e_{ss}) g_0} \left[1 + \frac{4}{5} d_s g_0 (1 + e_{ss}) \right]^2 \quad (3.24)$$

A tensão friccional é adicionada a tensão prevista pela teoria cinética granular quando a fração volumétrica de sólidos excede um valor crítico, ou seja, quando se tem um escoamento em fase densa, onde as colisões instantâneas perdem importância para a fricção entre os sólidos. A viscosidade friccional é descrita na Equação (3.25), que é proposta por Schaeffer (1987).

$$\mu_{s,fr} = \frac{p_s \sin \phi}{2 \sqrt{I_{2D}}} \quad (3.25)$$

Onde ϕ é o ângulo de fricção interna e I_{2D} é a segunda invariante do tensor das tensões.

3.3 Transferência de calor

Na formulação Euleriana a partícula deixa de existir, dando lugar a um conjunto de partículas que formam uma fase. Neste sentido, o perfil de temperatura no interior de uma partícula isolada não é considerado, mas sim uma média local da temperatura de um conjunto de partículas (fase granular).

A Equação (3.26), (FLUENT 14.5), apresenta a equação da conservação de energia para a fase q.

$$\begin{aligned} \frac{\partial}{\partial t}(\alpha_q \rho_q h_q) + \nabla \cdot (\alpha_q \rho_q \vec{v}_q h_q) \\ = -\alpha_q \frac{\partial p_q}{\partial t} + \bar{\tau}_q : \nabla \vec{v}_q - \nabla \cdot \vec{q}_q + S_q \\ + \sum_{p=1}^n (Q_{pq} + \dot{m}_{pq} H_{pq} - \dot{m}_{qp} H_{qp}) \end{aligned} \quad (3.26)$$

Onde:

- h_q é a entalpia específica de cada fase;
- \vec{q}_q é o fluxo condutivo de calor;
- S_q é o termo fonte que inclui as fontes de entalpia (devido a reações químicas ou radiação, por exemplo);
- $Q_{pq} = -Q_{qp}$ é a transferência de calor entre as fases;
- H_{pq} é a entalpia interfases.

A troca de calor entre as fases é muito mais complicada que um balanço local. As equações para o cálculo da transferência de calor entre as fases, bem como as equações da condutividade térmica das fases, as quais devem levar em consideração a fração volumétrica da fase particulada serão

desenvolvidas ao longo do trabalho com base nos modelos presentes na literatura.

No caso desse estudo o termo fonte é desprezível visto que não se tem reações químicas e, quando comparada as transferências por convecção e por condução, a radiação é insignificante.

O balanço de energia interno para a fase q é dado em termos da entalpia da fase como segue a Equação (3.27).

$$h_q = \int c_{p,q} dT_q \quad (3.27)$$

A entalpia interfases neste caso é a entalpia de vaporização da água (H_{vap}) e pode ser calculada pela Equação (3.28).

$$H_{vap} = 3168,0 - 2,4364T_s \quad (3.28)$$

Sendo T_s a temperatura da fase sólida.

O fluxo condutivo de calor é obtido a partir da lei de Fourier, Equação (3.29).

$$\vec{q}_q = -\alpha_q k_q \nabla T_q \quad (3.29)$$

Onde k_q é a condutividade térmica efetiva da fase q.

A transferência de calor entre as fases é calculada pela lei de Newton do resfriamento, ou seja, através do mecanismo convectivo, Equação (3.30).

$$Q_{pq} = h_{pq}(T_p - T_q) \quad (3.30)$$

h_{pq} é o coeficiente de transferência por convecção entre as fases e é geralmente calculado através do número de Nusselt pela Equação (3.31).

$$h_{pq} = \frac{6k_q \alpha_p Nu_p}{d_p^2} \quad (3.31)$$

Tanto a condutividade térmica efetiva quanto o número de Nusselt são obtidos de modelos específicos. Apesar de ainda existirem poucos estudos com relação a transferência de calor em leito fluidizado existem alguns modelos para a condutividade térmica efetiva e para o número de Nusselt que serão discutidos a seguir.

3.3.1 Modelos convectivos e condutivos de troca térmica

Li e Mason (2000) desenvolveram um modelo para o escoamento pneumático gás-sólido em tubulações, os autores avaliaram alguns modelos de coeficiente de transferência de calor entre as fases são eles Ranz e Marshall (1952), válida para número de Reynolds baixos, e Kemp *et al.* (1994), Baeyens *et al.* (1995), De Brant (1974) e Frantz (1962) que superestimaram o coeficiente convectivo para altos números de Reynolds. Portanto, nenhum dos modelos apresentou uma boa concordância com os dados experimentais, mesmo com algumas modificações. Os autores concluíram que isso se deve ao fato de os modelos citados não levarem em consideração a presença de várias partículas, ou seja, consideram apenas a transferência de calor para uma partícula estagnada em um fluido infinito, fazendo com que um mesmo modelo não possa ser aplicado a fase densa e a fase diluída.

Portanto, Li e Mason (2000), baseando-se no modelo de Bandrowski and Kaczmarzyk (1978), que leva em consideração a fração volumétrica de sólidos, porém subestimou o coeficiente de transferência de calor na fase diluída, desenvolveram um modelo em função da porosidade em diversas faixas do número de Reynolds como apresentado na Equação (3.32).

$$Nu_{LM} = \begin{cases} 2 + 0,6\alpha_f^n Re_s^{1/2} Pr^{1/3} & Re < 200 \\ 2 + 0,5\alpha_f^n Re_s^{1/2} Pr^{1/3} + 0,02\alpha_f^n Re_s^{0,8} Pr^{1/3}, & 200 < Re < 1500 \\ 2 + 0,000045\alpha_f^n Re_s^{1/2} Pr^{1/3} & Re > 1500 \end{cases} \quad (3.32)$$

Kuipers *et al.* (1992) basearam-se no modelo de Zehner e Schlunder (1970) desenvolveram um modelo matemático para a condutividade efetiva para ambas fases, fluido e partículas considerando a porosidade do leito. Os autores utilizaram o modelo de Gunn (1978) para o cálculo do coeficiente convectivo entre as fases. Os modelos de Zehner e Schlunder (1970), Kuipers *et al.* (1992) e de Gunn (1978) são descritos pelas Equações (3.33), (3.34) e (3.35), respectivamente.

$$k_b = k_{b,f} + k_{b,s}$$

$$k_{b,f} = \left(1 - \sqrt{(1 - \alpha_f)}\right) k_{f,0}$$

$$k_{b,s} = \sqrt{(1 - \alpha_f)} \{\omega A + (1 - \omega)\Gamma\} k_{f,0}$$

Onde:

(3.33)

$$\Gamma = \frac{2}{\left(1 - \frac{B}{A}\right)} \left\{ \frac{(A-1)B}{\left(1 - \frac{B}{A}\right)^2 A} \ln\left(\frac{A}{B}\right) - \frac{(B-1)}{\left(1 - \frac{B}{A}\right)} - \frac{1}{2}(B+1) \right\}$$

$$B = 1,25 \left(\frac{1 - \alpha_f}{\alpha_f}\right)^{10/9} \quad A = \frac{k_{s,0}}{k_{f,0}} \quad \omega = 7,26 \times 10^{-3}$$

$$k_f = \frac{k_{b,f}}{\alpha_f}$$

(3.34)

$$k_s = \frac{k_{b,s}}{\alpha_f}$$

$$\begin{aligned} Nu_s = & (7 - 10\alpha_f + 5\alpha_f^2)(1 + 0,7Re_s^{0,2}Pr^{1/3}) \\ & + (1,33 - 2,4\alpha_f + 1,2\alpha_f^2)Re_s^{0,7}Pr^{1/3} \end{aligned} \quad (3.35)$$

Os modelos de Kuipers *et al.* (1992) e de Gunn (1978) foram utilizados no recente estudo de Lungu *et al.* (2015) e apresentaram os

resultados esperados por esses autores na simulação de um leito fluidizado com jato central.

Hsiau e Hunt (1993) basearam-se na teoria cinética granular para desenvolver uma equação para a condutividade térmica efetiva em função da temperatura granular e da distribuição radial de sólidos (Equação (3.36)). O trabalho desses autores juntamente com o de Gelperin e Einstein (1971), que desenvolveram um modelo para a condutividade térmica efetiva molecular, foram estudados por Natarajan e Hunt (1997) a fim de desenvolver um novo modelo para a condutividade térmica levando em consideração efeitos cinéticos e moleculares. Os autores observaram que em escoamentos diluídos quando existe uma diminuição na concentração de partículas, a condutividade do leito diminui. Já em escoamentos densos, a condutividade do leito aumenta devido a uma maior proximidade entre as partículas.

$$k_s = \frac{\rho_s C_{p,s}}{9\sqrt{\pi}} \frac{d_s}{\alpha_s g_0(\alpha_s)} \theta^{1/2} \quad (3.36)$$

Onde:

$$g_0(v) = \left(1 - \alpha_s / \alpha_{s,lim}\right)^{-2,5*}$$

Onde θ é a temperatura granular, a qual descreve a probabilidade de colisão entre as partículas, $g_0(\alpha_s)$ é função de distribuição radial, a qual é relacionada com a distribuição de Maxwellian da probabilidade de se encontrar um número N de partículas de diâmetro d_s em um volume de controle para uma dada temperatura granular e $\alpha_{s,lim}$ é a fração de sólidos na condição de leito empacotado.

