

**UNIVERSIDADE FEDERAL DE SÃO CARLOS  
CENTRO DE CIÊNCIAS EXATAS E TECNOLOGIA  
PROGRAMA DE PÓS-GRADUAÇÃO EM ENGENHARIA QUÍMICA**

**Estudo experimental e numérico da fluidodinâmica e das  
transferências de calor e massa em um leito de jorro  
contínuo: Uso da técnica CFD**

Cezar Augusto da Rosa

**São Carlos – SP  
2010**

UNIVERSIDADE FEDERAL DE SÃO CARLOS  
CENTRO DE CIÊNCIAS EXATAS E TECNOLOGIA  
PROGRAMA DE PÓS-GRADUAÇÃO EM ENGENHARIA QUÍMICA

**Estudo experimental e numérico da fluidodinâmica e das transferências de calor e massa em um leito de jorro contínuo: Uso da técnica CFD**

Cezar Augusto da Rosa

Tese apresentada ao programa de pós-graduação em Engenharia Química da Universidade Federal de São Carlos como parte dos requisitos necessários à obtenção do título de Doutor em Engenharia Química, área de concentração de Pesquisa e Desenvolvimento de Processos Químicos.

Orientador: Prof. Dr. José Teixeira Freire

São Carlos – SP

2010

**Ficha catalográfica elaborada pelo DePT da  
Biblioteca Comunitária/UFSCar**

R788ee

Rosa, Cezar Augusto da.

Estudo experimental e numérico da fluidodinâmica e das transferências de calor e massa em um leito de jorro contínuo : uso da técnica CFD / Cezar Augusto da Rosa. -- São Carlos : UFSCar, 2010.  
97 f.

Tese (Doutorado) -- Universidade Federal de São Carlos, 2010.

1. Engenharia química. 2. Leito de jorro. 3. CFD. 4. Transferência de calor e massa. 5. escoamento multifásico. I. Título.

CDD: 660 (20<sup>a</sup>)

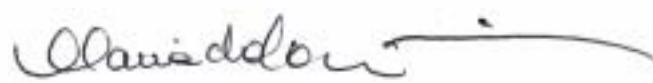
MEMBROS DA BANCA EXAMINADORA DA TESE DE DOUTORADO DE **CEZAR AUGUSTO DA ROSA**, APRESENTADA AO PROGRAMA DE PÓS-GRADUAÇÃO EM ENGENHARIA QUÍMICA DA UNIVERSIDADE FEDERAL DE SÃO CARLOS EM 10 DE MAIO DE 2010.

BANCA EXAMINADORA:

  
José Teixeira Freire  
orientador, UFSCar

  
Claudio Roberto Duarte  
UFU

  
Luis Alexandre Pedro de Freitas  
USP

  
Maria do Carmo Ferreira  
UFSCar

  
Dermeval José Mazzini Sartori  
UFSCar

*Dedico este trabalho aos meus pais, Cleomar e Maria, a minhas irmãs Rose e Márcia, a meu irmão Cleomar Jr. e a minha noiva Vanessa, com amor e carinho.*

## AGRADECIMENTOS

Agradeço a Deus por iluminar o meu caminho, dando-me força para alcançar os meus objetivos.

Agradeço a minha família pelo apoio, amor e carinho.

Agradeço a Vanessa pelo amor, amizade e companheirismo ao longo destes anos.

Agradeço ao meu orientador e amigo Professor José Teixeira Freire pela amizade, orientação e ensinamentos. Estes anos de convivência com o senhor me fizeram crescer não só como pesquisador, mas como ser humano.

Agradeço aos demais professores do Centro de Secagem: Profa. Maria do Carmo, Profa. Ana Maria, Prof. Ronaldo, Prof. Dermeval e Prof. Fábio pela convivência, amizade, sugestões e contribuições ao trabalho.

Agradeço ao Prof. Hamid Arastoopour pela orientação, confiança, ensinamentos e contribuições ao trabalho durante o período Sandwich. Também agradeço aos amigos e alunos do grupo de pesquisa do Prof. Arastoopour: YeRhee, Canan, Emmad, Jang, Pravin e Matteo pela amizade, disposição e sugestões ao trabalho.

Agradeço aos amigos e colegas do Centro Secagem: Bruna, Renata, Cibele, Luanda, Rodrigo, André, Robinho, Léo, Thiago, Hugo, Lucas e Roger por todos estes anos de convivência e por fazerem os dias mais alegres no Centro de Secagem. Aos demais amigos do DEQ: Elyzabeth, Deise, Tanabe, Wellington e Ramirez pela convivência e os momentos de descontração.

Agradeço aos meus bons e velhos amigos: Larissa, Fernanda, Isabel, Eduardo, Rafael, Alfredo, Winny, Alexandre, Sidney, Lazaro (Renato) pela amizade, apoio e por todos os momentos que passamos juntos.

Agradeço ao Oscar pela amizade, boa vontade e disposição em ajudar. O meu trabalho não seria o mesmo sem a tua ajuda e experiência.

Agradeço aos técnicos: Edilson, Argeu e Adilson pela grande disposição e boa vontade em ajudar.

Por fim, agradeço a todos que, de alguma forma, contribuíram para a minha formação pessoal e científica.

## RESUMO

Neste trabalho, os fenômenos de transferência, que ocorrem durante a operação de secagem em um leito de jorro contínuo, são abordados de forma experimental e também através da fluidodinâmica computacional (CFD). Para isso, o trabalho foi dividido em três partes principais: fluidodinâmica, transferência de calor e transferência de massa.

A fluidodinâmica, de um leito de jorro com alimentação contínua de sólidos pela base, foi estudada através de dados experimentais de pressão estática, altura da fonte e vazão de ar, os quais foram obtidos para as diversas regiões do leito. Um modelo de dois fluidos utilizando a formulação Euler-Euler foi empregado para a simulação da fluidodinâmica do sistema. As forças de interface, entre fluido-partícula, foram descritas utilizando o modelo proposto por Gidaspow (1992) e as tensões de sólidos pela teoria cinética granular proposta por Lun *et al.* (1984). A solução das equações do modelo foi realizada utilizando o software FLUENT 6.3. Os resultados obtidos via CFD foram comparados a dados experimentais, mostrando a boa concordância do modelo com os experimentos.

No estudo da transferência de calor, a equação da conservação da energia em sua forma diferencial foi utilizada, juntamente com o modelo fluidodinâmico, para simular a transferência de calor entre fluido e partículas em um leito de jorro contínuo com alimentação de sólidos pela base. Duas correlações para a determinação do número de Nusselt (Gunn, 1978; Kmiec, 1980) foram utilizadas para o cálculo do coeficiente de transferência de calor entre as fases. Os resultados simulados foram comparados com dados experimentais obtidos para a temperatura do fluido e das partículas.

A simulação da secagem de partículas de alumina, em um leito de jorro contínuo, foi realizada através do acoplamento dos fenômenos de transferência. Uma equação para a constante de secagem, em função da temperatura do ar e velocidade relativa entre as fases, foi desenvolvida a partir de dados experimentais de secagem em camada fina. O modelo mostrou-se fisicamente consistente e promissor, na análise da transferência de massa no sistema em estudo.

## ABSTRACT

In this work, the transport phenomena, which occur during the drying operation in a continuous spouted bed, are evaluated through experimental data and CFD simulations. Thus, this thesis was divided into three main parts: fluid dynamics, heat transfer and mass transfer.

The fluid dynamics of a spouted bed, with continuous solids feeding, was studied through experimental data of static pressure, fountain height and air mass flow rate. A two-fluid two-dimensional model using the Euler-Euler approach was applied to simulate the fluid dynamics of the system. Gidaspow (1992) drag model was used to describe fluid-particle interface forces and the granular kinetic theory (Lun *et al.*, 1984) to predict the solid phase stress. The commercial fluid dynamics code, FLUENT 6.3, was chosen to solve the model equations. The data obtained via CFD compared well with experimental results.

In the heat transfer study, the conservation of energy equation was used, in conjunction with the fluid dynamics model, to simulate the heat transfer between the gas and particles in a continuous draft tube spouted bed. Two different Nusselt number correlations (Gunn, 1978; Kmiec, 1980) were used to calculate the heat transfer coefficient between the phases. The simulated results were compared with the experimental data obtained for the fluid temperature in the draft tube and annulus sections of the bed as well as for the solids outlet temperature.

The drying simulations were done by coupling the transport phenomena, fluid dynamics, heat and mass transfer. An equation, based on thin layer drying data, was developed for the drying constant, which is a function of the fluid temperature and gas-solids relative velocity. The drying model presented physically consistent results and it seems to be promising for the drying analysis.



## SUMÁRIO

AGRADECIMENTOS .....	i
RESUMO.....	ii
ABSTRACT .....	iii
LISTA DE TABELAS .....	vii
LISTA DE FIGURAS .....	viii
NOMENCLATURA .....	xi
CAPÍTULO 1 - INTRODUÇÃO .....	1
CAPÍTULO 2 – REVISÃO BIBLIOGRÁFICA .....	4
2.1 Leito de Jorro.....	4
2.1.1 Leito de jorro convencional.....	4
2.1.2 Leito de jorro com tubo interno (draft) .....	6
2.1.3 Leito de jorro contínuo.....	7
2.2 Secagem de Material Particulado .....	8
2.2.1 Características gerais da secagem de materiais granulares .....	9
2.2.2 Secagem em camada delgada.....	10
2.2.3 Secagem de materiais granulares em leito de jorro contínuo.....	12
2.3 Modelagem e Simulação em Leito de Jorro .....	13
2.3.1 Simulação da fluidodinâmica.....	14
2.3.1.1 Modelos unidimensionais.....	14
2.3.1.2 Modelos bi e tridimensionais.....	16
2.3.1.3 Modelos de arraste .....	17
2.3.2 Transferência de calor.....	18
2.3.2.1 Condutividade térmica efetiva.....	20
2.3.2.2 Coeficiente de transferência de calor entre as fases .....	24
2.3.3 Transferência de massa.....	26

CAPÍTULO 3 – MATERIAIS E MÉTODOS.....	27
3.1 Materiais .....	27
3.2 Equipamentos.....	28
3.3 Procedimento Experimental.....	31
CAPÍTULO 4 - MODELAGEM DOS FENÔMENOS DE TRANSFERÊNCIA EM LEITO DE JORRO CONTÍNUO.....	33
4.1 Modelo Fluidodinâmico.....	33
4.1.1 Conservação de massa e movimento .....	33
4.1.2 Modelo de arraste (transferência de momento entre as fases) .....	37
4.1.3 Tensão de cisalhamento (transferência de momento por mecanismos moleculares).....	38
4.1.4 Teoria cinética granular (propriedades da fase sólida).....	39
4.1.5 Modelo de turbulência .....	42
4.1.5.1 Turbulência na fase contínua .....	43
4.1.5.2 Turbulência na fase dispersa .....	44
4.2 Modelo Térmico.....	45
4.3 Transporte de Umidade .....	47
4.4 Implementação dos Modelos de Calor e Massa no Software Fluent® .....	49
4.5 Domínio Computacional .....	49
4.6 Malha Computacional .....	50
4.7 Condições de Contorno .....	51
4.8 Solução Numérica .....	52
CAPÍTULO 5 - ANÁLISE DA FLUIDODINÂMICA DE UM LEITO DE JORRO CONTÍNUO COM ALIMENTAÇÃO DE PARTÍCULAS PELA BASE UTILIZANDO CFD.....	53
5.1 Resultados Experimentais .....	53
5.2 Verificação do Modelo .....	55
5.3 Avaliação da Influência do $L_0$ Através das Simulações .....	65

5.4	Conclusões Parciais .....	69
CAPÍTULO 6 - ESTUDO NUMÉRICO E EXPERIMENTAL DA TRANSFERÊNCIA DE CALOR EM UM LEITO DE JORRO CONTÍNUO .....		70
6.1	Resultados Experimentais .....	70
6.2	Verificação do Modelo .....	74
6.3	Conclusões Parciais .....	79
CAPÍTULO 7 - SIMULAÇÃO DA SECAGEM DE ESFERAS DE ALUMINA EM UM LEITO DE JORRO CONTÍNUO .....		80
7.1	Obtenção da Constante de Secagem (K) .....	80
7.2	Simulação da Secagem .....	84
7.3	Conclusões Parciais .....	86
CAPÍTULO 8 - CONCLUSÃO .....		87
8.1	Fluidodinâmica .....	87
8.2	Transferência de calor .....	88
8.3	Transferência de Massa .....	88
SUGESTÕES PARA TRABALHOS FUTUROS .....		90
REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS .....		91

## LISTA DE TABELAS

<b>Tabela 3.1:</b> Propriedades das esferas de vidro e do leito de partículas constituído por estas.....	27
<b>Tabela 3.2:</b> Propriedades das esferas de alumina e do leito de partículas constituído por estas.....	28
<b>Tabela 3.3:</b> Dimensões do leito de jorro contínuo.....	29
<b>Tabela 4.1:</b> Condições de contorno. ....	51
<b>Tabela 5.1:</b> Altura da fonte para as condições de operação estudadas. ....	57
<b>Tabela 5.2:</b> Vazão mássica de fluido nas diferentes regiões do leito.....	64
<b>Tabela 6.1:</b> Temperatura de saída dos sólidos.....	78
<b>Tabela 7.1:</b> Valores das constantes presentes nas Equações 7.1 e 7.2. ....	84

## LISTA DE FIGURAS

<b>Figura 2.1:</b> Regiões características do leito de jorro. ....	5
<b>Figura 2.2.</b> Leito de jorro com tubo interno. ....	7
<b>Figura 2.3.</b> Tipos de alimentação de sólidos em leitos de jorro contínuos. ....	8
<b>Figura 2.4:</b> Taxa de secagem em função da umidade. ....	9
<b>Figura 2.5:</b> Adimensional de umidade em função do tempo de secagem para diferentes velocidades do ar de entrada. ....	11
<b>Figura 2.6:</b> Adimensional de umidade em função do tempo de secagem para diferentes temperaturas do ar de entrada. ....	11
<b>Figura 3.1:</b> Esquema do equipamento utilizado. ....	29
<b>Figura 3.2:</b> Haste para medida de pressão e temperatura do leito. ....	30
<b>Figura 3.3:</b> Esquema do termopar com proteção. ....	31
<b>Figura 4.1:</b> Domínio computacional 2D. ....	50
<b>Figura 4.2:</b> Malha computacional 2D. ....	51
<b>Figura 5.1:</b> Pressão estática em função da posição radial para diferentes posições axiais, obtida para a velocidade de 20 m/s do ar de entrada. ....	54
<b>Figura 5.2:</b> Pressão estática em função da posição radial obtida para a região anular do leito de jorro, obtida para a velocidade de 20 m/s do ar de entrada. ....	54
<b>Figura 5.3:</b> Fração volumétrica de sólidos para velocidades de entrada do fluido de 20m/s (a) e 22m/s (b) com 0.086kg/s e 0.096kg/s de taxa de alimentação de sólidos respectivamente. ....	56
<b>Figura 5.4:</b> Pressão estática adimensional em função da coordenada radial para diferentes posições axiais e 20m/s de velocidade do ar de entrada. ....	58
<b>Figura 5.5:</b> Pressão estática adimensional em função da coordenada axial para a velocidade de 20m/s do ar de entrada. ....	58
<b>Figura 5.6:</b> Pressão estática adimensional em função da coordenada axial para a velocidade de 22m/s do ar de entrada. ....	59

<b>Figura 5.7:</b> Vetores velocidade do fluido graduados pela velocidade axial do ar obtidos para a condição de 20m/s do ar de entrada. ....	60
<b>Figura 5.8:</b> Vetores velocidade da fase sólida graduados pela velocidade axial dos sólidos obtidos para a condição de 20m/s do ar de entrada. ....	61
<b>Figura 5.9:</b> Velocidade da fase sólida em função da coordenada axial para 20m/s e 22m/s de velocidade do ar de entrada. ....	62
<b>Figura 5.10:</b> Pressão estática adimensional em função da coordenada axial para a região anular do leito e para 20m/s de velocidade do ar de entrada. ....	63
<b>Figura 5.11:</b> Pressão estática adimensional em função da coordenada radial para a região anular do leito e para 20m/s de velocidade do ar de entrada. ....	63
<b>Figura 5.12:</b> Fração volumétrica dos sólidos para três diferentes valores de $L_0$ : (a) 5 cm, (b) 6 cm e (c) 7 cm. ....	65
<b>Figura 5.13:</b> Altura da fonte em função de $L_0$ . ....	66
<b>Figura 5.14:</b> Taxa de recirculação de sólidos em função de $L_0$ . ....	67
<b>Figura 5.15:</b> Velocidade axial do ar em função da posição axial para diferentes valores de $L_0$ . ....	67
<b>Figura 5.16:</b> Fração da vazão mássica de ar direcionada para o ânulo em função de $L_0$ . 68	
<b>Figura 6.1:</b> Temperatura do ar em função do tempo para as velocidades de (a) 20m/s e (b) 22m/s e temperatura de 80°C do ar de entrada. ....	70
<b>Figura 6.2:</b> Temperatura do sólido em função do tempo para uma velocidade de 20m/s do ar de entrada. ....	71
<b>Figura 6.3:</b> Temperatura do ar em função da posição axial para o tubo draft: (a) condição de recirculação e (b) alimentação nova. ....	72
<b>Figura 6.4:</b> Temperatura do fluido em função da posição radial para diferentes posições axiais na condição de recirculação e 20m/s de velocidade do ar de entrada.	
73	
<b>Figura 6.5:</b> Temperatura do fluido em função da posição radial para diferentes posições axiais na condição de alimentação nova e 20m/s de velocidade do ar de entrada. ....	73

<b>Figura 6.6:</b> Gráfico de contornos para a temperatura do ar: (a) Equação 2.18, (b) Equação 2.21 .....	74
<b>Figura 6.7:</b> Gráfico de contornos para a temperatura dos sólidos: (a) Equação 2.18, (b) Equação 2.21 .....	75
<b>Figura 6.8:</b> Temperatura do ar em função da coordenada radial para diferentes posições axiais: simulação utilizando Equação 2.18 e 20m/s de velocidade do ar. ...	76
<b>Figura 6.9:</b> Temperatura do ar em função da coordenada radial para diferentes posições axiais: simulação utilizando Equação 2.21 e 20m/s de velocidade do ar. ...	77
<b>Figura 6.10:</b> Temperatura do ar em função da coordenada radial para diferentes posições axiais: condição de recirculação.....	78
<b>Figura 7.1:</b> Umidade adimensional em função do tempo obtida para diferentes velocidades do ar, parametrizadas nas temperaturas: (a) 60°C, (b) 80°C e (c) 100°C.	82
<b>Figura 7.2:</b> Constante de secagem em função da temperatura para diferentes velocidades do ar. ....	82
<b>Figura 7.3:</b> Constante $K_0$ em função da velocidade intersticial do fluido. ....	83
<b>Figura 7.4:</b> Constante $E_a$ em função da velocidade intersticial do fluido. ....	83
<b>Figura 7.5:</b> Umidade do ar em base úmida em função do tempo de secagem. ....	85
<b>Figura 7.6:</b> Umidade dos sólidos em base úmida em função do tempo de secagem.	85

## NOMENCLATURA

$Ar$	número de Archimedes, adimensional
$b, C_\mu, C_3, C_v, C_\beta$	coeficientes do modelo de turbulência
$C_D$	coeficiente de arraste
$c_p$	calor específico, J/kg K
$D_p, D_{pq}$	quantidades turbulentas da fase dispersa
$d_c$	diâmetro da região cilíndrica, m
$d_s$	diâmetro de partícula, m
$e_{ss}$	coeficiente de restituição
$\vec{F}_q$	forças externas, N/m <sup>3</sup>
$\vec{F}_{lift,q}$	força de ascensão, N/m <sup>3</sup>
$\vec{F}_{vm,q}$	força de massa virtual, N/m <sup>3</sup>
$G_{k,q}$	produção de energia cinética turbulenta
$g$	constante gravitacional, 9.81m/s <sup>2</sup>
$g_0$	função de distribuição radial
$h$	entalpia, J/kg
$h_{fs}$	coeficiente de transferência de calor, W/m <sup>2</sup> K
$K$	constante de secagem
$k$	energia cinética turbulenta



$K_{fs}$	coeficiente de transferência de momento entre as fases
$k_f$	condutividade térmica efetiva do fluido, W/mK
$\kappa_q$	quantidades turbulentas do fluido, $m^2/s^2$
$\kappa_p$	quantidades turbulentas dos sólidos, $m^2/s^2$
$k_s$	condutividade térmica efetiva da fase sólida, W/mK
$k_{\theta s}$	coeficiente de difusão da energia granular
Nu	número de Nusselt
P	pressão estática, $N/m^2$
Pr	número de Prandtl, adimensional
$P_s$	pressão de sólidos, $N/m^2$
$Q_{fs}$	calor trocado entre as fases, $W/m^3$
Re	número de Reynolds
$Re_s$	número de Reynolds de partícula
t	tempo, s
$\vec{v}_f$	velocidade do fluido, m/s
$\vec{v}_s$	velocidade dos sólidos, m/s
$\vec{v}_q$	velocidade da fase q, m/s
r	coordenada radial, m
X	conteúdo de umidade (b.u) na fase sólida
Y	conteúdo de umidade (b.u) no fluido

$z$  coordenada axial, m

### Letras Gregas

$\alpha_f$  fração volumétrica do fluido

$\alpha_q$  fração volumétrica da fase  $q$

$\alpha_s$  fração volumétrica dos sólidos

$\alpha_{s,max}$  limite máximo de empacotamento

$\varepsilon_q$  taxa de dissipação turbulenta da fase  $q$ ,  $m^2/s^3$

$\gamma$  ângulo do cone

$\Theta_s$  temperatura granular,  $m^2/s^2$

$\lambda_s$  viscosidade *bulk* dos sólidos, Pa.s

$\mu_f$  viscosidade do fluido, Pa.s

$\mu_s$  viscosidade molecular dos sólidos, Pa.s

$\mu_{t,q}$  viscosidade turbulenta da fase  $q$ , Pa.s

$\rho_f$  densidade do fluido,  $kg/m^3$

$\rho_q$  densidade da fase  $q$ ,  $kg/m^3$

$\rho_s$  densidade das partículas,  $kg/m^3$

$\tau_s$  tensão de cisalhamento da fase sólida,  $N/m^2$

$\overline{\overline{\tau}}_q''$  tensor de Reynolds da fase  $q$ ,  $N/m^2$

$\phi$  ângulo de fricção interna

$\prod_{k_q}, \prod_{\varepsilon_q}$  influência da fase dispersa na fase contínua

**Subscritos**

0	material
e	equilíbrio
f	fluido
lim	limite
p	partícula
q	fase
s	sólidos

# CAPÍTULO 1

## 1 INTRODUÇÃO

Operações envolvendo material particulado são muito utilizadas na indústria química, dentre estas pode-se destacar as operações de transporte, secagem, recobrimento, aquecimento e resfriamento de sólidos. Nestas operações, principalmente nas operações de secagem, são utilizados diversos equipamentos que envolvem o contato sólido-fluido como: leito fixo, deslizante, de jorro, fluidizado e de transporte pneumático.

O leito de jorro tem grande destaque na literatura por apresentar altas taxas de transferência de calor e massa e também uma boa mistura da fase sólida. Este equipamento é principalmente aplicado em situações onde o leito fluidizado não se mostra eficiente, como em sistemas envolvendo partículas de diâmetro superior a 1mm (Mathur & Epstein, 1974). Ainda, o leito de jorro é conhecido por apresentar uma menor taxa de segregação quando comparado a leitos fluidizados (*San Jose et al.* 1994; *Rovero & Piccinini* 1985). Devido às características do leito de jorro, este vem sendo utilizado em diversas operações tais como: mistura de sólidos, limpeza de gases, granulação, secagem, pirólise, etc. (*Mujumdar* 2004; *Olazar et al.* 2008; *Arabiourrutia et al.* 2008).

Na literatura pode-se verificar uma grande gama de configurações do leito de jorro. O estudo destas diferentes configurações é motivado principalmente pelo fato de à configuração convencional, deste equipamento, apresentar grandes limitações como: a existência de uma altura máxima de jorro estável, alta queda de pressão para estabelecimento do jorro e dificuldades na operação com partículas finas. Uma importante variação deste equipamento é o leito de jorro operando com tubo de transporte (tubo draft), esta configuração torna a operação mais estável, diminui a queda de pressão e vazão de ar necessária para a obtenção do jorro, possibilita um maior controle da circulação dos sólidos, além de neste caso não

existir uma altura máxima de jorro estável (Ojalvo 1991; Ishikura *et al.* 2003; Zhao *et al.* 2008).

O leito de jorro quando usado na secagem de materiais granulares pode ser operado em batelada ou de forma contínua, sendo esta última mais interessante por possibilitar uma maior capacidade de produção e também haver uma diminuição dos custos de operação. Dois métodos vêm sendo aplicados na alimentação de sólidos em leito de jorro (Mathur & Epstein, 1974), no mais comum deles os sólidos são alimentados por gravidade no topo da região anular. Segundo Freitas & Freire (1993) este tipo de alimentação ocasiona grandes gradientes de temperatura na direção radial e angular do leito, dificultando o scale-up, a modelagem e a simulação. Um método alternativo, porém pouco utilizado, é a alimentação dos sólidos pela base do leito. Neste método as partículas podem ser alimentadas através de um orifício localizado abaixo da entrada de fluido no leito, fazendo com que o leito tenha um comportamento aproximadamente simétrico em relação ao eixo do cilindro.

Na tentativa de obter informações necessárias ao melhor entendimento dos fenômenos que ocorrem no leito de jorro operando com tubo draft e com alimentação de sólidos pela base, Freitas & Freire (1993, 2001) realizaram a modelagem e simulação da fluidodinâmica deste sistema. Apesar dos modelos unidimensionais de duas fases utilizados, por esses autores, apresentarem resultados importantes com relação às variações macroscópicas do sistema, estes não fornecem informações sobre as variações microscópicas além de apresentarem grandes desvios com relação aos dados experimentais.

Atualmente a fluidodinâmica computacional, juntamente com a teoria cinética granular (Lun *et al.* 1984), tem se mostrado uma ferramenta muito poderosa para a análise dos fenômenos de sistemas que envolvam escoamento gás-sólido. Através da literatura pode-se verificar que as simulações realizadas utilizando CFD têm apresentado boa concordância aos dados experimentais para leitos de jorro convencionais e com tubo draft (Duarte *et al.* 2004; Wang *et al.* 2006; Du *et al.* 2006; Zhonghua & Mujumdar 2008; Béttega *et al.* 2009a,b,c; Duarte *et al.* 2009) e recentemente para leitos de jorro contínuos (da Rosa & Freire, 2009). No entanto, é

possível verificar que trabalhos que visam a simulação de leitos jorro contínuos ainda são escassos.

