



MARIA FERNANDA MILLER LOPES

“Simulação Tridimensional de uma Coluna de Bolhas Cilíndrica – Análise em Sistema Bifásico por Técnica de Velocimetria por Imagem de Partícula (PIV), *Shadow Imaging* e Simulação”

CAMPINAS

2012



UNIVERSIDADE ESTADUAL DE CAMPINAS
FACULDADE DE ENGENHARIA QUÍMICA

MARIA FERNANDA MILLER LOPES

Simulação Tridimensional de uma Coluna de Bolhas Cilíndrica – Análise em Sistema Bifásico por Técnica de Velocimetria por Imagem de Partícula (PIV), *Shadow Imaging* e Simulação

Orientador: Prof. Dr. Milton Mori

Co-orientador: Prof. Dr. Marcos Akira d'Ávila

Dissertação de Mestrado apresentada à Faculdade de Engenharia Química como parte dos requisitos exigidos para a obtenção do título de Mestre em Engenharia Química, na Área de Concentração Desenvolvimento de Processos Químicos.

Este exemplar corresponde à versão final da Dissertação defendida pela aluna, e orientada pelo professor Dr. Milton Mori


Prof. Dr. Milton Mori

FICHA CATALOGRÁFICA ELABORADA PELA
BIBLIOTECA DA ÁREA DE ENGENHARIA E ARQUITETURA - BAE - UNICAMP

M588s Miiller Lopes, Maria Fernanda, 1985-
Simulação tridimensional de uma coluna de
bolhas cilíndrica – análise em sistema bifásico por técnica
de velocimetria por imagem de partícula (PIV), shadow
imaging e simulação / Maria Fernanda Miiller Lopes. --
Campinas, SP: [s.n.], 2012.

Orientadores: Milton Mori, Marcos Akira
d'Ávila.

Dissertação de Mestrado - Universidade
Estadual de Campinas, Faculdade de Engenharia Química.

1. Fluidodinâmica computacional (CFD). I.
Mori, Milton, 1947-. II. Akira d'Ávila, Marcos, 1972-.
III. Universidade Estadual de Campinas. Faculdade de
Engenharia Química. IV. Título.

Título em Inglês: Three-dimensional simulation of a cylindrical bubble column -
analysis in biphasic system by technique of particle image
velocimetry (PIV), shadow imaging and simulation

Palavras-chave em Inglês: Computational Fluid Dynamics

Área de concentração: Desenvolvimento de Processos Químicos

Titulação: Mestra em Engenharia Química

Banca examinadora: Rodrigo Koerich Decker, Vinicyus Rodolfo Wiggers

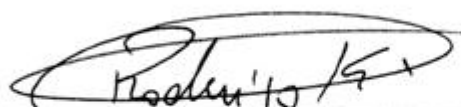
Data da defesa: 16-07-2012

Programa de Pós Graduação: Engenharia Química

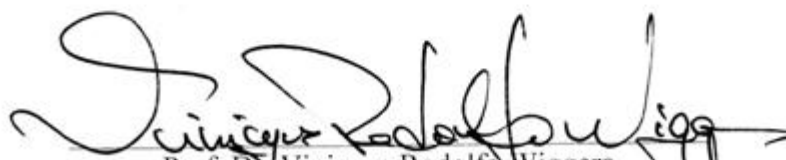
Tese de Mestrado defendida por Maria Fernanda Miiller Lopes e aprovada em 16 de julho de 2012 pela banca examinadora constituída pelos doutores:



Prof. Dr. Milton Mori



Prof. Dr. Rodrigo Koerich Decker



Prof. Dr. Vinicyus Rodolfo Wiggers

Dedicatória

Dedico este trabalho à minha família e ao meu noivo por me apoiarem e se fazerem presentes mesmo não estando sempre por perto.

Agradecimentos

À minha família e ao meu noivo João Henrique que sempre me incentivaram nos estudos e me suportaram quando precisei.

Ao colega de laboratório João Lameu da Silva Junior pela grande ajuda durante o mestrado e por ter tido participação fundamental para a conclusão e desenvolvimento deste trabalho.

Às colegas de laboratório Marcela Kotsuka da Silva pelo suporte e ajuda na realização de simulações e elaboração de artigo técnico; e Vanessa Trevizan Mochi pela ajuda na realização da parte experimental.

Ao Prof. Milton Mori pela oportunidade, paciência e suporte oferecidos.

Ao Prof. Dr. Marcos Akira d'Avila pela coorientação e conselhos para a realização desta pesquisa.

Aos colegas do laboratório de pesquisas em Processos Químicos e Gestão Empresarial (PQGe) e aos colegas Mariana Paes, Valter Luis Stroppa e Tulio Campos, pelo apoio, ajuda e momentos divertidos durante o mestrado.

À PETROBRAS pelo suporte financeiro concedido nesta pesquisa.

À todos que direta ou indiretamente contribuíram para a realização deste trabalho.

“ Um gênio é uma pessoa de talento que faz toda a lição de casa”
- Thomas Edison

RESUMO

Esta pesquisa tem por objetivo avaliar os resultados numéricos por Fluidodinâmica Computacional (CFD) e experimentais pela técnica de Velocimetria por Imagem de Partícula (PIV) e a técnica de *Shadow Imaging* em uma coluna de bolhas de 1m de altura, 14,5 cm de diâmetro com um distribuidor de gás de 5 furos de 1 mm de diâmetro cada. O sistema estudado foi o sistema bifásico água-ar. O estudo foi realizado no regime homogêneo de operação para as velocidades superficiais de gás de 0,3 cm/s, 0,5 cm/s e 0,7 cm/s. Os experimentos de PIV e *shadow imaging* foram realizados nas mesmas condições operacionais. Para uma boa representação do escoamento pela técnica de PIV foi necessário o tratamento de 2500 fotos para as velocidades mais baixas e 3500 fotos para a velocidade mais alta. Para a técnica de *shadow imaging* foi necessário o tratamento de 2000 fotos para a determinação do diâmetro médio das bolhas. Nos testes numéricos foram avaliados dois modelos de arraste, o de Ishii-Zuber (1979) e o de Zhang-Vanderheyden (2002), para a turbulência foi utilizado o modelo k- ϵ , e o diâmetro de bolha utilizado foi o obtido experimentalmente pela técnica de *shadow imaging*. Perfis de velocidade média axial de líquido obtidos experimentalmente foram comparados com os dados numéricos. Análises dos tensores de Reynolds, energia cinética turbulenta e intensidade turbulenta também foram avaliados. Para a velocidade de 0,3 cm/s e 0,5 cm/s ambos os modelos de arraste representaram bem o escoamento. Para a velocidade de 0,7 cm/s o modelo de arraste de Zhang-Vanderheyden representou melhor o escoamento.

Palavras-Chave: Coluna de Bolhas, Fluidodinâmica Computacional, Velocimetria por Imagem de Partícula, Shadow Imaging.

ABSTRACT

This research aims to evaluate the numerical results from Computational Fluid Dynamics (CFD) simulations and experimental results obtained using Particle Image Velocimetry (PIV) and Shadow Imaging in a bubble column of 1m height, diameter of 14,5cm with a gas distributor with 5 holes of 1 mm diameter each one. The system studied was water-air. The study was performed in homogeneous operation regime for the superficial gas velocity of 0.3 cm/s, 0.5 cm/s and 0.7 cm/s. The PIV and shadow imaging experiments were performed under the same operation conditions. For a good flow representation of PIV data it was necessary to treat 2500 photos to the low superficial gas velocities and 3500 photos to the highest superficial gas velocity. For the shadow imaging technique it was necessary to treat 2000 photos for determining the bubble diameters. In the numerical tests two drag models were evaluated: Ishii-Zuber (1979) and Zhang-Vanderheyden (2002); for turbulence the k- ϵ model was used and the bubble diameter used in the simulations was obtained experimentally by the shadow imaging technique. Average axial velocity profiles of fluid obtained experimentally were compared with numerical results. Analysis of Reynolds tensor, turbulent kinetic energy and turbulent intensity were also evaluated. For superficial gas velocities of 0,3 cm/s and 0,5 cm/s both drag models show good agreement with experimental data. For superficial gas velocities of 0,7 cm/s Zhang-Vanderheyden drag model showed better agreement with experimental data.

Keywords: Bubble Column, Computational Fluid Dynamics, Particle Image Velocimetry, Shadow Imaging.

SUMÁRIO

1	INTRODUÇÃO	1
1.1	Motivação	2
1.2	Objetivos da Dissertação	2
1.2.1	Objetivos Específicos	2
1.3	Organização da Dissertação.....	3
2	FUNDAMENTAÇÃO TEÓRICA	5
2.1	Colunas de Bolhas	5
2.1.1	Regimes de Operação	5
2.1.2	Fração volumétrica e velocidade superficial do gás	8
2.1.3	Dimensões da coluna e distribuidor	8
2.1.4	Características das bolhas	10
2.1.5	Altura de líquido	11
2.2	Técnica Experimental	12
2.3	Simulação	17
2.3.1	Oportunidades de Investigação	17
3	MODELAGEM MATEMÁTICA.....	19
3.1	Equações de Conservação	20
3.2	Força de Arraste.....	21
3.2.1	Ishii-Zuber	23
3.2.2	Zhang-Vanderheyden	25
3.3	Turbulência.....	26
4	MÉTODOS NUMÉRICOS	29
4.1	Método dos Volumes Finitos.....	29

4.1.1	Discretização Temporal (Termo Transiente).....	31
4.1.2	Discretização Espacial (Termo Convectivo)	32
4.1.3	Discretização Espacial (Termo Difusivo).....	33
4.1.4	Linearização do Termo Fonte.....	33
4.2	Geometria e Malha Numérica.....	34
5	MATERIAIS, METODOLOGIA EXPERIMENTAL E NUMÉRICA	35
5.1	Materiais	35
5.2	Bancada Experimental e Equipamentos	35
5.2.1	Bancada de Coluna de Bolhas	36
5.2.2	Equipamento de Velocimetria por Imagem de Partícula (PIV).....	37
5.2.3	Equipamentos de <i>Shadow Imaging</i>	39
5.2.4	Sistema de Ar Comprimido	40
5.3	Metodologia Experimental	41
5.3.1	Calibração do Sistema de Medição PIV	41
5.3.2	Calibração do Sistema de <i>Shadow Imaging</i>	44
5.3.3	Planejamento dos Experimentos.....	45
5.4	Metodologia Numérica	46
5.4.1	Propriedades, Condições de Contorno e Parâmetros das Simulações	46
6	RESULTADOS E DISCUSSÕES.....	48
6.1	Resultados Experimentais	48
6.1.1	Curva do Regime de Operação da Coluna.....	48
6.1.2	Velocidade Axial Média do Líquido	50
6.1.3	Flutuação da Velocidade (RMS)	59
6.1.4	Intensidade de Turbulência.....	60

6.1.5	Tensores de Reynolds.....	61
6.1.6	Determinação Experimental dos Diâmetros de Bolhas	64
6.2	Teste de Malha.....	68
6.3	Resultados Numéricos	71
6.3.2	Perfil do Escoamento para Determinados Instantes de Simulação.....	78
7	CONCLUSÕES E SUGESTÕES.....	81
7.1	Conclusões.....	81
7.2	Sugestões	82
8	REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS	84

LISTA DE FIGURAS

Figura 2.1: (a) Regime Homogêneo (bubbly flow). (b) Regime Heterogêneo do tipo “slug”. (c) Regime Heterogêneo (churn-turbulent). Fonte adaptada: Shaikh <i>et al.</i> , 2007.	5
Figura 2.2: Mapa dos regimes de operação para coluna de bolhas. Fonte adaptada: Deckwer <i>et al.</i> , 1980	7
Figura 4.1: Balanço de massa para um volume de controle.	30
Figura 5.1 : Bancada experimental de coluna de bolhas.	37
Figura 5.2: Iluminação das partículas traçadoras. Fonte adaptada: La Vision, 2007.	38
Figura 5.3: Componentes de um sistema Shadow Imaging. Fonte adaptada: La Vision, 2007.	39
Figura 5.4: Esquema do aparato experimental e seus componentes.	40
Figura 5.5: Imagem da calibração do sistema para o PIV.	42
Figura 5.6: (a) Imagem com ajuste de foco e intensidade do laser. (b) Imagem pré-processada a ser submetida ao pós-processamento.	43
Figura 5.7: Imagem da calibração do sistema para o <i>shadow imaging</i>	44
Figura 6.1: Fração volumétrica de gás obtida experimentalmente em diferentes regimes de operação da coluna de bolhas em estudo.	49
Figura 6.2: Perfil de velocidade média para velocidade superficial de 0,3 cm/s.	50
Figura 6.3 Perfil de velocidade média para velocidade superficial de 0,5 cm/s.	51
Figura 6.4: Perfil de velocidade média para velocidade superficial de 0,7 cm/s.	52
Figura 6.5: Campo vetorial de velocidade instantânea da fase contínua para a velocidade superficial de 0,3 cm/s.	53
Figura 6.6: Campo vetorial de velocidade instantânea da fase contínua para a velocidade superficial de 0,5 cm/s.	53
Figura 6.7: Campo vetorial de velocidade instantânea da fase contínua para a velocidade superficial de 0,7 cm/s.	54

Figura 6.8: Campo vetorial de velocidade média da fase contínua para a velocidade superficial de 0,3 cm/s.....	54
Figura 6.9: Campo vetorial de velocidade média da fase contínua para a velocidade superficial de 0,5 cm/s.....	55
Figura 6.10: Campo vetorial de velocidade média da fase contínua para a velocidade superficial de 0,7 cm/s.....	55
Figura 6.11: Perfil de velocidade média da fase contínua para a velocidade superficial de gás de 0,3 cm/s na direção radial.	56
Figura 6.12: Perfil de velocidade média da fase contínua para a velocidade superficial de gás de 0,5 cm/s na direção radial.	57
Figura 6.13: Perfil de velocidade média da fase contínua para a velocidade superficial de gás de 0,7 cm/s na direção radial.	57
Figura 6.14: Comparação entre os perfis de velocidade média da fase contínua na direção radial.	58
Figura 6.15: Comparação do perfil de flutuação da velocidade da fase contínua na direção radial.	59
Figura 6.16: Comparação do perfil da intensidade turbulência na direção radial.	60
Figura 6.17: Comparação do perfil do tensor normal na direção radial.	62
Figura 6.18: Comparação do perfil do tensor normal na direção axi-radial.	62
Figura 6.19: Comparação do perfil do tensor normal na direção axial.	63
Figura 6.20: Energia cinética turbulenta experimental.....	64
Figura 6.21: Imagem das bolhas para a velocidade superficial de 0,3 cm/s.....	65
Figura 6.22: Imagem das bolhas para a velocidade superficial de 0,5 cm/s.....	65
Figura 6.23: Imagem das bolhas para a velocidade superficial de 0,7 cm/s.....	66
Figura 6.24: Malha utilizada nas simulações.....	69
Figura 6.25: Comparação perda de carga entre as malhas teste.	70