Assari *et al.* (2007) como citado anteriormente estudaram a secagem em leito fluidizado transiente, os autores utilizaram o modelo de Palancz (1982) (Equação (3.37)) para o calculo do coeficiente de evaporação o qual é função do coeficiente de transferência de calor entre as fases modelado por esse mesmo autor.

$$h_{sf} = c_{p,f} v_f \rho_f J_h Pr^{2/3}$$

Onde:

$$\begin{cases} J_h = 1,77 Re_{ic}^{-0,44} & \text{se } Re_{ic} \geq 30 \\ J_h = 5,70 Re_{ic}^{-0,78} & \text{se } Re_{ic} < 30 \end{cases} \quad (3.37)$$

e

$$Re_{ic} = \frac{d_s v_f \rho_f}{\alpha_f \mu_f}$$

4 MATERIAIS

Nessa seção serão apresentados os equipamentos, softwares e demais materiais, bem como os métodos e modelos utilizados no desenvolvimento do trabalho.

4.1 Materiais

Foram utilizadas sementes de cornichão (*Lotus corniculatus* L.) nos ensaios de fluidodinâmica e transferência de calor em leito fluidizado, bem como na simulação desses experimentos. As sementes foram caracterizadas física e fisiologicamente por Kanaan (2014), que realizou o estudo da secagem das mesmas em leito fixo com escoamento de ar paralelo. Os dados obtidos por Kanaan (2014) e utilizados nesse trabalho estão dispostos na Tabela 4.1. Nessa tabela os resultados apresentados são o diâmetro médio de Sauter, a massa específica real, a porosidade média do leito estático e o ângulo de repouso.

Tabela 4.1 - Características físicas e fisiológicas das sementes de cornichão

Propriedade	Valor
d_s (mm)	$1,37 \pm 0,01$
ρ_s (kg/m ³)	$1363,66 \pm 0,67$
ε	$0,37 \pm 0,01$
θ (°)	$25,34 \pm 0,01$

Fonte: Adaptado de Kanaan (2014)

Foram simuladas as condições experimentais de Rizzi (2008) que estudou a secagem de gramíneas (*Brachiaria brizantha*) em leito fluidizado. O autor aracterizou as sementes de gramíneas e as propriedades de tais sólidos estão na Tabela 4.2.

Tabela 4.2 – Propriedade das sementes de gramíneas

Propriedade	Valor
d_s (mm)	2,23
ρ_s (kg/m ³)	1018±20
$c_{p,s}$ (J/kg.K)	428

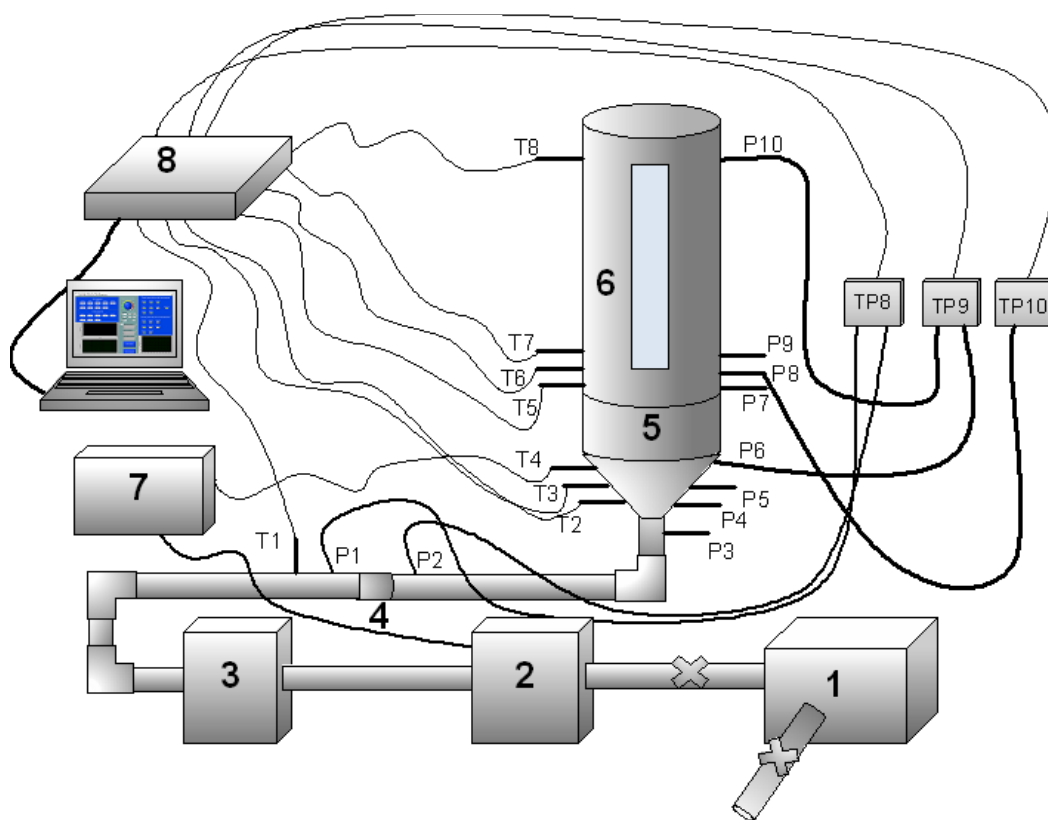
Fonte: Adaptado de Rizzi (2008)

Não foram encontradas na literatura informações quanto a condutividade térmica e calor específico das sementes de cornichão (*Lotus corniculatus* L.), porém após um estudo na literatura, (RIZZI,2008; PARK, ALONSO e NUNES, 1999; BORÉM *et al.*, 2002; ITO, 2003), concluiu-se que a condutividade térmica para grãos e sementes se encontra entre 0,10 e 0,20 $\text{W.m}^{-1} .\text{K}^{-1}$ e o calor específico entre 400 e 3000 $\text{J.kg}^{-1} .\text{K}^{-1}$, portanto foram considerados valores médios dessas propriedades.

4.2 Equipamentos

A Figura 4.1 apresenta o esquema da unidade experimental utilizada nos ensaios de fluidodinâmica e transferência de calor.

Figura 4.1 – Unidade experimental



A seguir serão descritos os equipamentos que compõem a unidade.

1. Soprador de ar da marca Ibram com 7,5 cv com uma saída de alimentação ao sistema e uma saída de segurança.

2. Aquecedor de resistência acoplado a um controlador que juntos são utilizados para manter a temperatura de entrada constante no valor escolhido.
3. Resfriador com circulação de água para resfriar o ar quando necessário.
4. Placa de orifício para medida da vazão do ar de entrada.
5. Sistema de distribuição de ar que consiste de um cilindro de 0,15 m de altura com esferas de vidro para auxiliar na distribuição do ar juntamente com uma placa perfurada.
6. Coluna de leito fluidizado produzido em aço inox e com um visor de vidro que permite a visualização do escoamento, as dimensões da coluna são 0,70 m de altura e 0,21 m de diâmetro.
7. Controlador de temperatura que controla o aquecedor a fim de manter a temperatura do ponto T2 constante.
8. Placa de aquisição de dados modelo ADS0500 de 12 bits da marca Lynx Tecnologia Eletrônica Ltda.. A placa conta com dezesseis canais dos quais três foram associados aos transdutores (TP8, TP9 e TP10) e sete aos termopares (T1, T3, T4, T5, T6, T7 e T8). Os dados foram adquiridos pelo software LabVIEW (descrito na próxima seção) instalado a um notebook.

Os transdutores, da marca *Dwyer*, têm faixas de leitura diferentes.

O TP8, modelo 616-6, utilizado na leitura da queda de pressão na placa de orifício (P1 e P2) é aplicado para a faixa de leitura de 0 a 100 in H₂O. O segundo transdutor (TP9) de modelo 616-5 apresenta faixa de leitura de 0 a 40 in H₂O e foi utilizado na leitura da queda de pressão total do leito (P6 e P10) para construção da curva fluidodinâmica. Já o TP10 faz a leitura da pressão absoluta em qualquer uma das tomadas de pressão e tem faixa de leitura de 0 a 10 in H₂O.

Todos os transdutores leem o sinal físico de pressão em polegadas de água e transformam em sinal analógico de corrente, todos na faixa de 4 a 20 mA, que é enviado à placa de aquisição.

Os termopares são da marca Exacta e do tipo T. A distribuição dos termopares está apresentada na Tabela 4.3, onde as medidas são referenciadas pela base inferior do sistema de distribuição de ar.

Tabela 4.3 – Distribuição dos termopares utilizados

Termopar	Localização (m)
T3	-0,080
T4	-0,150
T6	0,255
T7	0,305
T8	0,750

A utilização de cada termopar, em local específico, é descrita na seção de metodologia experimental.

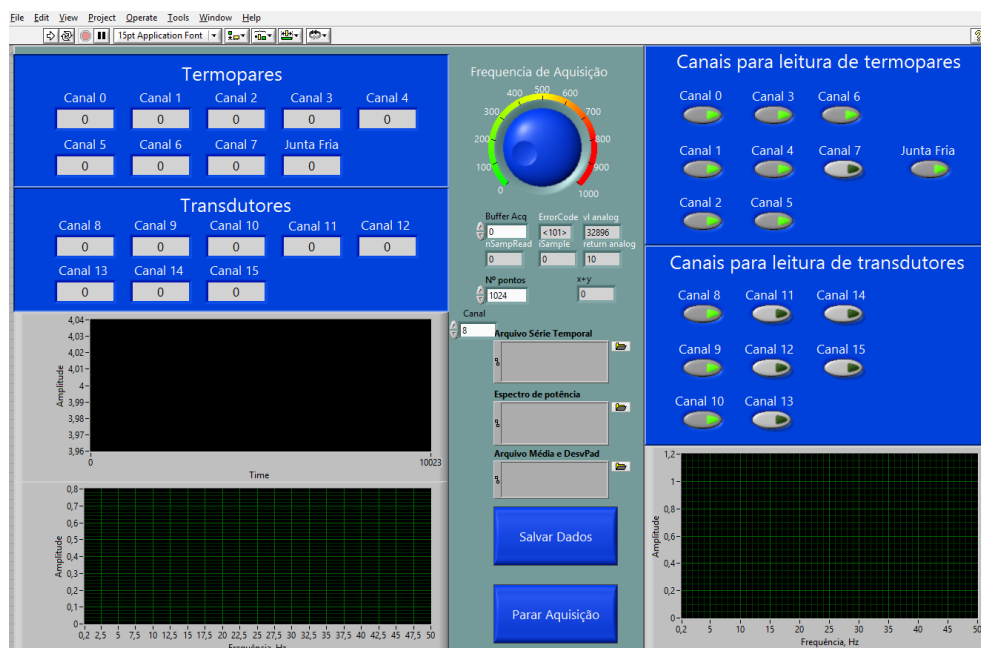
4.3 Softwares

A seguir serão apresentados os softwares utilizados no desenvolvimento do trabalho, tanto na parte experimental com o software de aquisição de dados, Labview, quanto na parte da modelagem e simulação, Gambit e Fluent.