Desta maneira, este trabalho tem por objetivo avaliar os fenômenos de transferência que ocorrem na secagem de material particulado, em um leito de jorro com tubo draft operando de forma contínua com alimentação de sólidos pela base, através de dados experimentais de pressão, temperatura e umidade. Além disso, realizar a modelagem e simulação das condições experimentais estudadas via CFD. Para isso, um modelo de dois fluidos utilizando a formulação Euler-Euler foi empregado. As forças de interface entre fluido-partícula foram descritas utilizando o modelo proposto por Gidaspow (1994) e as tensões de sólidos pela teoria cinética granular proposta por Lun *et al.* (1984). A solução das equações do modelo foi realizada utilizando o software FLUENT 6.3. Os resultados obtidos via CFD foram comparados a dados experimentais de pressão estática, temperatura e umidade tanto para a região de jorro quanto para a região anular.

## CAPÍTULO 2

### 2 REVISÃO BIBLIOGRÁFICA

Neste capítulo são apresentados aspectos gerais sobre o sistema leito de jorro, incluindo as modificações na geometria do equipamento, considerando principalmente a inserção do tubo de transporte (draft) e a alimentação de sólidos pela base. Também é apresentada uma revisão da literatura em relação à secagem de material particulado em leito de jorro, análise dos fenômenos de transferência e modelos utilizados na simulação dos fenômenos envolvidos no sistema.

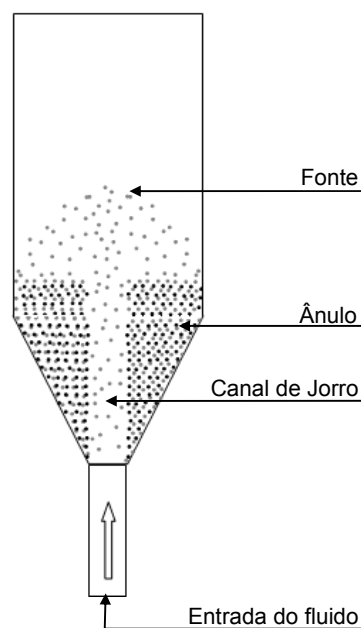
#### 2.1 Leito de Jorro

##### 2.1.1 Leito de jorro convencional

A técnica de leito de jorro foi descoberta ao acaso por Mathur e Gishler (Mathur & Epstein 1974) no Canadá em 1954, quando estudavam a secagem de trigo em leito fluidizado. Esta técnica, desde sua descoberta, tem sido aplicada para uma ampla variedade de processos químicos, como: secagem, recobrimento, mistura de sólidos, limpeza de gases, granulação, gaseificação, combustão e pirólise (Mathur & Epstein 1974; Mujumdar 2004; Olazar et al. 2008a,b; Arabiourrutia et al. 2008). Isto se deve ao fato deste sistema promover, através de movimentos cíclicos, um elevado contato sólido-fluido.

O leito de jorro clássico é composto por um vaso cilíndrico acoplado a uma base cônica para evitar a formação de zonas mortas, como proposto por Mathur e Gishler (Mathur & Epstein 1974). Este pode ser dividido em três regiões distintas, conforme mostrado na Figura 2.1:

- região de jorro ou central, onde as partículas são arrastadas pelo ar e apresentam um movimento característico de transporte pneumático;
- fonte, onde as partículas oriundas da região de jorro desaceleram e posteriormente caem na região anular;
- região anular, onde as partículas apresentam um movimento descendente, comportando-se como um leito deslizante.



**Figura 2.1:** Regiões características do leito de jorro.

As principais vantagens atribuídas ao leito de jorro consistem no movimento cíclico e razoavelmente ordenado das partículas, o que produz um alto grau de contato entre fluido-partícula, proporcionando altas taxas de transferência de calor e massa, e também um produto final homogêneo. Estas características são verificadas mesmo para partículas com diâmetro superior a 1mm, o que não é observado na fluidização.



A técnica de leito de jorro apresenta como principais limitações (Mujumdar 2004):

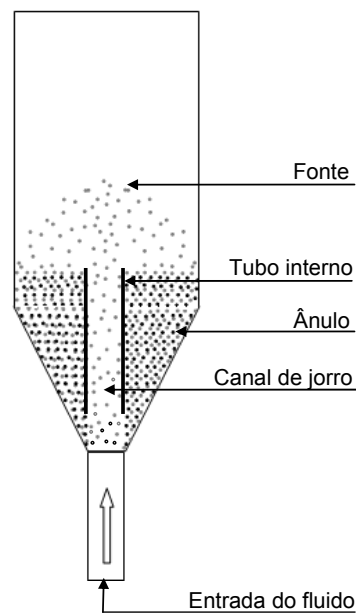
- alta queda de pressão para o estabelecimento do jorro;
- existência de uma altura máxima de jorro estável, o que limita a capacidade do equipamento;
- vazão de gás controlada mais pela formação do jorro do que pelas trocas de calor e massa;
- dificuldades na ampliação da escala (“scale-up”)

### 2.1.2 Leito de jorro com tubo interno (draft)

A configuração clássica do leito de jorro tem apresentado diversos problemas operacionais em determinadas aplicações, como: secagem de material particulado, secagem de pastas, granulação, tratamento térmico e mistura.

Visando melhorar a operacionalidade, as características de transferência de calor e a eficiência de contato sólido-fluido, algumas modificações na configuração do leito têm sido propostas (Mathur & Epstein 1974).

Uma destas modificações é a introdução de um tubo cilíndrico na região central (tubo draft), que disciplina a passagem de ar e estabelece uma barreira física entre a região anular e a região de jorro. A principal vantagem desta configuração é que, a princípio, não há mais limitações com a carga de partículas. Segundo Arsenijevic et al. (2004) esta modificação do leito de jorro causa diminuições na taxa de circulação de sólidos e na velocidade mínima do fluido para a circulação. O leito jorro com tubo draft pode ser visualizado através da Figura 2.2.



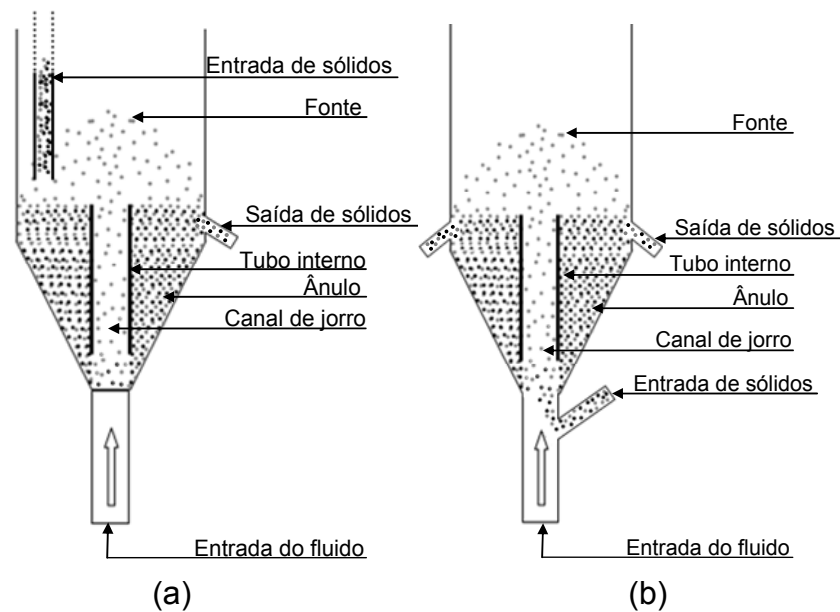
**Figura 2.2.** Leito de jorro com tubo interno.

### 2.1.3 Leito de jorro contínuo

Ojalvo (1991) realizou um estudo do sistema leito de jorro com tubo draft com entrada e saída controladas de material granular. Este autor em seus ensaios fluidodinâmicos verificou que o leito de jorro operando com tubo draft apresenta maior estabilidade do que o leito de jorro convencional. Através de ensaios de secagem, Ojalvo (1991) pôde verificar que o leito de jorro contínuo opera em perfeita estabilidade, permitindo um grande controle da qualidade do produto.

Na operação do leito de jorro contínuo com alimentação de sólidos dois principais métodos podem ser utilizados para alimentar material particulado ao sistema: alimentação de sólidos no topo do leito e alimentação de sólidos pela base. Segundo Freitas & Freire (1993) o método de alimentação de sólidos no topo do leito ocasiona grandes gradientes de temperatura na direção radial e angular do leito, dificultando o scale-up, modelagem e simulação.

A Figura 2.3 apresenta os leitos de jorro contínuos com os diferentes métodos de alimentação de sólidos.



**Figura 2.3.** Tipos de alimentação de sólidos em leitos de jorro contínuos, (a) topo da região anular e (b) base do leito.

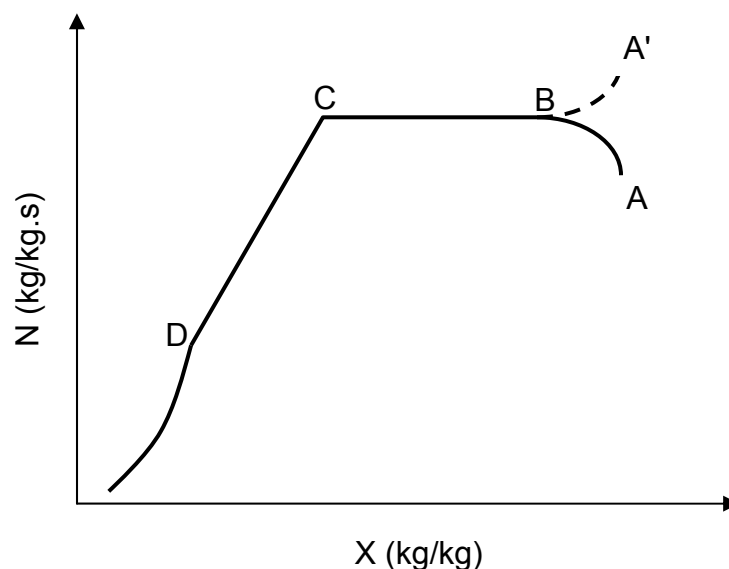
Freitas (1996), Freitas & Freire (2001) e Lima (2004) estudaram a fluidodinâmica e transferência de calor em leito de jorro contínuo com alimentação de partículas pela base. De acordo com estes autores, nesta configuração, o leito de jorro mantém a simetria axial mesmo operando de forma contínua.

## 2.2 Secagem de Material Particulado

A secagem é uma operação que possibilita a redução de umidade do material, e conseqüentemente, favorece a conservação e armazenamento deste. Na secagem de materiais granulares são aplicados diversos tipos de secadores como: microondas, infravermelho, condutivos, convectivos, etc, sendo os secadores convectivos os mais utilizados. Estes são caracterizados por existir um movimento relativo entre um gás aquecido (geralmente ar) e a fase particulada, proporcionando elevadas taxas de secagem.

### 2.2.1 Características gerais da secagem de materiais granulares

Durante a operação de secagem ocorrem simultaneamente a transferência de energia, na forma de calor, do gás aquecido para o material, e a transferência de massa do material para a corrente de gás. Neste processo a taxa de secagem é dependente das condições do ar de secagem e também das propriedades do material, e esta pode apresentar duas regiões distintas, taxa constante e taxa decrescente de secagem (McCormick, 1983), conforme apresentado na Figura 2.4.



**Figura 2.4:** Taxa de secagem em função da umidade.

Fonte: Strumillo & Kudra (1986).

Os segmentos A' - B e A - B, apresentados na Figura 2.4, correspondem ao período de resfriamento ou aquecimento do material, respectivamente.

O período de taxa constante de secagem é representado pelo segmento B - C na Figura 2.4. Neste período, a superfície do material é mantida saturada e o mecanismo dominante de transferência de massa é a convecção, ou

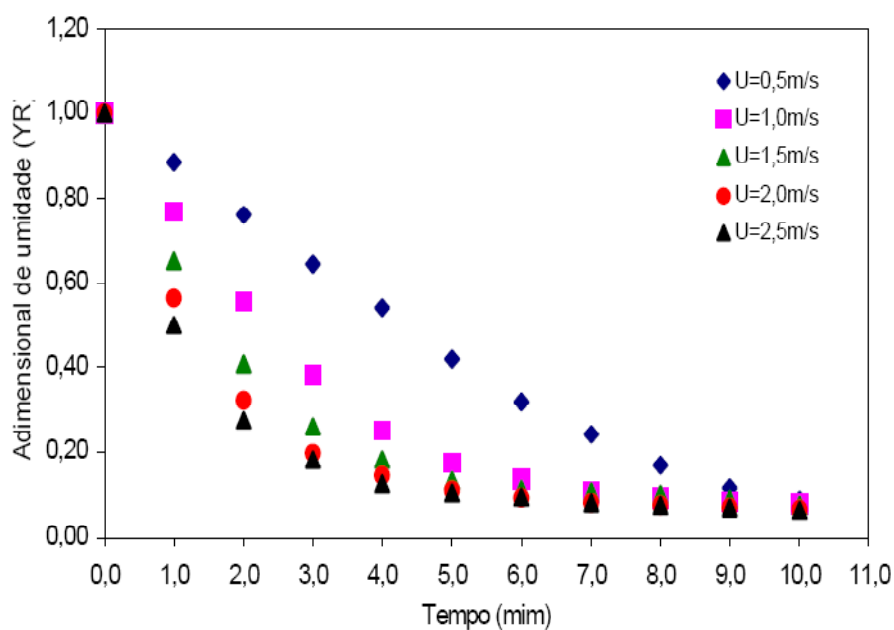
seja, a taxa de secagem é dependente das condições de temperatura, umidade e velocidade do ar de secagem. Segundo Geankoplis (2003), o período de taxa constante de secagem ocorre desde que a água seja provida a superfície do material tão rápido quanto ela é evaporada.

A taxa decrescente de secagem é representada a partir do ponto C. Este período ocorre quando a migração interna de umidade no sólido começa a controlar o processo de transferência de massa, podendo este ser dividido em duas fases, primeira fase de taxa decrescente e segunda fase de taxa decrescente. Na primeira fase de taxa decrescente (intervalo C - D) os principais mecanismos de transporte de água sugeridos são: escoamento capilar, difusão de água líquida e difusão de vapor, podendo estes ocorrer simultaneamente. Na segunda fase de taxa decrescente (a partir do ponto D), a difusão de vapor é, provavelmente, o mecanismo predominante de migração de umidade no interior do sólido (Pinto *et al.*, 1992).

### 2.2.2 Secagem em camada delgada

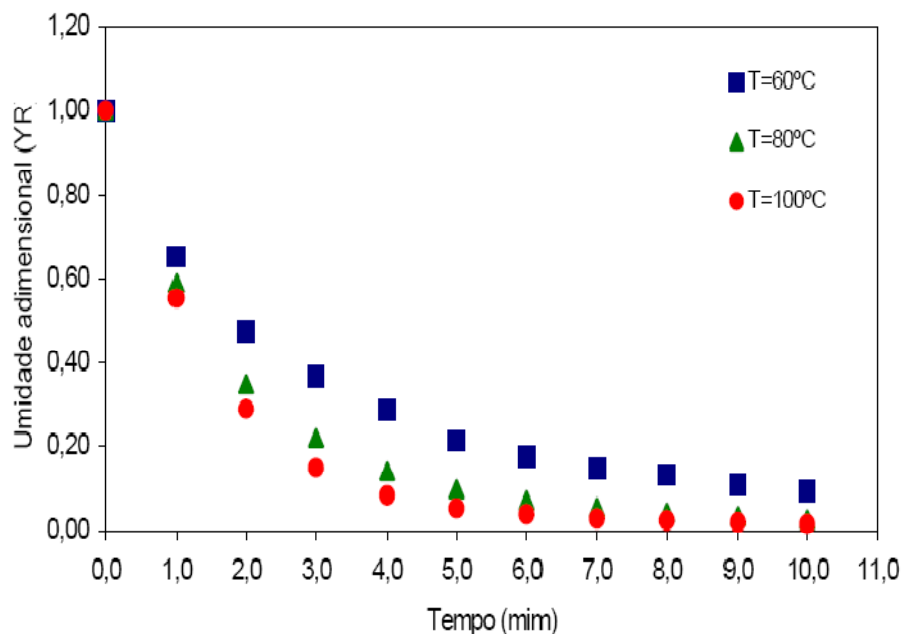
A secagem em camada delgada (fina) é uma operação muito utilizada na determinação da cinética de secagem de materiais granulares. Segundo Prado (1999) o estudo em camada fina cresce de importância quando se trata de materiais para os quais as informações sobre comportamento cinético são escassas, possibilitando o estudo da influência das variáveis do processo sobre a transferência de massa, uma vez que há amplo controle das condições operacionais e é possível diferenciar os efeitos da temperatura, umidade e velocidade superficial do ar.

Oliveira-Junior (2003), através de ensaios de secagem de esferas de alumina ( $d_p = 3,05\text{mm}$ ) em camada delgada, mostrou que a velocidade relativa entre as fases exerce grande influência na taxa de secagem (Figura 2.5). Ainda, é conhecido que a temperatura também afeta a secagem, sendo a taxa de secagem proporcional a esta variável, conforme Figura 2.6.



**Figura 2.5:** Adimensional de umidade em função do tempo de secagem para diferentes velocidades do ar de entrada.

Fonte: Oliveira-Junior (2003).



**Figura 2.6:** Adimensional de umidade em função do tempo de secagem para diferentes temperaturas do ar de entrada.

Fonte: Oliveira-Junior (2003).

No estudo da cinética de secagem de partículas de alumina em camada fina, Oliveira-Junior (2003) utilizou diferentes equações empíricas para descrever a cinética de secagem destas. Este observou que a equação proposta por Brooker *et al.* (1974) “*apud*” Oliveira-Junior (2003) apresentou um bom ajuste aos dados experimentais. A Equação 2.1 mostra a equação proposta por Brooker *et al.* (1974).

$$\frac{X - X_e}{X_0 - X_e} = Ae^{-Kt} \quad (2.1)$$

onde  $K$  é conhecido como constante de secagem, o qual pode ser expresso em função da temperatura por uma equação de Arrhenius, conforme Equação 2.2.

$$K = K_0 e^{-\frac{E_a}{RT_f}} \quad (2.2)$$

### 2.2.3 Secagem de materiais granulares em leito de jorro contínuo

O leito de jorro apresenta características importantes para a secagem de materiais granulares. Na região central deste equipamento (região de transporte) existe uma grande velocidade relativa e também grandes gradientes de temperatura entre as fases, fazendo com que os coeficientes de transferência de calor e massa, nessa região, sejam elevados. Esta característica é importante para a remoção de umidade do material no período de taxa constante, uma vez que nesta fase da secagem os mecanismos de transferência de massa são controlados pelas condições do ar de secagem (condições externas). Na região anular existe uma brusca diminuição na velocidade relativa entre as fases, o que é favorável para a secagem do material no período de taxa decrescente, uma vez que neste período a transferência de massa é controlada por mecanismos internos (interior do material),

desde que não existam resistências externas a transferência de massa (velocidade relativa entre as fases maior que 2,5 m/s).

Ojalvo (1991) realizou um estudo da secagem de grãos em leito de jorro com aeração complementar operando com tubo draft e de forma contínua, sendo a alimentação das partículas realizadas no topo do leito. Este autor verificou que este equipamento pôde operar continuamente em perfeitas condições de estabilidade, e que uma vez fixadas às variáveis operacionais do sistema foi possível obter uma relação entre a umidade de entrada e de saída dos grãos.

Em seu estudo de secagem contínua de grãos em leito de jorro, Costa (1997) constatou que o leito de jorro operando continuamente causa menos danos aos grãos do que este equipamento operando em batelada, apresentando melhores índices de qualidade do produto.

Berghel *et al.* (2008) realizaram o estudo do grau de mistura e do tempo de residência na secagem de serragem em leito de jorro contínuo. Neste trabalho a serragem era alimentada no topo do leito de jorro. Os autores verificaram que o leito opera quase na condição da idealidade, ou seja, como um misturador quase perfeito.

### **2.3 Modelagem e Simulação em Leito de Jorro**

O desenvolvimento da modelagem físico-matemática é de grande importância para o projeto, otimização, controle e automação dos processos de secagem. Neste âmbito, a modelagem e simulação da fluidodinâmica, transferência de calor e massa de sistemas multifásicos são essenciais para uma análise mais detalhada das variáveis envolvidas nos processos, uma vez que algumas grandezas experimentais são de difícil observação.

Através da literatura, pode-se verificar que já existem trabalhos envolvendo modelagem e simulação em leitos de jorro (Duarte *et al.* 2004; Wang *et al.* 2006; Du *et al.* 2006a,b; Zhonghua e Mujumdar 2008; Béttega *et al.* 2009a,b,c;



Duarte *et al.* 2009; da Rosa e Freire, 2009). Também é possível observar o uso de diferentes modelos para a simulação de um mesmo sistema, sendo que estes podem ser divididos principalmente em: modelos unidimensionais, bidimensionais e tridimensionais.

Outro fator importante que envolve a modelagem e simulação de sistemas multifásicos são os modelos utilizados para descrever as interações intra e interfase. Estes modelos são responsáveis pelo acoplamento das equações diferenciais parciais que descrevem os fenômenos de transferência, fazendo com que uma boa previsão destas interações seja de fundamental importância para o sucesso de um modelo físico-matemático.

A modelagem e simulação dos fenômenos de transferência na secagem de materiais particulados em leito de jorro podem ser divididas em simulação da fluidodinâmica, transferência de calor e de massa. Alguns trabalhos que visam a modelagem e simulação destes fenômenos estão apresentados no decorrer desta seção.

### 2.3.1 Simulação da fluidodinâmica

Como dito anteriormente, os modelos utilizados na simulação de sistemas particulados podem ser principalmente divididos em unidimensionais, bidimensionais e tridimensionais. Esta divisão também está relacionada com o grau de complexidade dos modelos e com as hipóteses consideradas na modelagem dos fenômenos físicos.

#### 2.3.1.1 *Modelos unidimensionais*

Os modelos unidimensionais utilizam equações simplificadas para a modelagem dos fenômenos físicos. Devido às hipóteses utilizadas na obtenção

destes modelos, fenômenos de difícil previsão como colisões entre partículas e o efeito destas no perfil do escoamento, oscilações causadas pelas interações intrafase entre outros não são considerados. Isto faz com que o grau de complexidade encontrado em modelos unidimensionais seja bem menor do que em nos modelos bi e tridimensionais.

Diferentes hipóteses podem ser utilizadas para a obtenção de modelos unidimensionais, o que faz com exista uma grande quantidade de trabalhos visando a utilização de modelos unidimensionais na simulação em leitos de jorro (Stocker *et al.*, 1990; Freitas e Freire, 1993; Freitas, 1996; Freitas e Freire, 2001; Grbavcic *et al.*, 1997; Lima, 2004; Olazar *et al.*, 2009)

Stocker *et al.* (1990) realizaram a modelagem e simulação do leito de jorro com tubo draft. Estes autores dividiram o leito de jorro em diferentes regiões e realizaram o equacionamento para cada região distinta, tendo como principais considerações as seguintes hipóteses:

- hipótese do contínuo para ambas as fases;
- modelo unidimensional para ambas as fases (gradientes radiais e angulares desprezíveis);
- regime estacionário;
- o diâmetro do jorro varia linearmente da entrada do leito até a entrada do tubo draft;
- há escoamento cruzado do ânulo para o jorro;
- há dispersão do fluido do jorro para o ânulo;

No intuito de realizar a modelagem e simulação do leito de jorro com tubo draft e com alimentação de sólidos pela base, Freitas (1996) e Freitas e Freire (2001) adaptaram o modelo proposto por Stocker *et al.* (1990) ao sistema em estudo. Estes autores dividiram o equipamento em quatro regiões distintas: região de entrada (alimentação de sólidos), recirculação de sólidos, ânulo e tubo interno (draft). Os autores concluíram que apesar do modelo apresentar coerência física, são necessários maiores esforços no sentido de buscar melhores previsões para alguns parâmetros aos quais o modelo é muito sensível.

### 2.3.1.2 Modelos bi e tridimensionais

Adewumi e Arastoopour (1986) e Arastoopour (1986) foram um dos primeiros pesquisadores a propor um modelo bidimensional para a modelagem e simulação do escoamento gás-sólido. Neste modelo, a fase sólida foi considerada como contínua (comportamento de um fluido), introduziram o conceito de viscosidade de sólido (Lun *et al.*, 1984) no modelo e também um termo de interação entre as fases. Estes autores utilizaram o método de solução numérica baseado na densidade, e obtiveram uma boa previsão da fluidodinâmica do sistema estudado por eles utilizando o modelo proposto.

Atualmente a utilização de técnicas CFD para a solução de modelos bi e tridimensionais tem ganhado força. Esta técnica, quando aplicada a sistemas monofásicos como em escoamento de fluidos, pode ser descrita como a solução numérica das equações de Navier-Stokes para descrição dos perfis de escoamento (abordagem Euleriana). A solução destas equações diferenciais parciais (EDPs), 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), são necessários a utilização de equações de balanço para a fase secundária (partículas), a descrição das propriedades desta fase e também da interação entre a fase primária e secundária, ou seja, interações entre fluido-partícula.

O equacionamento utilizado para a fase secundária pode ser dividido em duas abordagens: Lagrangiana e Euleriana. Na abordagem Lagrangiana equações Newtonianas do movimento são resolvidas numericamente para cada partícula individualmente e trajetórias são traçadas, levando em conta colisões entre as partículas e forças atuando na superfície das partículas devido ao movimento do fluido (Zhonghua e Mujumdar, 2008). Nesta abordagem o custo computacional cresce de forma acentuada com o aumento do número de partículas traçadas, o que limita a sua aplicabilidade.

A abordagem Euleriana assume que as duas fases, primária e secundária, são contínuas e interpenetrantes. Esta abordagem é fundamentalmente uma extensão da formulação matemática de um sistema monofásico para sistemas multifásicos. A formulação Euleriana, aplicada em modelos de dois fluidos, assume que as partículas em um escoamento gás-sólido podem ser tratadas como moléculas aumentadas, de forma que uma analogia entre o comportamento das partículas e das moléculas possa ser estabelecida. A descrição das propriedades desta fase é baseada na Teoria Cinética Granular (Lun *et al.* 1984), que por sua vez é uma analogia a Teoria Cinética de Gases Densos (Gidaspow, 1994).

Baseando-se na formulação Euleriana, Huilin *et al.* (2004) realizaram a simulação de um leito de jorro utilizando fluidodinâmica computacional (CFD). Os autores implementaram um modelo bidimensional de duas fases, considerando ambas as fases como contínuas. As propriedades da fase granular foram descritas através da Teoria Cinética Granular proposta por Lun *et al.* (1984), que introduz os conceitos de temperatura granular, pressão de sólidos e viscosidade de sólidos. Estes autores conseguiram uma excelente previsão dos resultados experimentais apresentadas por He *et al.* (1994 a,b), mostrando que a fluidodinâmica computacional é uma ferramenta muito poderosa para a análise de sistemas multifásicos.

Após o trabalho de Huilin *et al.* (2004), diversos autores passaram a utilizar CFD para simular leitos de jorro convencionais e com tubo draft (Duarte *et al.* 2004; Wang *et al.* 2006; Du *et al.* 2006; Zhonghua & Mujumdar, 2008; Béttega *et al.* 2009a,b,c; Duarte *et al.* 2009) e também para leitos de jorro contínuos (da Rosa & Freire 2009), obtendo sucesso na simulação dos sistemas experimentais.