Figura 6.26: Fração volumétrica para as malhas de 87, 120, 155 e 212 mil volumes de controle.	70
Figura 6.27: : Perfil de velocidade experimental e numérica da fase contínua para U_{sup} de 0,3 cm/s.....	72
Figura 6.28: Perfil de velocidade experimental e numérica da fase contínua para U_{sup} de 0,5 cm/s.	73
Figura 6.29: : Perfil de velocidade experimental e numérica da fase contínua para U_{sup} de 0,7 cm/s.....	75
Figura 6.30: Energia cinética turbulenta para $U_{sup} = 0,3$ cm/s na direção radial.....	76
Figura 6.31: Energia cinética turbulenta para $U_{sup} = 0,5$ cm/s na direção radial.....	77
Figura 6.32: Energia cinética turbulenta para $U_{sup} = 0,7$ cm/s na direção radial.....	77
Figura 6.33: Perfil da fase dispersa durante os 130 s de simulação: (a) 5s; (b) 30s; (c) 55s; (d) 80s; (e) 105s; (f) 130s.....	79
Figura 6.34: Perfil da fase dispersa durante os 130 s de simulação: (a) 5s; (b) 30s; (c) 55s; (d) 80s; (e) 105s; (f) 130s.....	79
Figura 6.35: Perfil da fase dispersa em diferentes planos: (a) 105s; (b) 80s.....	80
Figura 6.36: Perfil da fase contínua indicada por vetores.	80

LISTA DE TABELAS

Tabela 5.1: Planejamento experimental para a técnica de PIV	45
Tabela 5.2: Planejamento experimental para a técnica de <i>shadow imaging</i>	45
Tabela 5.3: Propriedades dos fluidos a 25°C e 1 atm.	46
Tabela 5.4: Condições de contorno.	47
Tabela 6.1: Diâmetro de bolha para U_{sup} de 0,3cm/s em função do número de fotos.....	67
Tabela 6.2: Diâmetro de bolha (D10 e D32) para as velocidades superficiais de 0,3cm/s, 0,5cm/s e 0,7cm/s.....	68

NOMENCLATURA

Símbolo	Nome	Unidades
$A_{a\beta}$	Área superficial por unidade de volume	$m^2 \cdot m^{-3}$
C_D	Coefficiente de arraste	$kg \cdot m^3 \cdot s^{-1}$
$C_{\varepsilon 1}$	Constante do modelo de turbulência (k- ε)	-
$C_{\varepsilon 2}$	Constante do modelo de turbulência (k- ε)	-
d_b	Diâmetro da bolha	m
d_p	Diâmetro da partícula	m
d_o	Diâmetro do orifício	m
D	Comprimento característico do escoamento	m
D_{p10}	Diâmetro médio aritmético	m
D_{p32}	Diâmetro médio de Sauter	m
D_{pi}	Diâmetro da i th partícula	m
E_o	Número de Eötvös	-
F_p	Força Estática	$kg \cdot m \cdot s^{-2}$
F_g	Força Gravitacional	$kg \cdot m \cdot s^{-2}$
g	Aceleração gravitacional	$m \cdot s^{-2}$
I	Intensidade de turbulência	-
k	Energia cinética turbulenta por unidade de massa	$m^2 \cdot s^{-2}$
Ma	Forças interfaciais atuando sobre a fase α	$kg \cdot m \cdot s^{-2}$

$M_{\alpha\beta}^D$	Força de arraste	kg.m.s^{-2}
$M_{\alpha\beta}^L$	Força lift	kg.m.s^{-2}
$M_{\alpha\beta}^{LUB}$	Força de lubrificação na parede	kg.m.s^{-2}
$M_{\alpha\beta}^{VM}$	Força de massa virtual	kg.m.s^{-2}
$M_{\alpha\beta}^{TD}$	Força de dispersão turbulenta	kg.m.s^{-2}
N	Número total de partículas detectadas	-
o	Ponto oeste da malha	-
P	Ponto central do volume de controle	-
p'	Pressão modificada	$\text{kg.m}^{-1}.\text{s}^{-2}$
P_k	Produção de turbulência cisalhante	$\text{kg.m}^{-1}.\text{s}^{-3}$
Q	Vazão de ar	$\text{m}^3.\text{s}^{-1}$
r_β	Fração volumétrica da fase β	-
r_d	Fração volumétrica da fase dispersa	-
r_{dm}	Máximo empacotamento da fase dispersa	-
Re	Número de Reynolds	-
Re_m	Número de Reynolds modificado	-
Re_o	Número de Reynolds do orifício	-
$SM\alpha$	Fontes de massa devido as forças externas	kg
S_t	Número de partículas de Stokes	-
t	Tempo	s

U	Velocidade instantânea na equação 2.3	$m.s^{-1}$
U	Velocidade média na equação 3.26	$m.s^{-1}$
$\vec{U}$	Vetor velocidade	$m.s^{-1}$
$\bar{U}$	Velocidade média	$m.s^{-1}$
u'	Flutuação da velocidade	$m.s^{-1}$
V	Volume	m^3

LETRAS GREGAS

ε	Taxa de dissipação da turbulência	$m^2.s^{-3}$
σ	Tensão superficial	$kg.s^{-2}$
σ_k	Constante do modelo de turbulência (k- ε)	-
σ_ε	Constante do modelo de turbulência (k- ε)	-
ρ	Densidade	$kg.m^{-3}$
μ	Viscosidade molecular (dinâmica)	$kg.m^{-1}.s^{-1}$
μ_t	Viscosidade turbulenta	$kg.m^{-1}.s^{-1}$
μ_{eff}	Viscosidade efetiva	$kg.m^{-1}.s^{-1}$
μ_m	Viscosidade da mistura	$kg.m^{-1}.s^{-1}$
ν	Viscosidade cinemática	$m^2.s^{-1}$
Γ	Difusividade	$kg.m^{-1}.s^{-1}$
ϕ	Propriedade escalar genérica	-
τ_{din}	Tempo de reação da partícula	s

τ_{esc} Tempo característico do escoamento

s

SUBSCRITOS

α Fase típica, contínua

β Fase típica, dispersa

c Contínua

d Dispersa

f Fluido

g Gás

l Líquido

p Partícula

SIGLAS

CFD Fluidodinâmica Computacional

LDA Laser-doppler anemometry

LES Large Eddy Simulation

LPQGe Laboratório de Processos Químicos e Gestão Empresarial

PIV Velocimetria por Imagem de Partícula

RANS Reynolds Averaged Navier Stokes

RSM Reynolds Stress Model

3D Tridimensional

1 INTRODUÇÃO

Um reator de coluna de bolhas pode ser definido, de forma bastante simplificada, como sendo um cilindro vertical (ou retângulo vertical) preenchido de líquido, no qual um gás é injetado pela sua base através de um distribuidor.

Nas colunas de bolhas há o contato entre a fase gasosa e a fase líquida, com o intuito de promover transferência de calor e massa, com ou sem reação química, entre a fase gasosa e a fase líquida, ou com uma fase sólida dissolvida ou em suspensão na fase líquida. São bastante utilizadas por possuírem excelentes características de transferência de calor e massa, baixo custo operacional, simplicidade de construção e ausência de partes móveis (Kantarci *et al.*, 2005).

Estes equipamentos são usados especialmente em processos químicos envolvendo reações de oxidação, alquilação, polimerização e hidrogenação, na produção de combustíveis sintéticos e em processos bioquímicos como a fermentação e tratamentos biológicos (Shah *et al.*, 1982 e Prakash *et al.*, 2001). Aplicações químicas bastante conhecidas são: o processo de Fischer-Tropsch, síntese de metanol e a produção de combustíveis sintéticos ambientalmente mais vantajosos que os combustíveis derivados do petróleo (Degaleesan *et al.*, 2001).

Embora as colunas de bolhas sejam equipamentos de simples operação, a sua fluidodinâmica no interior da coluna não é totalmente compreendida, o que justifica os vários estudos nesta área. O conhecimento que se tem hoje sobre a fluidodinâmica em colunas de bolhas tem indicado que o seu desempenho é determinado por vários parâmetros como: diâmetro da coluna, velocidade superficial do gás, tipo de distribuidor e a altura da fase líquida na coluna. Dentre estes parâmetros, o distribuidor tem influência significativa na fração volumétrica do gás e na distribuição do tamanho das bolhas (Buwa e Ranada, 2002; Abraham e Sawant, 1989).

Em contribuição aos estudos em colunas de bolhas várias técnicas experimentais para a medição da velocidade da fase líquida, velocidade da fase gás e diâmetro de bolhas vem sendo desenvolvidas. Dentre estas técnicas a Velocimetria por Imagem de Partícula (PIV) e o *Shadow Imaging* destacam-se por serem técnicas não intrusivas e que possibilitam medir os campos de velocidades instantâneas num plano de interesse do equipamento ao invés de um único ponto de medição como é o caso das técnicas de anemometria por fio quente, LDA e tubo de pitot.

Outro fator que tem contribuído bastante para os estudos nesta área é o avanço computacional em CFD. Com um maior poder computacional é possível utilizar modelos mais complexos a fim de prever o comportamento e as interações dentro das colunas de bolhas. Há também uma contribuição para a diminuição do tempo computacional em simulações 3D multifásicas.

1.1 Motivação

A fluidodinâmica em coluna de bolhas é de fundamental importância para compreender o comportamento da interação das fases presentes no escoamento. Como são vários os fatores que influenciam a operação deste equipamento, como por exemplo: tipo de fluido, diâmetro da coluna, altura de líquido, velocidade superficial do gás, tipo do distribuidor e tamanho do diâmetro das bolhas; o domínio da influência de cada fator permite determinar as melhores condições de operação da coluna e assim atingir patamares maiores de eficiência, bem como contribuir com a comunidade científica para um maior avanço nas pesquisas nesta área. Portanto, é neste entendimento, que este trabalho acadêmico-científico em nível de mestrado pretende executar atividades que visem ampliar o conhecimento teórico a respeito da fluidodinâmica em colunas de bolhas.

1.2 Objetivos da Dissertação

O objetivo principal desta dissertação é realizar um estudo experimental e numérico para verificação e validação de modelos da fluidodinâmica computacional (CFD) em uma coluna de bolhas com geometria cilíndrica num sistema ar-água a diferentes velocidades superficiais de entrada de ar.

1.2.1 Objetivos Específicos

Os objetivos específicos deste trabalho são:

- ✓ Construir uma malha computacional a partir de uma coluna cilíndrica instalada no laboratório experimental do LPQGe/FEQ/UNICAMP;
- ✓ Comparar os modelos de arraste para validar o estudo experimental- numérico;
- ✓ Determinar a curva de regime de operação da coluna (fração volumétrica total *versus* velocidade superficial do gás);
- ✓ Avaliar o escoamento para diferentes velocidades superficiais do gás em regime homogêneo de operação;
- ✓ Avaliar o escoamento para um distribuidor de gás com cinco furos de 1 mm de diâmetro cada;
- ✓ Determinar o diâmetro médio das bolhas utilizando a técnica de *Shadow Imaging*;
- ✓ Avaliar os tensores de Reynolds e os parâmetros intensidade de turbulência e energia cinética turbulenta.

1.3 Organização da Dissertação

Esta dissertação está dividida nos capítulos que seguem:

Capítulo 2 – FUNDAMENTAÇÃO TEÓRICA

O capítulo 2 apresenta uma revisão dos artigos mais relevantes sobre colunas de bolhas, tanto experimentais quanto numéricas, os quais são utilizados como fundamento científico para a realização deste trabalho.

Capítulo 3 – MODELAGEM MATEMÁTICA

Este capítulo apresenta a modelagem matemática adotada para a resolução desse trabalho e os fundamentos matemáticos para a representação da fluidodinâmica de colunas de bolhas.

Capítulo 4 – MÉTODOS NUMÉRICOS

Neste capítulo aborda-se o método dos volumes finitos, que constitui uma valiosa ferramenta aplicável na tentativa de reproduzir o comportamento real de um escoamento, além da caracterização da geometria e malha numérica.

Capítulo 5 – MATERIAIS, METODOLOGIA EXPERIMENTAL E NUMÉRICA

Neste capítulo descreve-se os materiais, equipamentos utilizados, metodologia experimental e define-se o sistema e as condições de contorno para a resolução numérica por meio da técnica de CFD.

Capítulo 6 - RESULTADOS

O capítulo 6 apresenta os resultados do teste de malha realizado, das técnicas experimentais PIV e *shadow imaging*, bem como o resultado numérico.

Capítulo 7 – CONCLUSÕES E SUGESTÕES

Este capítulo comenta as conclusões obtidas com a realização desta pesquisa e algumas sugestões para a realização de futuros trabalhos que podem contribuir com a comunidade científica na área de colunas de bolhas.

Capítulo 8 – REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS

Este capítulo referencia os artigos, teses e livros mais relevantes consultados durante a realização deste trabalho.

2 FUNDAMENTAÇÃO TEÓRICA

2.1 Colunas de Bolhas

As colunas de bolhas, embora sejam equipamentos de grande aplicação e de simples operação, ainda não são totalmente compreendidas em sua fluidodinâmica. O entendimento da hidrodinâmica destes sistemas é de grande importância para efetuar o aumento de escala e o projeto destes equipamentos, visto que são vários os fatores (regime de operação, diâmetro da coluna, velocidade superficial do gás, etc.) que influenciam no comportamento do escoamento.

A seguir serão abordados alguns parâmetros importantes no estudo de colunas de bolhas e que possuem um grande impacto na sua hidrodinâmica.

2.1.1 Regimes de Operação

A fluidodinâmica em colunas de bolhas tem um efeito significativo na sua operação e desempenho. Os regimes de operação são classificados de acordo com a velocidade superficial de gás empregada na coluna. Três tipos de regime são observados em coluna de bolhas: regime homogêneo (*bubbly flow*), regime heterogêneo do tipo “slug” e regime heterogêneo (*churn-turbulent*) (Katarci *et al.*, 2005). A Figura 2.1 a seguir caracteriza cada um destes regimes.

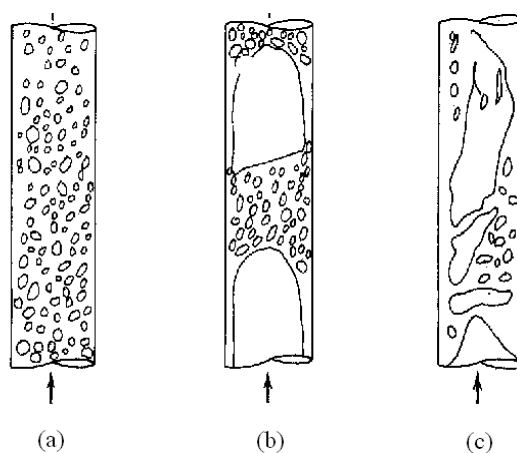


Figura 2.1: (a) Regime Homogêneo (bubbly flow). (b) Regime Heterogêneo do tipo “slug”. (c) Regime Heterogêneo (churn-turbulent). Fonte adaptada: Shaikh *et al.*, 2007.

Cada regime de operação é geralmente caracterizado por uma faixa de velocidade superficial de gás. A velocidade superficial do gás pode ser definida como a velocidade média do gás distribuída na coluna e pode ser calculada dividindo a taxa de vazão volumétrica de ar pela área de seção transversal da coluna.

O regime homogêneo é obtido a baixas velocidades superficiais de gás, geralmente abaixo de 5 cm/s (Hills, 1974). Este regime é caracterizado por bolhas com tamanhos pequenos e uniformes. O tamanho das bolhas, neste caso, é quase que exclusivamente definido pelo tipo do distribuidor e das propriedades físicas do sistema (Thorat e Joshi, 2004).

O regime heterogêneo é obtido a altas velocidades superficiais de gás (maiores que 5cm/s). Este regime é caracterizado pelo movimento turbulento das bolhas e a recirculação do líquido (Kantarci et al., 2005). Neste caso, a distribuição do tamanho das bolhas não é uniforme, onde há a quebra e coalescência¹ das bolhas (Thorat e Joshi, 2004).

O regime heterogêneo do tipo “*slug*” foi observado em colunas de laboratório com pequenos diâmetros e alta velocidade superficial de gás (Hyndman *et al.*, 1997). Segundo Deckwer, (1992) as bolhas neste regime preenchem praticamente todo o diâmetro da coluna e sobem recolhendo continuamente as bolhas menores.