4.3.1 NI LabVIEW

O *LabVIEW* é um software desenvolvido pela *National Instruments* que permite programar graficamente a aquisição de dados do sistema. Foi utilizada a versão 8.5 do software para o registro das variáveis operacionais. A Figura 4.2 mostra a interface gráfica do instrumento virtual desenvolvido para a aquisição de dados nos experimentos no leito fluidizado.

Figura 4.2 - Interface gráfica do LabVIEW



O software foi programado para fazer a coleta de 1024 pontos e salvar a média, os dados a serem coletados são definidos pelo usuário através da ativação dos canais na interface desenvolvida e a frequência de aquisição também pode ser definida pelo usuário.

Como mencionado anteriormente, os dados de pressão são passados a placa na forma de polegadas d'água e então convertidos a corrente. O programa desenvolvido permite que os dados de corrente dos transdutores TP9 e TP10 sejam apresentados ao usuário e salvos como pressão em Pascal, e os dados do TP8 são apresentados em corrente e convertidos pelo usuário em vazão ou velocidade do ar, de acordo com a necessidade, e utilizando a equação de calibração da placa de orifício.

4.3.2 Ansys Gambit

Desenvolvido pela Ansys o Gambit é um gerador de malhas para *solver* que utilizam a técnica CFD. Esse software conta com um poderoso e conciso conjunto de ferramentas de modelagem baseado na geometria dos sólidos que permite criar até mesmo malhas 3D rapidamente. Foi utilizada a versão 2.2.30 deste software.

4.3.3 Fluent

Também desenvolvido pela Ansys o *Fluent* é um software que conta com uma extensa gama de recursos para modelagem física de sistemas, sua aplicabilidade vai desde o fluxo de ar na asa de um avião até a combustão em uma câmara. Modelos especiais dão ao software habilidade para modelar combustão em cilindro, aeroacusticas, turbomáquinas e sistema multifases. Além disso, ele conta com funções “*user-define*” que permitem que o usuário implemente novos modelos ou otimize os já existentes. A versão utilizada desse software foi a 14.5.

5 MÉTODOS

As seções seguintes apresentam as metodologias, experimental e numérica, aplicadas no desenvolvimento do presente trabalho.

5.1 Metodologia experimental

A seguir serão descritas as metodologias para a calibração da placa de orifício, obtenção da curva fluidodinâmica e ensaios de transferência de calor. Em todos os ensaios os dados de pressão foram medidos através de transdutores e os de temperatura através de termopares localizados esquematicamente.

Todos os dados foram registrados pelo sistema de aquisição juntamente com o LabVIEW, a taxa de aquisição foi de 100 Hz e o número de pontos coletados para o registro da média foi de 1024.

A tubulação do equipamento foi aquecida a fim de se obter o equilíbrio térmico da mesma, para que a temperatura do gás de entrada não sofresse alteração devido a diferença de temperatura do material da tubulação, só após esse equilíbrio ser atingido é que os sólidos foram inseridos a coluna de leito fluidizado.

5.1.1 Calibração da placa de orifício

A fim de obter uma equação para relacionar a velocidade do gás de entrada no leito com a queda de pressão na placa de orifício, foi feita a calibração da placa de orifício para uma temperatura média de 40°C. A calibração foi feita através da medida da queda de pressão na placa pelo sistema de aquisição de dados e pela medida manual da velocidade através de um anemômetro digital.

5.1.2 Fluidodinâmica

A curva fluidodinâmica foi construída para um leito de sementes de cornichão com 0,105 m de altura, ou seja, uma razão entre altura e diâmetro do leito de 0,5. Para obtenção dos pontos foi medida a queda de

pressão total do leito e a diferença de pressão na placa de orifício para o cálculo da velocidade do gás.

O mesmo procedimento descrito anteriormente foi utilizado para a curva fluidodinâmica do leito vazio, ou seja, curva do branco a qual permitiu o cálculo da queda de pressão real do leito.

A principal característica do leito obtida da curva de mínima fluidização foi a velocidade de mínima fluidização na qual foram baseadas as velocidades dos ensaios de transferência de calor.

5.1.3 Transferência de calor

Nos ensaios de transferência de calor foram coletados dados de temperatura do gás de entrada, do leito, da parede e do gás de saída a cada intervalo de tempo. Os dados de temperatura foram registrados para diferentes velocidades e temperaturas do gás de entrada constantes com o tempo.

O Quadro 5.1 apresenta os termopares utilizados para as medidas de temperatura em locais específicos do leito.

Quadro 5.1 - Localização dos termopares

Termopar	Local
T3	Entrada
T6	Leito
T7	Parede
T8	Saída

A temperatura de entrada foi mantida constante através do controlador associado ao sistema de aquecimento de ar e a velocidade do ar medida pela diferença de pressão na placa de orifício.

Assim como no ensaio da fluidodinâmica a altura inicial do leito foi mantida na proporção de 0,5 em relação ao diâmetro para todos os experimentos.

5.2 Modelagem e simulação

A seguir será descrita a metodologia utilizada para a modelagem e simulação dos ensaios experimentais com objetivo de avaliar os modelos de transferência. Além do estudo numérico desenvolvido com base em experimentos de transferência de calor nesse trabalho, foi feita a modelagem e simulação baseada em condições experimentais estudadas por Rizzi (2008).

5.2.1 Malha computacional

Ambas as malhas computacionais foram geradas no Gambit 2.2.30 com a condição de simetria no eixo, condições de contorno na entrada, na região do leito, na parede e na saída (Tabela 5.1).

A Figura 5.1 mostra a malha desenvolvida com as dimensões da coluna de leito fluidizado utilizada nos experimentos deste trabalho, já a Figura 5.2 apresenta a malha do leito fluidizado utilizado por Rizzi (2008) em seus experimentos.

Figura 5.1 - Malha computacional 2D do leito fluidizado deste trabalho

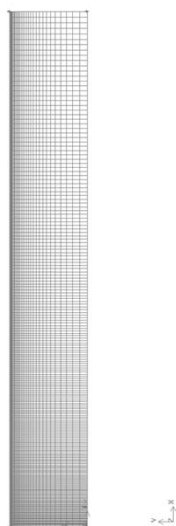
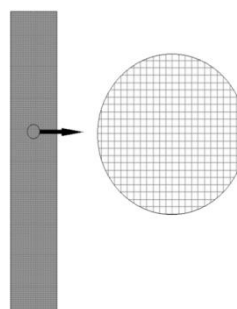


Figura 5.2 – Malha computacional 2D do leito fluidizado de Rizzi (2008)



Como pode ser visto, existem diferenças nas duas malhas, a primeira, e mais notável, é o tamanho, isso se deve ao fato de se tratarem de equipamentos com dimensões diferentes.

Outra diferença entre as malhas é o refinamento das células, na Figura 5.1 a malha foi refinada na parede e na região do leito, esse refinamento permite que se utilize uma menor quantidade de células concentrando as mesmas nos locais de maior importância, totalizando 8155 células retangulares. Já na Figura 5.2, por se tratar de um equipamento muito menor a malha é refinada em toda a coluna, permitindo a melhor precisão dos cálculos numéricos e totalizando 14000 células quadradas.

5.2.2 Condições iniciais e de contorno

As condições iniciais das simulações, tanto das baseadas nesse trabalho, quanto nas baseadas no trabalho de Rizzi (2008) estão dispostas na Tabela 5.1.

Tabela 5.1 – Condições iniciais para simulação

Ensaio	U_{g0} (m/s)	T_{g0} (°C)	T_{s0} (°C)	T_{par0} (°C)	T_{amb} (°C)	L_0 (m)
Deste trabalho #2	0,6121	50,00	27,08	29,43	27,00	0,105
Rizzi (2008) #5⁽¹⁾	1,1000	51,50	22,60	25,10	33,50	0,235

⁽¹⁾ Adaptado de Rizzi (2008)

Além da velocidade inicial do ensaio #5 de Rizzi (2008), foi feita uma simulação com uma velocidade 20% acima da mínima fluidização velocidade essa igual a 0,6783 m/s e ainda outra simulação com uma velocidade 20% maior que a velocidade experimental com um valor de 1,32 m/s.

Para este trabalho também foram realizadas simulações com uma velocidade 30% acima da mínima fluidização, equivalente a 0,6631 m/s.

As condições de contorno para todas as simulações são apresentadas no Quadro 5.2.

Quadro 5.2 – Condições de contorno

Contorno		Condição
Entrada	Gás	Velocidade e temperatura constantes
Eixo	Mistura	Simetria
Parede	Mistura	Espessura, coeficiente convectivo e condição de não deslizamento
Saída	Gás	Pressão constante

A espessura da parede deste trabalho é de 0,002 m e a de Rizzi (2008) 0,005 m e os coeficientes de transferência de calor por convecção de 20 e 14,15 W m⁻² K⁻¹, respectivamente.