### 2.3.1.3 Modelos de arraste

Outro fator a ser considerado na simulação da fluidodinâmica em sistemas multifásicos é o modelo de arraste. Este descreve a transferência de quantidade de movimento entre as fases, onde uma boa previsão deste fenômeno é

de extrema importância para o sucesso da aplicação de modelos CFD nestes sistemas.

Yasuna *et al.* (1995) mostraram que a solução do modelo utilizado por eles foi sensível aos valores do coeficiente de arraste. Syamlal e O'Brien (1988) sugeriram que as correlações de força de arraste para partículas finas deveriam ser corrigidas, levando em conta a formação de aglomerados. Enwald *et al.* (1996) mostraram que predições baseadas em diferentes modelos de arraste apresentaram-se semelhantes para a região de escoamento em fase diluída, mas mostraram-se diferentes para a região de escoamento em fase densa.

Du *et al.* (2006a) aplicaram os modelos mais utilizados na literatura para o cálculo da força de arraste na simulação em leito de jorro. Neste trabalho foram estudados os modelos propostos por: Richardson e Zaki (1954), Gidaspow (1994), Syamlal e O'Brien (1988), Di Felice (1994) e Arastoopour *et al.* (1990). Estes autores concluíram que as simulações realizadas utilizando os modelos propostos por Gidaspow (1994), Syamlal e O'Brien (1988) e Arastoopour (1990) puderam prever de forma qualitativa o comportamento do leito de jorro, sendo que o modelo apresentado por Gidaspow (1984) apresentou os melhores resultados quantitativos.

### 2.3.2 Transferência de calor

A transferência de calor em leito de jorro é bastante complexa, principalmente devido à formação de pelo menos duas regiões com mecanismos fluidodinâmicos e térmicos bem distintos, que são a região anular e o canal central de jorro (Freitas, 1996).

Na modelagem e simulação da transferência de calor em leito de jorro existem alguns fatores que são essenciais como: coeficiente de troca térmica entre partícula-fluido e transferência de calor parede-leito. Existem inúmeras correlações para o cálculo destas variáveis, muitas das quais são apresentadas por Freitas (1996).

Os modelos utilizados para simular a transferência de calor em leito de jorro são baseados em balanços de energia, os quais levam em consideração principalmente os mecanismos de difusão e convecção. O mecanismo de difusão é muito importante para o cálculo da transferência de calor na coordenada radial, para ambas as regiões do leito de jorro, e também na coordenada axial para a região anular, uma vez que nesta região a convecção não é tão pronunciada. Já o mecanismo de convecção torna-se importante na coordenada axial da região de jorro, em ambas as coordenadas (radial e axial) na região de recirculação, devido a haver a dispersão de ar do canal de jorro para o ânulo, e na coordenada axial da região anular. Além disso, como mencionado anteriormente, o leito de jorro apresenta duas regiões completamente diferentes (região anular e de jorro), tanto na fluidodinâmica quanto na concentração de sólidos. Na região de jorro a porosidade é bastante elevada, e é praticamente o dobro da porosidade encontrada na região anular.

Baseado nestas observações, e também devido a utilização de um modelo fluidodinâmico unidimensional, Stocker *et al.* (1990), Freitas (1996), Freitas e Freire (2001) e Lima (2004), utilizaram modelos baseados nos mecanismos de difusão e convecção levando em consideração as diferentes regiões do leito de jorro.

Freitas (1996), Freitas e Freire (2001) e Lima (2004), estudaram a transferência de calor em leito de jorro contínuo operando com tubo draft e com alimentação de sólidos pela base. Para realizar a simulação deste sistema, estes autores dividiram o leito em quatro regiões distintas: região de entrada (alimentação de sólidos), recirculação de sólidos, ânulo e tubo de transporte (draft), utilizando equacionamentos diferentes para cada região. Apesar do modelo fluidodinâmico utilizado por estes autores não ter apresentado bons resultados, o modelo térmico apresentou excelentes previsões das condições experimentais.

Embora os modelos CFD sejam muito utilizados na simulação da fluidodinâmica em leitos de jorro, estes ainda são pouco utilizados na simulação da transferência de calor nestes sistemas. Isto é provavelmente devido a dificuldades na descrição de propriedades como a condutividade térmica das fases envolvidas,

principalmente da fase sólida; também na previsão do coeficiente de transferência entre as fases.

### 2.3.2.1 Condutividade térmica efetiva

O mecanismo condutivo representa a difusão térmica através da fase. Enquanto que para o fluido a condutividade térmica é função apenas de propriedades termofísicas, na fase sólida este parâmetro também depende da colisão entre as partículas e do tempo de contato entre estas (Gomes, 2004), neste caso a condutividade térmica passa a ser uma condutividade térmica efetiva.

Zenher e Schlunder (1970) apud Syamlal e Gidaspow (1985) calcularam a condutividade térmica de um sistema formado por partículas esféricas e fluido considerando as propriedades individuais de cada componente e também a porosidade do sistema. Para fazer-se uso da equação proposta por Zehner e Schlunder em modelos que utilizam a formulação Euleriana é necessário separar a parcela, referente a condutividade térmica, de cada componente (Schmidt e Renz, 2000). Kuipers *et al.* (1992) realizaram este equacionamento, o qual está apresentado no decorrer desta seção.

Considere os fluxos de calor condutivos do fluido ( $q_f$ ) e da fase granular ( $q_s$ ) dados pelas Equações 2.3 e 2.4, respectivamente.

$$q_f = -\alpha_f k_f \nabla T_f \quad (2.3)$$

$$q_s = -(1 - \alpha_f) k_s \nabla T_s \quad (2.4)$$

Em termos do modelo teórico, o fluxo de calor condutivo total ( $q$ ) pode ser escrito como:

$$q = q_f + q_s = -\alpha_f k_f \nabla T_f - (1 - \alpha_f) k_s \nabla T_s \quad (2.5)$$

considerando que as fases estão em equilíbrio térmico ( $T_f = T_s = T$ ), a Equação 2.5 reduz-se a Equação 2.6.

$$q = -[\alpha_f k_f + (1 - \alpha_f) k_s] \nabla T = -k_m \nabla T \quad (2.6)$$

onde  $k_m$  é a condutividade térmica da mistura composta pelo fluido e partículas.

O modelo proposto por Zenher e Schlunder (1970) considera que a condutividade térmica efetiva do leito ( $k_b$ ) consiste de uma parcela referente apenas ao fluido ( $k_{b,f}$ ) e outra referente a uma combinação entre o fluido e as partículas ( $k_{b,s}$ ), conforme Equação 2.7.

$$k_b = k_{b,f} + k_{b,s} \quad (2.7)$$

onde  $k_{b,s}$  é obtido através da Equação 2.8 e  $k_{b,f}$  pela Equação 2.9.

$$k_{b,s} = \alpha_s k_s = \sqrt{1 - \alpha_f} [\omega k_{s,0} + (1 - \omega) k_{cyl}] \quad (2.8)$$

$$k_{b,f} = \alpha_f k_f = (1 - \sqrt{1 - \alpha_f}) k_{f,0} \quad (2.9)$$

onde  $k_{s,0}$  é a condutividade térmica das partículas (material constituinte),  $k_{f,0}$  a condutividade térmica do fluido e  $k_{cyl}$  representa a condutividade térmica efetiva do cilindro, o qual é composto por uma única partícula e o fluido.  $k_{cyl}$  é calculado através da Equação 2.10.



$$k_{cyl} = \frac{2k_{f,0}}{1 - B \frac{k_{f,0}}{k_{s,0}}} \left[ \frac{\left(1 - \frac{k_{f,0}}{k_{s,0}}\right)^B}{\left(1 - \frac{k_{f,0}}{k_{s,0}}\right)^2} \ln \frac{k_{s,0}}{Bk_{f,0}} - \frac{B+1}{2} - \frac{B-1}{1 - B \frac{k_{f,0}}{k_{s,0}}} \right] \quad (2.10)$$

A razão entre a área de contato das partículas com a área superficial total destas ( $\omega$ ), considerando partículas esféricas, e o fator de deformação ( $B$ ) são dados pelas Equações 2.11 e 2.12.

$$\omega = 7,26 \times 10^{-3} \quad (2.11)$$

$$B = 1,25 \left( \frac{1 - \alpha_f}{\alpha_f} \right)^{10/9} \quad (2.12)$$

Comparando a Equação 2.7 com a condutividade térmica da mistura, Equação 2.6, é possível obter equações para  $k_f$  e  $k_s$ , as quais estão descritas abaixo:

$$k_f = \frac{k_{b,f}}{\alpha_f} \quad (2.13)$$

$$k_s = \frac{k_{b,s}}{(1 - \alpha_f)} \quad (2.14)$$

Baseando-se na teoria cinética granular para escoamentos densos (Gidaspow, 1994), a condutividade térmica efetiva pode ser expressa como uma função da colisão entre as partículas e da flutuação da velocidade dessas partículas. Hsiau e Hunt (1993) desenvolveram uma equação para a condutividade térmica como uma função da concentração de sólidos e da temperatura granular (Equação 2.15), desconsiderando o efeito das colisões entre as partículas.

$$k_s = \alpha_s \rho_s c_{p,s} d_s \pi^{3/2} \frac{\sqrt{\Theta}}{32 g_0(\alpha_s)} \quad (2.15)$$

onde  $\Theta$  é a temperatura granular e  $g_0(\alpha_s)$  é função de distribuição radial (Equação 2.16), 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, esta descreve a probabilidade de colisão entre as partículas.

$$g_0(\alpha_s) = \left[ 1 - \left( \frac{\alpha_s}{\alpha_{s,\text{lim}}} \right)^{\frac{1}{3}} \right]^{-2,5\alpha_{s,\text{lim}}} \quad (2.16)$$

onde  $\alpha_{s,\text{lim}}$  é a fração volumétrica de sólidos na condição de leito empacotado.

Natarajan e Hunt (1998) basearam-se nos trabalhos de Hsiau e Hunt (1993) e Gelperin e Einstein (1971) e propuseram outra correlação para a condutividade térmica (Equação 2.17). Esta leva em consideração os efeitos provocados pelas colisões entre as partículas e também o deslocamento destas devido a flutuações na velocidade. De acordo com Natarajan e Hunt (1998) ambos os fatores, quando aplicados em escoamentos diluídos, trabalham de forma oposta. Quando existe uma diminuição na concentração de partículas, a condutividade do leito diminui; no entanto, o caminho médio entre as partículas aumenta, fazendo com que os deslocamentos das partículas devido a flutuações na velocidade sejam maiores. Por outro lado, quando a concentração das partículas é aumentada, a condutividade do leito aumenta devido a uma maior proximidade entre as partículas, fazendo com que a probabilidade de haver colisões seja maior. Desta forma, a energia é dissipada devido as colisões inelásticas e a interações de contato entre as partículas e partículas-parede (Gomes, 2004).

$$k_s = \alpha_s \rho_s c_{p,s} d_s \pi^{3/2} \frac{\sqrt{\Theta}}{32 g_0(\alpha_s)} + \left[ 1 + \frac{\alpha_s \left( 1 - \frac{k_{f,0}}{k_{s,0}} \right)}{\frac{k_{f,0}}{k_{s,0}} + 0,28(1 - \alpha_s)^{0,63} \left( \frac{k_{f,0}}{k_{s,0}} \right)^{-0,18}} \right] k_{f,0} \quad (2.17)$$

### 2.3.2.2 Coeficiente de transferência de calor entre as fases

O coeficiente de transferência de calor fluido-partículas é um fator fundamental a ser considerado na elaboração de modelos térmicos. Este descreve a transferência de calor convectiva que ocorre de uma fase para outra, sendo geralmente obtido através de correlações para o número de Nusselt.

Na literatura é possível encontrar um grande número de correlações obtidas para o número de Nusselt em diversos sistemas. Gunn (1978) obteve uma correlação empírica para o número de Nusselt em leitos fixo e fluidizado (Equação 2.18), sendo que esta pode ser aplicada para grandes faixas de porosidade e número de Reynolds ( $Re_p < 10^5$  e  $0.35 < \alpha_f < 1$ ). A Equação proposta por Gunn (1978) é extremamente difundida na simulação de sistemas gás-sólido, especialmente em códigos CFD.

$$Nu_p = (7 - 10\alpha_f + 5\alpha_f^2) \left(1 + 0,7 Re_p^{0,2} Pr^{1/3}\right) + (1,33 - 2,4\alpha_f + 1,2\alpha_f^2) Re_p^{0,7} Pr^{1/3} \quad (2.18)$$

onde  $Pr$  é número de Prandtl e  $Nu_p$  é o número de Nusselt, dados pelas Equações 2.19 e 2.20 respectivamente.

$$Pr \equiv \frac{\mu_f c_{p,f}}{k_f} \quad (2.19)$$

$$Nu_p \equiv \frac{h_{pq} d_p}{k_f} \quad (2.20)$$

onde  $h_{pq}$  é o coeficiente de transferência de calor entre o gás e o sólido.

Kmiec (1980) propôs uma correlação para o cálculo do número de Nusselt em leitos de jorro. Este autor correlacionou dados experimentais obtidos

para leitos de jorro com fatores estruturais do leito e números adimensionais relativos a propriedades físicas e ao escoamento, conforme Equação 2.21.

$$Nu_p = 0,0451 Re_p^{0,644} Pr^{1/3} Ar^{0,226} \left( \tan \frac{\gamma}{2} \right)^{-0,852} \left( \frac{H_{bed}}{d_s} \right)^{-1,47} \left( \frac{d_c}{d_s} \right)^{0,947} \Phi^{2,304} \quad (2.21)$$

onde  $Ar$  é o número de Archimedes (Equação 2.22),  $\gamma$  é o ângulo da base cônica,  $H_{bed}$  é a altura de leito estático,  $d_c$  é o diâmetro da região cilíndrica do leito e  $\Phi$  é o fator de forma das partículas (esfericidade). A Equação 2.21 pode ser aplicada para:  $Re_p < 1000$  e  $0,4 < \alpha_f < 0,95$ .

$$Ar \equiv \frac{g(\rho_s - \rho_f) d_s^3 \rho_f}{\mu_f^2} \quad (2.22)$$

Apesar da correlação proposta por Kmiec (1980) ser uma equação média global do número de Nusselt, esta pode ser estendida para uma aplicação local uma vez que a mesma é uma função dos números de Reynolds e de Prandtl, os quais são parâmetros locais. Assim, a Equação 2.21 pode ser utilizada em simulações CFD.

Uma vez obtido o número de Nusselt para uma dada condição local em escoamentos gás-sólidos, o coeficiente de transferência de calor entre as fases pode ser calculado através da Equação 2.23.

$$h_{pq} = \frac{6k_f \alpha_s Nu_p}{d_s^2} \quad (2.23)$$

onde  $\frac{6}{d_s}$  representa a área superficial específica das partículas.

### 2.3.3 Transferência de massa

Durante a operação de secagem em leito de jorro, três fenômenos ocorrem simultaneamente: transferência de quantidade de movimento, de calor e de massa, os quais são fenômenos acoplados, ou seja, a influência de cada um deles no todo deve ser levada em conta. Este é um dos motivos pelos quais o estudo da secagem em leito de jorro é bastante complexo, e conseqüentemente a modelagem e simulação desta operação.

Devido a isto, poucos trabalhos envolvendo modelagem e simulação da secagem de materiais granulares em leito de jorro são encontrados na literatura, sendo que estes, na sua grande maioria, utilizam modelos bastante simples para a transferência de massa.

Szafran e Kmiec (2004) realizaram a modelagem e simulação da secagem de grãos em leito de jorro com tubo draft, utilizando fluidodinâmica computacional. Estes autores dividiram a taxa de transferência de massa em duas fases, taxas constante e decrescente de secagem. Na primeira fase (taxa constante), Szafran e Kmiec (2004) consideraram que a transferência de massa das partículas para o ar é devido a evaporação superficial. Já na taxa decrescente de secagem, o mecanismo considerado foi difusão de umidade no interior das partículas, sendo o modelo baseado na solução analítica média da lei de Fick da difusão.

## CAPÍTULO 3

### 3 MATERIAIS E MÉTODOS

Neste capítulo são descritos e caracterizados os materiais, o equipamento e procedimentos experimentais para o estudo da fluidodinâmica, transferência de calor e massa durante a operação de um leito de jorro contínuo operando com tubo draft e com alimentação de sólidos pela base.

#### 3.1 Materiais

Esferas de vidro foram utilizadas como material granular nos ensaios fluidodinâmicos e térmicos em leito de jorro, sendo as propriedades destas partículas apresentadas na Tabela 3.1.

**Tabela 3.1:** Propriedades das esferas de vidro e do leito das partículas utilizadas.

Propriedade	Descrição	Fonte	Valor
$d_p$ (mm)	diâmetro de partícula	experimental (peneiramento)	3,9
$\rho_p$ (kg/m <sup>3</sup> )	densidade das partículas	experimental (picnometria)	2500
$\alpha_{s,lim}$ (-)	fração volumétrica de sólidos na condição de leito empacotado	experimental (ensaio de proveta)	0,59
$c_{p,s}$ (J/kg K)	calor específico	(Perry, 1963).	760
$k_{s,0}$ (W/m K)	condutividade térmica	(Perry, 1963).	1,05

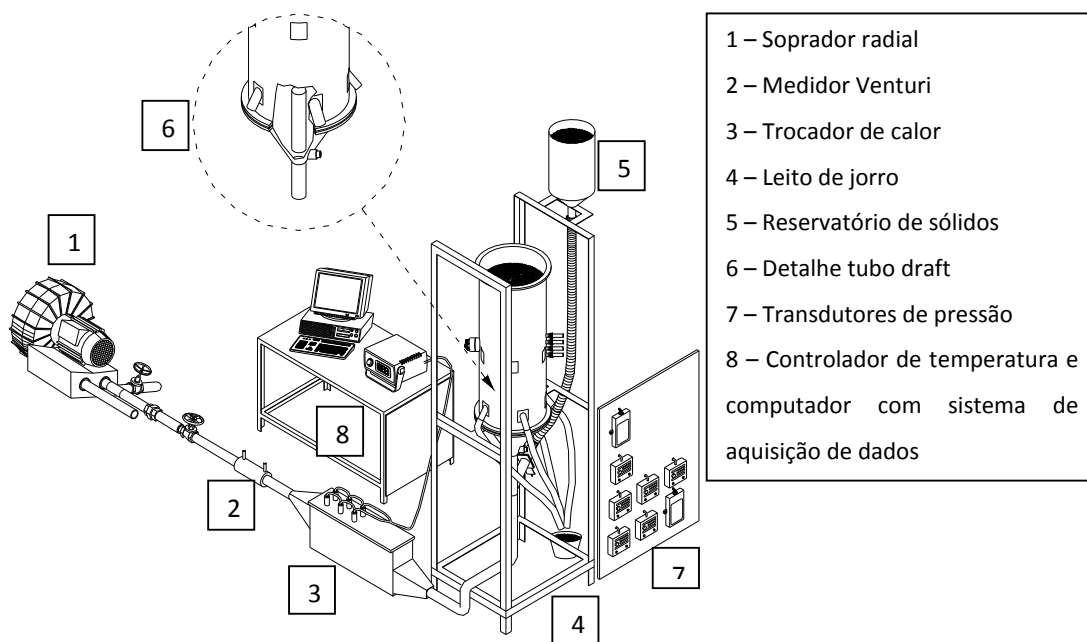
Nos ensaios de secagem foram utilizadas como material particulado esferas de alumina porosa, cujas propriedades estão apresentadas na Tabela 3.2.

**Tabela 3.2:** Propriedades das esferas de alumina e do leito constituído por estas partículas.

Propriedade	Descrição	Fonte	Valor
$d_p$ (mm)	diâmetro de partícula	experimental (peneiramento)	3,05
$\rho_p$ (kg/m <sup>3</sup> )	densidade das partículas	experimental (picnometria)	3000
$\alpha_{s,lim}$ (-)	fração volumétrica de sólidos na condição de leito empacotado	experimental (ensaio de proveta)	0,58
$c_{p,s}$ (J/kg K)	calor específico	(Narimatsu, 2004).	840
$k_{s,0}$ (W/m K)	condutividade térmica	(Narimatsu, 2004).	0,8

### 3.2 Equipamentos

Os resultados experimentais foram obtidos utilizando um leito de jorro contínuo operando com tubo draft e com alimentação de sólidos pela base, conforme diagrama apresentado na Figura 3.1.



**Figura 3.1:** Esquema do equipamento utilizado.

As dimensões do equipamento estão expostas na Tabela 3.3. Maiores detalhes das dimensões do leito podem ser encontrados na Figura 4.1.

**Tabela 3.3:** Dimensões do leito de jorro contínuo.

Região	Diâmetro (m)	Comprimento (m)
	0,05 – 0,028	0,03
Venturi	0,028	0,045
	0,028 – 0,035	0,01
Região de alimentação	0,035-0,038	0,05
	0,038	0,07
Cone	0,05 – 0,30	0,23
Cilindro	0,30	0,80
Tubo draft	0,05	0,30
$L_0$	-	0,06

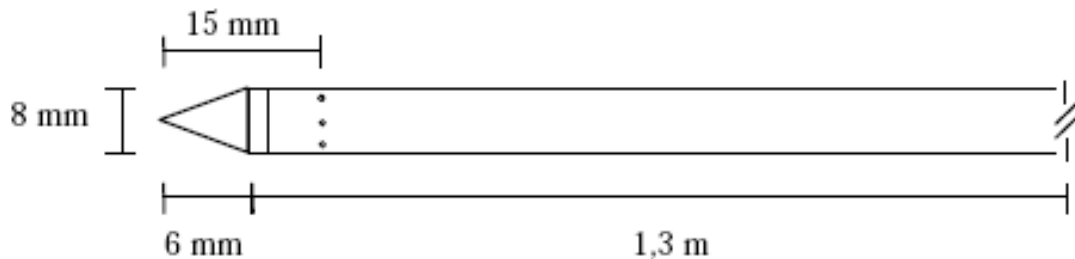
$L_0$  – distância entre as entradas do cone e do tubo draft.



Um dispositivo do tipo venturi, cujo as dimensões estão expostas na Tabela 3.3, foi inserido logo abaixo do ponto de alimentação de partículas. Este dispositivo tem como função melhorar o transporte dos sólidos alimentados ao sistema. Maiores detalhes podem ser observados na Figura 4.1.

As partículas, estocadas no reservatório de sólidos (Figura 3.1), foram alimentadas ao sistema por gravidade, e a taxa mássica de alimentação foi ajustada através de uma válvula guilhotina localizada na base do leito. Seis coletores, localizados na região cilíndrica do leito de jorro, foram utilizados para a remoção de partículas do sistema.

As medidas de pressão estática foram realizadas, para todas as regiões do leito (alimentador, tubo draft e região anular), utilizando uma sonda com a ponta aerodinamicamente projetada para minimizar os efeitos de borda (Figura 3.2). Nos experimentos esta sonda, a qual foi graduada, era introduzida no leito pela parte superior do mesmo, possibilitando a medida de pressão em diversas posições axiais e radiais.

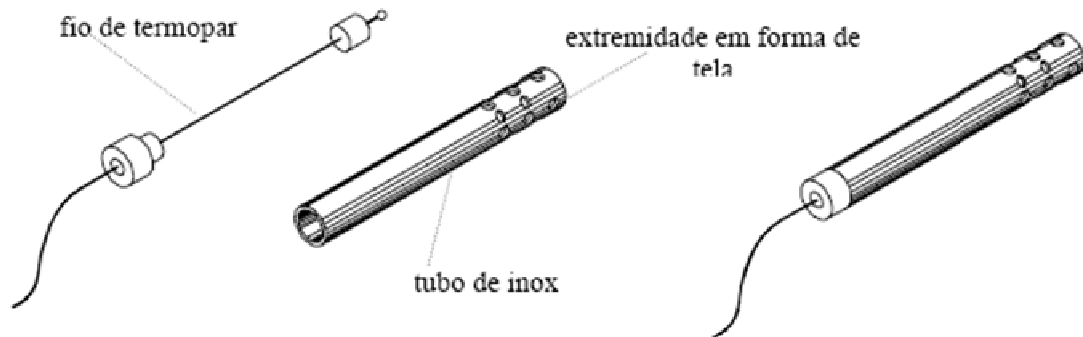


**Figura 3.2:** Sonda para medição de pressão estática.

Fonte: Béttega (2009).

A temperatura do ar foi medida utilizando termopares com proteção. Neste sistema os termopares são introduzidos em um tubo de inox de modo que não haja contato entre a junta do termopar e tubo de proteção. Uma das extremidades do tubo de proteção é construída em forma de tela, possibilitando a passagem do ar, mas impedindo o contato dos sólidos com a junta do termopar. Na Figura 3.3

encontra-se detalhado o esquema do termopar protegido utilizado para medir a temperatura do ar no interior do tubo draft e na região anular.



**Figura 3.3:** Esquema do termopar com proteção utilizado.

Fonte: Narimatsu (2004).

Os dados de pressão foram coletados utilizando transdutores de pressão devidamente calibrados. Estes, assim como os termopares, estavam conectados a um sistema de aquisição de dados, o qual possibilitou a obtenção dos valores médios e do desvio padrão das medidas realizadas.

A inserção de uma haste graduada pela parte superior do leito possibilitou a medida experimental da altura da fonte. Um termo-anemometro Cole-Parmer foi utilizado para medir a vazão de ar no topo do leito na região anular. O controle de temperatura na entrada do leito foi realizado através de um controlador PID de atuação contínua Flyever.

### 3.3 Procedimento Experimental

Os ensaios fluidodinâmicos e térmicos foram realizados para duas diferentes temperaturas do ar de entrada, 50 e 80°C, e também para duas velocidades do ar de entrada, 20 e 22 m/s, que correspondem a uma taxa de alimentação de sólidos de 0,086 e 0,096kg/s, respectivamente. Estas condições

operacionais foram escolhidas de acordo com as limitações do equipamento, relacionadas com: a temperatura máxima e mínima, condição de jorro estável e o transporte das partículas para fora do equipamento e disponibilidade de partículas para a alimentação.

Esferas de vidro, conforme apresentado anteriormente, foram utilizadas como material granular. O leito foi operado em duas condições: realimentação de sólidos e alimentação contínua de partículas. Na condição de realimentação de sólidos, as partículas aquecidas, coletadas na saída do leito, eram utilizadas para alimentar o mesmo. Já, na condição de alimentação contínua, partículas a temperatura ambiente foram utilizadas para alimentar na alimentação.

Para a obtenção dos dados térmicos e fluidodinâmicos, primeiro esperou-se o equipamento entrar em regime permanente na condição de realimentação de sólidos, neste ponto foram coletados os dados de pressão e temperatura para todo o leito. Após este alcançar o regime permanente nesta condição, a alimentação contínua de partículas ao sistema foi iniciada. Neste modo de operação, os dados de temperatura do tubo draft e em quatro pontos da região anular foram coletados em regime transiente até o equipamento alcançar o regime permanente, e novamente os dados de pressão e temperatura foram coletados para todo o domínio.