A detecção do regime de transição do homogêneo para o heterogêneo é bastante importante, pois mudanças significativas podem ser observadas na hidrodinâmica do sistema. Nos escoamentos em colunas de bolhas é possível observar que há um fluxo ascendente do líquido no centro da coluna e descendente próximo da parede (Kantarci et al., 2005).

A determinação dos regimes de escoamento pode ser feita por uma observação visual da dispersão gás-líquido ou ainda por uma análise como mostra o gráfico abaixo que relaciona a velocidade do gás com o diâmetro da coluna.

¹ Coalescência é o fenômeno de junção de duas ou mais bolhas, resultando em bolhas de maior dimensão e um número menor de bolhas.

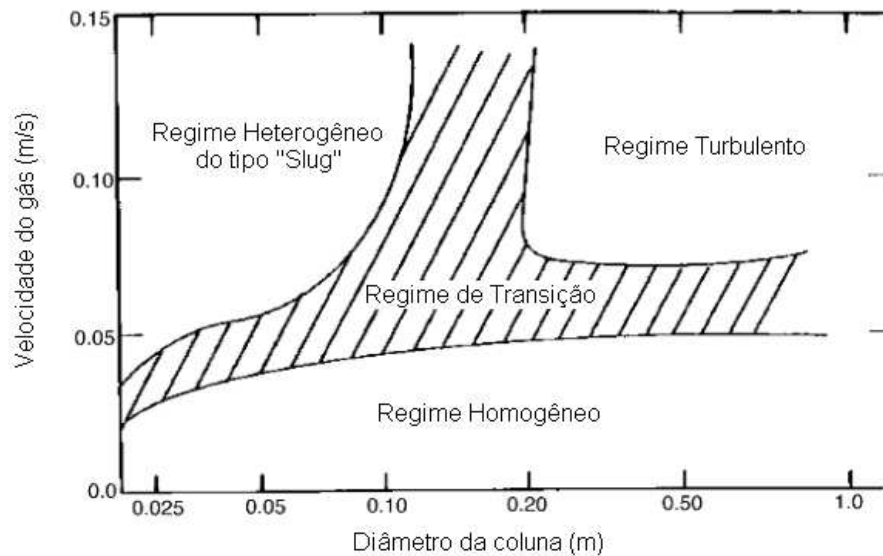


Figura 2.2: Mapa dos regimes de operação para coluna de bolhas. Fonte adaptada: Deckwer *et al.*, 1980

Lin *et al.*, (1996) realizaram um estudo bidimensional em coluna de bolhas e concluíram que para velocidades superficiais maiores que 1 cm/s para colunas com diâmetro menor que 20 cm e para velocidades superficiais de gás de 3cm/s em colunas com diâmetro maior que 20 cm o regime é predominantemente caracterizado pelos fenômenos de quebra e coalescência das bolhas.

Simonnet *et al.*, (2008) realizaram estudos numéricos a fim de prever a velocidade de transição para regime de operação em coluna de bolhas. Os autores utilizaram modelagem euleriana-euleriana, em que as forças de interação entre fases como arraste, sustentação e massa virtual foram consideradas. Os resultados mostraram que até a velocidade de 4,4 cm/s a fração volumétrica aumentou linearmente com a velocidade superficial de gás revelando ser um regime homogêneo de operação. Para velocidades entre 4,4 cm/s e 5,5 cm/s o regime determinado foi o de transição. Acima de 5,5 cm/s a fração volumétrica de gás continuou a aumentar, porém a uma taxa inferior ao regime homogêneo, indicando o desenvolvimento do regime heterogêneo de operação.

2.1.2 Fração volumétrica e velocidade superficial do gás

A fração volumétrica do gás ou *gas holdup* é um parâmetro adimensional de grande importância em colunas de bolhas por estar diretamente ligado ao fenômeno de transporte de massa entre as fases. A fração volumétrica depende principalmente da velocidade superficial do gás e é caracterizada na literatura por aumentar com o aumento da velocidade superficial. Hyndman *et al.*, (1997) analisou a contribuição de bolhas pequenas e grandes na fração volumétrica total do sistema. Os autores observaram que para o regime heterogêneo de operação o aumento na velocidade superficial provoca o aumento na fração volumétrica global do gás devido ao aumento da fração volumétrica das bolhas maiores.

Os principais fatores que afetam a fração volumétrica do gás são: velocidade superficial do gás, propriedades da fase líquida, dimensões da coluna, condições de operação (temperatura e pressão), tipo do distribuidor da fase gasosa e propriedades da fase sólida suspensa (Kantarci *et al.*, 2005). Segundo Kantarci *et al.*, (2005) uma maneira de se obter a fração volumétrica é pela determinação do perfil de pressão e de acordo com Chen *et al.*, (1998) outra forma seria pelo método de tomografia computadorizada.

Chen *et al.*, (1998) realizaram experimentos em uma coluna de bolhas cilíndrica de 44 cm de diâmetro para sistemas água-ar e óleo-ar com velocidades superficiais de gás de 2, 5, e 10 cm/s. Os autores utilizaram a técnica de tomografia computadorizada para obter perfis de fração volumétrica de gás e identificaram que o aumento da velocidade superficial de gás acarreta no aumento do *gas holdup*.

2.1.3 Dimensões da coluna e distribuidor

As dimensões dos reatores são geralmente expressas em termos da razão entre a altura e o diâmetro da coluna. Um aumento nesta razão contribui para diminuir a fração volumétrica global. De acordo com Wilkinson (1991), acima de 5, a razão entre altura e diâmetro da coluna tem pouco efeito sobre a fração volumétrica do gás, transferência de massa e área interfacial.

Segundo Shah *et al.*, (1982) o efeito do tamanho da coluna na fração volumétrica do gás é desprezível para colunas com diâmetro maiores que 10-15 cm. Para Luo *et al.*, (1999) a

influência da altura da coluna é insignificante se a altura for maior que 1-3 m e a razão entre a altura e o diâmetro da coluna for maior que 5. Os autores observaram também que a fração volumétrica de gás é ligeiramente maior para colunas com diâmetros menores.

De acordo com o modelo de duas fases desenvolvido por Krishna *et al.*, (1991) o efeito do diâmetro da coluna na fração volumétrica de gás deveria ser analisado separadamente para a fração de bolhas pequenas e grandes. Os autores concluíram que frações de bolhas menores são independentes do diâmetro da coluna, enquanto que a fração de bolhas maiores diminui com o aumento do diâmetro da mesma.

Sarrafi *et al.*, (1999) determinaram que a velocidade de transição aumenta com o aumento do diâmetro da coluna até um valor de 0,15m, sendo que acima disso se torna independente.

O distribuidor da fase dispersa, por influenciar diretamente na determinação do diâmetro de bolha, influencia conseqüentemente na fração volumétrica da coluna. Há vários tipos de distribuidores que podem ser utilizados: prato perfurado, prato sinterizado, membrana e anéis.

Guang Li *et al.*, (2009) estudaram numericamente o efeito das configurações dos distribuidores em uma coluna de bolhas com 40 cm de diâmetro e velocidade superficial de 0,1 m/s. O modelo foi baseado em uma abordagem euleriana- euleriana com modelo de turbulência k- ϵ padrão. Os autores chegaram às seguintes conclusões: o valor médio da fração volumétrica de gás alcança valores máximos para um distribuidor do tipo prato sinterizado; nenhum dos distribuidores foi capaz de gerar uma área interfacial muito maior comparado com os outros pratos; a turbulência provocada pela fase dispersa aumenta com o número de dispersores, pois a taxa de dissipação de energia cinética turbulenta aumenta.

Darmana *et al.*, (2009) realizaram estudos numéricos em coluna de bolhas no regime homogêneo para a determinação das características fluidodinâmicas em diferentes condições de entrada da fase gás. Sete casos foram estudados variando-se o número de furos no distribuidor. A parte numérica foi resolvida pelo código desenvolvido por Darmana *et al.*, (2006), que faz uso da abordagem euleriana-lagrangiana. Os resultados obtidos mostraram que um maior número de furos na entrada proporciona uma melhor distribuição de bolhas na coluna e maior fração volumétrica média do gás; a diminuição do número de furos favorece a formação de zonas mortas e recirculação do líquido; a fração volumétrica é cerca de 25% maior nas simulações; perto do

distribuidor o modelo proposto não foi capaz de prever fielmente as características físicas da coluna em relação à velocidade do líquido e fração volumétrica; e após a metade da coluna o modelo obteve boa concordância com os dados experimentais.

Kulkarni e Joshi (2011) avaliaram os vários parâmetros considerados ao projetar o distribuidor da fase gasosa em coluna de bolhas e qual seria o melhor tipo de distribuidor para diferentes colunas de bolhas levando em consideração a variação do diâmetro da coluna (2 a 5 m), variação de pressão (0,3 a 5 MPa), velocidade superficial do gás (0,05 a 0,4 m/s), diâmetro do furo (1 a 2 mm) e número de furos do distribuidor (11 a 9.548). Foram avaliados 24 casos e 8 diferentes tipos de distribuidores (*multiple ring 3, multiple ring 4, spider sparger 2, spider sparger 4, spider sparger 6, radial sparger, wheel sparger, sieve plate sparger*) e concluíram que o tipo de distribuidor “*whell*” é o mais adequado para uma faixa maior de variação das condições de operação de colunas de bolhas.

2.1.4 Características das bolhas

Obter informações sobre a população de bolhas é de grande importância, pois estas têm um significativo impacto na hidrodinâmica do equipamento em estudo. As bolhas influenciam na fração volumétrica, transferência de massa e transferência de calor de cada tipo de escoamento.

Vários são os fatores que influenciam nas características da bolha: o tipo de distribuidor, diâmetro da coluna, densidade do gás, viscosidade do líquido, tensão superficial, temperatura e pressão. Na literatura é possível encontrar várias correlações para se determinar o tamanho das bolhas, a fração volumétrica e sua velocidade em um escoamento. As correlações mais utilizadas segundo Kantarci *et al.*, (2005) são as de Miller, Moo-Young and Blanch, Leisbson *et al* e Kumar e Kuloor.

Segundo Akita e Yoshida (1974) há uma diminuição do tamanho da bolha com o aumento da vazão do gás. Já para os estudos de Fukuma *et al.*, (1987) o tamanho das bolhas aumenta com o aumento da velocidade superficial do gás até uma certa velocidade, em que o tamanho máximo de bolha é atingido. No centro do escoamento há um domínio de bolhas maiores, enquanto as bolhas menores estão mais concentradas próximas à parede.

O tamanho médio das bolhas diminui com a diminuição da tensão superficial do líquido de acordo com Akita e Yoshida (1974) e aumenta com o aumento da viscosidade do líquido segundo Li *et al.*, (1997). No que diz respeito à pressão e temperatura, um aumento em ambos os parâmetros resulta numa diminuição do tamanho da bolha (Luo *et al.*, 1999).

Olmos *et al.*, (2001) desenvolveram simulações em uma coluna de bolhas de 0,1m de diâmetro e 1,35m de altura operando no regime de transição. Observaram que os resultados simulados dos perfis de velocidade do líquido e a fração volumétrica média na coluna não são afetados pela quebra e coalescência e que o balanço populacional permite capturar o padrão de escoamento médio, mas não a evolução dos tamanhos das bolhas.

Polli *et al.*, (2002) ao avaliarem a distribuição do tamanho das bolhas observaram que bolhas com maior diâmetro médio encontram-se nas distâncias mais próximas do distribuidor; e que o aumento do diâmetro do furo ou a diminuição do número de furos no distribuidor leva a ocorrência de bolhas com diâmetros maiores.

2.1.5 Altura de líquido

Em geral, para o efeito da altura de líquido na coluna, observou-se que devido ao efeito da gravidade, um aumento na altura de líquido diminui a fração volumétrica total do gás até uma determinada altura. Além desta altura, os efeitos sobre a fração volumétrica são desprezíveis (Wilkinson, 1991).

Sarrafi *et al.*, (1999) utilizaram dados da literatura e seus próprios dados e concluíram que um aumento na altura estática do líquido acima de 4 m diminui a velocidade de transição. Ruzicka *et al.*, (2001) realizaram experimentos em colunas com diferentes diâmetros (0,14, 0,29, and 0,4 m) num sistema bifásico água-ar e concluíram também que um aumento na altura estática do líquido, em geral, diminui a velocidade de transição.

2.2 Técnica Experimental

As técnicas experimentais utilizadas neste trabalho foram a velocimetria por imagem de partícula (PIV) e *shadow imaging*. Estas técnicas caracterizam-se por serem não intrusivas e medir os campos de velocidades instantâneas da fase líquida de um escoamento, e determinar o diâmetro médio das bolhas respectivamente.

Primeiramente será abordada a técnica de velocimetria por imagem de partícula e em seguida a técnica de *shadow imaging*.

Velocimetria por Imagem de Partícula

As primeiras aplicações comerciais de medição baseadas na velocimetria por imagens de partículas datam de 1997 (Szeliga e Roma, 2009).

Velocimetria por imagem de partícula é uma técnica quantitativa de medição de velocidade. Esta é dividida em duas etapas: captação e análise das imagens (Okamoto *et al*, 2000). A primeira consiste na captação e visualização do campo velocidade por meio da utilização de um feixe de laser, pequenas partículas traçadoras e uma câmera CCD; a segunda é realizada para se obter a distribuição das velocidades.

A técnica de PIV consiste de um feixe de laser posicionado perpendicularmente ao escoamento que ilumina uma região de interesse do equipamento em estudo. Na posição frontal do escoamento há uma câmera CCD (*Charged Coupled Device*) que capta imagens a cada dois instantes de tempo consecutivos, na ordem de milissegundos, das partículas traçadoras. Estas estão suspensas no fluido e são iluminadas pelo feixe de laser. As imagens captadas são enviadas para o disco rígido do computador através de uma placa de aquisição de sinais chamada captador de quadros e podem ser interpretadas de forma que o deslocamento das partículas traçadoras entre duas imagens subsequentes e o tempo entre elas determinem o campo velocidade.

Vale lembrar que o campo de velocidade obtido é em relação às partículas traçadoras. No entanto considera-se que o fluido e estas partículas possuem a mesma velocidade. Por isso, é de fundamental importância a escolha das partículas traçadoras para cada tipo de sistema a fim de não comprometer os resultados finais.

Wenyuan, *et al.*, (2009) realizaram um estudo utilizando a técnica de PIV para avaliar o comportamento do fluxo ao redor de duas bolhas subindo em paralelo em um fluido não newtoniano de carboximetilcelulose em três diferentes concentrações mássicas. Os resultados mostraram que a velocidade do líquido aumenta com o aumento da velocidade superficial do gás e diminui com o aumento da concentração de carboximetilcelulose devido ao aumento da força de arraste nas bolhas.

Soccol Jr. *et al.*, (2010) utilizaram a técnica de PIV, *shadow imaging* e numérica nos seus estudos em colunas de bolhas. A coluna de bolhas utilizada tem dimensões de 14,5 cm de diâmetro e 1 metro de altura. O distribuidor utilizado possui um único furo de entrada de ar e o experimento foi realizado a uma altura de água de 80 cm e velocidades superficiais de 0,05 cm/s, 0,15cm/s e 0,3 cm/s. Os resultados experimentais e numéricos apresentaram boa concordância quantitativa e qualitativa e os diâmetros de bolhas médio aritmético e de *Sauter* foram determinados.

A técnica PIV por possuir uma moderna câmera óptica é capaz de obter dados de um completo plano do escoamento e juntamente com o método de processamento digital de imagens possibilita adquirir a velocidade, o tamanho e informações sobre a forma e a posição das bolhas (Bröder e Sommerfeld, 2001).