5.2.3 Modelo de arraste

Em todas as simulações feitas, tanto nas desenvolvidas nesse trabalho, quanto nas baseadas nas condições operacionais de Rizzi (2008) foi utilizado o modelo de arraste de Gidaspow (1994).

Essa escolha foi feita, pois, além de ser um modelo padrão do software, é o mais indicado para escoamento gás-sólido pelo fabricante do mesmo e também o mais utilizado na literatura e na maioria dos casos apresenta uma concordância aceitável com os dados experimentais (ESMAILI; MAHINPEY, 2011; CHALERMSINSUWAN *et al.*, 2012; LOHA *et al.*, 2012).

5.2.4 Modelos de transferência de calor

Foram realizadas simulações com quatro combinações de modelos de transferência de calor, condutivos e convectivos, tais combinações estão distribuídos no Quadro 5.3.

Quadro 5.3 – Modelos de transferência de calor simulados

Combinação	Modelos	
	Condutivo	Convectivo
1	Kuipers et al (1992)	Gunn (1978)
2	Hsiau e Hunt (keff) ¹ (1993); Kuipers <i>et al.</i> (ks e kf) ² (1992)	Gunn (1978)
3	Kuipers, <i>et al.</i> (1992)	Li e Mason (2000)
4	Kuipers <i>et al.</i> (1992)	Palancz (1982)

¹k_{ef}: condutividade efetiva do leite; ²k_s: condutividade dos sólidos e k_f: condutividade do fluido;

As combinações 1, 2 e 3 foram utilizadas nas simulações com as condições operacionais de Rizzi (2008) a fim de observar a influência do modelo condutivo em relação ao convectivo. Para a simulação deste trabalho foram utilizados os modelos das combinações 1, 3 e 4.

O modelo de Gunn (1978) já está implementado no Fluent 14.5 por padrão já os outros modelos foram implementados no software através da ferramenta UDF (*User Defined Function*) em linguagem C de programação, como exemplificado na Figura 5.3, a seguir.

Figura 5.3 – Exemplo de *user defined function*

```
#include "udf.h"

#define PR_NUMBER(cp,mu,k) ((cp)*(mu)/(k))
#define IP_HEAT_COEFF(vof,k,nu,d) ((vof)*6.*(k)*(Nu)/(d)/(d))

static real
heat_ranz_marshall(cell_t c, Thread *ti, Thread *tj)
{
    real h;
    real d = C_PHASE_DIAMETER(c,tj);
    real k = C_K_L(c,ti);
    real NV_VEC(v), vel, Re, Pr, Nu;

    NV_DD(v,=,C_U(c,tj),C_V(c,tj),C_W(c,tj),-,C_U(c,ti),C_V(c,ti),C_W(c,ti));
    vel = NV_MAG(v);

    Re = RE_NUMBER(C_R(c,ti),vel,d,C_MU_L(c,ti));
    Pr = PR_NUMBER(C_CP(c,ti),C_MU_L(c,ti),k);
    Nu = 2. + 0.6*sqrt(Re)*pow(Pr,1./3.);

    h = IP_HEAT_COEFF(C_VOF(c,tj),k,Nu,d);
    return h;
}

DEFINE_EXCHANGE_PROPERTY(heat_udf, c, t, i, j)
{
    Thread *ti = THREAD_SUB_THREAD(t,i);
    Thread *tj = THREAD_SUB_THREAD(t,j);
    real val;

    val = heat_ranz_marshall(c,ti, tj);
    return val;
}
```

Fonte: Fluent 14.5 (User's Guide)

A Figura 5.3 mostra um exemplo de UDF que especifica um coeficiente que, quando multiplicado pela diferença de temperatura entre as fases, é igual à taxa líquida de transferência de calor por unidade de volume.

6 RESULTADOS E DISCUSSÃO

Nesse item serão apresentados, inicialmente, os resultados experimentais e então os resultados da modelagem e simulação do trabalho de Rizzi (2008) e deste trabalho.

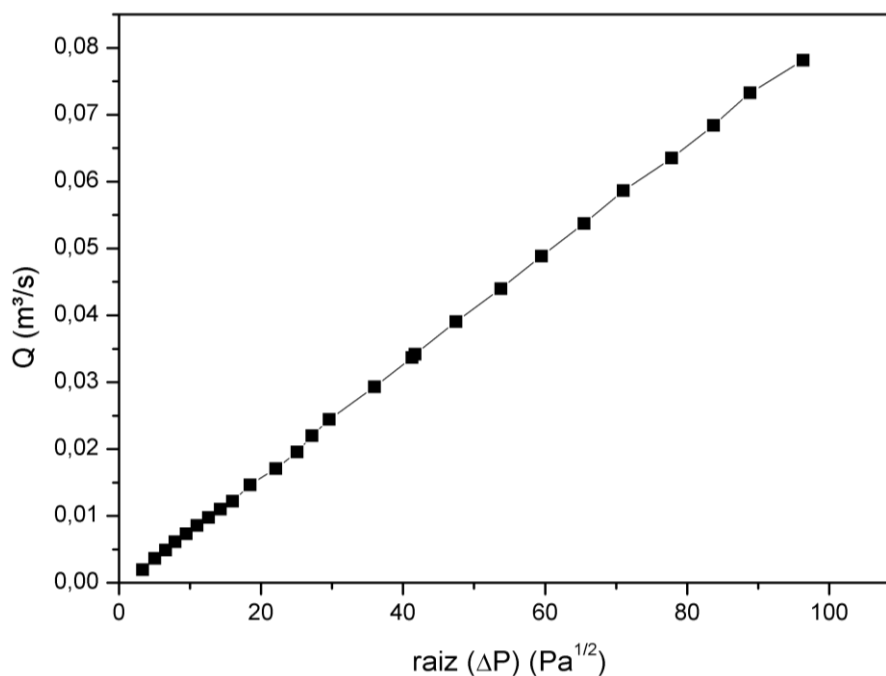
6.1 Resultados experimentais

A seguir serão apresentados os resultados experimentais obtidos na calibração da placa de orifício, na obtenção da curva fluidodinâmica para as partículas de cornichão e nos ensaios de transferência de calor em leito fluidizado a diferentes temperaturas e velocidades do gás de entrada.

6.1.1 Calibração da placa de orifício

Para uma maior precisão da velocidade do gás de entrada a placa de orifício foi calibrada para a temperatura de 40 °C e os resultados obtidos são apresentados na Figura 6.1.

Figura 6.1 - Curva de calibração da placa de orifício



A Figura 6.1 mostra a curva de vazão volumétrica do ar em função da raiz da queda de pressão na placa de orifício. A partir dos dados de calibração foi ajustada a Equação (6.1) de modo a obter valores para toda a faixa experimental estudada.

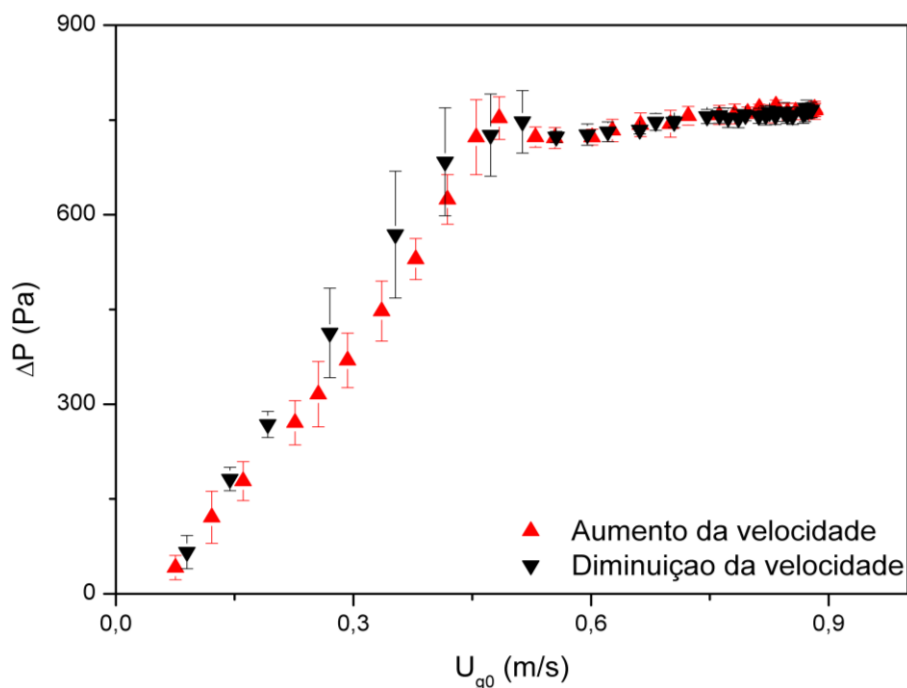
$$Q = 8,1695E - 04 * \sqrt{\Delta P} \quad (6.1)$$

Assim, através dos dados de pressão obtidos com os transdutores de pressão é possível obter o valor da vazão volumétrica de entrada e conseqüentemente a velocidade do gás de entrada, uma importante condição de contorno.

6.1.2 Fluidodinâmica

A curva fluidodinâmica da fluidização das partículas de cornichão é apresentada na Figura 6.2.

Figura 6.2 – Curva fluidodinâmica do cornichão, $L_0=0,105$ m



A Figura 6.2 é a curva da queda de pressão no leito em função da velocidade de entrada do fluido, a curva que representa a diminuição da velocidade, ou seja, a diminuição da altura do leito é a que permite obter características importantes para a fluidização do sólido, sendo a principal para este trabalho a velocidade de mínima fluidização, $U_{mf}=0,51 \pm 0,006$ m/s.

Como não é observado nem um período de grande variação no desvio padrão da curva fluidodinâmica, conclui-se que o escoamento alcançou, após passar pelo leito fixo e fluidização incipiente, apenas o

regime borbulhante. Essa constatação pode ser confirmada ao comparar a Figura 6.2 com a Figura 3.2 de Nitz e Guardani (2008).