Para todos os ensaios realizados, os dados foram coletados com o auxílio de um sistema de aquisição de dados a cada 30s, sendo obtida a média e o desvio padrão das medidas. A medida da taxa de alimentação foi realizada através da coleta de sólidos na saída do leito por um período igual a 5 min, este parâmetro foi constantemente acompanhado ao longo dos experimentos.

## CAPÍTULO 4

### 4 MODELAGEM DOS FENÔMENOS DE TRANSFERÊNCIA EM LEITO DE JORRO CONTÍNUO

Neste capítulo serão apresentadas as equações dos modelos de transferência de quantidade de movimento, calor e massa utilizadas no desenvolvimento da simulação do leito de jorro contínuo, objetivo de estudo desta tese de doutorado. Também serão apresentadas as equações complementares utilizadas, condições de contorno e domínio e malha computacionais.

#### 4.1 Modelo Fluidodinâmico

Na simulação de leito jorro a formulação Euleriana é a mais utilizada, possibilitando a simulação de sistemas multifásicos considerando todas as interações intra e interfase. Neste trabalho esta formulação foi utilizada para ambas as fases (fluido e particulada), sendo o ar utilizado como fluido e esferas de vidro ou de alumina como fases particuladas.

##### 4.1.1 Conservação de massa e movimento

A descrição de escoamentos multifásicos como fases contínuas interpenetrantes incorpora o conceito de fração volumétrica das fases ( $\alpha_q$ ). 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 genérica qualquer (q) pode ser definido como:

$$V_q = \int_V \alpha_q dV \quad (4.1)$$

onde:

$$\sum_{q=1}^n \alpha_q = 1 \quad (4.2)$$

Tendo como base o conceito de fração volumétrica das fases, a equação de conservação da massa para a fase  $q$ , sendo  $q = f, s$ , pode ser escrita como:

$$\frac{\partial}{\partial t} (\rho_q \alpha_q) + \nabla \cdot (\rho_q \alpha_q \vec{v}_q) = \sum_{p=1}^n (\dot{m}_{pq} - \dot{m}_{qp}) + S_q \quad (4.3)$$

onde:

$\rho_q$  - massa específica da fase  $q$ ;

$\vec{v}_q$  - velocidade da fase  $q$ ;

$\sum_{p=1}^n (\dot{m}_{pq} - \dot{m}_{qp})$  - taxa líquida de transferência de massa entre as fases;

$S_q$  - termo fonte referente a geração de massa da fase  $q$ .

Na Equação 4.3, o primeiro termo do lado esquerdo da equação representa o acúmulo de massa e o segundo o fluxo convectivo de massa. No lado direito desta equação, o primeiro termo representa a taxa líquida de transferência de massa entre a fase  $q$  e as demais fases, o segundo termo a geração de massa da fase  $q$ . Este último termo é geralmente importante em sistemas onde ocorrem reações químicas, sendo nulo no presente trabalho. Portanto, as equações de

conservação de massa para as fases primária (fluido:  $q = f$ ) e secundária (*granular*:  $p = s$ ) podem ser escritas como:

$$\frac{\partial}{\partial t}(\rho_f \alpha_f) + \nabla \cdot (\rho_f \alpha_f \vec{v}_f) = \dot{m}_{sf} \quad (\text{fluido}) \quad (4.4)$$

$$\frac{\partial}{\partial t}(\rho_s \alpha_s) + \nabla \cdot (\rho_s \alpha_s \vec{v}_s) = -\dot{m}_{sf} \quad (\text{granular}) \quad (4.5)$$

As equações de conservação de quantidade de movimento para as fases primária e secundária estão apresentadas nas Equações 4.6 e 4.7.

$$\begin{aligned} \frac{\partial}{\partial t}(\alpha_f \rho_f \vec{v}_f) + \nabla \cdot (\alpha_f \rho_f \vec{v}_f \vec{v}_f) = & -\alpha_f \nabla p + \nabla \cdot \bar{\bar{\tau}}_f + \alpha_f \rho_f \bar{g} + K_{sf}(\vec{v}_s - \vec{v}_f) \\ & + \dot{m}_{sf} \vec{v}_{fs} + \vec{F}_f + \vec{F}_{lift,f} + \vec{F}_{vm,f} \end{aligned} \quad (4.6)$$

$$\begin{aligned} \frac{\partial}{\partial t}(\alpha_s \rho_s \vec{v}_s) + \nabla \cdot (\alpha_s \rho_s \vec{v}_s \vec{v}_s) = & -\alpha_s \nabla p - \nabla p_s + \nabla \cdot \bar{\bar{\tau}}_s + \alpha_s \rho_s \bar{g} + K_{fs}(\vec{v}_f - \vec{v}_s) \\ & - \dot{m}_{sf} \vec{v}_{sf} + \vec{F}_s + \vec{F}_{lift,s} + \vec{F}_{vm,s} \end{aligned} \quad (4.7)$$

onde:

$p$  – pressão estática;

$p_s$  – pressão de sólidos;

$\bar{\bar{\tau}}_q$  - Tensor das tensões;

$\bar{g}$  - constante gravitacional;

$K_{pq}(\vec{v}_p - \vec{v}_q)$  - transferência de quantidade movimento entre as fases;

$K_{pq} = K_{qp}$  - coeficiente de transferência de momento entre as fases;

$\vec{F}_q$  - forças de campo ( $q = f, s$ );

$\vec{F}_{lift,q}$  - força de ascensão ( $q = f, s$ );

$\vec{F}_{vm,q}$  - força de massa virtual ( $q = f, s$ ).

Os termos do lado esquerdo das Equações 4.6 e 4.7 são respectivamente a taxa de acúmulo e a transferência de 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, transferência de momento entre as fases e transferência de momento entre as fases devido a transferência de massa.

Como no caso em estudo a única força de campo atuante é a força da gravidade, a qual é considerada por um termo individual nas Equações 4.6 e 4.7, o termo referente a forças externas é nulo, portanto  $\vec{F}_q = 0$ . Na maioria dos escoamentos gás-sólidos a força de ascensão ( $\vec{F}_{lift,q}$ ) pode ser desprezada devido a contribuição desta ser muito pequena quando comparada a força de arraste, sendo esta desprezada neste trabalho. A força de massa virtual ( $\vec{F}_{vm,q}$ ) é importante quando a densidade da fase secundária é muito inferior a da fase primária, o que não é o caso deste trabalho, sendo esta desconsiderada.

Levando em conta as considerações e observações discutidas anteriormente, as Equações 4.6 e 4.7, para o presente trabalho, podem ser reescritas como:

$$\begin{aligned} \frac{\partial}{\partial t}(\alpha_f \rho_f \vec{v}_f) + \nabla \cdot (\alpha_f \rho_f \vec{v}_f \vec{v}_f) &= -\alpha_f \nabla p + \nabla \cdot \bar{\tau}_f + \alpha_f \rho_f \vec{g} + K_{sf}(\vec{v}_s - \vec{v}_f) \\ &+ \dot{m}_{sf} \vec{v}_{fs} \end{aligned} \quad (4.8)$$

$$\begin{aligned} \frac{\partial}{\partial t}(\alpha_s \rho_s \vec{v}_s) + \nabla \cdot (\alpha_s \rho_s \vec{v}_s \vec{v}_s) &= -\alpha_s \nabla p - \nabla p_s + \nabla \cdot \bar{\tau}_s + \alpha_s \rho_s \vec{g} + K_{fs}(\vec{v}_f - \vec{v}_s) \\ &- \dot{m}_{sf} \vec{v}_{sf} \end{aligned} \quad (4.9)$$

As Equações 4.8 e 4.9 juntamente com as equações da continuidade (Equações 4.4 e 4.5) formam a base do modelo fluidodinâmico utilizado neste trabalho.

#### 4.1.2 Modelo de arraste (transferência de momento entre as fases)

Conforme mencionado anteriormente, existe uma grande quantidade de equações que visam prever o arraste entre as fases em escoamentos multifásicos. O presente trabalho baseia-se nas observações do trabalho de Du *et al.* (2006a), o qual concluiu que o modelo de arraste proposto por Gidaspow (1994) apresentou os melhores resultados na simulação de leitos de jorro. Este modelo descreve o coeficiente de transferência de momento entre as fases utilizando equações distintas para tratar os diferentes regimes de escoamento, fase densa e fase diluída. A equação do modelo para fase densa é baseada na equação proposta por Ergun (1952), conforme Equação 4.10. A fase diluída é considerada através da equação proposta por Wen e Yu (1966), Equação 4.11.

$$K_{sf} = 150 \frac{\alpha_s (1 - \alpha_f) \mu_f}{\alpha_f d_s^2} + 1,75 \frac{\rho_f \alpha_s |\vec{v}_s - \vec{v}_f|}{d_s}, \alpha \leq 0,8 \quad (4.10)$$

$$K_{sf} = \frac{3}{4} C_D \frac{\alpha_s \alpha_f \rho_f |\vec{v}_s - \vec{v}_f|}{d_s} \alpha_f^{-2,65}, \alpha_f > 0,8 \quad (4.11)$$

onde  $C_D$  é o coeficiente de arraste dado pela Equação 4.12.

$$C_D = \frac{24}{\alpha_f Re_p} \left[ 1 + 0,15 (\alpha_f Re_s)^{0,687} \right] \quad (4.12)$$

Na Equação 4.12,  $Re_p$  é número de Reynolds de partícula, o qual é definido como:

$$Re_p = \frac{\rho_f |\vec{v}_s - \vec{v}_f| d_s}{\mu_f} \quad (4.13)$$



#### 4.1.3 Tensão de cisalhamento (transferência de momento por mecanismos moleculares)

A tensão de cisalhamento em cada fase é descrita segundo a forma Newtoniana, conforme Equações 4.14 e 4.15.

$$\bar{\tau}_f = \alpha_f \mu_f (\nabla \bar{v}_f + \nabla \bar{v}_f^T) + \alpha_f \left( \lambda_f - \frac{2}{3} \mu_f \right) \nabla \cdot \bar{v}_f \bar{I} \quad (\text{fluido}) \quad (4.14)$$

$$\bar{\tau}_s = \alpha_s \mu_s (\nabla \bar{v}_s + \nabla \bar{v}_s^T) + \alpha_s \left( \lambda_s - \frac{2}{3} \mu_s \right) \nabla \cdot \bar{v}_s \bar{I} \quad (\text{granular}) \quad (4.15)$$

onde:

$\mu_q$  - viscosidade da fase  $q$  ( $q = f, s$ );

$\lambda_q$  - viscosidade *bulk* da fase  $q$  ( $q = f, s$ );

$\bar{I}$  - tensor unitário.

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 descrição das propriedades da fase sólida foi realizada através da teoria cinética granular (Gidaspow, 1994).

#### 4.1.4 Teoria cinética granular (propriedades da fase sólida)

O balanço de quantidade de movimento para fase particulada requer a descrição das tensões desta fase. Para isso, neste trabalho, foi utilizada a teoria cinética granular (Lun *et al.*, 1984). Esta é uma analogia a teoria cinética clássica para gases densos, e usa um método baseado na mecânica estatística para descrever a média e as flutuações da velocidade da fase sólida.

Analogamente a temperatura termodinâmica para gases, a temperatura granular ( $\Theta_s$ ) pode ser introduzida como a medida da flutuação da velocidade das partículas, conforme Equação 4.16.

$$\Theta_s = \frac{1}{3} \langle v_s'^2 \rangle \quad (4.16)$$

sendo  $v_s'$  a flutuação da velocidade das partículas. Desta forma, a temperatura granular é proporcional a energia cinética do movimento aleatório das partículas. A equação da conservação da temperatura granular é dada pela Equação 4.17.

$$\frac{3}{2} \left[ \frac{\partial}{\partial t} (\rho_s \alpha_s \Theta_s) + \nabla \cdot (\rho_s \alpha_s \vec{v}_s \Theta_s) \right] = \left( -p_s \bar{I} + \bar{\tau}_s \right) : \nabla \vec{v}_s + \nabla \cdot (k_{\Theta_s} \nabla \Theta_s) - \gamma_{\Theta_s} + \phi_{fs} \quad (4.17)$$

Onde:

$\left( -p_s \bar{I} + \bar{\tau}_s \right) : \nabla \vec{v}_s$  - geração de energia pela tensão de cisalhamento da fase sólida;

$k_{\Theta_s} \nabla \Theta_s$  - difusão de energia;

$\gamma_{\Theta_s}$  - dissipação de energia por colisões

$\phi_{fs}$  - transferência de energia entre as fases

O coeficiente de difusão para a energia granular,  $k_{\Theta_s}$ , é obtido através da equação proposta por Gidaspow *et al.* (1992), conforme Equação 4.18.

$$k_{\Theta_s} = \frac{150\rho_s d_s \sqrt{\Theta_s \pi}}{384(1+e_{ss})g_0} \left[ 1 + \frac{6}{5} \alpha_s g_0 (1+e_{ss}) \right]^2 + 2\rho_s \alpha_s^2 d_s (1+e_{ss}) g_0 \sqrt{\frac{\Theta_s}{\pi}} \quad (4.18)$$

A dissipação de energia por colisões é representada pela expressão obtida por Lun *et al.* (1984):

$$\gamma_{\Theta_s} = \frac{12(1-e_{ss}^2)g_0}{d_s \sqrt{\pi}} \rho_s \alpha_s^2 \Theta_s^{3/2} \quad (4.19)$$

A transferência de energia cinética das flutuações aleatórias da velocidade das partículas para a fase fluida é dada por (Gidaspow *et al.*, 1992):

$$\phi_{fs} = -3K_{fs} \Theta_s \quad (4.20)$$

A pressão de sólido, proposta por Lun *et al.* (1984), é composta de um termo cinético e um segundo termo referente a colisão das partículas:

$$p_s = \alpha_s \rho_s \Theta_s + 2\rho_s (1+e_{ss}) \alpha_s^2 g_0 \Theta_s \quad (4.21)$$

onde  $e_{ss}$  é o coeficiente de restituição da colisão entre as partículas,  $g_0$  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. Esta descreve a

probabilidade de colisão entre as partículas e pode ser obtida através da Equação 4.22, de acordo com (Ogawa et al. 1980).

$$g_0 = \left[ 1 - \left( \frac{\alpha_S}{\alpha_{S,\text{lim}}} \right)^{1/3} \right]^{-1} \quad (4.22)$$

onde  $\alpha_{S,\text{lim}}$  é fração volumétrica de sólidos na condição de leito empacotado.

A tensão de cisalhamento da fase particulada contém a viscosidade molecular e a viscosidade *bulk*, a qual se deve a translação e colisões entre partículas. A parte referente às colisões, a cinética e a fricção são somadas para a obtenção da viscosidade dos sólidos, conforme Equação 4.23.

$$\mu_S = \mu_{S,\text{col}} + \mu_{S,\text{kin}} + \mu_{S,\text{fr}} \quad (4.23)$$

A contribuição na viscosidade devido a colisão das partículas é dada por (Gidaspow et al., 1992 e Syamlal et al., 1993):

$$\mu_{S,\text{col}} = \frac{4}{5} \alpha_S \rho_S d_S g_0 (1 + e_{SS}) \left( \frac{\Theta_S}{\pi} \right)^{1/2} \quad (4.24)$$

Para o cálculo da viscosidade cinética, neste trabalho, foi utilizada a equação proposta por Gidaspow et al. (1992):

$$\mu_{S,\text{kin}} = \frac{10 \rho_S d_S \sqrt{\Theta_S \pi}}{96 \alpha_S (1 + e_{SS}) g_0} \left[ 1 + \frac{4}{5} g_0 \alpha_S (1 + e_{SS}) \right]^2 \quad (4.25)$$

Em escoamentos granulares em fase densa, onde a fração volumétrica dos sólidos é próxima ao seu valor máximo possível, as colisões instantâneas previstas pela teoria cinética granular deixam de ser importantes. Assim, o uso da teoria cinética granular a estes escoamentos não é relevante, uma vez que as partículas estão em contato. Desta forma, as tensões resultantes da fricção entre as partículas precisam ser levadas em consideração. Portanto, uma extensão da viscosidade friccional, no caso deste trabalho, a equação proposta por Schaeffer (1987), Equação 4.26, deve ser empregada. A tensão friccional é adicionada a tensão prevista pela teoria cinética granular quando a fração volumétrica de sólidos excede um valor crítico.

$$\mu_{s,fr} = \frac{p_s \sin \phi}{2\sqrt{I_{2D}}} \quad (4.26)$$

onde  $p_s$  é a pressão de sólidos (Equação 4.21),  $\phi$  é o ângulo de fricção interna e  $I_{2D}$  é a segunda invariante do tensor das tensões.

#### 4.1.5 Modelo de turbulência

Para descrever a influencia da turbulência nas flutuações da velocidade e das grandezas escalares do sistema foi utilizado o modelo k-epsilon RNG para fase dispersa, suplementado com termos referentes à transferência de momento entre as fases. As predições das quantidade turbulentas na fase dispersa são obtidas através das correlações propostas por Hinze (1975).

#### 4.1.5.1 Turbulência na fase contínua

Neste caso, o tensor de Reynolds e a viscosidade turbulenta para o fluido são calculados utilizando as Equações 4.27 e 4.28.

$$\bar{v}_f'' = -\frac{2}{3}(\rho_f \kappa_f + \rho_f \mu_{t,f} \nabla \cdot \bar{v}_f) \bar{I} + \rho_f \mu_{t,f} (\nabla \bar{v}_f + \nabla \bar{v}_f^T) \quad (4.27)$$

$$\mu_{t,f} = \rho_f C_\mu \frac{\kappa_f^2}{\varepsilon_f} \quad (4.28)$$

onde  $\kappa_f$  é a energia cinética turbulenta,  $\mu_{t,f}$  é a viscosidade turbulenta,  $\varepsilon_f$  é a taxa de dissipação da turbulência e  $C_\mu = 0,009$ .

As predições para o regime turbulento do fluido são obtidas a partir das seguintes equações:

$$\begin{aligned} \frac{\partial}{\partial t}(\alpha_f \rho_f \kappa_f) + \nabla \cdot (\alpha_f \rho_f \bar{v}_f \kappa_f) = \nabla \cdot \left( \alpha_f \frac{\mu_{t,f}}{\sigma_\kappa} \nabla \kappa_f \right) + \alpha_f G_{k,f} - \alpha_f \rho_f \varepsilon_f + \\ + \alpha_f \rho_f \prod_{\kappa_f} \end{aligned} \quad (4.29)$$

$$\begin{aligned} \frac{\partial}{\partial t}(\alpha_f \rho_f \varepsilon_f) + \nabla \cdot (\alpha_f \rho_f \bar{v}_f \varepsilon_f) = \nabla \cdot \left( \alpha_f \frac{\mu_{t,f}}{\sigma_\varepsilon} \nabla \varepsilon_f \right) + \alpha_f \frac{\varepsilon_f}{\kappa_f} (C_{1\varepsilon} \alpha_f G_{k,f} - C_{2\varepsilon} \alpha_f \rho_f \varepsilon_f) \\ + \alpha_f \rho_f \prod_{\varepsilon_f} \end{aligned} \quad (4.30)$$

onde  $\prod_{\kappa_f}$  e  $\prod_{\varepsilon_f}$  representam a influência da fase dispersa (fase granular) na fase contínua (fluido).

#### 4.1.5.2 Turbulência na fase dispersa

As previsões das quantidades turbulentas para a fase dispersa são obtidas através da teoria da dispersão de partículas discretas pela turbulência homogênea. Estas quantidades turbulentas incluem:

$$\kappa_S = \kappa_f \left( \frac{b^2 + \eta_{sf}}{1 + \eta_{sf}} \right) \quad (4.31)$$

$$\kappa_{sf} = 2\kappa_f \left( \frac{b + \eta_{sf}}{1 + \eta_{sf}} \right) \quad (4.32)$$

$$D_{t,sf} = \frac{1}{3} \kappa_{sf} \tau_{t,sf} \quad (4.33)$$

$$D_S = D_{t,sf} + \left( \frac{2}{3} \kappa_S - b \frac{1}{3} \kappa_{sf} \right) \tau_{F,sf} \quad (4.34)$$

$$b = (1 + C_V) \left( \frac{\rho_S}{\rho_f} + C_V \right)^{-1} \quad (4.35)$$

onde  $C_V = 0,5$  é o coeficiente de massa adicionada,  $\tau_{F,sf}$  é o tempo característico de relaxação da partículas, o qual é relacionado com efeitos inerciais na fase dispersa e  $\tau_{t,sf}$  é o tempo integral Lagrangiano calculado ao longo da trajetória das partículas.

## 4.2 Modelo Térmico

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). Desta forma, nas simulações da transferência de calor entre gás-sólidos está imposto que  $Bi = \frac{h_{sf} d_s}{k_s} < 0,1$ , ou seja, a resistência a transferência de calor por convecção do ar para as partículas tem que ser muito maior que a resistência a transferência de calor no interior destas.

Através do valor das propriedades utilizadas neste estudo, pode-se concluir que esta hipótese é válida. Assim, a equação da conservação da energia para o fluido e a fase particulada podem ser escritas conforme as Equações 4.36 e 4.37.

$$\frac{\partial}{\partial t}(\alpha_f \rho_f h_f) + \nabla \cdot (\alpha_f \rho_f \vec{v}_f h_f) = -\alpha_f \frac{\partial p_f}{\partial t} + \bar{\tau}_f : \nabla \vec{v}_f - \nabla \cdot \vec{q}_f + Q_{sf} + \dot{m}_{sf} H_{vap} \quad (4.36)$$

$$\frac{\partial}{\partial t}(\alpha_s \rho_s h_s) + \nabla \cdot (\alpha_s \rho_s \vec{v}_s h_s) = -\alpha_s \frac{\partial p_s}{\partial t} + \bar{\tau}_s : \nabla \vec{v}_s - \nabla \cdot \vec{q}_s + Q_{fs} - \dot{m}_{sf} H_{vap} \quad (4.37)$$

onde:

$h_q$  - é a entalpia da fase  $q$  ( $q = f, s$ );

$\bar{\tau}_q : \nabla \vec{v}_q$  - termo referente a dissipação viscosa;

$\vec{q}_q$  - fluxo condutivo de calor;

$Q_{pq} = -Q_{qp}$  - transferência de calor entre as fases;

$H_{vap}$  - calor de vaporização da água na temperatura da fase particulada.



O fluxo de calor condutivo  $\vec{q}_q$  é obtido através da lei de Fourier da condutividade, sendo está dada pela Equação 4.38.

$$\vec{q}_q = -\alpha_q k_q \nabla T_q \quad (4.38)$$

onde  $k_q$  é a condutividade térmica efetiva da fase  $q$  ( $q = f, s$ ).

A entalpia da fase  $q$  e o calor latente de vaporização da água podem ser calculados pelas Equações 4.39 e 4.40, respectivamente.

$$h_q = \int c_{p,q} dT_q \quad (4.39)$$

$$H_{vap} = 3168,0 - 2,4364T_s \quad (4.40)$$

A transferência de calor entre as fases ( $Q_{pq} = -Q_{qp}$ ) foi calculada através do mecanismo convectivo, o qual está descrito na Equação 4.41.

$$Q_{pq} = h_{pq} (T_p - T_q) \quad (4.41)$$

onde  $h_{pq} = h_{qp}$  é o coeficiente de transferência de calor entre as fases. Este é geralmente obtido através de correlações para o número de Nusselt, conforme dito anteriormente, e pode ser calculado através da Equação 4.42.

$$h_{pq} = \frac{6k_q \alpha_p Nu_p}{d_p^2} \quad (4.42)$$

Neste trabalho, foram utilizadas duas correlações distintas para o cálculo do número de Nusselt, a correlação proposta por Gunn (1974), Equação 2.18, e a proposta por Kmiec (1980), Equação 2.21. A condutividade térmica efetiva das fases foi obtida através das equações propostas por Kuipers *et al.* (1992), Equações 2.8 e 2.9.

### 4.3 Transporte de Umidade

Assim como para a temperatura, a formulação Euleriana não considera a distribuição de umidade no interior das partículas, sendo esta variável uma média local. O modelo para transferência de massa baseia-se em equações difusiva-convectivas, onde a massa pode ser transportada devido ao movimento das fases e também devido a diferença de concentração em uma mesma fase.

As Equações 4.43 e 4.44 apresentam os modelos utilizados para o transporte de umidade no fluido e na fase sólida.

$$\frac{\partial}{\partial t}(\alpha_f \rho_f Y) + \nabla \cdot (\alpha_f \rho_f \vec{v}_f Y) = \nabla \cdot (D_v \rho_f \alpha_f \nabla Y) + \dot{m}_{sf} \quad (4.43)$$

$$\frac{\partial}{\partial t}(\alpha_s \rho_s X) + \nabla \cdot (\alpha_s \rho_s \vec{v}_s X) = \nabla \cdot (D_w \rho_s \alpha_s \nabla X) - \dot{m}_{sf} \quad (4.44)$$

onde  $Y$  é o conteúdo de umidade em base úmida no fluido (ar),  $X$  é o conteúdo de umidade em base úmida na fase sólida,  $D_v$  é a difusividade do vapor no fluido,  $D_w$  é a difusividade de umidade na fase sólida e  $\dot{m}_{sf}$  é a taxa de secagem.

A difusividade do vapor no ar ( $D_v$ ) e de úmida na fase sólida ( $D_w$ ) podem ser calculadas através das Equações 4.45 e 4.46 (Radford, 1997).

$$D_v = 2,60 \times 10^{-5} \left( \frac{T_f}{T_{ref}} \right)^{3/2} \quad (4.45)$$

$$D_w = D_0 e^{-\frac{E_a}{T_f}} \quad (4.46)$$

onde  $T_{ref} = 298K$ ,  $D_0$  e  $E_a$  são constantes determinadas experimentalmente.

A taxa de transferência de massa, ou taxa de secagem, é calculada através de uma analogia a lei de resfriamento de Newton, conforme Equação 4.47.

$$\dot{m}_{sf} = \alpha_s N = \alpha_s K (X - X_e) \rho_s \quad (4.47)$$

Onde  $X_e$  é a umidade de equilíbrio do sólido nas condições do ar de secagem e  $K$  é a constante de secagem, a qual é função da temperatura do ar, velocidade relativa entre as fases e da umidade, conforme Equação 4.48.

$$K = K(T_f, |\vec{v}_s - \vec{v}_f|, X) \quad (4.48)$$

A constante de secagem, neste trabalho, foi obtida através de dados experimentais de secagem em camada delgada, sendo a obtenção deste parâmetro descrita no Capítulo 7.

#### 4.4 Implementação dos Modelos de Calor e Massa no Software Fluent®

Uma rotina computacional (UDF – “User Defined Function”) foi desenvolvida em linguagem C++ para implementar: o cálculo do coeficiente de transferência de calor entre as fases, a condutividade térmica efetiva das fases, as difusividades do vapor e de umidade, a umidade de equilíbrio nas condições locais do ar de secagem e os termos que envolvem a taxa de secagem nas equações de movimento, calor e massa. Os modelos de transporte de umidade foram adicionados ao software por meio de UDS’s (“User Defined Scalar”).