Sathe *et al.*, (2011) utilizaram a técnica de *shadow imaging* para obter a forma, tamanho, velocidade e aceleração de bolhas de gás; e as medições PIV para obter o perfil de velocidade do líquido. Os experimentos foram realizados a fim de quantificar as estruturas de fluxo por meio dos dados obtidos e calcular o coeficiente de transferência de massa em um reator de coluna de bolhas. Considerando o coeficiente de transferência de massa estimado com o coeficiente experimental obtido, concluíram que a metodologia apresentada pode ser utilizada com sucesso para prever coeficientes de transferência de massa em coluna de bolhas.

Silva, (2011) realizou experimentos utilizando a técnica de PIV para uma coluna de bolhas cilíndrica, com 1 metro de altura, preenchida com água a uma altura de 70 cm para velocidades superficiais de 3 cm/s, 5cm/s e 7 cm/s utilizando um distribuidor de gás com 37 furos. As velocidades superficiais utilizadas caracterizaram o regime heterogêneo de operação e observou-se que a dependência linear entre a velocidade superficial de gás e o pico central de

velocidade axial não existe, visto que a velocidade superficial de 5cm/s apresentou o maior valor alcançado pela velocidade.

O PIV oferece várias vantagens para o estudo do escoamento dos fluidos e embora tenha sido bastante utilizado, um padrão de execução desta técnica ainda não foi estabelecido. Assim, os pesquisadores utilizam os seus próprios procedimentos e avaliação para a realização da técnica de PIV (Okamoto *et al.*, 2000).

A seguir será descrito cada um dos componentes para esta técnica.

Laser

No caso da técnica PIV o laser é utilizado pela sua habilidade em emitir luz monocromática na forma de finos feixes de luz a fim de iluminar as partículas traçadoras de uma região de interesse do equipamento em estudo. O laser utilizado nesta técnica é de um cristal Ítrio-Alumínio-Granada dopado com íons de Neodímio, codificado como ND:YAG.

O Laser é obtido quando a maioria dos átomos de um determinado material encontram-se excitados. Entende-se por átomo excitado aquele que quando absorve um fóton eleva-se a um estado de alta energia. O dispositivo gerador de laser produz radiação eletromagnética, monocromática (frequência bem definida), colimada (propaga-se como um feixe) e coerente (relações de fase bem definidas).

Câmera CCD

As câmeras que captam imagens no sistema PIV possuem sensores CCD (*Charged Coupled Device*) conhecidos também como dispositivos de carga acoplado. Esses sensores são formados por um circuito integrado que contem capacitores acoplados. Cada capacitor, sob o controle de um circuito externo, transfere sua carga elétrica para outro capacitor ao lado.

As câmeras CCD podem apresentar resolução de até 4096 x 4096 pixels e possuem uma taxa de repetição em média de 33 ms. Câmeras convencionais possuem resolução mais baixa o que afeta a qualidade das imagens e são limitadas pela pequena taxa de repetição em torno de 2 segundos (Guthoski, 2001).

Partículas Traçadoras

A escolha das partículas traçadoras é de grande importância para garantir o bom resultado na utilização da técnica PIV. Segundo Prasad, (2000) as partículas traçadoras devem satisfazer dois requisitos: ser capaz de seguir as linhas de corrente do escoamento sem deslizamento excessivo; e funcionar como eficientes refletores da iluminação da luz proveniente do laser.

A fim de determinar a habilidade das partículas em seguir as linhas de corrente do escoamento, introduz-se o número de partículas de Stokes (St). Esse termo relaciona o tempo de reação da partícula (τ_{din}) com o tempo característico do escoamento (τ_{esc}) e é definido de acordo com a expressão:

$$St = \frac{\tau_{din}}{\tau_{esc}} \quad (2.1)$$

Em que,

$$\tau_{din} = \frac{\rho_p d_p^2}{18\mu_f} \quad (2.2)$$

e

$$\tau_{esc} = \frac{D}{U} \quad (2.3)$$

Na equação 2.2, μ_f é a viscosidade do fluido, d_p é o diâmetro da partícula, ρ_p é a massa específica da partícula. Na equação 2.3, D é o comprimento característico do escoamento e U é a velocidade instantânea.

Quando $St < 0,1$ a densidade das partículas pode ser desprezada e o movimento da fase sólida representa a fase fluida, ou seja, a partícula representa o escoamento do fluido (Brandon e Aggarwal, 2001).

Sincronizador

Para controlar o sistema, uma unidade eletrônica dispara os eventos na sequência correta e conecta o computador, o captador de quadros, a câmera e o laser. O usuário controla o sincronizador através de um software que gerencia as medições.

Processador Digital

Nesta etapa se faz o processamento das imagens. Constitui uma das partes mais importantes do processo aonde são extraídos os perfis de velocidade do escoamento. Esta etapa inicia-se com uma imagem base e produz-se uma imagem modificada da inicial, definido como processo de transformação de uma imagem em outra (Guthoski, 2001).

Shadow Imaging

O *shadow imaging* é uma técnica que permite a determinação do diâmetro médio das partículas em um escoamento, bem como a sua forma e velocidade. É baseada na diferença de contraste entre a partícula e o meio, sendo necessário ter uma imagem de referência (sem nenhuma partícula) a ser utilizada posteriormente no tratamento das imagens.

A imagem de referência é utilizada para inverter a imagem contrastada, subtraindo da imagem de referência a imagem capturada. Neste caso, um algoritmo chamado de algoritmo de segmentação é proposto. Este é dado por: uma segmentação primária que identifica uma região onde se encontra uma partícula; e uma segmentação secundária que trata cada região de forma separada a fim de determinar o diâmetro e a excentricidade.

A fonte de luz utilizada é geralmente o mesmo laser Nd:YAG do sistema PIV acoplado a um sistema de filtro e um difusor de luz que condiciona um contraste adequado entre o fundo e as partículas. A fonte de luz pode ser pulsada ou não. A primeira, por permitir um congelamento da imagem, é recomendada a sistemas em que a partícula apresenta altas velocidades, pois evita o problema de distorção da imagem.

2.3 Simulação

A Fluidodinâmica Computacional (CFD) consiste em uma técnica com o objetivo de obter soluções numéricas, por meio da utilização de métodos numéricos, para problemas na área de mecânica dos fluidos. Os sistemas a serem estudados com a utilização desta metodologia podem envolver fluidos compressíveis ou incompressíveis, reações químicas ou não, regime laminar ou turbulento, transferência de calor e massa.

Esta técnica possui várias áreas de aplicação tais como: automotiva, alimentícia, farmacêutica e biomédica, aeroespacial e em processos industriais.

O emprego da técnica de CFD apresenta a vantagem de produzir uma grande quantidade de resultados a um baixo custo quando comparado à necessidade da construção do aparato experimental e a realização dos experimentos tanto em escala de laboratório quanto piloto a fim de determinar as melhores condições de operação de um equipamento.

A técnica de CFD tem-se difundido nos últimos anos principalmente pelo avanço computacional, e também por permitir a visualização dos campos de velocidade, de pressão, de concentração, e outros parâmetros do escoamento. Segundo Dionísio, (2008) esta técnica possibilita a compreensão dos fenômenos envolvidos e também uma pronta intervenção nas variáveis operacionais ou de projeto dos equipamentos de forma a melhorar o seu desempenho.

2.3.1 Oportunidades de Investigação

É possível observar com base na revisão bibliográfica apresentada que existem fatores importantes a serem investigados no escoamento gás-líquido em colunas de bolhas e que são poucos os trabalhos que envolvem o estudo experimental e numérico de forma conjunta. Da literatura observa-se que são vários os fatores que influenciam na hidrodinâmica de colunas de bolhas e que não é um assunto de completo domínio mesmo para o regime homogêneo de operação. Observa-se também que há poucos dados experimentais no que se refere à técnica de *shadow imaging*. Portanto, há muito espaço para pesquisa nesta área a fim de contribuir para um melhor desenvolvimento desta técnica.

Os estudos com colunas de bolhas realizados no laboratório PQGe da Unicamp tiveram a utilização da técnica de PIV na tese de doutorado desenvolvida por Silva, (2011), sendo a técnica de *shadow imaging* utilizada nesta tese o primeiro trabalho realizado.

Visando a obtenção de dados experimentais para comparar com os resultados numéricos utilizou-se o resultado do diâmetro das bolhas obtido pela técnica de *shadow imaging* nas simulações. Com isso o perfil de velocidade da fase líquida pela técnica de PIV e o resultado numérico são comparados para os mesmos diâmetros de bolhas.

Considerando a proposta apresentada, acredita-se que esta pesquisa ajude a melhorar a compreensão dos fenômenos em escoamentos multifásicos em colunas de bolhas e contribua de forma significativa para os estudos utilizando as técnicas de PIV e *shadow imaging*.

3 MODELAGEM MATEMÁTICA

O termo escoamento multifásico é usado geralmente para denotar o escoamento de um fluido que contém mais de uma fase ou componente (Brennen, 2006). Também é possível defini-lo como sistemas em que diferentes fases fluidas e/ou sólidas estão presentes simultaneamente. Os fluidos podem possuir diferentes fases de uma mesma substância ou substâncias diferentes (Prosperetti e Tryggvason, 2008).

Para os casos em que há escoamentos multifásicos são adotadas duas abordagens de modelos de transporte para o estudo do escoamento: a Euleriana-Euleriana e a Euleriana-Lagrangiana. No modelo Euleriano ambas as fases são tratadas como contínuas e interpenetrantes que interagem entre si. No modelo Lagrangiano uma das fases é tratada como contínua (fase contínua) e a outra fase (fase dispersa) é caracterizada por considerar cada partícula individualmente. Em escoamentos de colunas de bolhas é possível utilizar ambas as abordagens (Euleriana ou Lagrangiana) dependendo do tipo de escoamento a ser estudado.

No presente trabalho foi adotada a abordagem Euleriana-Euleriana, ou seja, considerou-se ambas as fases, contínua e dispersa, como contínuas. Ao utilizar essa abordagem têm-se mais incógnitas do que equações, fazendo-se necessária então a utilização de equações de fechamento, sendo estas geralmente empíricas (Dionísio, 2008).

No modelo Euleriano-Euleriano devido a uma contínua interpenetração das fases incorpora-se o termo fração de volume da fase. A fração de volume representa o espaço ocupado por cada fase e as leis de conservação de massa e quantidade de movimento serão satisfeitas para cada fase individualmente, cumprindo-se a seguinte condição:

$$\sum_{\alpha=1}^n r_{\alpha} = 1 \quad (3.1)$$

As equações de conservação de massa e quantidade de movimento, utilizadas neste trabalho, são apresentadas a seguir.

3.1 Equações de Conservação

A equação de conservação de massa para uma determinada fase é dada por:

$$\frac{\partial}{\partial t}(r_\alpha \rho_\alpha) + \nabla \cdot (r_\alpha \rho_\alpha \vec{U}_\alpha) = S_{MS\alpha} + \sum_{\beta=1}^{N_p} \Gamma_{\alpha\beta} \quad (3.2)$$

Neste estudo não foi considerada a transferência de massa entre as fases.

A equação de quantidade de movimento para uma determinada fase α é dada pela equação (3.3):

$$\begin{aligned} \frac{\partial}{\partial t}(r_\alpha \rho_\alpha \vec{U}_\alpha) + \nabla \cdot (r_\alpha \rho_\alpha \vec{U}_\alpha \vec{U}_\alpha) = & -r_\alpha \nabla p_\alpha + \\ & \left(r_\alpha \mu_\alpha \left(\nabla \vec{U}_\alpha + (\nabla \vec{U}_\alpha)^T \right) \right) + \sum_{\beta=1}^{N_p} (\Gamma_{\alpha\beta}^+ \vec{U}_\beta - \Gamma_{\beta\alpha}^+ \vec{U}_\alpha) + S_{M\alpha} + M_\alpha \end{aligned} \quad (3.3)$$

As forças interfaciais englobam as forças que podem surgir de diversos fenômenos físicos e são conhecidas como a força de arraste $\mathbf{M}_{\alpha\beta}^D$, força lift $\mathbf{M}_{\alpha\beta}^L$, força de massa virtual $\mathbf{M}_{\alpha\beta}^{VM}$, força de dispersão turbulenta $\mathbf{M}_{\alpha\beta}^{TD}$, etc.

A força de arraste agindo individualmente em cada bolha determina o movimento relativo entre as fases e por isso afeta a fração volumétrica da fase dispersa, bem como os coeficientes de transferência de massa e calor. A força de massa virtual é um conceito utilizado para considerar forças adicionais agindo na fase dispersa em condições de aceleração e desaceleração do escoamento. A força *lift* age na direção perpendicular à direção da velocidade de deslizamento relativo. Embora tenha forte influência na fase dispersa, nem sempre é levada em consideração nos estudos em colunas de bolhas (Al Taweel *et al.*, 2006). Fisicamente a dispersão turbulenta consiste no resultado da flutuação dos componentes das forças atuantes na partícula e está relacionada ao transporte da fase dispersa por meio dos vórtices formados pela turbulência na fase contínua (Lopez de Bertodano *et al.*, 2004).

O termo M_α da equação 3.3 é dado por:

$$M_\alpha = \sum_{\beta \neq \alpha} M_{\alpha\beta} \quad (3.4)$$

Em que:

$$M_{\alpha\beta} = M_{\alpha\beta}^D + M_{\alpha\beta}^L + M_{\alpha\beta}^{LUB} + M_{\alpha\beta}^V + \dots \quad (3.5)$$

O termo $(\Gamma_{\alpha\beta}^+ \vec{U}_\beta - \Gamma_{\beta\alpha}^+ \vec{U}_\alpha)$ da equação (3.3) representa a transferência de quantidade de movimento induzida pela transferência de massa entre as fases.

Como descrito anteriormente há várias forças interfaciais que governam o escoamento em colunas de bolhas. A força de arraste é considerada como a força interfacial predominante em sistema gás-líquido de colunas de bolhas. Segundo Chen, (2004) e Olmos, (2002) a força lift, massa virtual e forças de dispersão turbulenta foram determinadas como forças secundárias.

Boutet *et al.*, (2009) estudaram um sistema bifásico água-ar, em regime heterogêneo de operação, abordagem euleriana-euleriana, no software comercial *FLUENT* a fim de avaliar a turbulência com modelos *RANS*. Os autores concluíram que a força de arraste possui magnitude 100 vezes maior que as outras forças interfaciais e, além disso, que a implementação de uma força secundária como a força *lift* induziu a problemas de convergência nos casos estudados.

Neste trabalho foi considerada apenas a força de arraste na modelagem matemática em função de ser a força predominante nos estudos em colunas de bolhas conforme citado acima.

3.2 Força de Arraste

No estudo com colunas de bolhas a quantidade de movimento existente no sistema é fornecida pela ascensão da fase dispersa (gás) que ao subir, devido à força de empuxo, fornece energia para a fase contínua (líquida). A força com que a fase dispersa age sobre a fase contínua é denominada de força de arraste.

A equação que representa a força de arraste presente no escoamento das bolhas é dada por:

$$M_{\alpha\beta}^D = c_{\alpha\beta}^D (\vec{U}_\beta - \vec{U}_\alpha) \quad (3.6)$$

Em que:

$$c_{\alpha\beta}^D = \frac{C_D}{8} A_{\alpha\beta} \rho_\alpha |\vec{U}_\beta - \vec{U}_\alpha| \quad (3.7)$$

e

$$A_{\alpha\beta} = \frac{6r_\beta}{d_\beta} \quad (3.8)$$

Onde $A_{\alpha\beta}$ é a área superficial por unidade de volume assumindo que a fase está presente em partículas esféricas de diâmetro médio d_β .