6.1.3 Transferência de calor

Os ensaios de transferência de calor foram realizados em diferentes velocidades e temperaturas do gás de entrada, conforme mostra a Tabela 6.1, a fim de verificar a influência desses parâmetros no equilíbrio térmico durante a fluidização do cornichão.

Tabela 6.1 - Condições operacionais dos ensaios de transferência de calor

Ensaio	U_{g0} (m/s)	T_{g0} (°C)	T_{s0} (°C)	T_{par0} (°C)	T_{amb} (°C)	L_0 (m)
#1	0,4081	50	25,36	25,55	25	0,105
#2	0,6121	50	27,08	29,43	27	0,105
#3	0,6631	50	29,56	33,91	29	0,105
#4	0,7670	50	25,27	31,22	25	0,105
#5	0,7670	60	26,67	27,32	27	0,105

Nas Figura 6.3 a Figura 6.6 tem-se os perfis de temperatura baseados na mesma temperatura inicial, porém com diferentes velocidades do gás de entrada, ensaios de #1 a #4. Através desses gráficos é possível avaliar a influência da velocidade do fluido na transferência de calor durante a fluidização do cornichão.

Figura 6.3 - Perfis de temperatura ensaio #1, $T_{g0}=50^{\circ}\text{C}$, $U_{g0}=0,4081$ m/s

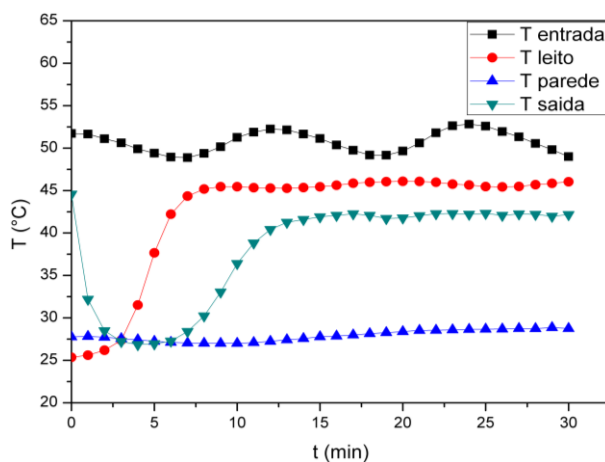


Figura 6.4 - Perfis de temperatura ensaio #2, $T_{g0}=50^{\circ}\text{C}$, $U_{g0}=0,6121\text{ m/s}$

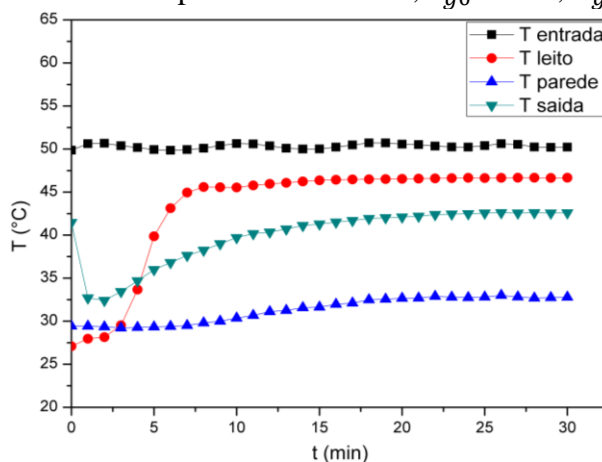


Figura 6.5 - Perfis de temperatura ensaio #3, $T_{g0}=50^{\circ}\text{C}$, $U_{g0}=0,6631\text{ m/s}$

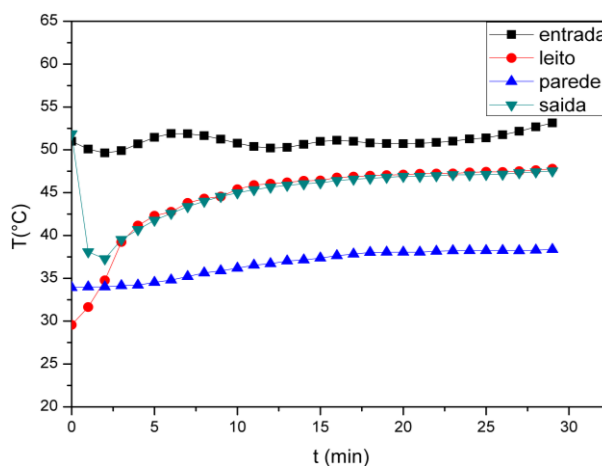
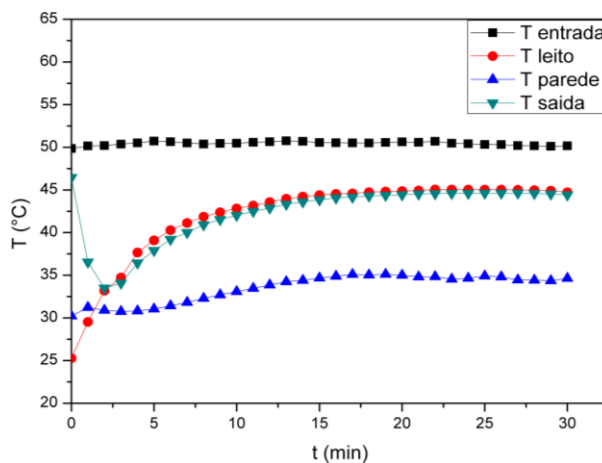


Figura 6.6 - Perfis de temperatura ensaio #4, $T_{g0}=50^{\circ}\text{C}$, $U_{g0}=0,7670\text{ m/s}$



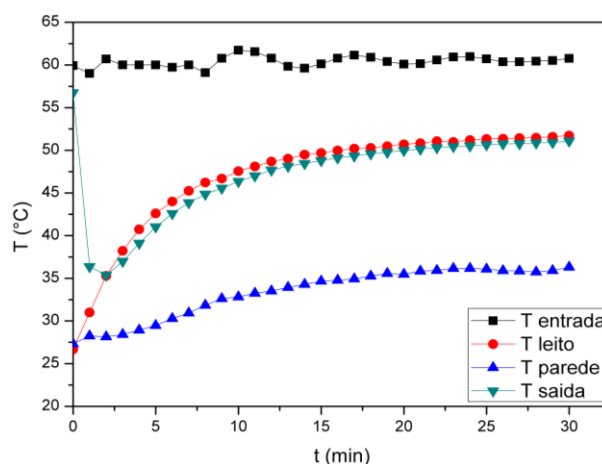
A Figura 6.3 apresenta os perfis de temperatura para uma velocidade 20% abaixo da mínima fluidização, o que implica em um regime de leito fixo, onde não há movimentação das partículas. Através desta figura é possível observar que inicialmente a taxa de aumento da temperatura do

leito é menor. Tendo em vista que a medida de temperatura do leito foi realizada na posição T6, este comportamento pode ser explicado por não ocorrer a movimentação das partículas e, conseqüentemente, o aquecimento destas ocorre gradualmente a partir das camadas mais inferiores até o topo do leito. Além disso, o coeficiente de transferência entre o ar e as partículas é diretamente proporcional ao número de Reynolds, como pode ser visto nas equações dos modelos de transferência de calor estudadas, Equações (3.32), (3.35) e (3.37), ou seja, quanto menor a velocidade menor a taxa de aquecimento e maior o tempo para alcançar o equilíbrio térmico. Após este período inicial, onde as camadas de partículas inferiores a posição do sensor de temperatura do leito já se encontram mais aquecidas, existe um aumento acentuado na temperatura do leito, o que mostra uma elevada taxa de transferência de calor entre o ar e as partículas. Um comportamento similar também foi observado para uma velocidade 20% acima da mínima fluidização, conforme apresentado na Figura 6.4.

Outra consequência do baixo número de Reynolds é a perda de calor através da parede. Tal comportamento pode ser confirmado ao se analisar a temperatura de saída do ar, a qual apresenta discrepância em relação a temperatura do leito para velocidades baixas (Figuras 6.3 e 6.4), o que não ocorre para as velocidades mais altas, como é o caso dos ensaios #3, #4 e #5, Figura 6.5 Figura 6.6 e Figura 6.7, respectivamente.

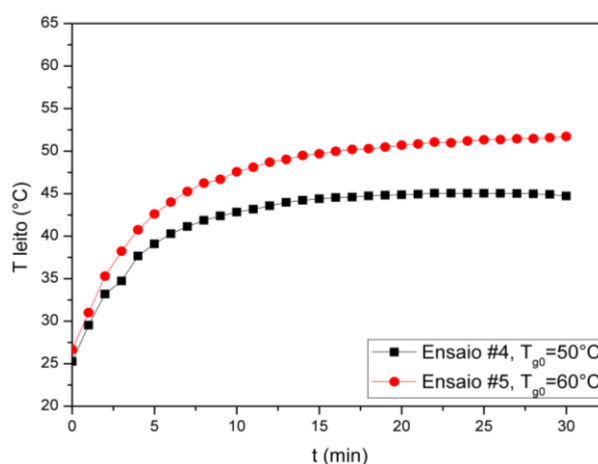
Os perfis de temperatura obtidos no ensaio #5 estão na Figura 6.7.

Figura 6.7 - Perfis de temperatura ensaio #5, $T_{g0}=60^{\circ}\text{C}$, $U_{g0}=0,7670\text{ m/s}$



A Figura 6.7 apresenta semelhança, no comportamento da temperatura do leito, com a Figura 6.6, tal semelhança é explicada pelos motivos relacionados à velocidade do gás, já discutidos anteriormente, além disso, no ensaio #5 a temperatura de entrada do ar é maior, o que aumenta a força motriz da transferência de calor e, conseqüentemente, aumenta a taxa de transferência de calor entre o ar e as partículas. A Figura 6.8 permite uma melhor visualização das diferenças de comportamento nos perfis de temperatura do leito para os ensaios #4 e #5.