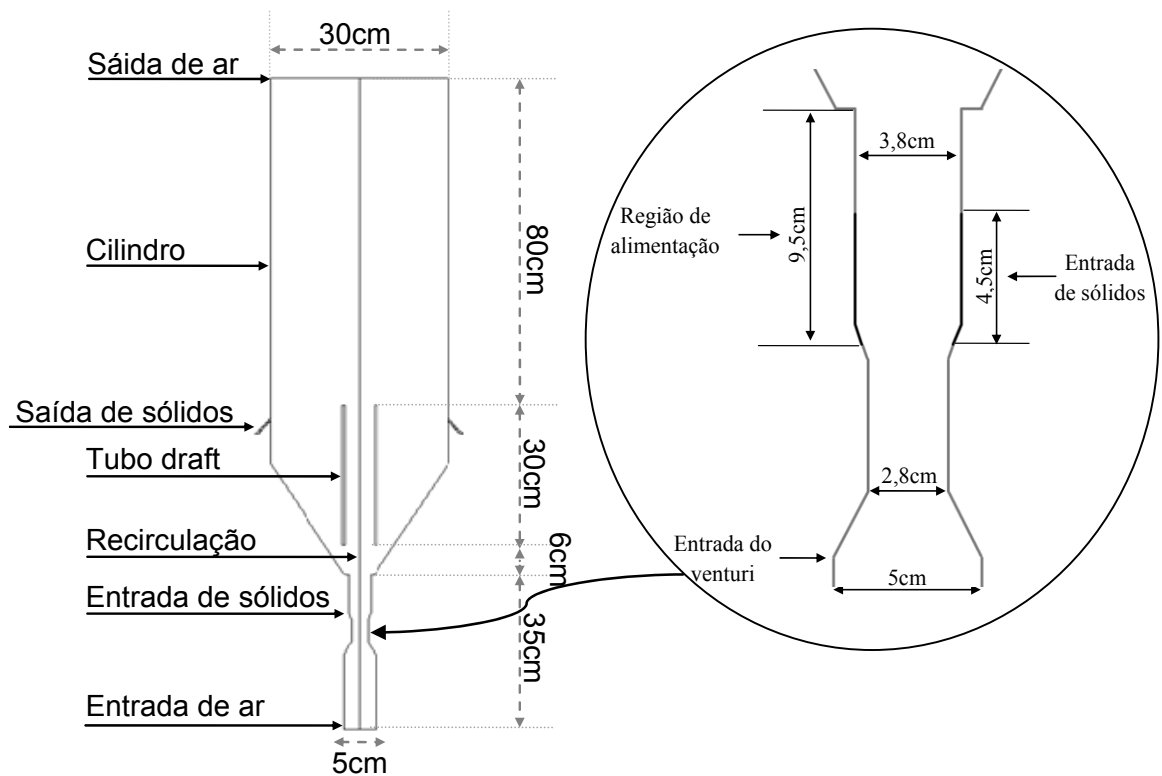
#### 4.5 Domínio Computacional

Para a obtenção do domínio computacional 2D algumas considerações em relação ao equipamento experimental foram feitas:

- Simetria no eixo central;
- Alimentação uniforme de partículas, e
- Saída uniforme de partículas.

Tendo como base as considerações apresentadas foi possível obter um domínio computacional conforme apresentado na Figura 4.1.

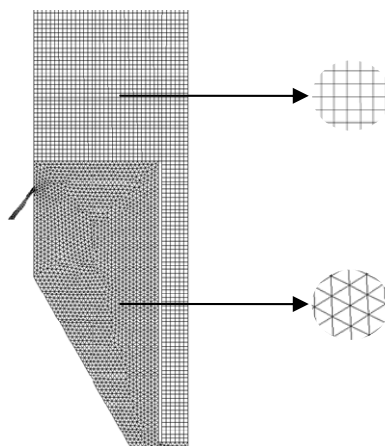
Uma tubulação de 15cm de comprimento e 0,05m de diâmetro foi adicionada a entrada do leito (Figura 4.1) para obter-se o perfil turbulento de velocidade na entrada do Venturi.



**Figura 4.1:** Domínio computacional 2D.

#### 4.6 Malha Computacional

Para a discretização das equações do modelo no domínio computacional foram geradas malhas 2D utilizando o software GAMBIT 2.13. A malha computacional em duas dimensões é composta por células triangulares (região cônica, Venturi de alimentação e saída de sólidos) e por células quadradas (entrada, tubo draft e parte cilíndrica), conforme mostrado na Figura 4.2. A malha foi gerada usando um espaço entre os nós 5% maior do que o diâmetro das partículas, o que corresponde a 11758 células.



**Figura 4.2:** Malha computacional 2D utilizada.

#### 4.7 Condições de Contorno

As condições de contorno utilizadas para a solução das equações do modelo estão apresentadas na Tabela 4.1.

**Tabela 4.1:** Condições de contorno.

Posição	Fluidodinâmica	Calor	Massa
Entrada de fluido	Perfil constante de velocidade	Temperatura uniforme	Perfil de umidade uniforme
Entrada de sólidos	Taxa mássica e fração volumétrica	Temperatura uniforme	Perfil de umidade uniforme
Saída de fluido	Pressão definida	$\frac{\partial T_f}{\partial \vec{n}} = 0$	$\frac{\partial Y}{\partial \vec{n}} = 0$
Saída de sólidos	Pressão definida	$\frac{\partial T_s}{\partial \vec{n}} = 0$	$\frac{\partial X}{\partial \vec{n}} = 0$
Sólidos nas paredes	Tensão de cisalhamento definida	Transferência por convecção	Fluxo de massa nulo
Fluido nas paredes	Condição de aderência	Transferência por convecção	Fluxo de massa nulo

A tensão de cisalhamento na parede é definida para a fase granular de acordo com a Equação 4.49 (Johnson e Jackson, 1987).

$$\bar{\tau}_s = -\frac{\pi}{6} \sqrt{3} \varphi \frac{\alpha_s}{\alpha_{s,\text{lim}}} \rho_s g_0 \sqrt{\Theta_s} \vec{U}_{s,w} \quad (4.49)$$

onde  $\varphi$  é o coeficiente de especularidade e  $\vec{U}_{s,w}$  é a velocidade das partículas deslocando-se paralelamente a parede.

A transferência de calor por convecção nas paredes considera que a espessura da parede é zero, desta forma o fluxo de calor é dado com:

$$q = h_q (T_w - T_q) = h_\infty (T_\infty - T_w) \quad (4.50)$$

onde  $h_q$  é o coeficiente de transferência de calor entre a fase q e a parede,  $h_\infty$  é o coeficiente de transferência de calor entre a parede e o meio externo,  $T_w$  é a temperatura da parede e  $T_\infty$  é a temperatura do meio externo afastado da parede.

#### 4.8 Solução Numérica

Para a solução das equações do modelo foi utilizado o software FLUENT 6.3, o qual se baseia na técnica de volumes finitos. O acoplamento pressão-velocidade foi obtido pelo algoritmo SIMPLE. O método upwind de segunda ordem foi utilizado para a discretização das equações no volume de controle. O sistema de equações foi resolvido em regime transiente, sendo que o critério de convergência foi escolhido como  $1 \times 10^{-3}$  para todas as variáveis. Os fatores de relaxação foram escolhidos entre 0,2 e 0,5 para as equações do modelo fluidodinâmico e 1,0 para as demais equações.

## **CAPÍTULO 5**

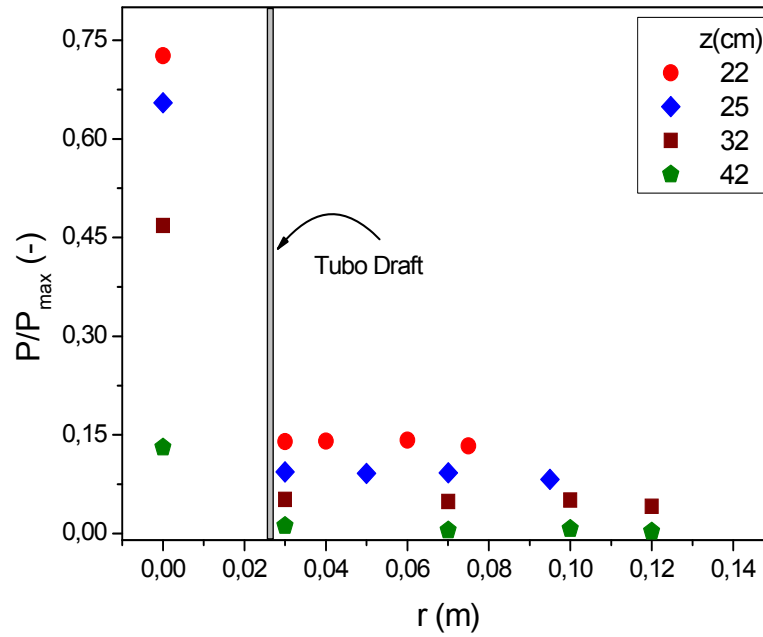
### **5 ANÁLISE DA FLUIDODINÂMICA DE UM LEITO DE JORRO CONTÍNUO COM ALIMENTAÇÃO DE PARTÍCULAS PELA BASE UTILIZANDO CFD**

Os resultados apresentados neste capítulo são puramente fluidodinâmicos, para isso não foram considerados os efeitos da temperatura tanto experimentalmente quanto nas simulações. Os dados experimentais foram obtidos para uma condição de temperatura do ar constante de 50 °C e as partículas, esferas de vidro, foram realimentadas ao sistema para que os efeitos dos gradientes de temperatura pudessem ser desprezados.

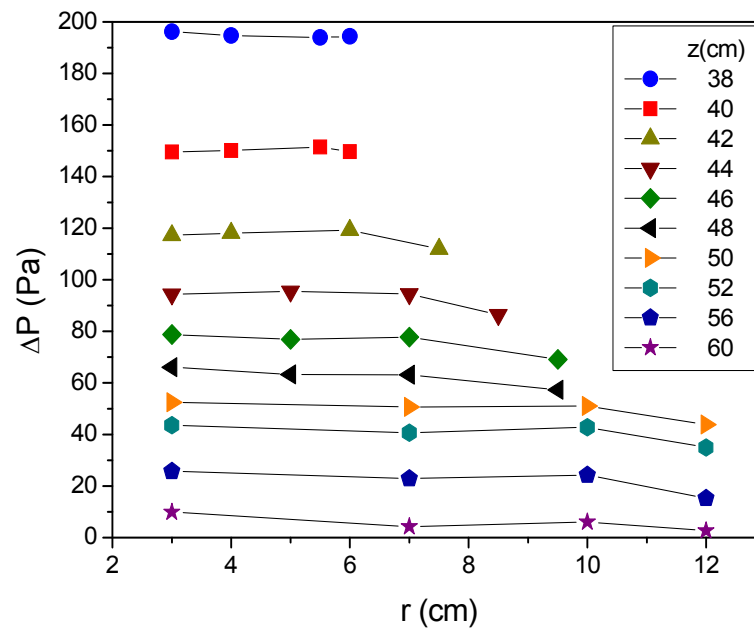
#### **5.1 Resultados Experimentais**

O perfil fluidodinâmico do leito de jorro contínuo operando com tubo draft e com alimentação de sólidos pela base foi observado através da pressão estática do sistema. Esta foi obtida para todas as regiões do leito e para as velocidades de 20 e 22m/s do ar de entrada. As Figuras 5.1 e 5.2 apresentam os dados de pressão estática para a velocidade de 20m/s do ar de entrada. Estas também são representativas da condição de 22m/s.





**Figura 5.1:** Pressão estática em função da posição radial para diferentes posições axiais, obtida para a velocidade de 20 m/s do ar de entrada.



**Figura 5.2:** Pressão estática em função da posição radial obtida para a região anular do leito de jorro, obtida para a velocidade de 20 m/s do ar de entrada.

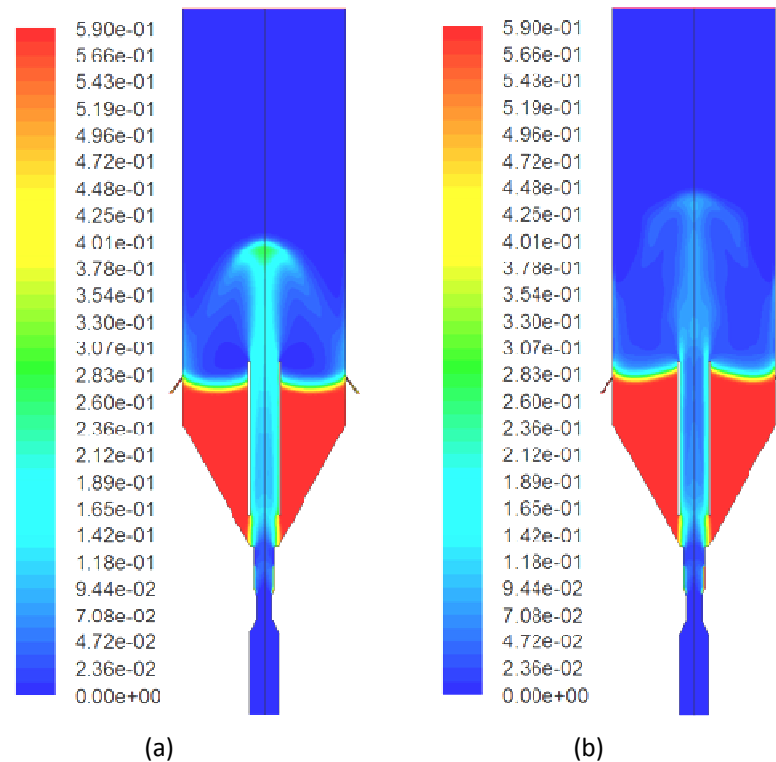
Através das Figuras 5.1 e 5.2 é possível observar que a pressão estática tende a diminuir com o aumento da posição axial, comportamento este já esperado, uma vez que na saída do leito a pressão estática é igual à pressão atmosférica (pressão manométrica igual a zero). Também é possível verificar que a pressão estática no interior do tubo draft apresenta-se bem maior que na região anular. Isto é devido ao fluxo de ar ser mais intenso no interior do tubo draft e também a grande perda de carga que ocorre na região anular devido a alta concentração de partículas.

Na região anular, conforme Figura 5.2, observa-se para uma mesma posição axial um patamar praticamente constante da pressão estática, apresentando uma leve queda próximo a parede do leito, comportamento também observado por Matthew *et al.* (1988) para um leito de jorro cilíndrico operando com tubo draft.

## 5.2 Verificação do Modelo

Neste trabalho, os resultados obtidos através da fluidodinâmica computacional, para as diferentes condições empregadas, foram comparados com os dados experimentais de pressão estática, altura da fonte e vazão mássica de fluido no ânulo. Os dados de pressão estática incluem as medidas para o alimentador de sólidos (Venturi), região de transporte das partículas e região anular.

Para verificar o comportamento qualitativo do leito em relação às condições experimentais, o perfil simulado de fração volumétrica dos sólidos foi obtido para as diferentes condições de operação do equipamento e para todo o domínio, conforme Figuras 5.3a,b.



**Figura 5.3:** Fração volumétrica de sólidos para velocidades de entrada do fluido de 20m/s (a) e 22m/s (b) com 0.086kg/s e 0.096kg/s de taxa de alimentação de sólidos respectivamente.

A partir das Figuras 5.3a,b é possível observar que o comportamento qualitativo do leito simulado é muito próximo ao comportamento experimental do equipamento. Também é possível verificar que com o aumento da velocidade do ar de entrada houve um aumento na altura da fonte, mesmo considerando uma taxa de alimentação de sólidos maior para a condição de maior velocidade do ar de entrada; este comportamento também foi verificado experimentalmente.

Apesar de medidas de altura da fonte não serem muito precisas devido ao ponto máximo não ser claro e também ao fato desta oscilar, é possível obter-se um valor médio aproximado para este parâmetro. A altura da fonte foi considerada como a distância entre a saída do tubo draft e a posição onde a concentração de partículas chega a zero. Este critério foi adotado tanto experimentalmente quanto para os resultados obtidos através da simulação. Os valores simulados de altura da fonte para as condições estudadas foram comparados com os resultados obtidos

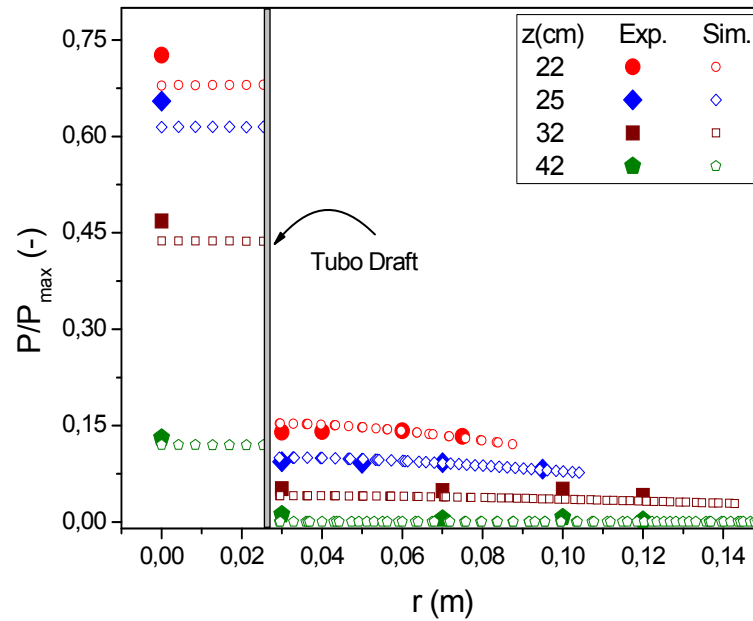
experimentalmente, estes se apresentaram muito próximos, sendo que o desvio apresentado encontra-se dentro do erro experimental (foram realizadas 10 medidas da altura da fonte, através das quais foi obtida a média e o desvio padrão), conforme apresentado na Tabela 5.1. Isto mostra que o modelo CFD apresentou uma boa previsão do fenômeno de transferência de quantidade de movimento entre as fases, e também pode ser inferido que o perfil axial simulado de velocidade da fase sólida é consistente com o experimental.

**Tabela 5.1:** Altura da fonte para as condições de operação estudadas.

<b>Velocidade de entrada (m/s)</b>	<b>Altura experimental (cm)</b>	<b>Altura simulada (cm)</b>
20	24±2	23
22	39±3	37

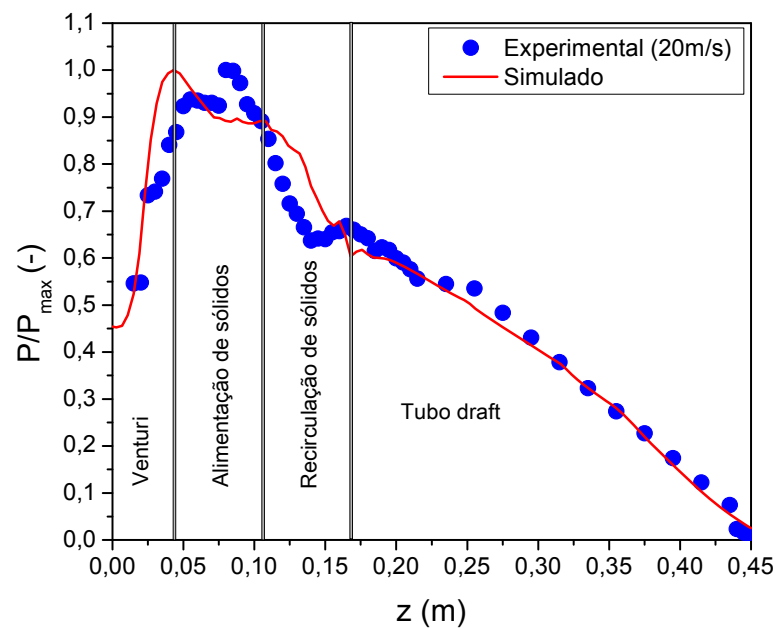
No intuito de realizar-se uma comparação quantitativa dos resultados simulados de pressão estática com os dados experimentais obtidos tanto para o canal central quanto para a região anular, estes foram adimensionalizados pelo maior valor da pressão encontrado no volume de controle estudado. Este critério foi adotado para remover o efeito da tela de retenção de sólidos, a qual é importante experimentalmente para evitar que as partículas tenham um movimento descendente na região de alimentação quando o equipamento é iniciado, mas esta causa perdas de energia potencial, o que faz com que a normalização dos resultados seja necessária para uma comparação entre o experimento e a simulação.

A Figura 5.4 mostra a comparação dos resultados experimentais e simulados para pressão estática no interior do tubo draft e na região anular em função da coordenada radial. Através desta comparação é possível perceber que o modelo fluidodinâmico apresenta resultados muito próximos aos experimentais para o perfil de pressão estática.

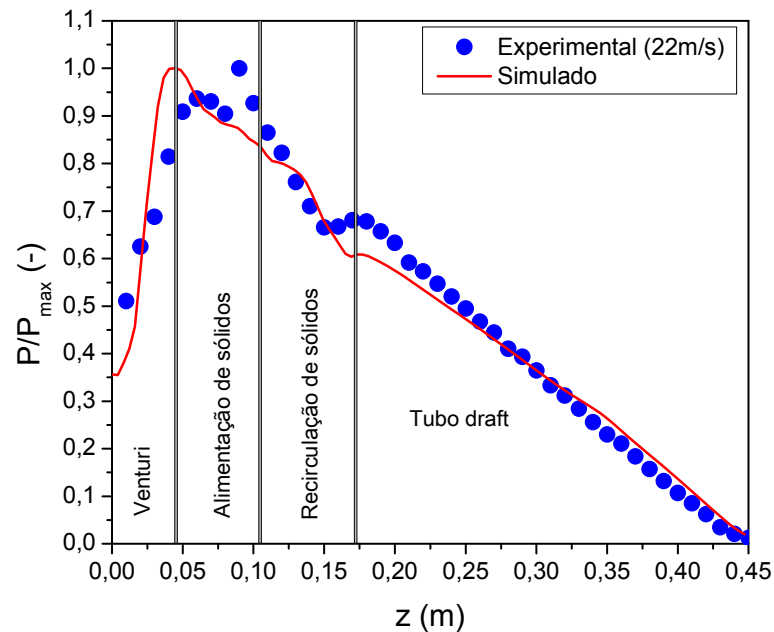


**Figura 5.4:** Pressão estática adimensional em função da coordenada radial para diferentes posições axiais e 20m/s de velocidade do ar de entrada.

Uma comparação mais detalhada entre os resultados simulados e os dados experimentais pode ser observada nas Figuras 5.5 e 5.6, as quais apresentam os dados de pressão estática adimensional em função da coordenada axial obtidos para o canal central, tanto experimentalmente quanto através da fluidodinâmica computacional para as velocidades de 20 e 22m/s do ar de entrada.



**Figura 5.5:** Pressão estática adimensional em função da coordenada axial para a velocidade de 20m/s do ar de entrada.



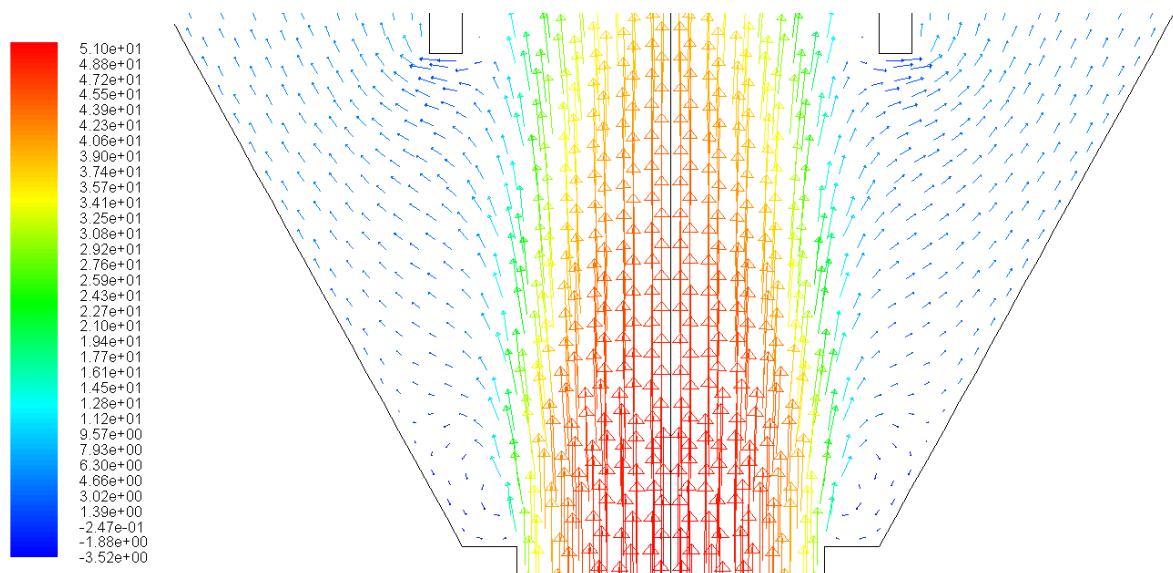
**Figura 5.6:** : Pressão estática adimensional em função da coordenada axial para a velocidade de 22m/s do ar de entrada.

Através das Figuras 5.5 e 5.6 é possível verificar que os resultados obtidos via CFD apresentaram uma boa previsão do perfil de pressão estática experimental para as duas condições estudadas neste trabalho (20 e 22m/s). Além disso, estes resultados possibilitaram a caracterização das diferentes regiões do leito, as quais estão descritas abaixo:

- Venturi - na entrada deste equipamento a velocidade do ar é aumentada devido a diminuição da área da seção transversal, a pressão diminui devido a conversão da energia potencial para energia cinética. Após, na seção de área constante a velocidade do fluido é alta, o que aumenta a capacidade do ar de carregar as partículas. Na saída do Venturi a pressão é recuperada (Figuras 5.5 e 5.6) o que é uma característica deste tipo de equipamento;
- Alimentação de sólidos - no início desta região a pressão é levemente recuperada, provavelmente devido a influência do venturi. Após, a leve queda de pressão é devida a inserção de sólidos, o que faz com que haja a transferência de quantidade de movimento do fluido para as partículas;

- Recirculação de sólidos - a queda brusca da pressão estática nesta região é devido à dispersão de ar do canal central para o ânulo, e também devido à recirculação de partículas oriundas da região anular, o que aumenta a transferência de momento entre as fases;
- o leve aumento da pressão estática que corresponde a interface do final da região de recirculação e início do tubo draft pode ser devido a aceleração de partículas oriundas da região anular. Após, a queda praticamente linear da pressão nesta região indica que existe uma região de velocidade praticamente constante das partículas. Estas hipóteses estão condizentes com os resultados simulados da velocidade da fase sólida no canal central, conforme apresentado na Figura 5.9.