O coeficiente de arraste adimensional (C_D) dado na equação (3.7) pode variar dependendo da composição do sistema (sólidos ou fluidos; alta ou baixa concentração). No presente trabalho foram utilizadas as correlações de Ishii-Zuber e Zhang-Vanderheyden para o cálculo de C_D . A escolha dessas correlações se deve aos resultados satisfatórios no estudo em colunas de bolhas encontrados na literatura utilizando-se o modelo de arraste de Ishii-Zuber, citando-se os trabalhos de Dionísio *et al.*, (2009), Cong *et al.*, (2009), Silva *et al.*, (2011) e Mori *et al.*, (2011); por outro lado, segundo Joshi *et al.*, (2008), o modelo de Zhang-Vanderheyden apresentou resultados melhores quando comparado com o modelo de Ishii-Zuber.

Silva *et al.*, (2012) realizaram um estudo numérico considerando os modelos de arraste de Ishii Zuber e Zhang-Vanderheyden em coluna de bolhas e concluíram que o modelo de Ishii Zuber representa bem o escoamento para o regime homogêneo e que ambos os modelos apresentaram bons resultados para o regime heterogêneo.

Assim, neste trabalho foram avaliados ambos os modelos nas simulações. As correlações utilizadas são apresentadas em mais detalhes a seguir.

3.2.1 Ishii-Zuber

Vários são os estudos com colunas de bolhas que utilizam o modelo de Ishii-Zuber para o cálculo do coeficiente de arraste. Santos *et al.*, (2007) estudaram uma coluna de bolhas com diâmetro interno de 0,44m em que os efeitos da viscosidade da fase contínua, diâmetro da bolha e diferentes modelos de arraste foram avaliados. Os resultados simulados foram comparados com dados experimentais encontrados na literatura e observou-se que o modelo de Ishii-Zuber apresentou resultados satisfatórios.

Dionísio *et al.*, (2009) estudaram uma coluna de bolhas com loop externo à coluna e duas diferentes entradas de ar. O modelo de Ishii-Zuber foi utilizado para o cálculo de C_D e o modelo de turbulência $k-\epsilon$ foi utilizado para a fase contínua. Os autores obtiveram boa concordância com os dados experimentais de Wang *et al.*, (2004) para a fração volumétrica do ar. Silva *et al.*, (2011) também realizaram um estudo em uma coluna de bolhas com *loop* externo utilizando o modelo de Ishii-Zuber, porém em regime heterogêneo de operação. Os resultados mostraram que o loop influencia na fração volumétrica perto da entrada do ar e que para altas velocidades superficiais de ar a simetria radial é obtida na região completamente desenvolvida do escoamento. Mori *et al.*, (2011), realizou um estudo para sistema trifásico e observou que o modelo de arraste para a interação sólido-líquido exerce grande influência para a circulação do sólido no sistema e que o modelo de arraste para a interação gás-líquido possui melhor concordância com os dados experimentais de Wu *et al.*, (2008) considerando-se as distorções das bolhas.

O modelo de Ishii-Zuber considera o coeficiente de arraste para partículas esféricas e distorcidas (elipsoidais e touca (cap)). Para o caso em que as partículas são esféricas o coeficiente de arraste é dado por:

$$C_{d(esf\acute{e}ra)} = \frac{24}{Re_m} (1 + 0,15 Re_m^{0,687}) \quad (3.9)$$

Sendo Re_m o número de Reynolds modificado e dado por:

$$Re_m = \frac{\rho_c |\vec{U}_d - \vec{U}_c| d_b}{\mu_m} \quad (3.10)$$

Em que:

$$\mu_m = \mu_c \left(1 - \frac{r_d}{r_{dm}} \right)^{-2,5 r_{dm} \mu_*} \quad (3.11)$$

e

$$\mu_* = \frac{\mu_d + 0,4\mu_c}{\mu_d + \mu_c} \quad (3.12)$$

Onde o valor padrão de valor máximo de empacotamento r_{dm} (medida de fração volumétrica) é a unidade.

No caso em que as partículas são elipsoidais o coeficiente de arraste é dado por:

$$C_{D(Elipse)} = E(r_d) C_{D\infty} \quad (3.13)$$

Em que,

$$C_{D\infty} = \frac{2}{3} Eo^{1/2} \quad (3.14)$$

$$E(r_d) = \frac{(1 + 17,67 f(r_d)^{6/7})}{18,67 f(r_d)} \quad (3.15)$$

$$f(r_d) = \frac{\mu_c}{\mu_m} (1 - r_d)^{1/2} \quad (3.16)$$

Para o caso em que as partículas são em forma de touca (cap) o coeficiente de arraste é representado pela seguinte equação:

$$C_{D(cap)} = (1 - r_d)^2 C_{D\infty} \quad (3.17)$$

$$C_{D\infty} = \frac{3}{8} \quad (3.18)$$

O valor final do coeficiente de arraste é determinado de acordo com as seguintes condições:

$$\text{Se } C_D(\text{esfera}) \geq C_D(\text{elipse}), C_D = C_D(\text{esfera})$$

$$\text{Se } C_D(\text{esfera}) < C_D(\text{elipse}), C_D = \min(C_D(\text{elipse}), C_D(\text{cap}))$$

3.2.2 Zhang-Vanderheyden

O modelo de Zhang – Vanderheyden foi utilizado nos estudos de Roy and Joshi, (2008) e Pang *et al.*, (2010). Roy e Joshi, (2008) utilizaram colunas de bolhas com e sem *loop* externo em seus estudos. Os autores encontraram uma boa concordância entre os dados experimentais de Menzel *et al.* (1990) e Youn *et al.* (1991) encontrados na literatura e os simulados para a velocidade axial do líquido e o perfil de fração volumétrica para ambas as colunas de bolhas.

Pang *et al.*, (2010) estudaram a distribuição da fase gasosa e as características da turbulência em um escoamento de colunas de bolhas para gravidade normal e micro gravidade utilizando o modelo euleriano-lagrangiano e coeficiente de arraste de Zhang – Vanderheyden. As forças *lift* (*shear lift* e *wall lift*), de massa virtual e forças inerciais também foram consideradas. Os autores concluíram que todas as forças consideradas possuem um importante papel no movimento das bolhas para o caso de gravidade normal e que no caso da micro gravidade as forças de arraste, massa virtual e gradiente de pressão são as mais significativas.

De acordo com o modelo de Zhang - Vanderheyden o coeficiente de arraste é dado por (Zhang *et al.*, 2002):

$$C_d = C_\infty + \frac{24}{Re} + \frac{6}{1 + \sqrt{Re}} \quad (3.19)$$

Em que:

$$C_{\infty} = 0,44 \quad (3.20)$$

e

$$Re = \frac{|\vec{U}_d - \vec{U}_c| d_b}{\nu_c} \quad (3.21)$$

Na ausência de movimento das bolhas, apenas duas únicas forças atuam sobre as fases. Essas forças são dadas por:

$$\text{Força de Pressão:} \quad F_p = -V_b \cdot \nabla p$$

$$\text{Força de Gravidade:} \quad F_g = m_g \cdot g$$

3.3 Turbulência

A turbulência caracteriza escoamentos de fluidos em que as partículas misturam-se de forma não linear ou caótica. A avaliação de um escoamento é feita utilizando-se o número de Reynolds, oriundo de Osborne Reynolds o qual fez as primeiras investigações quantitativas a respeito do fenômeno da turbulência. O número de Reynolds é um número adimensional que expressa a razão entre as forças inerciais e viscosas e que permite caracterizar o regime de escoamento de um fluido em laminar ou turbulento.

A modelagem da turbulência em escoamentos, atualmente, ainda demanda muita pesquisa para o aprimoramento dos modelos existentes; a prática comum para obter equações de conservação válidas para escoamentos turbulentos tem sido a aplicação de uma média de Reynolds sobre as equações de transporte básicas (Rosa, 2002).

Joshi *et al.*, (2008) em seus estudos avaliaram os modelos de turbulência k-ε, RSM e LES em colunas de bolhas 3D. Os autores concluíram que ao contrário do que se esperava o modelo de turbulência k-ε apresentou melhores resultados para o perfil de velocidade média axial da fase

contínua do que o modelo RSM. Os autores observaram também que o modelo de turbulência LES é mais indicado para o estudo do escoamento instantâneo e que o modelo k-ε é o mais indicado para o estudo em colunas de bolhas.

Neste trabalho utilizou-se o modelo de turbulência k-ε apenas para a fase contínua. A escolha do modelo deve-se à sua robustez, pouco esforço computacional e por ser bastante utilizado na literatura apresentando resultados satisfatórios no escoamento em coluna de bolhas como nos trabalhos de Sokolichin *et al.* (1997), Pflieger e Becker (2001) e Joshi *et al.* (2008).

O modelo de turbulência k-ε consiste num modelo de turbulência de duas equações. Neste modelo, a velocidade da turbulência é calculada a partir da energia cinética turbulenta a qual vem da respectiva equação de transporte. A escala de longitude turbulenta estima-se a partir da energia cinética turbulenta k ($L^2.T^{-2}$), definida como a variação das flutuações na velocidade e da taxa de dissipação turbulenta ε ($L^2.T^{-3}$), definida como a taxa em que as flutuações da velocidade se dissipam (ANSYS CFX®, 2009).

O modelo k - ε introduz duas novas variáveis no sistema de equações. As equações da continuidade e de *momentum*, em notação vetorial, são dadas respectivamente por:

$$\frac{\partial p}{\partial t} + \nabla \cdot [\rho \bar{U}] = 0 \quad (3.22)$$

$$\frac{\partial p \bar{U}}{\partial t} + \nabla \cdot [\rho \bar{U} \times \bar{U}] - \nabla \cdot [\mu_{eff} \nabla \bar{U}] = \nabla p' + \nabla \cdot [\mu_{eff} \nabla \bar{U}]^T + B \quad (3.23)$$

B corresponde à soma de forças do corpo, p' à pressão modificada, μ_{eff} à viscosidade efetiva turbulenta e μ_t à viscosidade turbulenta. As equações para p' , μ_{eff} e μ_t são dadas por:

$$p' = p + \frac{2}{3} \rho k \quad (3.24)$$

$$\mu_{eff} = \mu + \mu_t \quad (3.25)$$

$$\mu_t = C_\mu \rho \frac{k^2}{\varepsilon} \quad (3.26)$$

C_μ é uma constante com o valor de 0,09. Os parâmetros k - ε são obtidos diretamente através das equações diferenciais de transporte destas propriedades:

$$\frac{\partial \rho k}{\partial t} + \nabla \cdot [\rho \bar{U} k] - \nabla \cdot \left[\frac{\mu_{eff}}{\sigma_k} \nabla k \right] = P_k - \rho \varepsilon \quad (3.27)$$

$$\frac{\partial \rho \varepsilon}{\partial t} + \nabla \cdot [\rho \bar{U} \varepsilon] - \nabla \cdot \left[\frac{\mu_{eff}}{\sigma_\varepsilon} \nabla \varepsilon \right] = \frac{\varepsilon}{k} (C_{\varepsilon 1} P_k - C_{\varepsilon 2} \rho \varepsilon) \quad (3.28)$$

Em que $C_{\varepsilon 1}$, $C_{\varepsilon 2}$, σ_k , σ_ε são constantes do modelo turbulento k - ε , com valores respectivos de 1,44, 1,92, 1,0 e 1,31 e P_k é a produção turbulenta devido às forças viscosas e de empuxo.

4 MÉTODOS NUMÉRICOS

Os métodos tradicionais utilizados para a solução numérica de equações diferenciais são os métodos de diferenças finitas, volumes finitos e de elementos finitos. Dentre estes, o método dos volumes finitos é o método empregado em todos os pacotes comerciais com enfoque industrial. A sua escolha deve-se à sua robustez e às suas características conservativas nas fronteiras do domínio da solução.

O método dos volumes finitos resolve numericamente sistemas de equações diferenciais parciais, baseado na resolução de balanços de massa, energia e quantidade de movimento em um determinado volume de controle (Rosa, 2008). Este método pode acomodar qualquer tipo de malha, logo é disponível para geometrias complexas (Ferziger e Peric, 1996).

Há uma considerável quantidade de material bibliográfico tratando-se da utilização do método dos volumes finitos na área de fluidodinâmica computacional. Dentre estes os que se destacam são: Ferziger e Peric, (1996), Maliska, (2004) e Patankar, (1980).

Para a resolução numérica do sistema de equações deste trabalho utilizou-se o método dos volumes finitos implementado no software comercial CFX/ANSYS 12tm.

4.1 Método dos Volumes Finitos

Segundo Maliska, (2004) todo método que, para obter as equações aproximadas, satisfaz a conservação da propriedade em nível de volumes elementares é um método de volumes finitos.

O método dos volumes finitos possui a vantagem de garantir os princípios de conservação (massa, momento e energia) para qualquer tamanho de malha.

A Figura 4.1 representa o balanço de massa em um volume de controle (bidimensional) com o objetivo de ilustrar a obtenção das equações diferenciais.

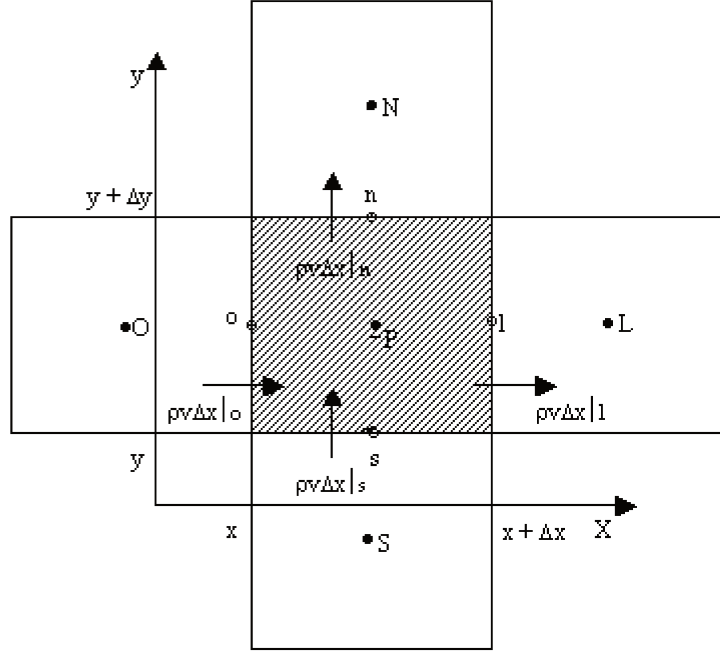


Figura 4.1: Balanço de massa para um volume de controle.

No centro do volume hachurado há o ponto P cercado pelas faces do próprio volume (n, s, l e o). Os pontos N, S, L e O correspondem ao ponto central dos volumes de controle vizinhos ao volume hachurado. Todo domínio do fenômeno que está sendo observado é então discretizado em volumes de controle que interagem entre si trocando massa, quantidade de movimento e energia.

Uma equação genérica para as equações de transporte é dada por:

$$\frac{\partial(\rho\phi)}{\partial t} + \nabla \cdot (\rho U \phi) = \nabla \cdot (\Gamma_{\phi} \nabla \phi) + S_{\phi} \quad (4.1)$$

Em que os termos da esquerda para a direita correspondem respectivamente: ao termo transiente, termo convectivo, termo difusivo e termo fonte.