Figura 6.8 – Comparação da temperatura do leito nos ensaios #4 e #5



Após análise dos resultados experimentais fica claro a influência tanto do número de Reynolds, quanto da temperatura do gás de entrada, no comportamento da transferência de calor no leito fluidizado, sendo o coeficiente de calor altamente proporcional a esses parâmetros.

6.2 Modelagem e simulação

Nas próximas seções serão discutidos os resultados das simulações realizadas ao longo do trabalho com o objetivo de identificar os modelos de transferência de calor que melhor se ajustam aos dados experimentais, tanto deste trabalho, quanto de Rizzi (2008), além de avaliar a influência dos coeficientes condutivo e convectivo na transferência de calor em leito fluidizado.

6.2.1 Simulação das condições experimentais estudadas por Rizzi (2008)

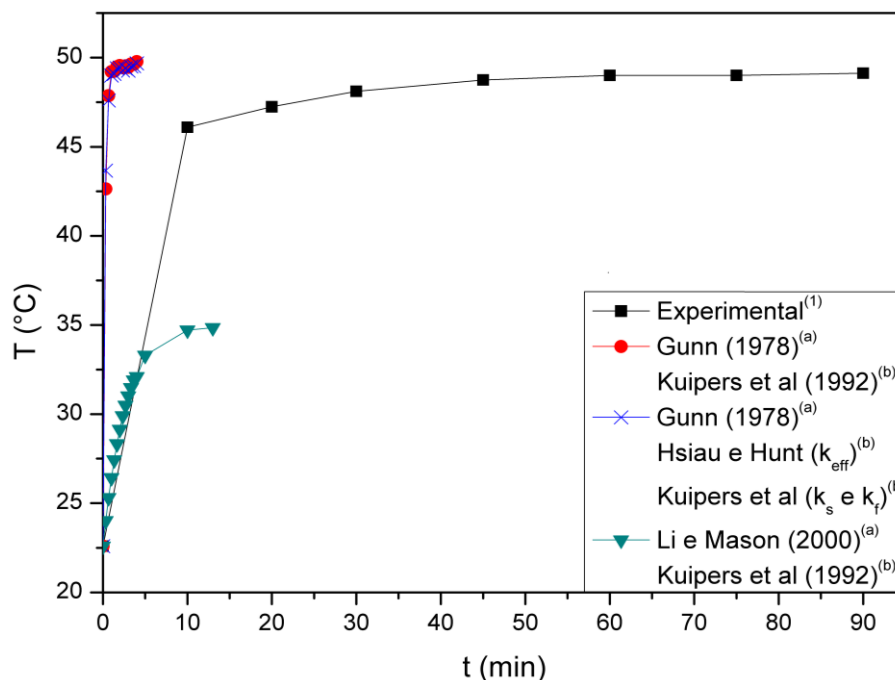
Como mencionado anteriormente, foram realizadas simulações utilizando três diferentes combinações de modelos de transferência de calor, Quadro 5.3, com base nas condições operacionais de Rizzi (2008). Tais combinações permitiram avaliar a influência dos modelos convectivos e condutivos no sistema.

O primeiro conjunto de modelos simulado é composto pelo modelo convectivo de Gunn (1978) e condutivo de Kuipers *et al.* (1992), o segundo mantém o modelo de Gunn (1978) como convectivo e o modelo de Hsiau e Hunt (1993) para o cálculo da condutividade efetiva e de Kuipers *et al.* (1992) no cálculo da condutividade de cada fase, já o terceiro conjunto mantém o modelo condutivo de Kuipers *et al.* (1992) e o convectivo é o de Li e Mason (2000).

As condições iniciais estão dispostas na Tabela 5.1, e, como citado, foram simuladas além da velocidade de 1,1 m/s, as velocidades 0,6783 m/s e 1,32 m/s, com a temperatura de entrada sendo 51,5°C.

A Figura 6.9 apresenta os perfis de temperaturas para os três conjuntos de modelos de transferência de calor simulados, com a mesma velocidade do gás de entrada, $U_{g0}=1,1$ m/s.

Figura 6.9 – Comparação da temperatura do leito de Rizzi (2008) experimental e simulada, $U_{g0}=1,1$ m/s



^(a)Modelo convectivo; ^(b)Modelo condutivo

Fonte: ⁽¹⁾Adaptado de Rizzi (2008)

Pode-se observar que a simulação do terceiro conjunto, modelos convectivo e condutivo de Li e Mason (2000) e Kuipers *et al.* (1992), respectivamente, apresentou um perfil de temperatura do leito diferente em relação as outras duas simulações, a partir disso conclui-se que o modelo convectivo apresenta uma influência muito maior no sistema do que o condutivo, já que a diferença entre as duas primeiras combinações foi apenas o modelo condutivo.

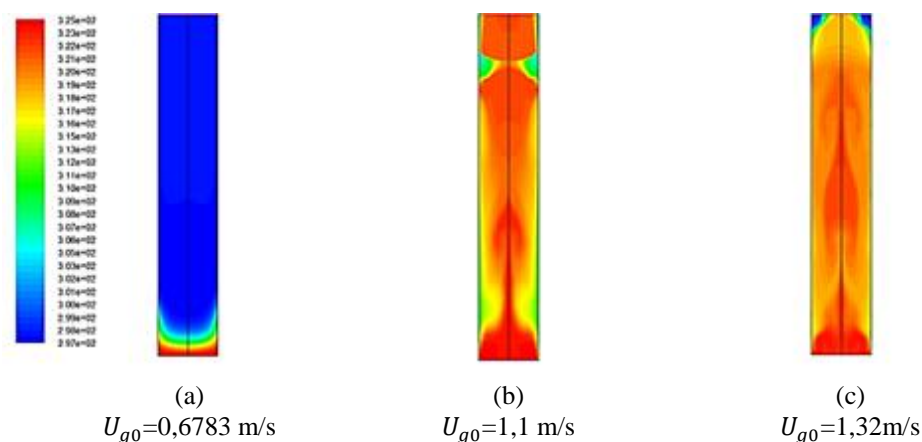
O modelo de Li e Mason (2000), apesar de ser função tanto do número de Reynolds quanto da fração volumétrica de sólidos no sistema e ainda, além de apresentar um comportamento inicial muito próximo ao experimental nos primeiros minutos de simulação, se mostrou incompatível com os dados experimentais após esse período, onde pode se observar que a evolução da temperatura do sistema torna-se mais lenta.

Já o modelo de Gunn (1978) apresentou comportamento oposto ao anterior, ou seja, superestimou o valor do coeficiente de transferência de calor, isso pode ser notado, pois o sistema alcança o equilíbrio térmico

quase que instantaneamente, com aproximadamente 1 minuto de simulação, enquanto para os dados experimentais o equilíbrio térmico entre as fases só é alcançado com aproximadamente 15 minutos de experimento, como pode ser observado na Figura 6.9. No entanto, o modelo de Gunn (1978) apresentou uma boa previsão do comportamento qualitativo dos perfis de temperatura e da temperatura de equilíbrio térmico dos sólidos.

A fim de observar o comportamento da temperatura a diferentes velocidades do ar de entrada coletou-se imagens da simulação, do modelo de Gunn (1978), para uma velocidade 20% acima da velocidade de mínima fluidização, $U_{g0}=0,6783$ m/s, para a velocidade do ensaio 5 de Rizzi (2008), $U_{g0}=1,1$ m/s, e para uma velocidade 20% acima dessa, $U_{g0}=1,32$ m/s, como mostrado na Figura 6.10. As imagens foram coletadas aos 40 segundos de cada simulação.

Figura 6.10 – Perfis de temperatura a diferentes velocidades em 40 segundos

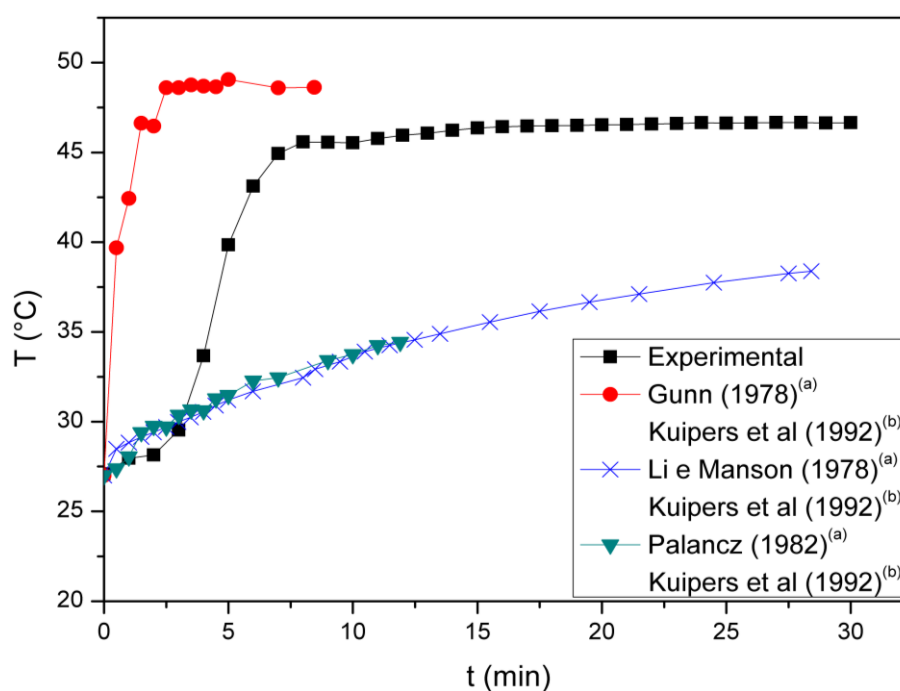


Como o coeficiente de transferência de calor por convecção é diretamente proporcional ao número de Reynolds o esperado é que o aumento da velocidade acelere a transferência de calor fazendo com que a temperatura do material particulado aumente rapidamente, esse fenômeno pode ser claramente observado nas figuras anteriores, onde para maiores velocidades no mesmo instante de tempo tem-se uma distribuição mais homogênea da temperatura. O mesmo comportamento foi observado e discutido anteriormente nos resultados experimentais de transferência de calor deste trabalho.