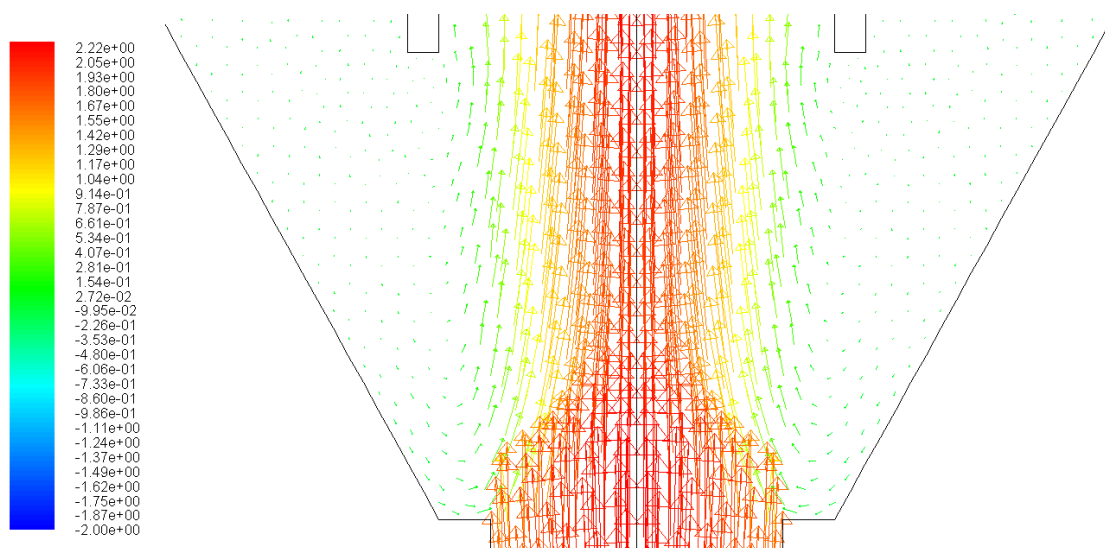
Uma análise mais detalhada da fluidodinâmica do leito, na região de recirculação de sólidos, pode ser obtida através dos vetores velocidade do ar e da fase granular, os quais estão apresentados nas Figura 5.7 e 5.8, respectivamente.



**Figura 5.7:** Vetores velocidade do fluido graduados pela velocidade axial do ar obtidos para a condição de 20m/s do ar de entrada.

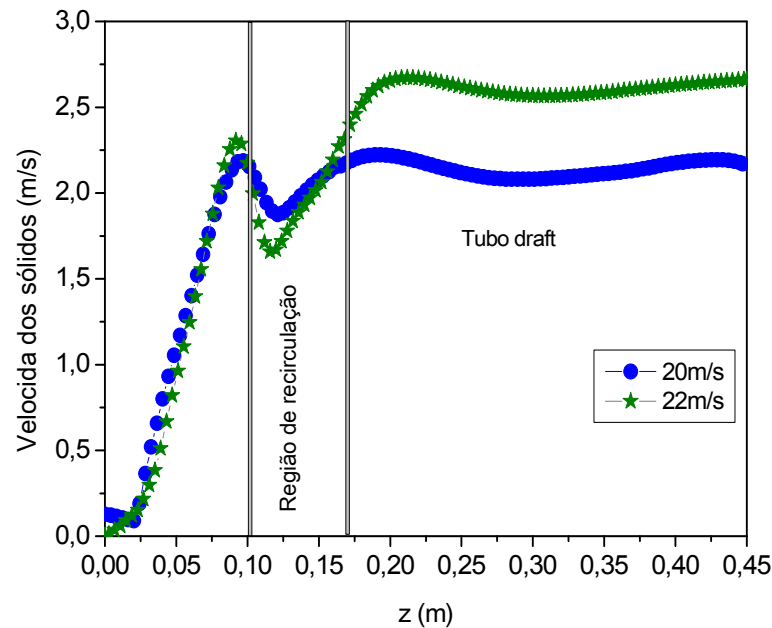
Como mencionado anteriormente, a dispersão de ar do canal de jorro para a região anular, a qual pode ser observada na Figura 5.7, contribui para o decréscimo da pressão e da velocidade do ar na região de recirculação. Ainda, um aumento na dispersão de fluido para o ânulo pode ser observado próximo a entrada do tubo draft, o que é provavelmente devido ao aumento da área disponível na região anular. Também é possível verificar (Figura 5.7) que existe uma recirculação do fluido próximo ao canto inferior de entrada do cone, o que pode ser devido ao aumento brusco da área da seção transversal.

Na Figura 5.8, a recirculação das partículas pode ser observada por meio de um gráfico de vetores velocidade. Este movimento das partículas faz com que haja um aumento da fração volumétrica de sólidos, o que aumenta a transferência de quantidade de movimento do fluido para a fase sólida nesta região. Além disso, pode-se observar que as partículas que são alimentadas abaixo do cone são preferencialmente carregadas na região central do tubo draft, enquanto que as partículas oriundas da região anular são transportadas próximo as paredes deste. Este é o motivo pelo qual uma maior concentração de sólidos é observada próximo a parede do tubo draft na Figura 5.3a,b



**Figura 5.8:** Vetores velocidade da fase sólida graduados pela velocidade axial dos sólidos obtidos para a condição de 20m/s do ar de entrada.

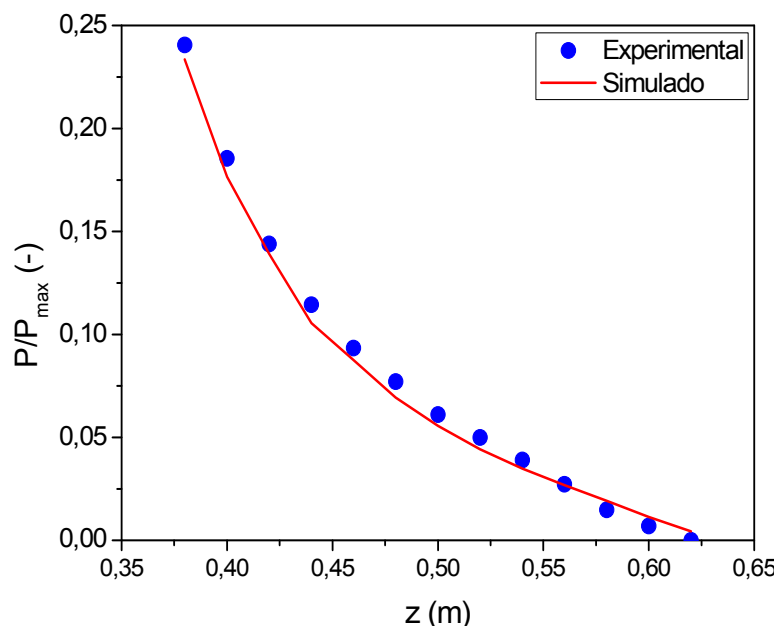




**Figura 5.9:** Velocidade da fase sólida em função da coordenada axial para 20m/s e 22m/s de velocidade do ar de entrada, resultados simulados.

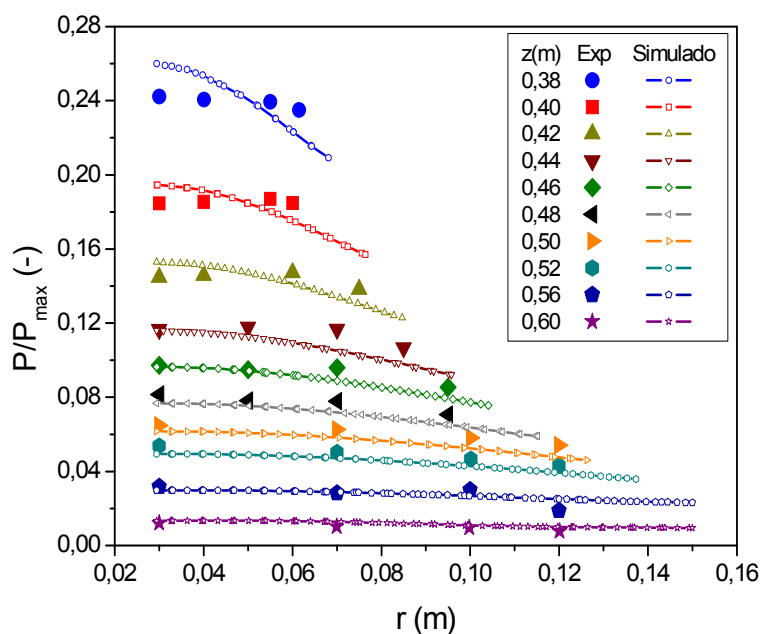
A queda mais acentuada na velocidade da fase sólida, apresentada para a condição de 22m/s de velocidade do ar de entrada, na região de recirculação (Figura 5.9), pode ser explicada pelo aumento da circulação dos sólidos no leito (33,24kg/min para 20m/s e 38,64kg/min para 22m/s – valores simulados), fazendo com que as interações intra e interfase sejam aumentadas o que ocasiona uma maior transferência de momento.

Assim como apresentado para o canal central, os dados de pressão estática, obtidos através da fluidodinâmica computacional para a região anular do leito, foram mais detalhadamente comparados com os resultados experimentais, sendo estes apresentados na Figura 5.10 em função da coordenada axial e na Figura 5.11 em função da coordenada radial para a condição de velocidade de entrada do ar de 20m/s. Os dados apresentados na Figura 5.10 são valores médios da coordenada radial obtidos para cada posição axial.



**Figura 5.10:** Pressão estática adimensional em função da coordenada axial para a região anular do leito e para 20m/s de velocidade do ar de entrada.

Na Figura 5.10, pode-se observar uma mudança na inflexão da curva, apresentada tanto nos dados experimentais quanto nos simulados, isto é possivelmente devido a variação da área do equipamento, por este ser cônico-cilíndrico. Também pode-se verificar a boa concordância dos resultados simulados com os experimentais.



**Figura 5.11:** Pressão estática adimensional em função da coordenada radial para a região anular do leito e para 20m/s de velocidade do ar de entrada.

O perfil radial de pressão estática obtido para a região anular apresenta uma leve tendência de queda com o aumento da coordenada radial na região cônica ( $z < 0,56$ ), e um perfil praticamente constante na região cilíndrica ( $z = 0,56$  e  $z = 0,60$ ), conforme Figura 5.11. Como mencionado anteriormente, este comportamento está de acordo com o encontrado por Matthew *et al.* (1988). A Figura 5.11 mostra, mais uma vez, que a fluidodinâmica computacional possibilitou uma boa previsão dos resultados experimentais.

Ainda com o intuito de avaliar a fluidodinâmica do leito de jorro contínuo operando com tubo draft e com alimentação de sólidos pela base, e a aplicabilidade da fluidodinâmica computacional neste sistema, foram obtidos dados de vazão mássica de fluido para as diferentes regiões do leito, tanto experimentalmente quanto através da simulação. Estes estão apresentados na Tabela 5.2, onde pode-se observar que os resultados simulados apresentam uma boa previsão da condição experimental.

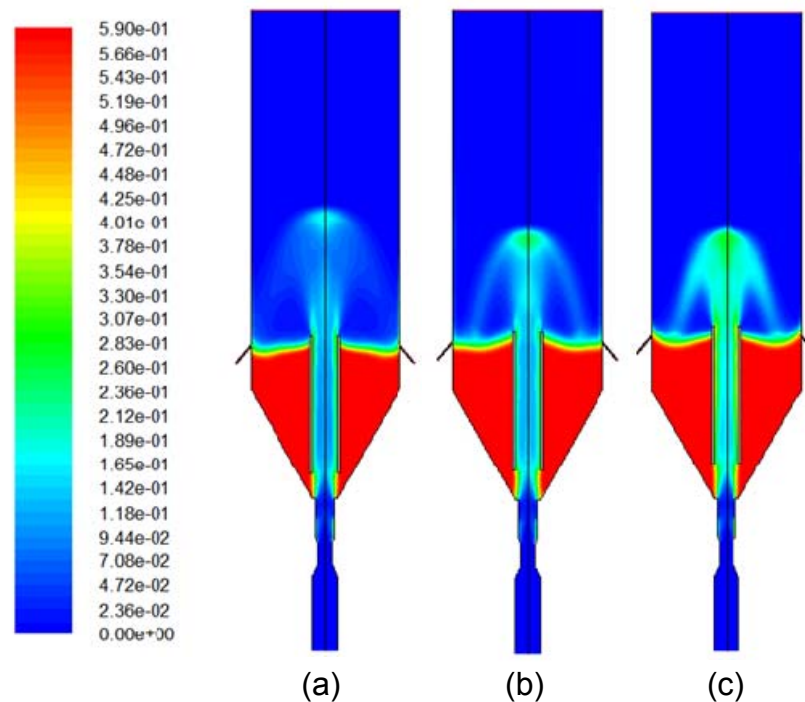
**Tabela 5.2:** Vazão mássica de fluido nas diferentes regiões do leito.

Região\Condição	Experimental (kg/min)		Simulado (kg/min)	
	20m/s	22m/s	20m/s	22m/s
Entrada (condição de contorno)	2,87	3,15	2,87	3,15
Tubo draft	1,71	2,03	1,64	2,11
Ânulo	1,16	1,12	1,23	1,04

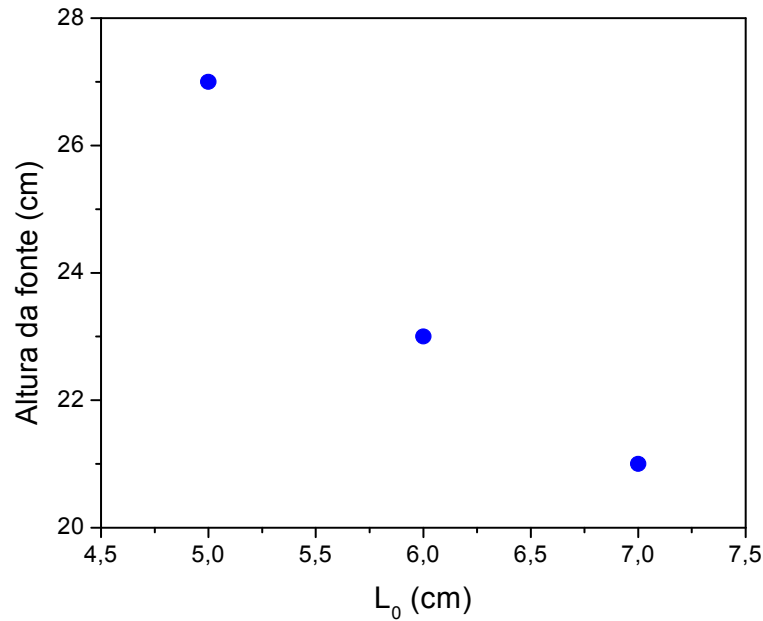
### 5.3 Avaliação da Influência do $L_0$ Através das Simulações

Uma vez que o modelo CFD mostrou-se capaz de apresentar boas previsões para a fluidodinâmica em um leito de jorro contínuo, este pode ser utilizado para estudar a influência de parâmetros geométricos do leito, na fluidodinâmica do mesmo, como é o caso do  $L_0$  (distância entre as entradas do cone e do tubo draft). Para isso, simulações foram realizadas para três diferentes  $L_0$ : 5, 6 e 7 cm, sendo a influência deste parâmetro avaliada através da altura da fonte, taxa de circulação de sólidos, concentração de sólidos na região de transporte e a relação entre as vazões de ar no tubo draft e no ânulo. Todos os resultados apresentados neste capítulo são simulados.

A Figura 5.12a,b,c apresenta uma comparação qualitativa da altura da fonte obtida através do gráfico de contornos da fração volumétrica de sólidos, a qual mostra que quanto menor o  $L_0$  maior a altura da fonte, comportamento também verificado através da Figura 5.13 que apresenta uma comparação quantitativa deste parâmetro.

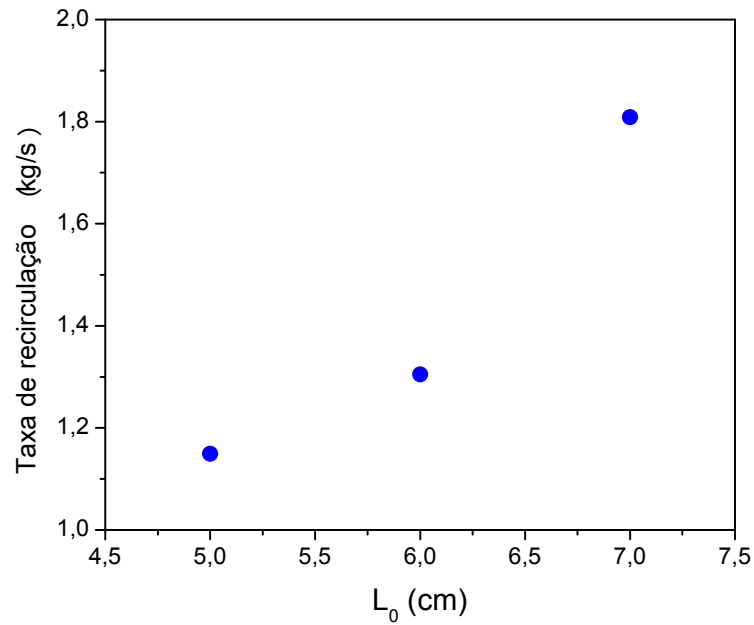


**Figura 5.12:** Fração volumétrica dos sólidos para três diferentes valores de  $L_0$ : (a) 5 cm, (b) 6 cm e (c) 7 cm.

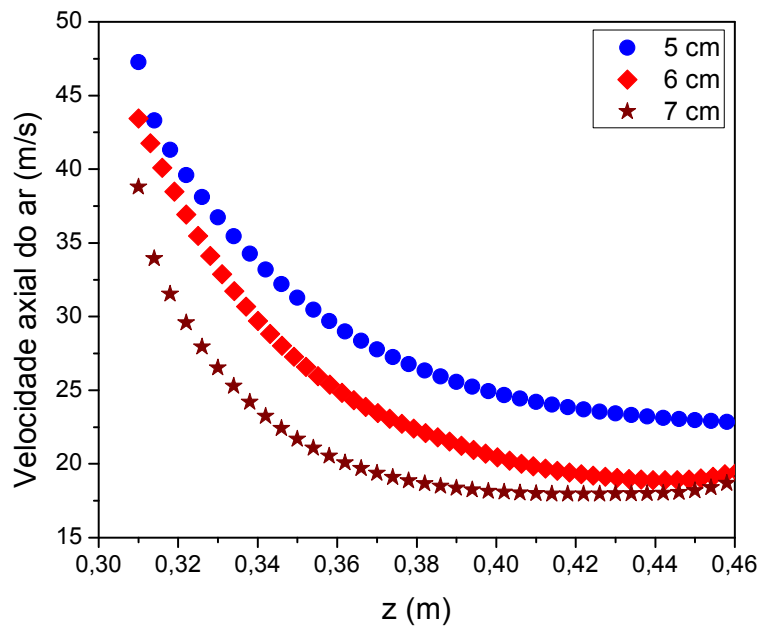


**Figura 5.13:** Altura da fonte em função de  $L_0$ .

Dois fatores são importantes para a altura da fonte, a vazão de sólidos entrando no canal de jorro e também o percentual da vazão de ar total que é direcionada para o tubo draft. Através da Figura 5.12a,b,c é possível observar que a concentração de sólidos no interior do tubo draft aumenta com o aumento do  $L_0$ , o que é devido ao aumento na taxa de recirculação de sólidos, conforme Figura 5.14. Este aumento da concentração de sólidos causa uma maior transferência de momento do fluido para a fase particulada e conseqüentemente uma diminuição da velocidade do fluido (Figura 5.15), o que faz com a energia cinética disponível para transportar as partículas acima do tubo draft seja menor, diminuindo assim a altura da fonte.



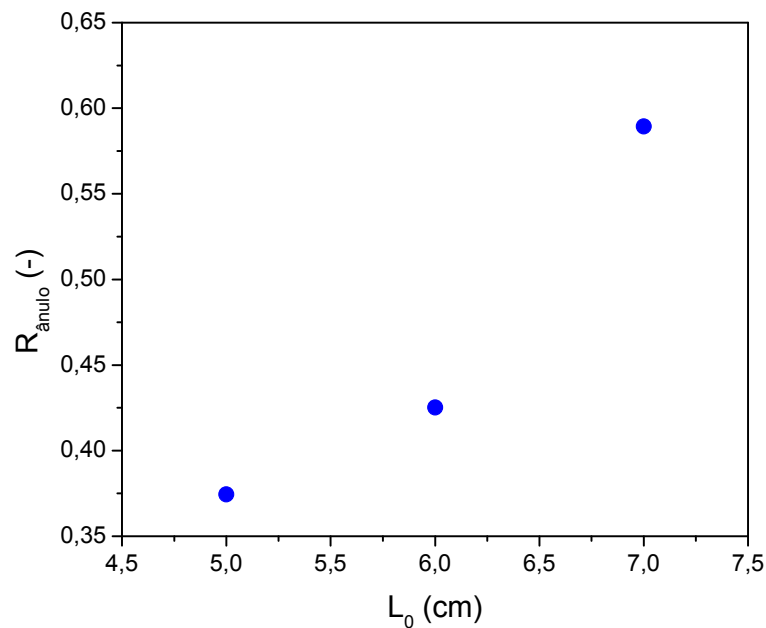
**Figura 5.14:** Taxa de recirculação de sólidos em função de  $L_0$ .



**Figura 5.15:** Velocidade axial do ar em função da posição axial para diferentes valores de  $L_0$ .

Outro fator importante, conforme mencionado anteriormente, é a taxa mássica de fluido que é direcionado para o tubo draft, a qual é inversamente relacionada com o percentual da vazão mássica de ar que é desviado para a região anular ( $R_{ar}$ ), o qual está apresentado na Figura 5.16. Através da Figura 5.16 é

possível verificar que um aumento em  $L_0$  causa um aumento no  $R_{ar}$ , ou seja, um aumento na vazão mássica de ar que é direcionada para a região anular, e conseqüentemente uma diminuição na vazão de ar no tubo draft, o que causa uma queda mais acentuada na velocidade do ar (Figura 5.15), afetando assim a altura da fonte.



**Figura 5.16:** Fração da vazão mássica de ar direcionada para o ânulo em função de  $L_0$ .

Tanto em operações de aquecimento/resfriamento, quanto na secagem de materiais particulados em um leito de jorro contínuo, é desejado uma alta taxa de recirculação dos sólidos, aumentando assim o contato entre as fases na região de transporte, onde se localizam os maiores coeficientes de transferência de calor e massa. Também é importante que a vazão de ar no ânulo seja relativamente alta, uma vez que existe um grande tempo de contato entre as fases nesta região, fazendo com que o aproveitamento da energia disponível no ar seja maior, ou seja, aumentado a eficiência energética do equipamento. Desta forma, do ponto de vista fluidodinâmico, quanto maior a distância  $L_0$  maior seria a eficiência energética do leito. No entanto, deve-se ressaltar que não foi possível, nas simulações, alcançar a

condição de jorro estável para distâncias  $L_0$  maiores do que 7cm, o que limita este parâmetro.

#### 5.4 Conclusões Parciais

Um modelo CFD de dois fluidos baseado na formulação Euleriana foi aplicado com sucesso para descrever o comportamento fluidodinâmico de um leito de jorro contínuo com tubo draft e alimentação de sólidos pela base. Neste trabalho, condições de contorno de entrada e saída de sólidos foram utilizadas para obter-se a operação contínua do leito.

Os resultados obtidos via CFD foram comparados com dados experimentais de pressão estática, altura da fonte e taxa mássica de ar no ânulo obtidos para todas as regiões do leito e para diferentes condições de operação. As simulações realizadas utilizando a fluidodinâmica computacional apresentaram uma boa previsão do comportamento qualitativo e quantitativo do leito para as condições de operação estudadas. Também foi possível fazer-se a identificação das diferentes regiões do leito contínuo tanto pelos dados experimentais quanto pelos resultados simulados.

A aplicação do modelo CFD para outras condições, que não as estudadas experimentalmente, possibilitou a avaliação da influência da distância  $L_0$  nas variáveis fluidodinâmicas. Sendo que, um aumento neste parâmetro geométrico do leito ocasiona a diminuição na altura da fonte, aumenta a vazão mássica de ar no ânulo e a taxa de recirculação dos sólidos.



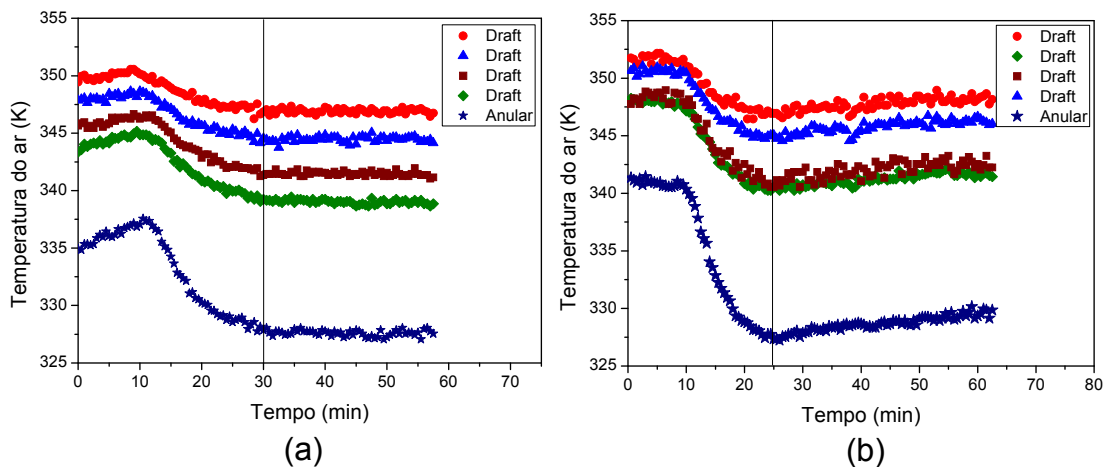
## CAPÍTULO 6

### 6 ESTUDO NUMÉRICO E EXPERIMENTAL DA TRANSFERÊNCIA DE CALOR EM UM LEITO DE JORRO CONTÍNUO

Neste capítulo serão apresentados os resultados obtidos experimentalmente e via CFD para a transferência de calor em leito de jorro contínuo. Nos experimentos, realizados a uma temperatura do ar de entrada constante de 80°C, velocidades de 20 e 22m/s e distância  $L_0$  de 6cm, esferas de vidro com diâmetro de 3,9mm foram utilizadas como fase particulada. Também foram estudados os modos de operação com recirculação e com alimentação nova de partículas.

#### 6.1 Resultados Experimentais

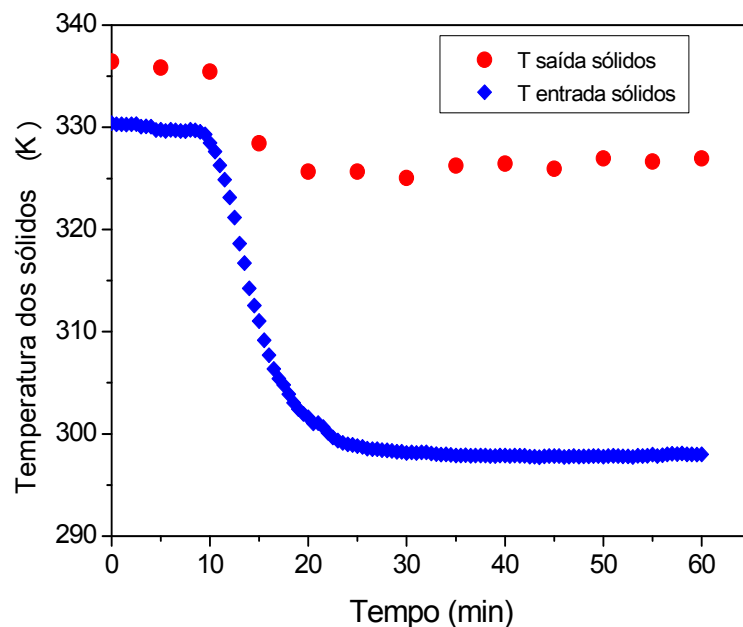
A identificação do regime permanente do equipamento, após partículas “novas” serem introduzidas no sistema, foi realizada através de coletas de dados de temperatura do ar, em diferentes posições do leito a cada 30s; partindo de uma condição de regime permanente com recirculação de sólidos. Estes dados, considerando como temperatura e velocidades do ar de entrada: 80°C, 20 e 22m/s respectivamente, estão apresentados na Figura 6.1a,b.