Cada termo da equação deve ser integrado no volume de controle para obter a representação discreta no domínio computacional. Assim, tem-se:

$$\int_V \frac{\partial}{\partial t} (\rho \phi) dV + \int_V \nabla \cdot (\rho U \phi) dV = \int_V \nabla \cdot (\Gamma_\phi \nabla \phi) dV + \int_V S_\phi dV \quad (4.2)$$

Aplicando o Teorema de Divergência de Gauss é possível transformar a integral no volume em uma integral de superfície:

$$\int_V \nabla \cdot \phi dV = \int_A (\phi \cdot n) dA \quad (4.3)$$

Logo, substituindo (4.3) em (4.2) e isolando o termo fonte, obtém-se a equação integrada no volume de células em todas as superfícies:

$$\int_V \frac{\partial}{\partial t} (\rho \phi) dV + \int_A (\rho U \phi \cdot n) dA - \int_A (\Gamma_\phi \phi \cdot n) dA = \int_V S_\phi dV \quad (4.4)$$

A seguir serão demonstradas as etapas da discretização da equação geral de conservação para uma propriedade conservável genérica ϕ .

4.1.1 Discretização Temporal (Termo Transiente)

Para simulações transientes, as equações que regem o escoamento devem ser discretizadas no espaço e no tempo, logo a discretização temporal envolve a integração de cada termo das equações diferenciais ao longo de um intervalo de tempo Δt . Neste trabalho utilizou-se a aproximação backward Euler de segunda ordem apresentada abaixo.

Aplicando-se a aproximação backward Euler de primeira ordem, tem-se:

$$\int_V \frac{\partial}{\partial t} (\rho \phi) dV \cong \frac{\partial}{\partial t} (\rho \phi) dV \quad (4.5)$$

$$\int_V \frac{\partial}{\partial t} (\rho \phi) dV \cong \left[\frac{(\rho \phi^n - \rho \phi^{n-1})}{\Delta t} \right] \Delta V \quad (4.6)$$

Aplicando-se a aproximação backward Euler de segunda ordem, tem-se:

$$\int_V \frac{\partial}{\partial t} (\rho \phi) dV \cong \frac{\Delta V}{\Delta t} \left(\frac{3}{2} (\rho \phi)^n - 2 (\rho \phi)^{n-1} + \frac{1}{2} (\rho \phi)^{n-2} \right) \quad (4.7)$$

O sobrescrito “n” está associado ao instante de tempo entre os passos de tempo.

4.1.2 Discretização Espacial (Termo Convectivo)

Um grande número de métodos e abordagens tem sido desenvolvido com o objetivo de discretizar espacialmente o sistema de equações. Neste trabalho utilizou-se a abordagem *upwind* de primeira e segunda ordem.

- *Upwind de primeira ordem*

De acordo com a Figura 4.1, tem-se que a integração do termo convectivo para a face oeste é dada por:

$$\int \rho \phi U_n dA = \rho U_o A_o \phi_o = C_o \phi_o \quad (4.8)$$

Em que C_o é o coeficiente convectivo na face oeste.

- *Upwind de segunda ordem*

Este método melhora a precisão da discretização espacial comparado com o método de primeira ordem. Neste caso ϕ_o é dado por:

$$\phi_o = \frac{3}{2} \phi_o - \frac{1}{2} \phi_{oo} = \phi_o + \frac{1}{2} (\phi_o - \phi_{oo}) \quad (4.9)$$

O coeficiente para a face leste é dado por:

$$\phi_o = \frac{3}{2} \phi_P - \frac{1}{2} \phi_o \quad (4.10)$$

O coeficiente matricial gerado é mostrado a seguir:

$$A_o = MAX(C_o, O) + \frac{1}{2} MAX(C_l, O) + D_o \quad (4.11)$$

4.1.3 Discretização Espacial (Termo Difusivo)

O termo difusivo, de acordo com a Figura 4.1, pode ser representado por:

$$\int \Gamma_o \nabla \phi \cdot \mathbf{n} dA = \frac{\Gamma A_o}{h_o} (\phi_p - \phi_o) \equiv D_o (\phi_p - \phi_o) \quad (4.12)$$

Em que,

A_o = área da face oeste

h_o = distância entre o nó oeste (o) e o centro (P)

D_o = coeficiente de difusão da face oeste

4.1.4 Linearização do Termo Fonte

Genericamente, um termo fonte para a linearização pode ser dado por:

$$S_C^\phi + S_P^\phi \phi_P \quad (4.13)$$

O termo S_P^ϕ corresponde ao coeficiente angular da reta e S_C^ϕ o coeficiente linear.

De acordo com Maliska (2004) há duas possibilidades de comportamento de S_ϕ com ϕ_P . A primeira é aquela na qual a tangente é naturalmente negativa, característica da grande maioria dos problemas físicos. Nesse caso, o método de linearização recomendado é expandir o termo fonte em série de Taylor, como:

$$S_{\phi} = S_{\phi}^* + \left(\frac{dS_{\phi}}{d\phi} \right)^* (\phi_P - \phi_P^*) \quad (4.14)$$

E determinar S_P^{ϕ} e S_C^{ϕ} . A outra possibilidade ocorre quando o comportamento de S_{ϕ} e ϕ_P tem derivada positiva. Nesse caso, é necessário criar artificialmente uma linearização com S_P^{ϕ} negativo.

4.2 Geometria e Malha Numérica

Na realização de simulações o primeiro passo consiste na construção da geometria do equipamento em estudo e na obtenção de uma malha numérica, sem que esta exija um grande esforço computacional. Durante a execução da malha alguns parâmetros de qualidade devem ser verificados (determinantes, ângulo entre os volumes de controle, razão de crescimento) a fim de garantir a convergência da solução numérica.

Para a geração da geometria e malhas foi utilizado o programa ANSYS/ICEM 11TM, em que as malhas geradas são hexaédricas. Os volumes de controle compõem a malha computacional, que pode ser estruturada ou não estruturada. Segundo Rosa, (2008) malhas estruturadas são definidas como sendo aquelas que podem ser ordenadas, indexadas de uma maneira simples. Malhas não estruturadas não possuem essa característica, e por isso podem ser aplicadas a quaisquer geometrias, mesmo as mais complexas – as quais, de outra maneira, só poderiam ser elaboradas com o uso de várias malhas estruturadas entre si.

As malhas, depois de prontas, são exportadas para o formato adequado a serem importadas pelo pré processador do CFX (CFX-PRE). No pré processador ocorre a definição dos modelos matemáticos, condições e substâncias envolvidas no escoamento. Em seguida realiza-se a resolução numérica no *solver* e a obtenção e análise dos resultados no *post* a fim de se obter a não dependência do escoamento com a malha. Os resultados dos testes de malha encontram-se na seção 6.2 desta dissertação.

5 MATERIAIS, METODOLOGIA EXPERIMENTAL E NUMÉRICA

Nesta seção serão detalhados os materiais, a bancada experimental e os equipamentos utilizados para a realização dos experimentos com a técnica PIV e *shadow imaging*. Serão abordadas também as metodologias experimental e numérica.

5.1 Materiais

Neste trabalho, para a execução dos experimentos, utilizou-se água destilada como fase líquida do sistema gás/líquido na coluna de bolhas. Para a fase gasosa utilizou-se ar proveniente de um sistema de coleta e compressão do ar ambiente.

O material utilizado como partícula traçadora foi a resina de carboxiacrilato modificada, com diâmetro médio de 15 μm , massa específica de 1100 kg/m^3 , número de Stokes máximo de $2,0 \cdot 10^{-5}$, índice de refração de 1,560 e fluorescência devido a presença de Tetraetil Rodamina ($\text{C}_{28}\text{H}_{31}\text{N}_2\text{O}_3\text{Cl}$), comumente chamada de Rodamina B.

A escolha da partícula traçadora para a iluminação do sistema deu-se em função do comprimento de onda emitido pelo laser que é de 532 nm, visto que a Rodamina B possui a característica de absorver mais fortemente na faixa de comprimento de onda entre 460 e 590 nm e emitir na faixa de comprimento de onda de 610 a 740 nm.

5.2 Bancada Experimental e Equipamentos

A bancada experimental é formada por uma coluna cilíndrica, sistema de ar comprimido, equipamentos de PIV e *shadow imaging*. Todo aparato experimental localiza-se no Laboratório de Processos Químicos e Gestão Empresarial (LPQGe) da Faculdade de Engenharia Química da Universidade Estadual de Campinas.

A seguir serão detalhados sobre a coluna, sistema de ar comprimido, equipamentos de PIV e *shadow imaging*.

5.2.1 Bancada de Coluna de Bolhas

A bancada de coluna de bolhas possui uma coluna em acrílico com 100 cm de altura, seção circular interna de 14,5 cm de diâmetro, distribuidor de gás e suporte de sustentação.

O material da coluna, Polimetacrilato de Metila (PMMA) ou acrílico, possibilita a visualização e obtenção de imagens do escoamento, visto que apresenta excelente transparência.

Com a finalidade de evitar os efeitos de curvatura, ou seja, compensar a difração e evitar qualquer distorção da imagem adaptou-se à coluna uma caixa de acrílico, com paredes planas, e preenchida com água destilada, que envolve uma faixa de altura da coluna aonde a medição deve ser realizada.

A coluna opera com água destilada a uma altura de 70 cm e o ar entra pela mesma através do distribuidor localizado na base da coluna. O distribuidor de gás utilizado é de aço inoxidável e possui 5 furos de 1mm de diâmetro cada, sendo a vazão de entrada do ar controlada manualmente por uma válvula agulha.

A Figura 5.1 apresenta uma imagem da bancada experimental da coluna de bolhas. Nesta imagem é possível visualizar a coluna de bolhas utilizada, a caixa acrílica, entrada de ar comprimido, câmera CCD, laser e difusor que serão comentados adiante.



Figura 5.1 : Bancada experimental de coluna de bolhas.

5.2.2 Equipamento de Velocimetria por Imagem de Partícula (PIV)

A técnica de PIV é utilizada para a aquisição de dados da fase líquida do escoamento e consiste em direcionar um feixe de laser perpendicular ao escoamento a uma região de interesse. O feixe de laser utilizado consiste tecnicamente em um laser pulsado Nd:YAG (Neodímio:Ítrio-Alumínio-Gálio), com duas cavidades, modelo *Big Sky* Ultra PIV 50, da Quantel, em que cada cavidade gera um pulso de 50 mJ à 532 nm, e é alimentada por uma fonte de energia, modelo ICE 450, também da Quantel.

O feixe de laser ilumina as partículas traçadoras, as quais devem ter uma concentração que garanta a sua identificação sem grandes dificuldades. Em cada pulso do laser a coluna é iluminada duas vezes, sendo o tempo entre essas duas iluminações da ordem de milissegundos. Considera-se que, entre as duas iluminações, as partículas movem-se com a velocidade local do fluido.

As imagens do campo iluminado são captadas por uma câmera com sensor CCD (Charged Coupled Device), resolução de 1376 x 1040 pixel, modelo Imager Intense crosscorrelation, da *LaVision*, localizada na posição frontal ao escoamento conforme Figura 1.1. A câmera com sensor CCD possui uma lente objetiva com distância focal de 60 mm, modelo MicroNIKKOR f/2.8D, da Nikon, e um sincronizador interno PTU9, com 10 ns de tempo de resolução, da *LaVision*.

O sincronizador tem a função de emitir um sinal com tempo definido para a emissão da luz da cavidade do laser e o início da captura da imagem pela câmera CCD. Acoplada a lente objetiva, foi utilizado um filtro, modelo VZ070132 da *LaVision*, com o intuito de eliminar o laser refletido pelas bolhas e deixar passar para o sensor CCD apenas o comprimento de onda da luz emitida pela partícula traçadora.

As imagens captadas pela câmera com sensor CCD são controladas e processadas pelo Software DAVIS 7 da La Vision instalado em um computador INTEL quad core 2, 4 Gb de memória e 250 Gb de disco rígido.

O sistema conta com um suporte para a câmera e um suporte para a fonte, cabeça do laser e computador que possibilita o deslocamento do sistema para a posição de interesse e a movimentação com precisão da cabeça do laser.

A Figura 5.2 mostra a iluminação das partículas traçadoras pelo feixe de laser.

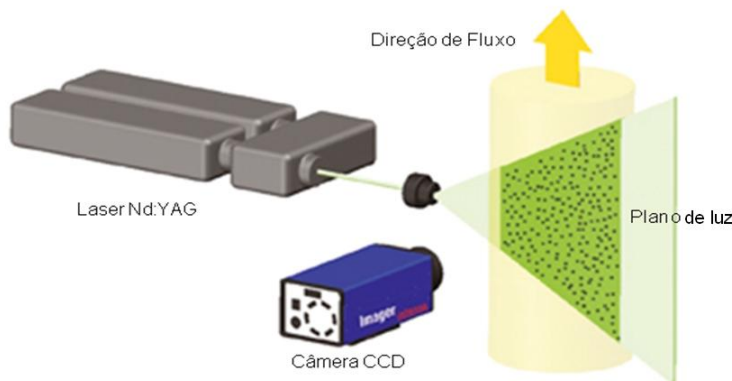


Figura 5.2: Iluminação das partículas traçadoras. Fonte adaptada: La Vision, 2007.

5.2.3 Equipamentos de *Shadow Imaging*

A técnica de *shadow imaging* permite a determinação do diâmetro de bolhas da fase gasosa. O sistema consiste basicamente de um PIV associado a um filtro e um difusor de laser.

No *shadow imaging*, assim como na técnica de PIV, a sincronização é realizada pela unidade sincronizadora que é controlada pelo módulo *shadow imaging* da *La Vision*. A Figura 5.3 abaixo mostra os componentes da técnica de *shadow imaging*.

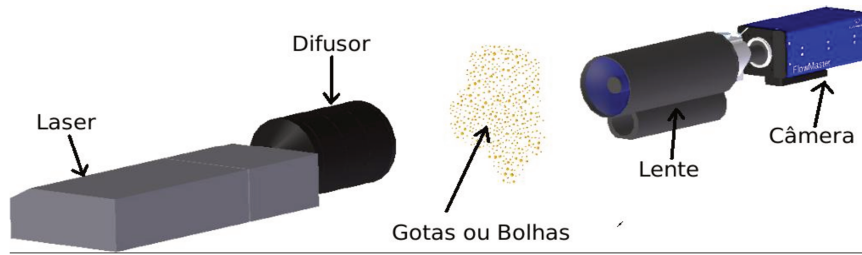


Figura 5.3: Componentes de um sistema Shadow Imaging. Fonte adaptada: La Vision, 2007.

A determinação do diâmetro de bolhas, neste caso, se dá pelas seguintes equações:

Diâmetro médio aritmético:

$$D_{p10} = \frac{1}{N} \sum_{i=1}^N D_{pi} \quad (5.1)$$

e diâmetro médio de Sauter:

$$D_{p32} = \sum_{i=1}^N \frac{D_{pi}^3}{D_{pi}^2} \quad (5.2)$$

Em que N é o número total de partículas detectadas e D_{pi} é o diâmetro da i^{th} partícula.

O tratamento das fotos para a determinação do diâmetro médio das bolhas pode ser feito manualmente ou automaticamente pelo software DAVIS 7 da La Vision.

5.2.4 Sistema de Ar Comprimido

O ar que entra na coluna (pelo distribuidor) provém do ar que é coletado do meio ambiente por um compressor de parafuso modelo GX2 P CSA/UL da Atlas Copco que opera a uma pressão de operação de 10 bar. Na saída do compressor há uma válvula de redução de pressão que tem por objetivo manter a pressão constante a jusante.