6.2.2 Simulação das condições experimentais desse trabalho

Após a realização dos experimentos deu-se início as simulações com base nas condições operacionais utilizadas no ensaio #2, ou seja, $U_{g0}=0,6121$ m/s e $T_{g0}=50^{\circ}\text{C}$. Foram simulados três modelos de transferência de calor com base no coeficiente convectivo, que são os modelos de Gunn (1978), Li e Mason (2000) e Palancz (1982), conforme descrito no Quadro 5.3. Como foi observado nas simulações do trabalho de Rizzi (2008) que o coeficiente condutivo não apresenta influência significativa no comportamento térmico do leito, foi utilizado o modelo de Kuipers *et al.* (1992) em todas as simulações.

Figura 6.11 – Comparação da temperatura do leito experimental e simulada. $T_{g0}=50^{\circ}\text{C}$, $U_{g0}=0,6121$ m/s.



^(a)Modelo convectivo; ^(b)Modelo condutivo

Os modelos de Gunn (1978) e Li e Mason (2000) apresentaram o mesmo comportamento observado nas simulações das condições operacionais de Rizzi (2008), além disso, o modelo de Palancz (1982) apresentou comportamento semelhante ao de Li e Mason (2000), ou seja, enquanto o perfil experimental atingiu o equilíbrio térmico em aproximadamente 8 minutos, esses modelos após esse tempo ainda se

encontravam em torno de 10°C abaixo da temperatura de equilíbrio, como pode ser visto na Figura 6.11.

Já o modelo de Gunn (1978), atingiu o equilíbrio antes do experimental, em aproximadamente 3 minutos, confirmando a teoria proposta anteriormente de que este modelo, apesar de apresentar uma boa previsão do comportamento qualitativo do perfil de temperatura, superestima o valor do coeficiente de transferência de calor por convecção e deve ser ajustado para melhor sua previsão.

6.2.3 Modelo de Gunn (1978) ajustado

Como mencionado anteriormente o modelo de Gunn (1978) foi o que apresentou o melhor comportamento qualitativo em relação ao perfil experimental da temperatura do leito, apesar de superestimar o coeficiente de transferência de calor por convecção. Devido a essas observações, foram realizados três ajustes no modelo a fim de melhor a previsão do comportamento da temperatura no leito fluidizado.

Tais ajustes são descritos pelas Equações (6.2), (6.3) e (6.4), a seguir:

Ajuste 1

$$Nu_s = (7 - 10\alpha_f + 5\alpha_f^2)(1 + 0,7Re_s^{0,2}Pr^{1/3}) + (0,0665 - 0,12\alpha_f + 0,06\alpha_f^2)Re_s^{0,7}Pr^{1/3} \quad (6.2)$$

Ajuste 2

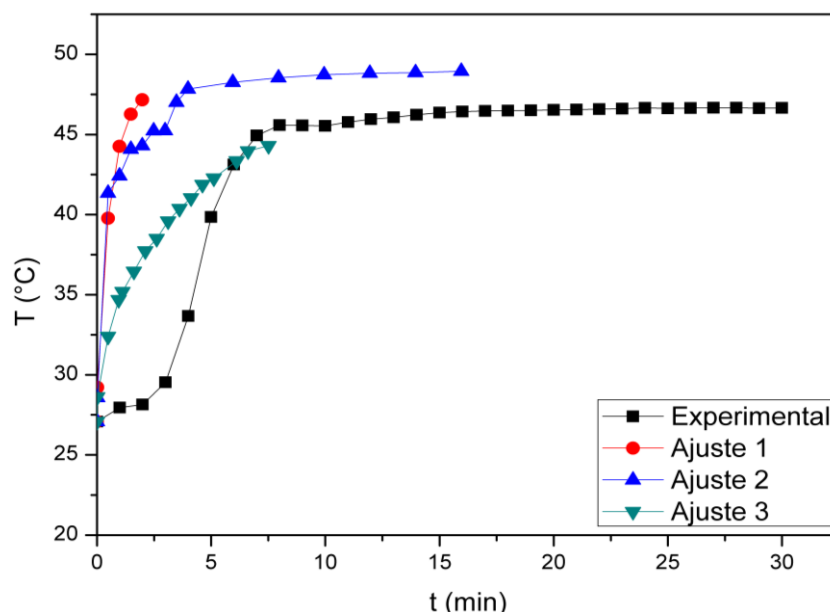
$$Nu_s = (7 - 10\alpha_f + 5\alpha_f^2)(1 + 0,7Re_s^{0,2}Pr^{1/3}) + (0,01665 - 0,03\alpha_f + 0,015\alpha_f^2)Re_s^{0,7}Pr^{1/3} \quad (6.3)$$

Ajuste 3

$$Nu_s = (7 - 10\alpha_f + 5\alpha_f^2)(1 + 0,7Re_s^{0,2}Pr^{1/3}) + (0,0133 - 0,024\alpha_f + 0,012\alpha_f^2)Re_s^{0,7}Pr^{1/3} \quad (6.4)$$

A Figura 6.12 mostra os resultados obtidos para os três ajustes em relação ao perfil experimental, as simulações foram realizadas com base nas condições operacionais do ensaio #2, ou seja, com velocidade 20% acima da mínima fluidização, $U_{g0}=0,6121$ m/s, $T_{g0}=50^{\circ}\text{C}$ e $T_{s0}=27,08^{\circ}\text{C}$.

Figura 6.12 – Ajustes ao modelo de Gunn (1978). $T_{g0}=50^{\circ}\text{C}$, $U_{g0}=0,6121$ m/s.

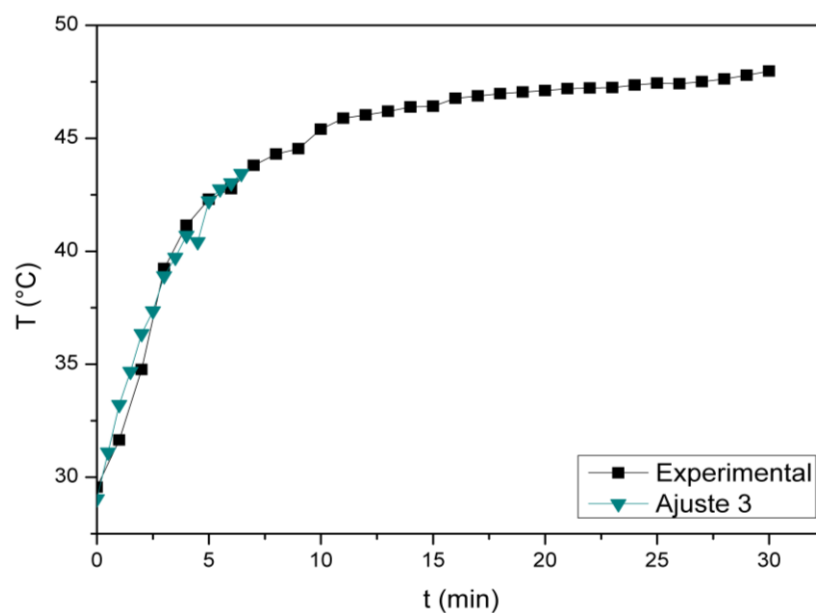


Como pode ser observado o terceiro ajuste foi o que mais se aproximou dos dados experimentais, embora não tenha se ajustado bem ao período inicial, onde a transferência de calor foi mais lenta. Como discutido anteriormente esse período é explicado pelo baixo número de Reynolds que além de apresentar um baixo coeficiente de transferência de calor, facilita as perdas de calor. Portanto, ambos os parâmetros devem ser considerados para um melhor ajuste aos dados experimentais.

Pode se notar, na Figura 6.12, que o comportamento do perfil de temperatura do leito se aproxima dos perfis experimentais com velocidades mais altas como na Figura 6.6 (ensaio #4), levando a conclusão que o modelo de Gunn (1978) ajustado deverá prever melhor o comportamento térmico do leito fluidizado quando esse opera com altos números de Reynolds.

A Figura 6.13 apresenta os resultados para a simulação do Ajuste 3 com a velocidade 30 % acima da mínima fluidização, $U_{g0}=0,6121$ m/s e $T_{g0}=50^{\circ}\text{C}$.

Figura 6.13 – Simulação do Ajuste 3, $T_{g0}=50^{\circ}\text{C}$, $U_{g0}=0,6631\text{ m/s}$



Como esperado, para uma velocidade maior o Ajuste 3 previu melhor o comportamento da temperatura do leito quando comparado a velocidades menores. Isso confirma a necessidade de se desenvolver equações específicas para velocidades mais baixas, onde a transferência de calor é mais lenta e existem perdas de calor do leito para a parede.

7 CONCLUSÃO

O objetivo geral do trabalho foi alcançado, foram selecionados da literatura três modelos convectivos e dois modelos condutivos de transferência de calor em leito fluidizado, os modelos convectivos são os de Gunn (1978), Palancz (1982) e Li e Mason (2000), e os modelos condutivos Kuipers *et al.* (1992) e Hsiau e Hunt (1993). Dentre todos os modelos apenas o de Gunn (1978) é padrão do software Fluent 14.5, todos os outros foram implementados via “*user-define function*” (UDF) com linguagem de programação C++.