**Figura 6.1:** Temperatura do ar em função do tempo para as velocidades de (a) 20m/s e (b) 22m/s e temperatura de 80°C do ar de entrada.

Através da Figura 6.1 é possível observar que o tempo necessário para o sistema entrar em regime permanente para a velocidade de 22m/s é menor do que para a velocidade de 20m/s. Isto pode ser devido a um possível aumento na circulação dos sólidos, o que tornaria o sistema mais homogêneo. Também é possível verificar que o tempo necessário para a região anular alcançar o regime permanente é praticamente igual ao da região de jorro, isto mostra o alto grau de mistura alcançado no leito.

A temperatura dos sólidos também foi monitorada ao longo do tempo, tendo como pontos de coleta a entrada e a saída de partículas, conforme Figura 6.2.

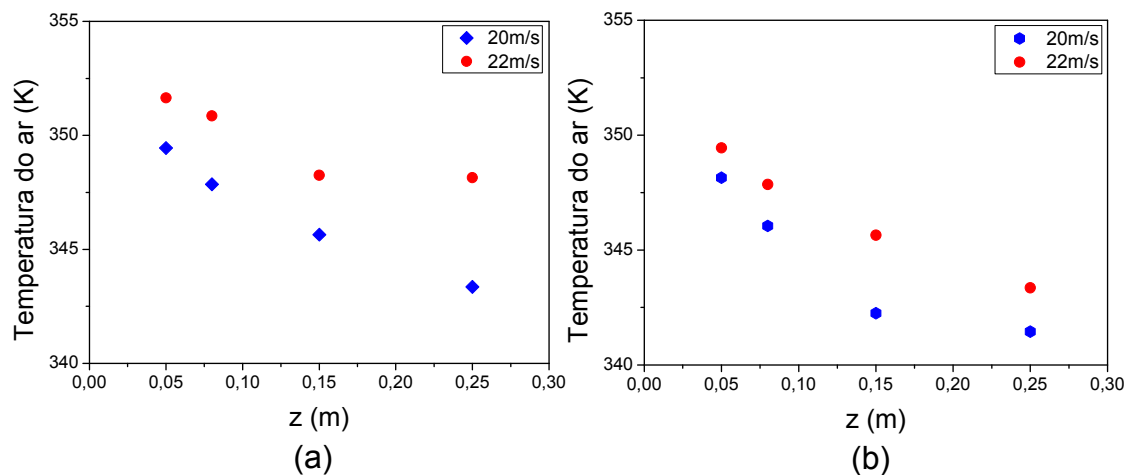


**Figura 6.2:** Temperatura do sólido em função do tempo para uma velocidade de 20m/s do ar de entrada.

A Figura 6.2 mostra que temperatura de saída dos sólidos entra em regime permanente praticamente no instante em que a temperatura de entrada dos sólidos é estabilizada. Mostrando, mais uma vez, que o equipamento tende a homogeneizar o sistema.

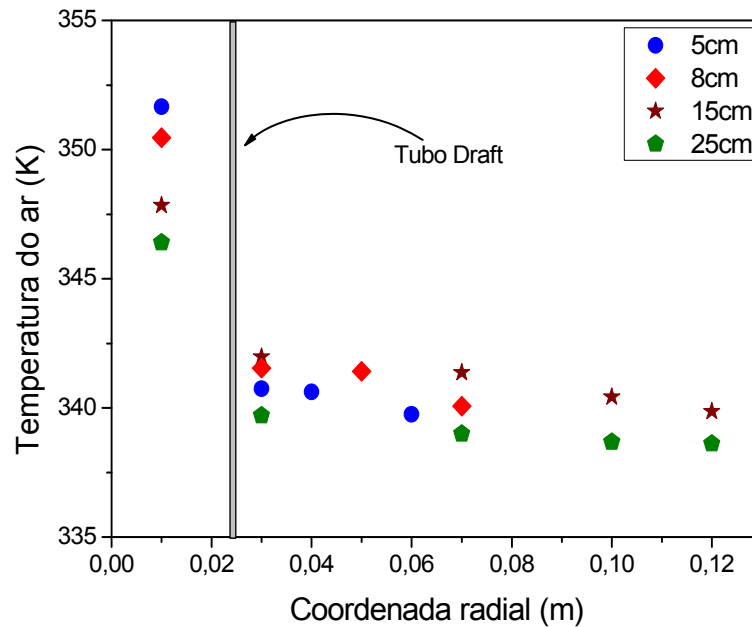
A influência da velocidade do ar de entrada na temperatura do ar no canal de jorro, tanto para a condição de recirculação de sólidos, quanto para a alimentação de partículas “novas” ao sistema, pode ser verificada através da Figura

6.3. Esta mostra que o aumento da velocidade ocasiona o aumento da temperatura desta região, o que pode ser explicado pelo aumento da energia fornecida ao sistema. No modo de operação de recirculação de sólidos, estes são alimentados a uma temperatura mais elevada, o que explica a maior temperatura apresentada para esta condição, conforme exposto na Figura 6.3.

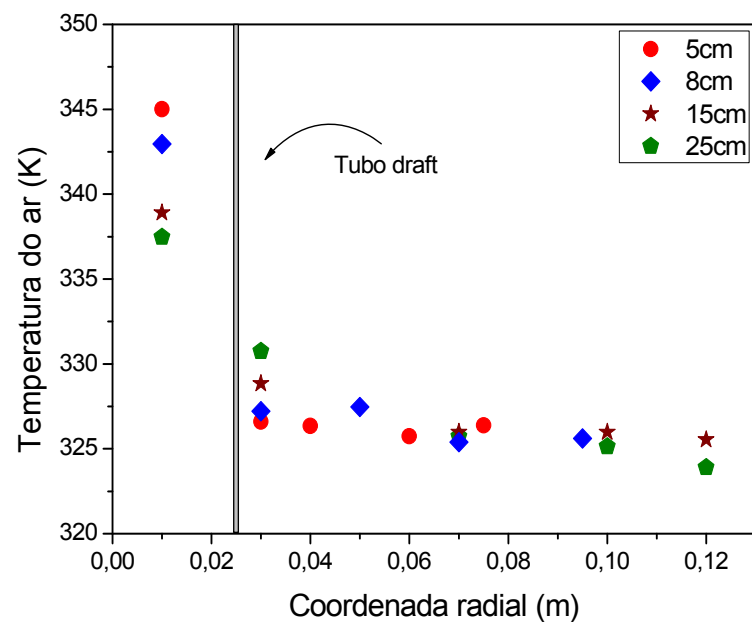


**Figura 6.3:** Temperatura do ar em função da posição axial para o tubo draft: (a) condição de recirculação e (b) alimentação nova.

Nas Figuras 6.4 e 6.5 estão apresentados os dados de temperatura do fluido em função da posição radial, para as condições de recirculação (Figura 6.4) e alimentação nova (Figura 6.5). Nestas figuras, é possível observar que a temperatura do fluido é mais elevada no interior do tubo draft do que na região anular. Este comportamento é relacionado a uma série de fatores: a expansão volumétrica que existe na região anular; a alta concentração de sólidos nesta região, o que aumenta a transferência de calor entre as fases; e também a um maior tempo de contato entre gás-sólidos, uma vez que as velocidades das fases são menores no ânulo. Além disso, é possível notar, Figuras 6.4 e 6.5, que o perfil de temperatura do ar na região anular é praticamente constante, apresentando uma leve queda com o aumento da coordenada radial, o que provavelmente deve-se a perda de calor na parede do leito.



**Figura 6.4:** Temperatura do fluido em função da posição radial para diferentes posições axiais na condição de recirculação e 20m/s de velocidade do ar de entrada.

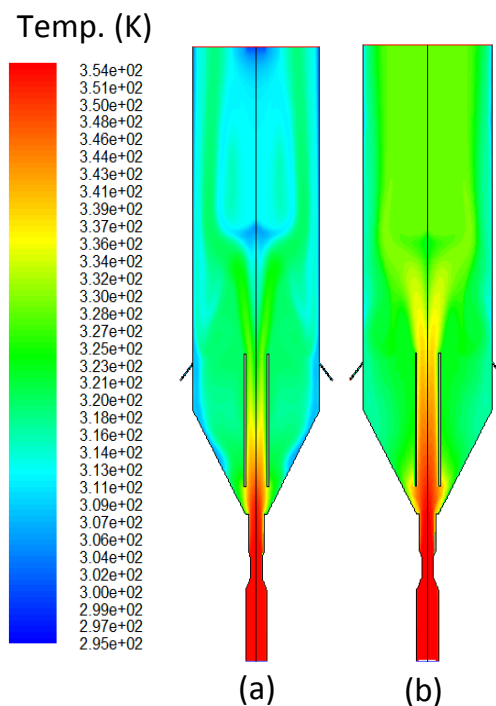


**Figura 6.5:** Temperatura do fluido em função da posição radial para diferentes posições axiais na condição de alimentação nova e 20m/s de velocidade do ar de entrada.

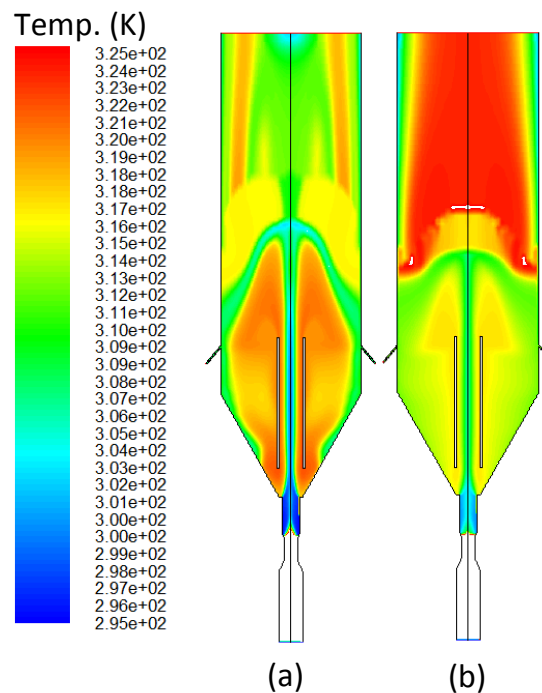
## 6.2 Verificação do Modelo

Neste trabalho, os dados obtidos através da simulação da transferência de calor, utilizando duas diferentes correlações para o cálculo do número de Nusselt (Equações 2.18 e 2.21), foram comparados com os resultados experimentais obtidos para a temperatura do fluido, nas regiões anular e tubo draft, e dos sólidos na saída. Além disso, o comportamento do leito em relação a transferência de calor foi avaliado através da simulação. Nestas simulações, a condutividade térmica efetiva da fase sólida foi obtida através da Equação 2.8.

As Figuras 6.6 e 6.7 mostram o comportamento qualitativo da transferência de calor entre gás-sólido em um leito de jorro contínuo obtido através de simulações CFD, utilizando a Equação 2.18 (Figuras 6.6a e 6.7a) e a Equação 2.21 (Figuras 6.6b e 6.7b). Estes resultados foram obtidos após o sistema, nas simulações, entrar em regime permanente. Deve-se ressaltar que o perfil de temperatura dos sólidos (Figura 6.7) observado acima da região da fonte não deve ser considerado, uma vez que a fração volumétrica de sólidos nesta região é zero ou muito próxima deste valor.



**Figura 6.6:** Gráfico de contornos para a temperatura do ar: (a) Equação 2.18, (b) Equação 2.21



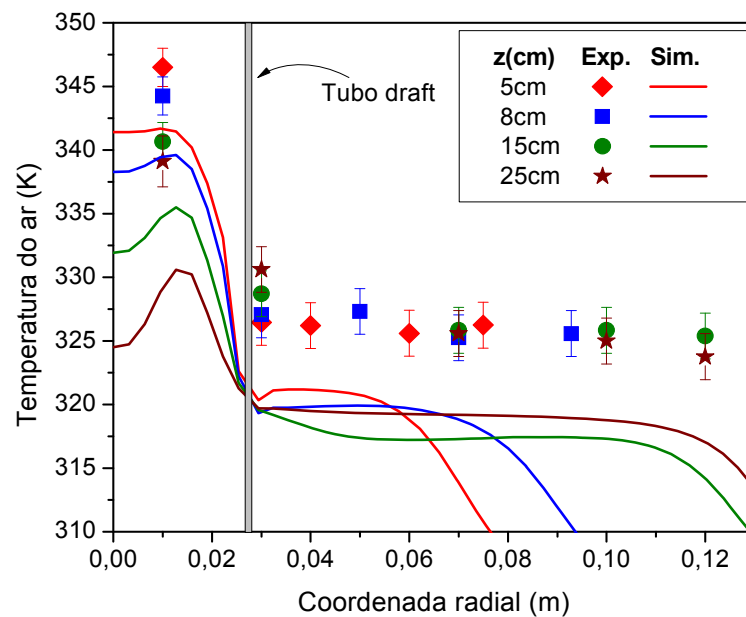
**Figura 6.7:** Gráfico de contornos para a temperatura dos sólidos: (a) Equação 2.18, (b) Equação 2.21.

Através da Figura 6.6 é possível observar que a temperatura do ar, no canal de jorro, apresenta uma queda mais acentuada na simulação utilizando a Equação 2.18. Isto é devido a um maior valor do coeficiente de transferência de calor obtido por esta equação, quando comparado ao calculado pela Equação 2.21. Também é possível verificar uma alta queda na temperatura do ar na região de recirculação, o que se deve a expansão do volume e ao aumento da concentração de sólidos.

A influência do uso das diferentes correlações, para a previsão do coeficiente de transferência de calor entre as fases, na temperatura dos sólidos pode ser observado na Figura 6.7. Nesta figura, é possível verificar que a temperatura média dos sólidos no leito é maior na simulação utilizando a Equação 2.18 para o cálculo do número de Nusselt. Mais uma vez, isto é devido ao maior coeficiente de transferência de calor obtido através desta equação.

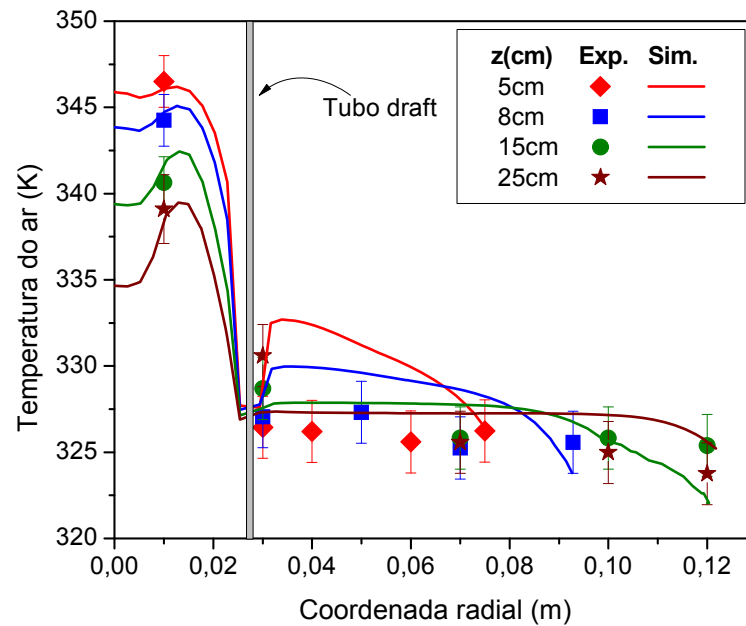
Apesar de importante, o comportamento qualitativo da transferência de calor, observado nas Figuras 6.6 e 6.7, não possibilita avaliar quantitativamente as

equações utilizadas no cálculo do coeficiente de transferência de calor entre as fases. Esta pode ser obtida através da comparação dos resultados simulados com os dados experimentais. Para tanto, os resultados da simulação CFD para o perfil radial de temperatura do ar em diferentes posições axiais, obtidos utilizando as Equações 2.18 e 2.21 para o cálculo do número de Nusselt, foram comparados com resultados experimentais, conforme Figuras 6.8 e 6.9.



**Figura 6.8:** Temperatura do ar em função da coordenada radial para diferentes posições axiais: simulação utilizando Equação 2.18 e 20m/s de velocidade do ar.

Por intermédio da Figura 6.8 é possível verificar que o modelo, utilizando a Equação 2.18, foi capaz de prever o comportamento da temperatura no leito de jorro contínuo. Entretanto, este apresentou grandes desvios quando comparado aos resultados experimentais. Além disso, é possível concluir que o modelo superestimou o coeficiente de transferência de calor entre as fases. Já, a comparação do modelo utilizando a Equação 2.21 com os dados experimentais (Figura 6.9), mostra que este foi capaz de apresentar uma boa previsão para o comportamento do leito.

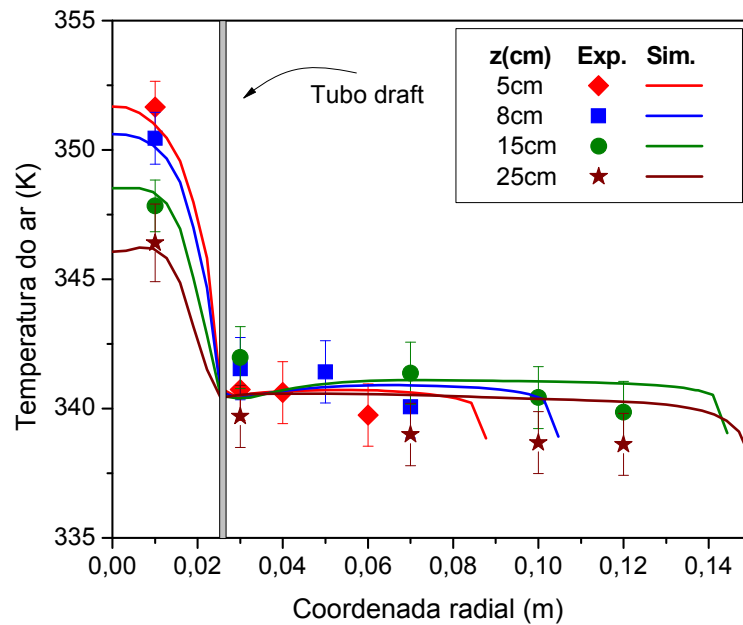


**Figura 6.9:** Temperatura do ar em função da coordenada radial para diferentes posições axiais: simulação utilizando Equação 2.21 e 20m/s de velocidade do ar.

Outra análise quantitativa do modelo térmico, utilizando a Equação 2.21 para o cálculo do número de Nusselt, foi obtida através da comparação dos resultados simulados para a condição de recirculação com os respectivos dados experimentais (Figura 6.10). Para esta simulação, uma rotina computacional em linguagem C++ foi desenvolvida para calcular a média do perfil de temperatura de saída dos sólidos, e assim utilizar este valor como condição de contorno na região de alimentação. Desta forma, a temperatura na entrada dos sólidos era atualizada a cada iteração.

A Figura 6.10 mostra que o modelo térmico, utilizando a Equação 2.21, apresentou uma boa previsão do perfil de temperatura do ar no leito de jorro contínuo, operando com recirculação dos sólidos. Os desvios entre os valores previstos pelo modelo e os dados experimentais encontram-se dentro do erro de medição.





**Figura 6.10:** Temperatura do ar em função da coordenada radial para diferentes posições axiais obtida para a condição de realimentação de sólidos.

Ainda é possível comparar os resultados simulados com os experimentais através da temperatura de saída dos sólidos, sendo estes valores descritos na Tabela 6.1. Nesta tabela, é possível observar que o modelo apresentou boa concordância com os dados experimentais, ratificando a aplicabilidade do mesmo no sistema em estudo.

**Tabela 6.1:** Temperatura de saída dos sólidos.

Operação	Experimental	Simulado
Alimentação nova	326±3 K	322±2 K
Recirculação	336±2 K	337±1 K

### 6.3 Conclusões Parciais

A metodologia empregada possibilitou a obtenção do perfil experimental de temperatura do ar, e também a simulação da transferência de calor no sistema leito de jorro contínuo.

O modelo CFD foi capaz de prever, de forma qualitativa e quantitativa, o comportamento do escoamento gás-sólido e da transferência de calor entre as fases em um leito de jorro contínuo com alimentação de partículas pela base.

Melhores previsões da transferência de calor, no sistema em estudo, foram obtidas através do modelo CFD utilizando a correlação proposta por Kmiec para o cálculo do número de Nusselt.

## CAPÍTULO 7

### 7 SIMULAÇÃO DA SECAGEM DE ESFERAS DE ALUMINA EM UM LEITO DE JORRO CONTÍNUO

Neste capítulo, serão apresentados o procedimento utilizado para a obtenção da constante de secagem (K), a partir de dados experimentais da secagem de partículas de alumina em camada delgada, bem como os resultados obtidos através da simulação da secagem, deste material, em leito de jorro contínuo. Os dados experimentais da secagem em camada fina foram obtidos a partir do trabalho de Oliveira-Júnior (2003). As simulação foram realizadas para uma temperatura e velocidade do ar de entrada de 80°C e 20m/s, temperatura e umidade de entrada dos sólidos de 25°C e 0,37 b.u, sendo a distância  $L_0$  de 6cm.

#### 7.1 Obtenção da Constante de Secagem (K)

Conforme apresentado anteriormente, a constante de secagem pode ser uma função da temperatura do fluido, velocidade relativa entre as fases e também da umidade do material, de acordo com a Equação 4.48, a qual está apresentada aqui novamente.

$$K = K(T_f, |\bar{v}_s - \bar{v}_f|, X) \quad (4.48)$$

A constante de secagem pode ser relacionada com os dados experimentais, de umidade adimensional dos sólidos em função do tempo, através de equações empíricas, como a Equação 2.1 proposta por Brooker *et al.* (1974).

$$\frac{X - X_e}{X_0 - X_e} = Ae^{-Kt} \quad (2.1)$$

onde K é a constante de secagem, a qual pode ser relacionada com a temperatura do fluido através de uma equação do tipo Arrhenius, conforme a Equação 2.2.

$$K = K_0 e^{-\frac{E_a}{RT_f}} \quad (2.2)$$

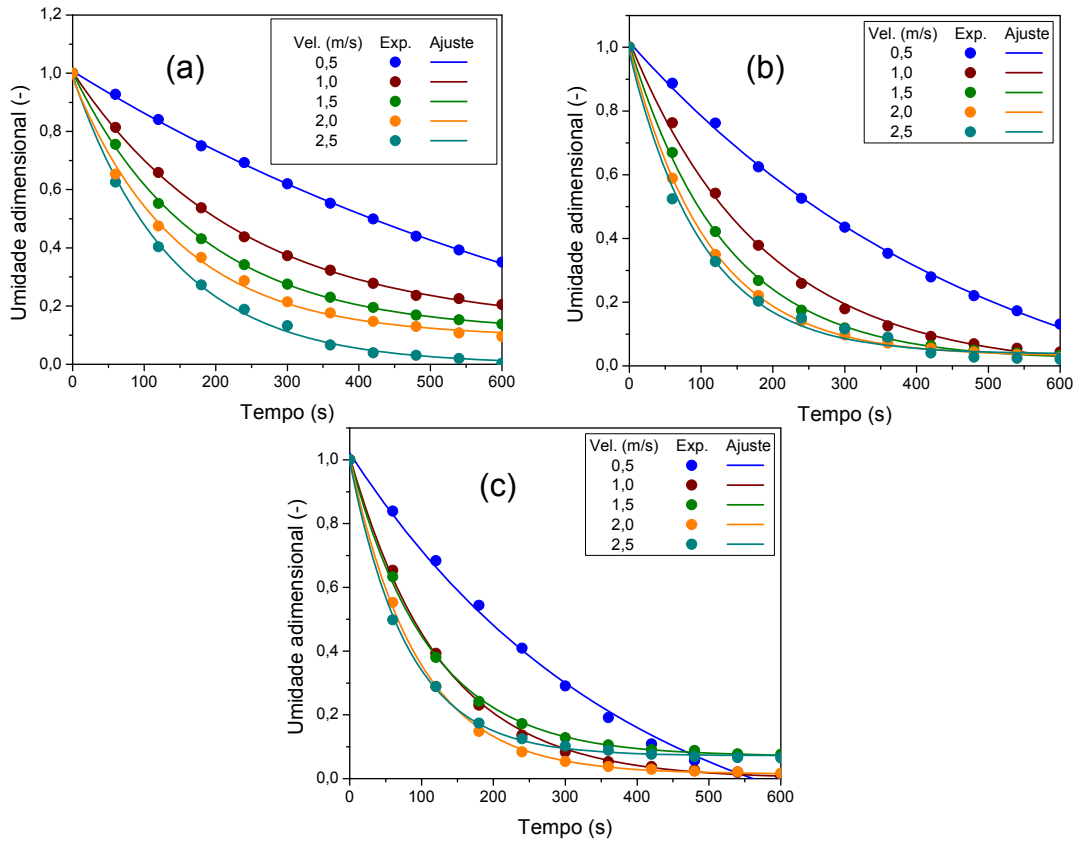
onde  $K_0$  e  $E_a$  são constantes determinadas através de dados experimentais. No presente trabalho, estas constantes foram consideradas como sendo função da velocidade relativa entre as fases, conforme Equações 7.1 e 7.2.

$$K_0 = K_1 + K_2 e^{-K_3|\bar{v}|} \quad (7.1)$$

$$E_a = E_1 + E_2 e^{-E_3|\bar{v}|} \quad (7.2)$$

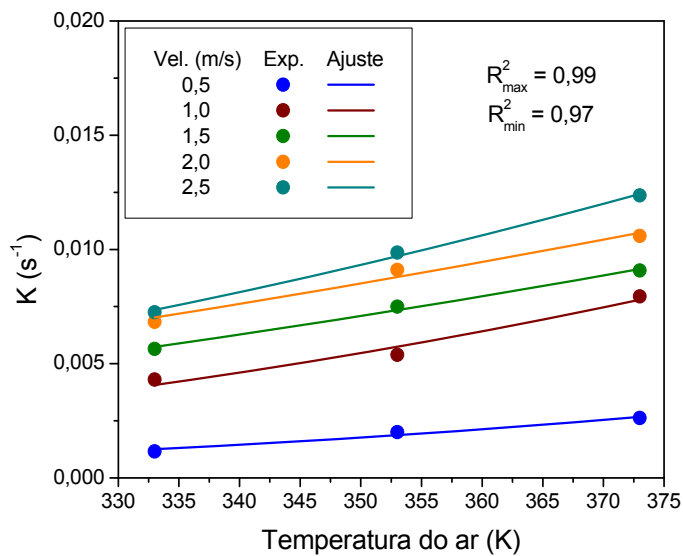
A determinação das constantes empíricas, das correlações que compõem a equação da constante de secagem, foi realizada a partir de dados experimentais obtidos para diferentes condições de temperatura e velocidade do ar, sendo estas: 60, 80 e 100°C; 0,5, 1, 1,5, 2 e 2,5m/s.