Após a válvula reguladora de pressão há um medidor de vazão do tipo micro turbina, de 0 a 100 l/min, modelo M, da Alicat Scientific, dotado de um display que possibilita a visualização da pressão, temperatura, vazão mássica e volumétrica do sistema. O ar comprimido é transportado até a câmara de mistura localizada abaixo da placa distribuidora por meio de uma tubulação de aço carbono de 19,05 mm de diâmetro.

A Figura 5.4 abaixo mostra um esquema do aparato experimental com o sistema de ar comprimido (1), válvula reguladora de pressão (2), medidor de vazão (3), tubulação que leva o ar até o distribuidor (4), coluna de bolhas (5), fonte de laser (6), laser (7), câmera CCD (8) e computador/software (9).

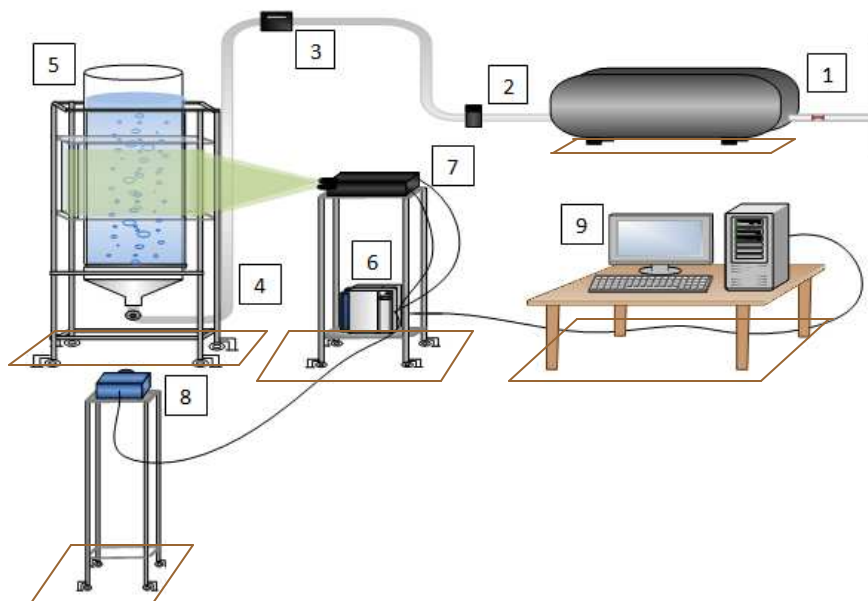


Figura 5.4: Esquema do aparato experimental e seus componentes.

O medidor de vazão utilizado possui medição bastante estável, o que confere maior confiabilidade e pouca variação na repetição dos dados obtidos experimentalmente para uma mesma velocidade superficial de gás.

5.3 Metodologia Experimental

O experimento inicia-se com o preenchimento da coluna de bolhas com água até uma altura de 70 cm e é realizado a temperatura ambiente. Após o preenchimento da coluna com água inserem-se as partículas traçadoras numa quantidade de aproximadamente uma ponta de espátula que é o suficiente para uma boa visualização das mesmas nas imagens capturadas pela câmera.

O sistema de ar comprimido é acionado e a válvula reguladora de pressão é ajustada para manter a pressão a jusante constante em 2 bar(a). O medidor de vazão é regulado para as vazões de interesse e a válvula agulha aberta para liberação do fluxo. O sistema opera entre 5 a 10 min antes de realizar as medições. Neste experimento 3 diferentes vazões foram utilizadas e para cada alteração de vazão deixou-se o sistema operando entre 5 a 10 min antes de realizar as medições.

O experimento foi realizado em triplicata para cada velocidade e 5000 fotos foram tiradas em cada medição. O tempo de experimento estimado para cada velocidade e 5000 fotos varia de 15min a 20min tanto para a técnica de PIV quanto para o *shadow imaging*.

5.3.1 Calibração do Sistema de Medição PIV

A calibração do sistema de medição PIV visa associar a imagem capturada com uma escala de tamanho real associada ao objeto. O resultado obtido depende da distância da câmera em relação à coluna, bem como do ajuste do foco da câmera.

Para a calibração do sistema posiciona-se no plano de medida um dispositivo com espaçamento conhecido (régua metálica milimetrada) e ajusta-se o foco da câmera. Captura-se então uma imagem para que seja possível associar uma grandeza real a um comprimento em pixels, e assim, chegar à escala imagem/objeto. A Figura 5.5 mostra a imagem capturada para a calibração do sistema.

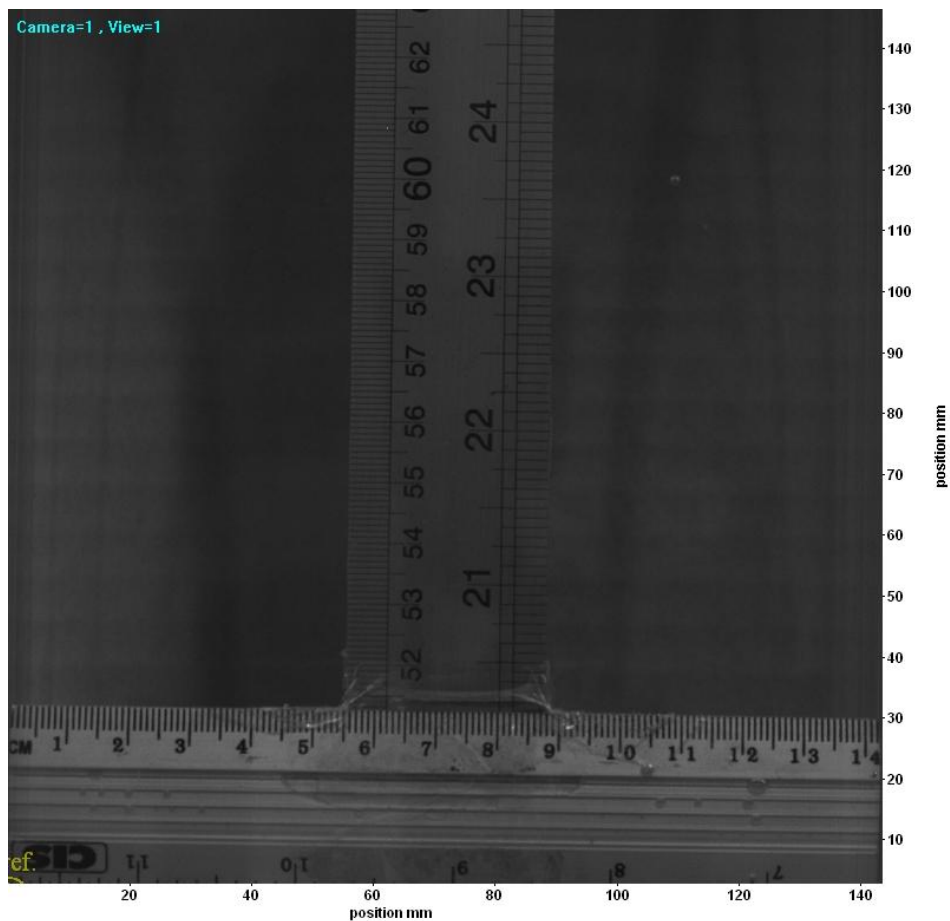


Figura 5.5: Imagem da calibração do sistema para o PIV.

Após a calibração do sistema é necessário ajustar a intensidade do laser para garantir uma boa resolução das imagens. Este ajuste é feito por observação das imagens capturadas com a coluna em operação, sendo que para garantir uma boa qualidade das mesmas é utilizado um filtro na objetiva do sensor CCD o qual filtra luz com comprimento de onda 532nm.

A Figura 5.6 (a) apresenta uma imagem captada pelo sensor CCD em que os pontinhos brancos são as partículas traçadoras e as sombras são reflexos das bolhas. A Figura 5.6 (b) apresenta a imagem pré-processada apenas com as partículas traçadoras utilizadas para calcular o campo de velocidade média.

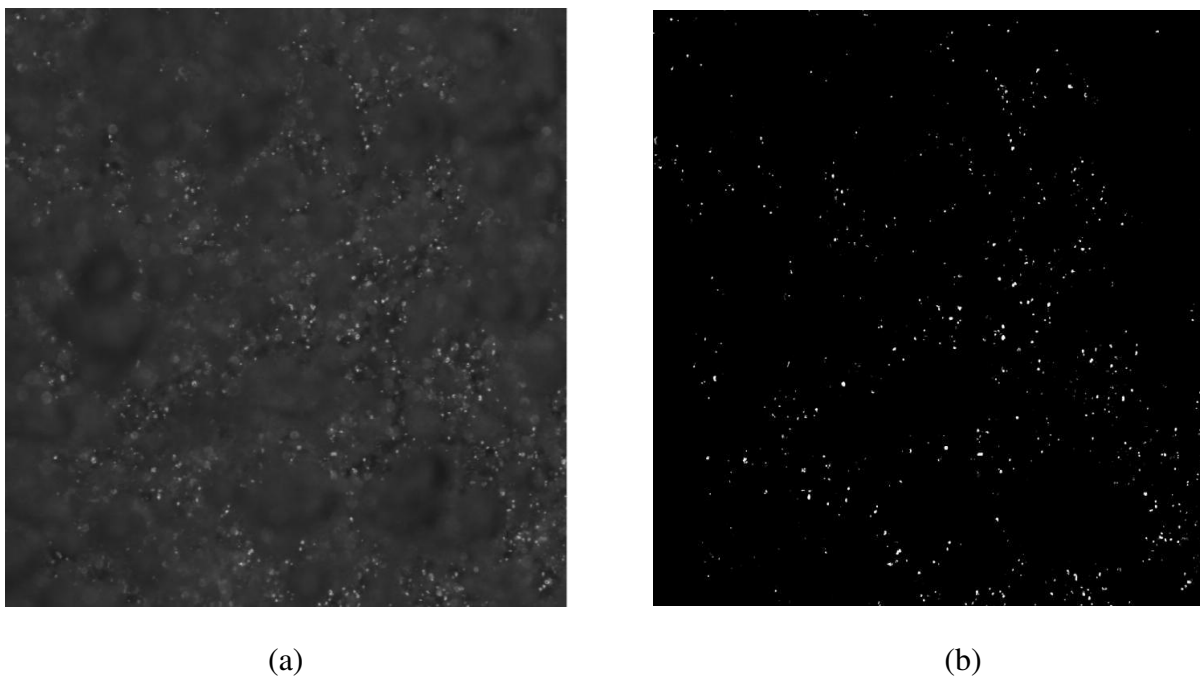


Figura 5.6: (a) Imagem com ajuste de foco e intensidade do laser. (b) Imagem pré-processada a ser submetida ao pós-processamento.

Como para a determinação da velocidade pela técnica de PIV duas imagens são capturadas sucessivamente é necessário determinar o intervalo de tempos entre elas. Para a determinação do intervalo de tempo entre a primeira e a segunda imagem é necessário avaliá-las visualmente (uma seguida da outra) de forma que a partícula traçadora movimente-se em média 5 pixels.

A identificação de cada partícula é realizada por técnicas de correlação cruzada, onde as imagens são subdivididas em áreas de interrogação e são realizadas as minimizações dos erros da intensidade entre as duas imagens (correlação entre as imagens). No método de correlação cruzada de imagens, as áreas de interrogação da primeira imagem são correlacionadas com as da segunda imagem, e assim, é possível determinar o deslocamento médio das imagens das partículas na região. As imagens foram avaliadas em uma janela de 256 x 512 pixels.

5.3.2 Calibração do Sistema de *Shadow Imaging*

A calibração do sistema de medição *shadow imaging* envolve a obtenção da imagem a ser utilizada como referência para a determinação do diâmetro das bolhas. Esta é dada conforme a Figura 5.7.

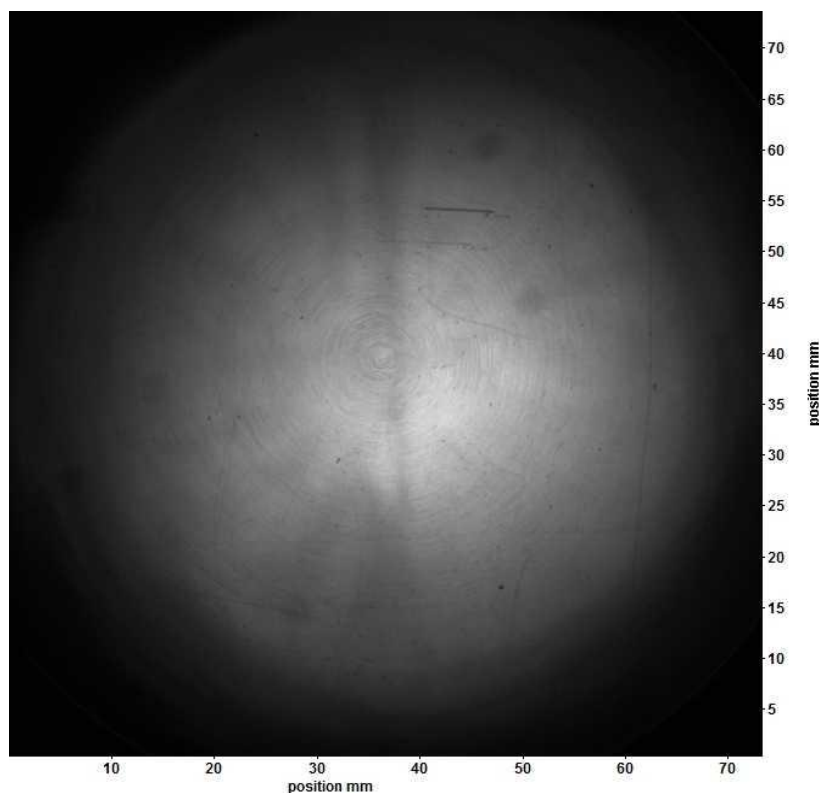


Figura 5.7: Imagem da calibração do sistema para o *shadow imaging*.

A imagem de calibração neste caso (Figura 5.7) é uma imagem do sistema em todo o diâmetro da coluna na mesma posição de medição do PIV. A calibração é realizada sem a presença de bolhas, visto que a imagem é utilizada como referência para que durante o tratamento seja possível a identificação das bolhas por contraste entre a imagem sem a presença de bolhas e com a presença de bolhas.

5.3.3 Planejamento dos Experimentos

Os experimentos foram realizados com o intuito de se avaliar escoamentos em regime homogêneo de operação, ou seja, a baixas velocidades superficiais do gás. Estes foram feitos em triplicata para se avaliar a repetibilidade dos dados. A altura de água da coluna em todos os casos foi de 70 cm e a medição foi realizada a uma altura de 55 cm da base da coluna. O planejamento experimental para a técnica de PIV e *shadow imaging* encontra-se nas Tabelas 5.1 e 5.2 respectivamente:

Tabela 5.1: Planejamento experimental para a técnica de PIV

Experimento	Velocidade Superficial (cm/s)	Vazão de entrada do ar (l/min)	Fotos (unidades)	Δt (μs)	Intensidade do laser (%)
1	0,3	3,0	5000	2300	35
2	0,5	5,0	5000	2200	38
3	0,7	7,0	5000	2100	38

Tabela 5.2: Planejamento experimental para a técnica de *shadow imaging*

Experimento	Velocidade Superficial (cm/s)	Vazão de entrada do ar (l/min)	Fotos (unidades)	Δt (μs)	Intensidade do laser (%)
1	0,3	3,0	5000	3000	19
2	0,5	5,0	5000	2700	19
3	0,7	7,0	5000	2300	19

Observa-se pelas Tabelas 5.1 e 5.2 que se variou a velocidade superficial do gás, vazão de entrada do ar, o tempo entre a captura das imagens e a intensidade do laser. A variável principal é a velocidade superficial do gás. A vazão de entrada do ar foi modificada a fim de possibilitar a medição na velocidade superficial desejada; o tempo foi modificado para manter o deslocamento

mínimo da partícula em 5 pixels; e a intensidade do laser foi especificada para garantir uma boa visualização das imagens. Os resultados obtidos para os experimentos realizados foram perfil de velocidade média do líquido (água) e campo vetorial instantâneo do líquido no caso da técnica de PIV; imagens da forma e distribuição do tamanho das bolhas durante o escoamento, bem como o diâmetro médio das bolhas no caso da técnica de *shadow imaging*.