A curva fluidodinâmica das sementes de cornichão (*Lotus corniculatus* L.) foi construída com base na queda de pressão do leito em função da velocidade de entrada do ar e a partir da qual foi possível obter a velocidade de mínima fluidização.

Foram realizados ensaios de transferência de calor com diferentes velocidades e temperaturas de do gás de entrada. Através dos experimentos de transferência de calor observou-se a forte influência do número de Reynolds e da temperatura do gás de entrada no coeficiente de transferência de calor e, conseqüentemente, nos perfis de temperatura do leito fluidizado.

Para velocidades até 20% acima da mínima fluidização o baixo número de Reynolds não permite uma movimentação acentuada das partículas no leito o que acarretou num período inicial de temperatura constante, ou seja, o coeficiente de transferência é suficientemente baixo, nesse período, a ponto de não ser visível o fenômeno de transferência de calor logo no início do experimento, o que não ocorreu para velocidades acima de 20% da mínima fluidização onde nos primeiros segundos de experimento já era significativamente notável a transferência de calor.

A fim de avaliar os modelos de transferência de calor foram realizadas simulações com bases nas condições operacionais dos experimentos, além disso, foram feitas simulações com base nas condições operacionais dos experimentos realizados por Rizzi (2008). Através das simulações foi possível observar o comportamento dos modelos em relação

aos experimentos, sendo que para as condições de Rizzi (2008) foram feitas simulações dos dois modelos condutivos e dos convectivos Gunn (1978) e Li e Mason (2000) com isso foi possível concluir que o coeficiente de transferência de calor por condução não apresenta significativa frente ao coeficiente convectivo, por tanto, nas simulações dos experimentos desenvolvidos nesse trabalho apenas foram avaliados os três modelos convectivos, sendo o condutivo o de Kuipers et al. (1992). Comparando todas as simulações com os dados experimentais conclui-se que os modelos de Li e Mason (2000) e Palancz (1982) não apresentaram uma previsão do comportamento do perfil de temperatura do leito, além de não alcançarem a temperatura de equilíbrio do sistema, já o modelo de Gunn (1978) apesar de superestimar o valor do coeficiente de transferência, alcançando o equilíbrio rapidamente em todas as simulações, apresentou uma boa previsão do comportamento do perfil de temperatura, portanto, o modelo de Gunn (1978) foi ajustado nesse trabalho e obteve-se uma previsão melhor, porém ainda são necessários ajustes ao modelo.

8 SUGESTÕES PARA NOVOS TRABALHOS

Para dar continuidade ao estudo da transferência de calor em leito fluidizado, são sugeridos os seguintes temas para trabalhos futuros:

- Aprofundar o estudo do modelo de Gunn (1978) ajustado e aplicá-lo a outros tipos de escoamento;
- Estudar, ajustar e desenvolver novos modelos de transferência de calor;
- Avaliar a influência das perdas de calor no comportamento térmico do sistema, através da parede do leito, por exemplo;
- Estudar a influência dos regimes fluidodinâmicos no coeficiente de transferência de calor;

9 REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS

- AKPINAR, E.; MIDILLI, A.; BICER, Y. Single layer drying behaviour of potato slices in a convective cyclone dryer and mathematical modeling. **Energy Conversion and Management** 44, 1689–170, 2003.
- ALONSO, L. F. T.; PARK, K. J. Métodos de seleção de secadores. **Ciência e Tecnologia de Alimentos**, vol.25 n°.2, Campinas, Abr/Jun, 2005.
- ASSARI, M.R.; TABRIZI, H. B.; SAFFAR-AVVAL, M. Numerical simulation of fluid bed drying based on two-fluid model and experimental validation. **Applied Thermal Engineering** 27, 422-429, 2007.
- BASU, P. Combustion and gasification in fluidized beds, Taylor & Francis, NW, 2006
- BORÉM, F. M.; RIBEIRO, R. C. M. S.; CORRÊA, P. C.; PEREIRA, R. G. F. A. Propriedades térmicas de cinco variedades de café cereja descascado. **Revista Brasileira de Engenharia Agrícola e Ambiental** vol. 6 n.3, 1807-1929, 2002.
- CHALERMSINSUWAN, B.; CHANCHUEY, T.; BUKHAO, W.; GIDASPOW, D.; PIUMSOMBOON, P. Computational fluid dynamics of circulating fluidized bed downer: Study of modeling parameters and system hydrodynamic characteristics. **Chemical Engineering Journal** 189, 314-335, 2012.
- CORNELISSEN, J. T.; TAGHIPOUR, F.; ESCUDIÉ, R.; ELLIS, N.; GRACE, J. R. CFD modelling of a liquid–solid fluidized bed. **Chemical Engineering Science** 62, 6334 – 6348, 2007.
- DA ROSA, C. A. Estudo experimental e numérico da fluidodinâmica e das transferências de calor e massa em um leito de jorro contínuo: Uso da técnica CFD. Tese de Doutorado, UFSCar, 2010.
- ESMAILI, E.; MAHINPEY, N. Adjustment of drag coefficient correlations in three dimensional CFD simulation of gas–solid bubbling fluidized bed. **Advances in Engineering Software** 42, 375-386, 2011.

FOUST, A. S.; WENZEL, L. A.; CLUMP, C. W.; MAUS, L.; ANDERSEN, L. B. Principios de Operaciones Unitarias. Compañía Editorial Continental, 2 ed., 10ª reimpressão (2006), México, 1987.

GEANKOPLIS, C. J. Procesos de transporte y operaciones unitarias. Compañía Editorial Continental, 3 ed., México, 1998.

GELDART, D. Types of gas fluidization, **Powder Technology** 7, 285-292, 1973.

GUNN, D. J., Transfer of Heat or Mass to Particles in Fixed and Fluidized Beds, **Int. J. Heat Mass Transf.**, 21, 467, 1978.

HOEBINK, J. H. B. J. e RIETEMA, K.. Drying Granular Solids In Fluidized Bed-I. **Chemical Engineering Science** 35, 2135-2140, 1979.

HOU Q. F.; ZHOU Z, Y; YU, A. B. Micromechanical modeling and analysis of different flow regimes in gas fluidization. **Chemical Engineering Science** 84, 449-468, 2012.

HSIAU, S. S., HUNT, M. L. Kinetic theory analysis of flow-induced particle diffusion and thermal conduction in granular material flows. **Journal of Heat Transfer** 115/541, 1993.

ITO, A. P. Determinação de condutividade e difusividade térmica de grãos de soja, Dissertação de mestrado, UNICAMP, 2003.

KANAAN, A. F. Análise da secagem de cornichão (*Lotus corniculatus* L.) em leito fixo com escoamento de ar paralelo. Dissertação de mestrado, Unipampa, 2014.

KUIPERS, J. A. M.; PRINS, W.; VAN SWAAIJ, P. M. Numerical calculation of wall-to-bed heat-transfer coefficients in gas-fluidized beds. **AIChE Journal** 38, 7, 1992.

KUNII, D.; LEVENSPIEL, O. Fluidization Engineering, Butterworth-Heinemann, 2ªed, EUA, 1991.

KWAUK, M.; LI, J. Fluidization Regimes. **Powder Thecnology** 87, 93-202, 1986

LI, J.; MASON, D. J.; A computational investigation of transient heat transfer in pneumatic transport of granular particles, **Powder Technology** 112 273–282, 2000

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

LOHA, C.; CHATTOPADHYAY, H.; CHATTERJEE, P. K. Euler-Euler CFD modeling of fluidized bed: Influence of specular coefficient on hydrodynamic behavior. **Particuology** 11, 673-680, 2013.

LUN, C.K.; SAVAGE, S. B.; JEFFREY, D. J.; CHEPURNIY, N. Kinetic theories for granular flow: inelastic particles in Couette flow and slightly inelastic particles in a general flow field. **J. of Fluid Mech.**, 140, 323-256, 1984.

NATARAJAN, V.V.; HUNT, M.L. . Kinetic theory analysis of heat transfer in granular flows. **Int. J. Heat Mass Transfer**, 41(13), 1929-1944, 1998.

NITZ, M. e GUARDANI, R. Fluidização gás-sólido – Fundamentos e avanços. *Revista Brasileira de Engenharia Química*, Dezembro, 2008.

OGAWA, S.; UMEMURA, A.; OSHIMA, N. On the equation of fully fluidized granular materials. **J. Appl. Math. Phys.**, 31, 483, 1980.

PALANCZ, B. A mathematical model for continuous fluidized bed drying, **Chemical Engineering Science**. 7 1045–1059, 1982.

RIZZI, A. C. Secagem de sementes gramíneas (*Brachiaria brizantha*) em leito fluidizado. Tese de doutorado, UFSCar, 2008.

STRUMILLO, C. e KUDRA, T. Drying: Principles, **Applications and Design**. **Gordon and Breach Science Publisher**, 1986.

SYAHRUL, S.; HAMDULLAHPUR, F.; DINCER, I. Thermal analysis in fluidized bed drying of moist particles. **Applied Thermal Engineering** 22, 1763-1775, 2002.

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

VAN DER HOEF, M. A.; VAN SINT ANNALAND, M.; KUIPERS, J. A. M. Computational fluid dynamics for dense gas–solid fluidized beds: a multi-scale modeling strategy. **Chemical Engineering Science** 59, 5157–5165, 2004.

VERMA, V.; DEEN, N. G., PADDING, J. T.; KUIPERS, J. A. M. Two-fluid modeling of three-dimensional cylindrical gas-solid fluidized beds using the Kinect theory of granular flow. **Chemical Engineering Science** 102, 277–245, 2013

WANG, Z. H.; CHEN, G. Heat and mass transfer in batch fluidized-bed drying of porous particles. *Chemical Engineering Science* 55, 1857–1869, 2000.

YANG, W. C. Handbook of fluidization and fluid-particle systems. Marcel Dekker, Inc., New York, USA, 2003.

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