Inicialmente, a Equação 2.1 foi ajustada aos dados para cada condição experimental, obtendo-se assim valores de K para diferentes temperaturas e velocidades do ar, conforme Figuras 7.1a,b,c. O valor mínimo do quadrado do coeficiente de correlação ( $R^2$ ) obtido para estes ajustes foi 0,97.



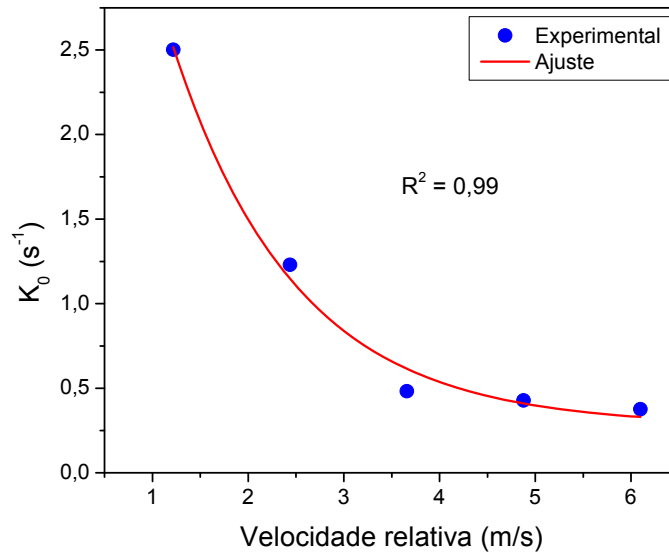
**Figura 7.1:** Umidade adimensional em função do tempo obtida para diferentes velocidades do ar, parametrizadas nas temperaturas: (a) 60°C, (b) 80°C e (c) 100°C.

A partir dos valores de  $K$ , obtidos para cada condição experimental, foi possível correlacionar este parâmetro com a temperatura através da Equação 2.2, conforme Figura 7.2.

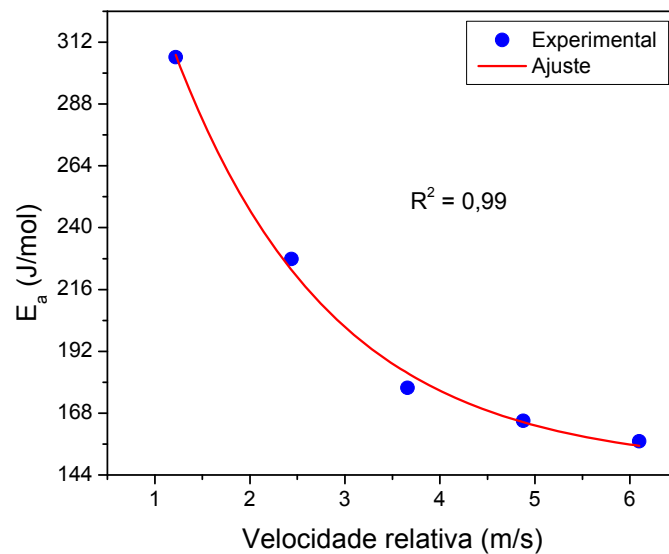


**Figura 7.2:** Constante de secagem em função da temperatura para diferentes velocidades do ar.

Por meio do ajuste da Equação 2.2 aos dados experimentais (Figura 7.2), foi possível obter as constantes desta equação para todas as condições estudadas. Assim,  $K_0$  e  $E_a$  puderam ser correlacionados, com a velocidade relativa entre as fases, através das Equações 7.1 e 7.2, conforme Figuras 7.3 e 7.4. Neste caso, foi considerada a velocidade intersticial do fluido, o que possibilita a utilização deste equacionamento no modelo CFD.



**Figura 7.3:** Constante  $K_0$  em função da velocidade intersticial do fluido.



**Figura 7.4:** Constante  $E_a$  em função da velocidade intersticial do fluido.

As constantes das Equações 7.1 e 7.2, obtidas através de ajustes aos dados experimentais, estão apresentadas na Tabela 7.1.

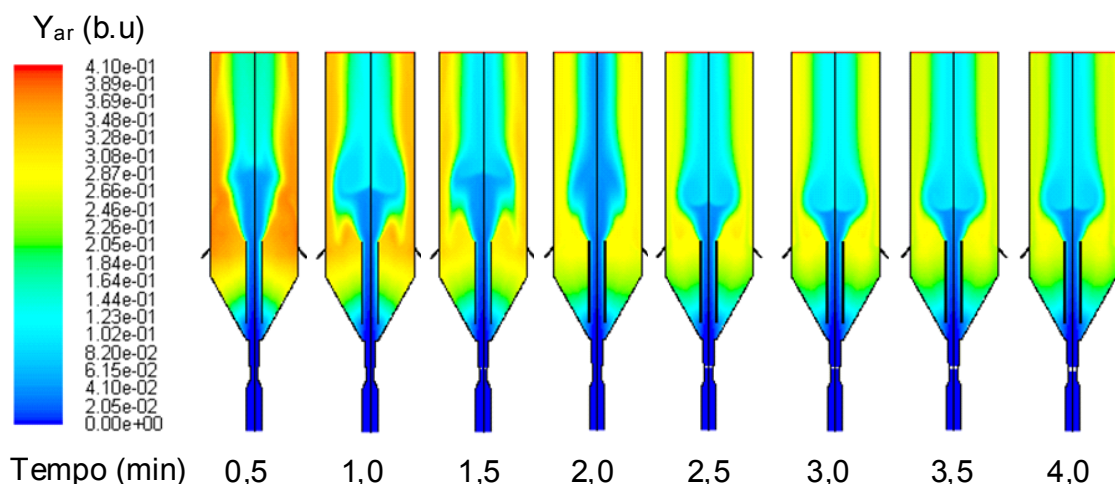
**Tabela 7.1:** Valores das constantes presentes nas Equações 7.1 e 7.2.

Equação 7.1		Equação 7.2	
$K_1$ ( $s^{-1}$ )	0,28	$E_1$ (J/mol)	146,96
$K_2$ ( $s^{-1}$ )	5,78	$E_2$ (J/mol)	334,89
$K_3$ (s/m)	1,28	$E_3$ (s/m)	1,65

## 7.2 Simulação da Secagem

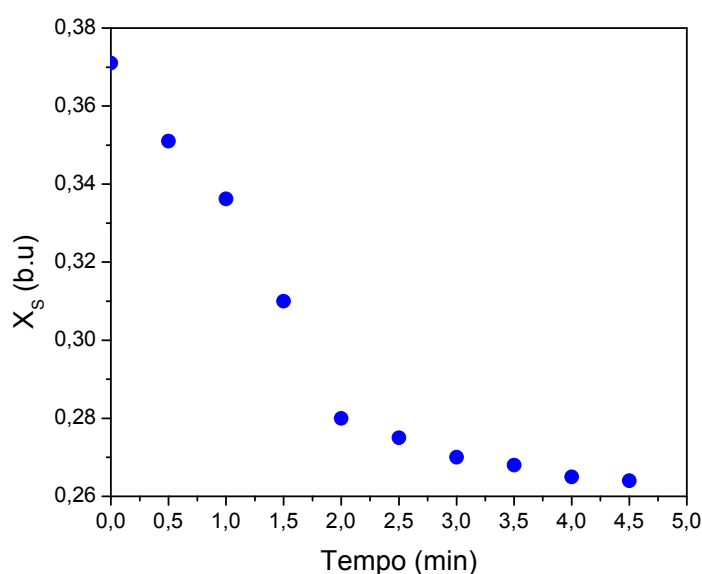
Uma vez determinada a constante de secagem ( $K$ ), é possível calcular a taxa de secagem, Equação 4.47, a qual é a derivada temporal da Equação 2.1. Assim, os termos fonte das Equações de conservação podem ser obtidos, completando o acoplamento entre os fenômenos de transferência.

Como neste trabalho não foram obtidos dados experimentais da secagem de esferas de alumina no leito de jorro contínuo, não é possível avaliar o modelo quanto a previsão dos experimentos. No entanto, pode-se avaliar este quanto a coerência física, sendo esta avaliada através da umidade do ar e dos sólidos em função do tempo, conforme Figuras 7.5 e 7.6.



**Figura 7.5:** Umidade do ar em base úmida em função do tempo de secagem.

Por intermédio da Figura 7.5 é possível observar que apesar dos maiores coeficientes de transferência de massa se encontrarem na região de jorro, é no ânulo que os sólidos transferem uma maior quantidade de massa para o ar. Isto se deve ao maior tempo de contato entre as fases nesta região. Também pode-se verificar que o modelo mostrou-se fisicamente consistente, uma vez que a umidade média do ar decresce ao longo da secagem, indicando uma menor transferência de massa entre as fases. Este comportamento também pode ser observado através da Figura 7.6, a qual mostra a umidade média dos sólidos no leito em função do tempo.



**Figura 7.6:** Umidade dos sólidos em base úmida em função do tempo de secagem.



A Figura 7.6 mostra que a umidade da fase sólida tende a se estabilizar entorno de 0,26 b.u, o que seria uma umidade muito elevada para aplicações de engenharia. Isto indica que a taxa de alimentação de sólidos está muito elevada para as condições de operação estudadas. Considerando o que foi discutido no capítulo 5, o aumento da distância  $L_0$  acarretaria em um melhor aproveitamento da capacidade do ar de secagem, uma vez que a taxa de circulação de sólidos seria aumentada.

Apesar do modelo se apresentar fisicamente consistente, dados experimentais de secagem são indispensáveis para uma avaliação quantitativa deste. Também torna-se necessária uma comparação das predições para taxa de secagem, obtidas pelas equações propostas neste trabalho.

### 7.3 Conclusões Parciais

A metodologia empregada possibilitou a obtenção de uma equação empírica para a constante de secagem, a qual é função da temperatura e da velocidade relativa entre as fases, e também a simulação da transferência de massa no sistema em estudo.

O modelo CFD mostrou-se fisicamente consistente, sendo o regime permanente alcançado para um tempo de secagem de aproximadamente 4 min. A umidade dos sólidos alcançada no regime permanente se encontra entorno de 0,26 b.u. A diminuição da taxa de alimentação de sólidos acarretaria em uma umidade inferior a encontrada neste trabalho.

## CAPÍTULO 8

### 8 CONCLUSÃO

Neste capítulo estão apresentadas as principais conclusões obtidas neste trabalho, sendo estas divididas em fluidodinâmica, calor e massa.

#### 8.1 Fluidodinâmica

De um modo geral, a metodologia experimental utilizada foi adequada, pois esta possibilitou a obtenção do perfil de pressão estática, altura da fonte e vazão de ar na região anular para as condições estudadas. Através destas medidas, o perfil fluidodinâmico do leito foi “levantado”.

A pressão estática no interior do tubo draft mostrou-se superior a encontrada na região anular, o que foi atribuído a maior vazão de ar no draft e a uma maior perda de carga no ânulo devido a alta concentração de sólidos.

Com o estudo da fluidodinâmica do leito de jorro contínuo, foi possível verificar que o modelo CFD utilizado, por meio do software FLUENT®, é capaz de prever os fenômenos de transferência que ocorrem durante a operação deste equipamento. As simulações apresentaram-se como uma boa ferramenta para a avaliação das condições operacionais.

A utilização do modelo CFD para o estudo de outras condições, que não as estudadas experimentalmente, possibilitou a avaliação da influência da distância  $L_0$  nas variáveis fluidodinâmicas. Sendo que, um aumento neste parâmetro geométrico do leito ocasiona a diminuição na altura da fonte, aumenta a vazão mássica de ar no ânulo e a taxa de recirculação dos sólidos.

## 8.2 Transferência de calor

Através da obtenção experimental dos perfis de temperatura do ar e dos sólidos, foi possível identificar os regimes de operação do equipamento, nas condições estudadas. Além disto, a operação contínua do leito de jorro, para aquecimento de sólidos particulados, mostrou-se eficiente, onde um bom grau de mistura foi alcançado.

Os resultados experimentais permitiram a verificação do modelo CFD utilizado. Este foi capaz de prever, de forma qualitativa e quantitativa, o comportamento do escoamento gás-sólido e da transferência de calor entre as fases em um leito de jorro contínuo com alimentação de partículas pela base. Isto comprova que a utilização de modelos CFD, em leitos de jorro contínuo, é de grande valia para a avaliação das condições operacionais.

A utilização de duas correlações empíricas, para o cálculo do coeficiente de transferência de calor entre as fases, mostrou que este é um parâmetro fundamental na simulação de sistemas gás-sólido, o qual deve ser avaliado com cuidado. Além disso, a correlação proposta por Kmiec provou ser de grande valia para a estimativa do número de Nusselt em leitos de jorro.

## 8.3 Transferência de Massa

De forma geral, a metodologia empregada possibilitou o desenvolvimento de um modelo de transferência de massa para um leito de jorro com alimentação contínua de sólidos pela base. Este modelo consistiu do acoplamento dos fenômenos de transferência: fluidodinâmica, calor e massa. Também foi possível, através de dados experimentais de secagem em camada delgada, a obtenção de uma equação para a constante de secagem, a qual é função da temperatura do fluido e velocidade relativa entre as fases.

O modelo CFD mostrou-se fisicamente consistente e promissor para a análise da secagem de materiais particulados em leitos de jorro. As condições operacionais utilizadas na simulação, não possibilitaram a obtenção de um produto seco. Desta forma, uma avaliação criteriosa das condições de operação torna-se necessária.

## SUGESTÕES PARA TRABALHOS FUTUROS

Para dar continuidade ao estudo, do leito de jorro com alimentação contínua de sólidos pela base, são sugeridos os seguintes temas para trabalhos futuros:

- Avaliar, experimentalmente e através da simulação, a influência de parâmetros geométricos do leito tais como: distância  $L_0$ , comprimento do tubo draft, localização da saída de sólidos e bocal de entrada;
- Dar continuidade a simulação da transferência de massa no sistema leito de jorro contínuo, avaliando diferentes condições de operação.
- Realizar experimentos de secagem, visando a obtenção de dados para a comparação com o modelo;
- Estudar o aprimoramento das previsões das interações gás-sólidos que ocorrem na operação de secagem.

## REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS

1. Adewumi, M.A.; Arastoopour, H. (1986). Two-dimensional steady state hydrodynamic analysis of gas-solid flow in vertical pneumatic conveying systems. *Powder Technology*, 48, 67-74.
2. Arabiourrutia, M. et al. (2008). HZSM-5 and HY zeolite catalyst performance in the pyrolysis of tires in a conical spouted bed reactor. *Ind. & Eng. Chem. Res.*, 48, 7600-7609.
3. Arastoopour, H. (1986). Pneumatic transport of solids. In: *Encyclopedia of Fluid Mechanics*, v. 4, Solids and Gas-Solids Flow, 349 - 382, Gulf Publishing Company, Houston, USA.
4. Arastoopour, H., Pakdel, P. & Adewumi, M. (1990). Hydrodynamic analysis of dilute gas—solids flow in a vertical pipe. *Powder Technology*, 62(2), 163-170.
5. Arsenijevic, Z.L., Grbavcic, Z.B. & Garic-Grulovic, R.V. (2004). Drying of suspensions in the draft tube spouted bed. *Can. J. Chem. Eng.*, 82(3), 450 -464.
6. Berghel, J., Nilsson, L. & Renstrom, R. (2008). Particle mixing and residence time when drying sawdust in a continuous spouted bed. *Chem. Eng. and Proc.*, 47(8), 1246-1251.
7. Béttega, R.; Almeida, A.R.F.; Correa, R. & Freire, J.T. (2009a). CFD modelling of a semi-cylindrical spouted bed: numerical simulation and experimental verification. *Can. J. Chem. Eng.*, 87, 177-184.
8. Béttega, R., Correa, R. & Freire, J.T. (2009b). Scale-up study of spouted beds using computational fluid dynamics. *Can. J. Chem. Eng.*, 87, 193-203.
9. Béttega, R.; da Rosa, C.A.; Correa, R. & Freire, J.T. (2009c). Fluid dynamic study of a semicylindrical spouted bed: evaluation of the shear stress effects in the flat wall region using computational fluid dynamics. *Ind. & Eng. Chem. Res.*, 48, 11181-11188.

10. Béttega, R. (2009d). Contribuições ao estudo da fluidodinâmica em leitos de jorro utilizando-se CFD. Tese de Doutorado, UFSCar.
11. Costa, L. (1997). Secagem de sementes de soja em leito de jorro com operação contínua. Dissertação de Mestrado, UFSCar, 73.
12. da Rosa, C.A. & Freire, T. (2009). Fluid dynamics analysis of a draft-tube continuous spouted bed with particles bottom feed using CFD. *Ind. & Eng. Chem. Res.*, 48, 7813-7820.
13. Di Felice, R., (1994). The voidage function for fluid-particle interaction systems. *Int. J. Multiphase Flow*, 20(1), 153-159
14. Du, W. *et al.* (2006). Computational fluid dynamics (CFD) modeling of spouted bed: assessment of drag coefficient correlations. *Chem. Eng. Sci.*, 61, 1401-1420.
15. Du, W. *et al.* (2006). Computational fluid dynamics (CFD) modeling of spouted bed: influence of frictional stress, maximum packing limit and coefficient of restitution of particles. *Chem. Eng. Sci.*, 61, 4558-4570.
16. Duarte, C.R. *et al.* (2009). Numerical simulation and experimental study of fluid-particle flows in a spouted bed. *Powder Technology*, 188(3), 195-205.
17. Duarte, C.R., Murata, V.V. & Barrozo, M.A. (2004). Study of the spouted bed fluid dynamics using CFD. *International Drying Symposium*, 581-588.
18. Enwald, H., Peirano, E. & Almstedt, A. (1996). Eulerian two-phase flow theory applied to fluidization. *Int. J. Multiphase Flow*, 22, 21-66.
19. Ergun, S. (1952). Fluid flow through packed columns. *Chem. Eng. Prog.*, 48, 89-94.
20. Freitas, L.A. & Freire, J.T. (1993). Heat transfer in spouted beds. *Drying Technology*, 11(2), 303-317.
21. Freitas, L.A. & Freire, J.T. (2001). Heat transfer in a draft tube spouted bed with bottom solids feed. *Powder Technology*, 114, 152-162.

22. Freitas, L.A. (1996). *Fluidodinâmica e transferência de calor em leito de jorro com alimentação contínua*. Tese de Doutorado, UFSCar, 225.
23. Geankoplis, C.J. (2003). *Transport processes and separation process principles: includes unit operations*. Prentice Hall, 4 ed., New Jersey, USA.
24. Gelperin, N.I. & Einstein, V.G. (1971). Heat transfer in fluidized beds. *In J. F. Davidson & D. Harrison Fluidization*. New York Academic Press, 471-568.
25. Gidaspow, D. & Syamlal, M. (1985). Hydrodynamics of fluidization: Prediction of wall to bed heat transfer coefficients. *AIChE J.*, 31, 127-135.
26. Gidaspow, D., Bezburuah, R. & Ding, J. (1992). Hydrodynamics of circulating fluidized beds, kinetic theory approach. *Fluidization VII*, Proceedings of 7th Engineering Foundation, 75-82.
27. Gidaspow, D. (1994). *Multiphase flow and fluidization: continuum and kinetic theory descriptions*, Academic Press, San Diego, USA.
28. Gomes, J.L. (2004). *Modeling heat and mass transfer in gas-solid fluidized beds using the two-fluid granular temperature approach*. Tese de Doutorado, University of London, 261.
29. Grbavcic, Z.B. *et al.* (1997). Hydrodynamic modeling of vertical accelerating gas-solids flow. *Powder Technology*, 94, 91-97.
30. Gunn, D.J. (1978). Transfer of heat or mass to particles in fixed and fluidised beds. *Int. J. Heat Mass Transfer*, 21, 467-476.
31. He, Y. *et al.* (1994). Measurements of voidage profiles in spouted beds. *Can. J. Chem. Eng.*, 72(2), 229-234.
32. He, Y. *et al.* (1994). Particle velocity profiles and solid flow patterns in spouted beds. *Can. J. Chem. Eng.*, 72(4), 561-568.
33. Hinze, J. O. (1975). *Turbulence*. McGraw-Hill Publishing Co., New York.



34. Hsiau, S.S. & Hunt, M.L. (1993). Kinetic theory analysis of flow-induced particle diffusion and thermal conduction in granular material flows. *J. Heat Transfer*, 115, 541-548.
35. Huilin, L. *et al.* (2004). Computer simulations of gas–solid flow in spouted beds using kinetic–frictional stress model of granular flow. *Chem. Eng. Science*, 59(4), 865-878.
36. Ishikura, T., Nagashima, H. & Ide, M. (2003). Hydrodynamics of a spouted bed with a porous draft tube containing a small amount of finer particles. *Powder Technology*, 131, 56 - 65.
37. Johnson, P. C.; Jackson, R. (1987). Frictional-Collisional Constitutive Relations for Granular Materials, with Application to Plane Shearing. *J. Fluid Mech.*, 176, 67-93.
38. Kmiec, A. (1980). *Bed expansion and heat and mass transfer in fluidized beds*. Tese de Doutorado, em Polonês, 110.
39. Kuipers, J.A., Prins, W. & Swaaij, W.P. (1992). Numerical calculation of wall-to-bed heat-transfer coefficients in gas-fluidized beds, *AIChE J.*, 38(7), 1079-1091.
40. Lima, P. (2004). *Análise da fluidodinâmica e transferência de calor em leito de jorro com alimentação contínua de sólidos pela base*. Dissertação de Mestrado, UFSCar.
41. Lun, C.K. *et al.* (1984). 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.
42. Matthew, M.C; Morgan, M.H; Littman, H. (1988). Study of the hydrodynamics within a draft tube spouted bed system. *Can. J. of Chem. Eng.*, 66, 908-918.
43. Mathur, K.B. & Epstein, N. (1974). *Spouted beds*, Academic Press, New York.
44. McCormick, P.Y. (1983). *Solids drying fundamentals*. In Perry, R. H. and Chilton, C. H. *Chemical engineer's handbook*. McGraw-Hill, New York.

45. Mujumdar, A.S. (2004). *Handbook of industrial drying*. Marcel Dekker Inc., New York.
46. Narimatsu, C.P. (2004). Contribuições ao estudo da secagem em leito pneumático vertical. Tese de Doutorado, UFSCar.
47. Natarajan, V.V. & Hunt, M.L. (1998). Kinetic theory analysis of heat transfer in granular flows. *Int. J. Heat Mass Transfer*, 41(13), 1929-1944.
48. Ogawa, S., Umemura, A. & Oshima, N. (1980). On the equation of fully fluidized granular materials. *J. Appl. Math. Phys.*, 31, 483.
49. Ojalvo, J. (1991). *Leito de jorro com aeração complementar: projeto de um sistema para operação contínua e aspectos fluidodinâmicos e de secagem*. Dissertação de Mestrado, UFSCar, 69.
50. Olazar, M. et al. (2008). Catalyst effect on the composition of tire pyrolysis products. *Energy Fuels*, (18), 2909-2916.
51. Olazar, M. et al. (2008). Kinetic modelling of tyre pyrolysis in a conical spouted bed reactor. *J. Anal. Appl. Pyrolysis*, 81, 127-132.
52. Olazar, M. et al. (2009). One-dimensional modelling of conical spouted beds. *Chem. Eng. Proc.*, 48(7), 1264-1269.
53. Oliveira-Junior, A.B. (2003). *Estudo da transferencia de calor e massa no processo de secagem em leito vibro-fluidizado*. Dissertação de Mestrado, UFSCar, 201.
54. Pinto, L., Tobinaga, S. & Peneireiro, J. (1992). Difusão de água líquida na secagem de músculos de peixes. In Encontro sobre Escoamentos em Meios Porosos. São Carlos – SP
55. Prado, M.M. (1999). *Secagem de sementes de mamão papaya*. Dissertação de Mestrado, UFSCar, 108.
56. Radford, R.D. (1997). A model of particulate drying in pneumatic conveying systems. *Powder Technology*, 93, 109–126.

57. Richardson, J. & Zaki, W. (1954). Sedimentation and fluidization: part I. *Trans. Inst. Chem. Eng.*, 32, 35-53.
58. Rovero, G. & Piccinini, N. (1985). Discharge composition and concentration profiles in a continuously operating spouted bed. *Can. J. Chem. Eng.*, 63(6), 997-1000.
59. San Jose, M.J. *et al.* (1994). Segregation in conical spouted beds with binary and ternary mixtures of equidensity spherical particles. *Ind. Eng. Chem. Res.*, 33(7), 1838-1844.
60. Schaeffer, D.G. Instability in the evolution equations describing incompressible granular flow. *J. Diff. Eq.*, 66, 19 - 50, 1987.
61. Schmidt, A. & Renz, U. (2000). Numerical prediction of heat transfer in fluidized beds by a kinetic theory of granular flows. *Int. J. Therm. Sci.*, 39, 871-885.
62. Stocker, R.K., Eng, J.H. & Behie, L.A. (1990). Hydrodynamic and thermal modelling of a high temperature spouted bed reactor with a draft tube. *Can. J. Chem. Eng.*, 68(2), 302-311.
63. Strumillo, C. & Kudra, T. (1986). *Drying: Principles, Applications and Design*. Gordon and Breach Science Publisher.
64. Syamlal, M. & O'Brien, T. (1988). Simulation of granular layer inversion in liquid fluidized beds. *Int. J. Multiphase Flow*, 14(4), 473-481.
65. Syamlal, M.; Rogers, W.; O'Brien, T. J. (1993). *MFIX Documentation*, Theory Guide, Nota Técnica.
66. Szafran, R.G. & Kmiec, A. (2004). CFD modeling of heat and mass transfer in a spouted bed dryer. *Ind. Eng. Chem. Res.*, 43, 1113-1124.
67. Wang, Z.G., Bi, H.T. & Lim, C.J. (2006). Numerical simulations of hydrodynamic behaviors in conical spouted beds. *China Particuology*, 4, 194-203.
68. Wen, C. Y.; Yu, Y. H. (1966). Mechanics of fluidization. *Chem. Eng. Prog. Symp. Series*, 62, 100-111.

69. Yasuna, J. *et al.* (1995). Quantitative predictions of gas-particle flow in a vertical pipe with particle-particle interactions. *Powder Technology*, 84, 23-34.
70. Zhao, X. *et al.* (2008). Flow patterns of solids in a two-dimensional spouted bed with draft plates : PIV measurement and DEM simulations. *Powder Technology*, 183, 79 - 87.
71. Zhonghua, W. & Mujumdar, A.S., 2008. CFD modeling of the gas-particle flow behavior in spouted beds. *Powder Technology*, 183, 260-272.