5.4 Metodologia Numérica

Para a validação do modelo e obtenção dos resultados computacionais utilizou-se o simulador CFX12 (CFX- PRE e CFX- SOLVER) e o CFX11 (CFX- POST) que são voltados para a área de fluidodinâmica computacional. No CFX-PRE definiu-se o problema a ser resolvido, as propriedades dos materiais e os modelos matemáticos a calcular. No CFX-SOLVER as equações foram resolvidas, e também se monitorou o passo de tempo, o resíduo, bem como outros parâmetros de simulação os quais se encontram no item 5.4.1. No CFX-POST foi possível avaliar os resultados com a construção de planos que permitiram a visualização do comportamento do escoamento em cada caso, bem como a construção de gráficos e a obtenção de dados para a comparação com os valores experimentais.

5.4.1 Propriedades, Condições de Contorno e Parâmetros das Simulações

Nas simulações utilizou-se os componentes água e ar, ambos a 25°C e 1 atm de pressão. A altura de água na coluna em todos os casos foi de 70 cm da base da coluna. A 25°C água e ar possuem as seguintes propriedades:

Tabela 5.3: Propriedades dos fluidos a 25°C e 1 atm.

	Água	Ar
Viscosidade [cP]	1	0,001
Massa específica [kg/m³]	980	1
Tensão Superficial [N/m]	0,072	

As condições de contorno no início do escoamento encontram-se na Tabela 5.4:

Tabela 5.4: Condições de contorno.

Local	Tipo	Especificações
Parede	Parede lisa	Condições de não escorregamento (ambas as fases)
Distribuidor	Entrada	Velocidades de entrada nos furos Fração Volumétrica ar: 1 Fração Volumétrica água: 0
Topo da coluna	Saída	Pressão Relativa = 0 [Pa] Fração Volumétrica ar: 1 Fração Volumétrica água: 0

Os outros parâmetros da simulação são dados por:

- **Diâmetro de Bolha**

O diâmetro médio da bolha foi determinado experimentalmente com a utilização da técnica de *shadow imaging*. Determinou-se o diâmetro médio aritmético (D10) e o diâmetro médio de Sauter (D32) para as velocidades superficiais de 0,3 cm/s, 0,5 cm/s e 0,7 cm/s. Os resultados para os diâmetros de bolhas encontram-se no capítulo 6 desta dissertação.

- **Fluidos incompressíveis;**
- **Abordagem Euleriana-Euleriana;**
- **Esquema de interpolação no espaço** – Upwind;
- **Esquema de interpolação no tempo** – Second Order Backward Euler , que é um esquema implícito de segunda ordem de avanço no tempo;
- **Passo de tempo** = de 0,0001s a 0,01 s
- **Resíduo** = 10^{-4}

6 RESULTADOS E DISCUSSÕES

Nesta seção serão discutidos os resultados experimentais e numéricos obtidos ao longo do estudo realizado. Primeiramente serão discutidos os resultados experimentais e em seguida os resultados numéricos.

6.1 Resultados Experimentais

Os resultados experimentais foram obtidos por meio das técnicas de PIV e *shadow imaging*. Utilizou-se a técnica de PIV a fim de determinar a curva de regime de operação da coluna (*hold up* total *versus* velocidade superficial do gás), perfis da velocidade axial média de líquido, flutuação de velocidade, intensidade de turbulência e tensores de Reynolds para as velocidades superficiais de gás de 0,3 cm/s, 0,5 cm/s e 0,7 cm/s que caracterizam o regime homogêneo de operação.

A técnica de *shadow imaging* foi utilizada a fim de determinar o tamanho médio dos diâmetros das bolhas para as mesmas condições experimentais em que a técnica de PIV foi realizada.

Os dados para as duas técnicas foram coletados a uma distância de 55 cm do distribuidor de gás abordando todo o diâmetro da coluna.

6.1.1 Curva do Regime de Operação da Coluna

Para a determinação da curva de regime de operação da coluna (fração volumétrica global *versus* velocidade superficial do gás), realizou-se medidas de fração volumétrica total para diferentes velocidades superficiais do gás. A fração volumétrica do gás é obtida medindo-se a diferença de altura de líquido na coluna sem a presença de bolhas e com a presença de bolhas.

A Figura 6.1 mostra a curva do regime de operação obtida experimentalmente.

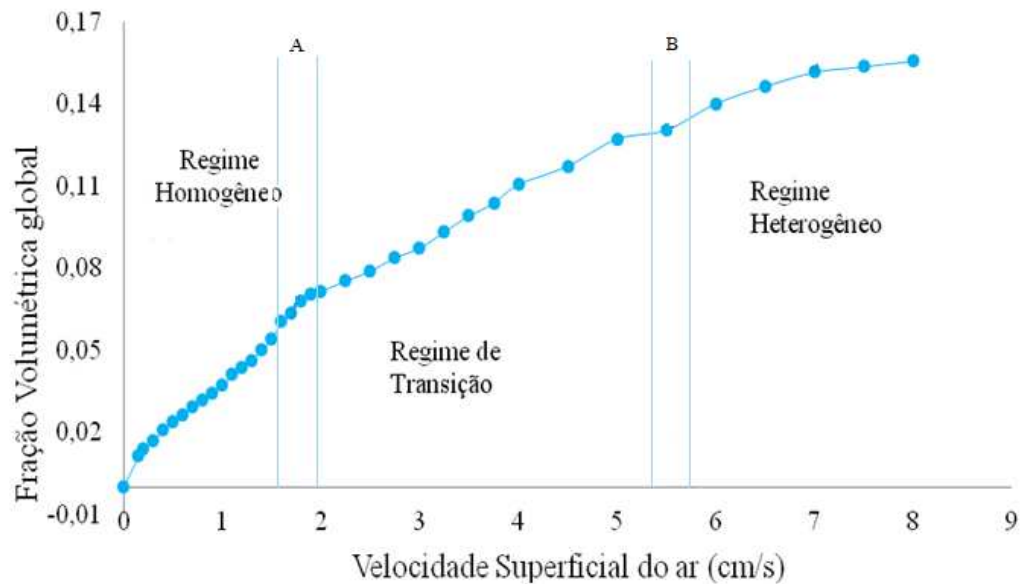


Figura 6.1: Fração volumétrica de gás obtida experimentalmente em diferentes regimes de operação da coluna de bolhas em estudo.

É possível observar analisando a curva do regime de operação da coluna que o regime homogêneo vai até uma velocidade superficial de aproximadamente 1,8 cm/s aonde se encontra uma faixa de mudança do regime homogêneo para o regime de transição. Segundo Vial *et al.*, (2001) o regime homogêneo termina aonde a curva perde a sua linearidade ou muda a sua inclinação. O regime de transição tem velocidade superficial variando de 2,0 cm/s a 5,4 cm/s; e o regime heterogêneo apresenta velocidades superficiais acima de 5,7 cm/s e é caracterizado pela mudança de comportamento da curva.

Segundo Silva, (2011) para uma coluna com as mesmas dimensões utilizadas nesta tese e um prato de distribuição de 37 furos o regime homogêneo de operação vai até uma velocidade superficial de gás de 2,4 cm/s.

6.1.2 Velocidade Axial Média do Líquido

Os experimentos, como comentado anteriormente, foram realizados no regime homogêneo de operação para as velocidades superficiais de 0,3 cm/s, 0,5 cm/s e 0,7 cm/s sendo realizado em triplicata pra cada velocidade.

Primeiramente realizou-se o teste para determinar a quantidade de fotos necessárias para garantir boa representação do perfil de velocidade média do escoamento. Para todos os experimentos 5000 fotos foram tiradas. Tratou-se um total de 5000, 3500, 2500 e 1500 fotos para cada velocidade e assim determinar qual seria o número de fotos mínimas necessárias a serem tratadas.

As Figuras 6.2 a 6.4 mostram os resultados obtidos para cada velocidade.

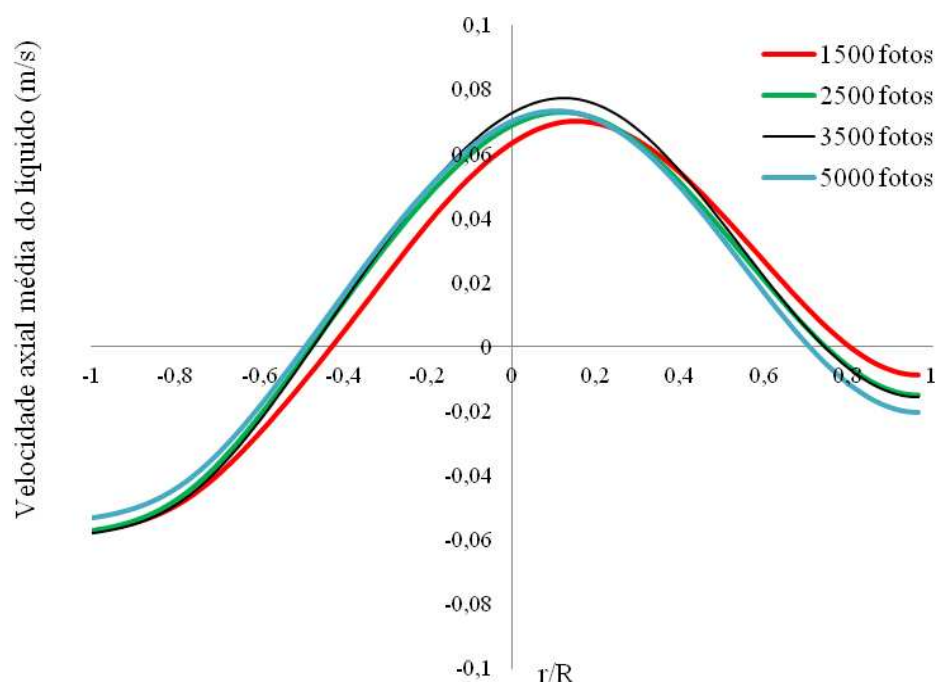


Figura 6.2: Perfil de velocidade média para velocidade superficial de 0,3 cm/s.

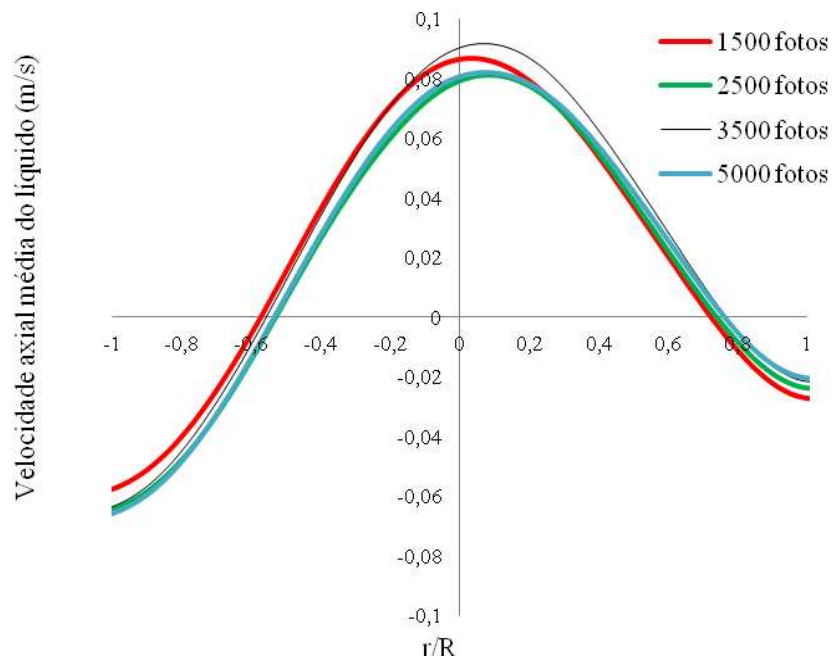


Figura 6.3 Perfil de velocidade média para velocidade superficial de 0,5 cm/s.

Observa-se que o perfil de velocidade para todos os números de fotos é semelhante para as velocidades superficiais de 0,3 cm/s e 0,5 cm/s, havendo pequena variação no pico da velocidade para 1500 e 3500 fotos. Assim para essas velocidades 2500 fotos foram tratadas, pois foi o número de fotos que apresentou resultado bastante próximo comparado com o tratamento de 5.000 fotos.

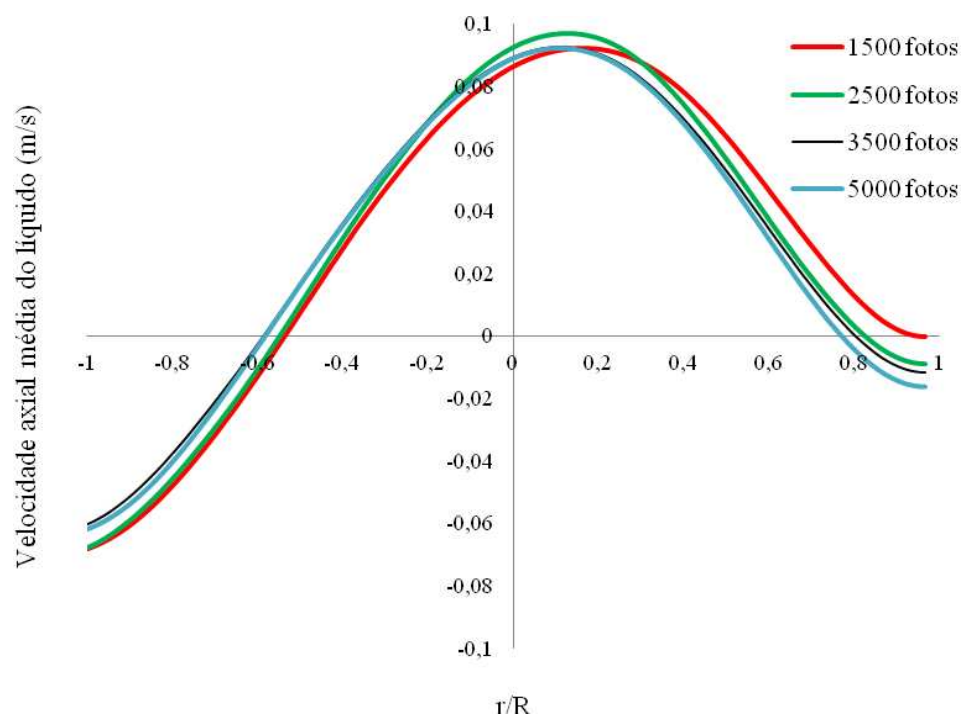


Figura 6.4: Perfil de velocidade média para velocidade superficial de 0,7 cm/s.

Diferentemente dos dados apresentados nas Figuras 6.2 e 6.3 observa-se que há uma pequena variação no pico da velocidade para 2500 fotos na Figura 6.4. Assim para a velocidade de 0,7 cm/s 3500 fotos foram tratadas, pois foi o número de fotos que apresentou resultado bastante próximo comparado com o tratamento de 5.000 fotos.

Os experimentos realizados permitiram a obtenção dos campos de velocidade instantânea do escoamento (Figuras 6.5 a 6.7) e velocidade média (Figuras 6.8 a 6.10), bem como do perfil de velocidade da fase líquida (Figuras 6.11 a 6.13), conforme a seguir:

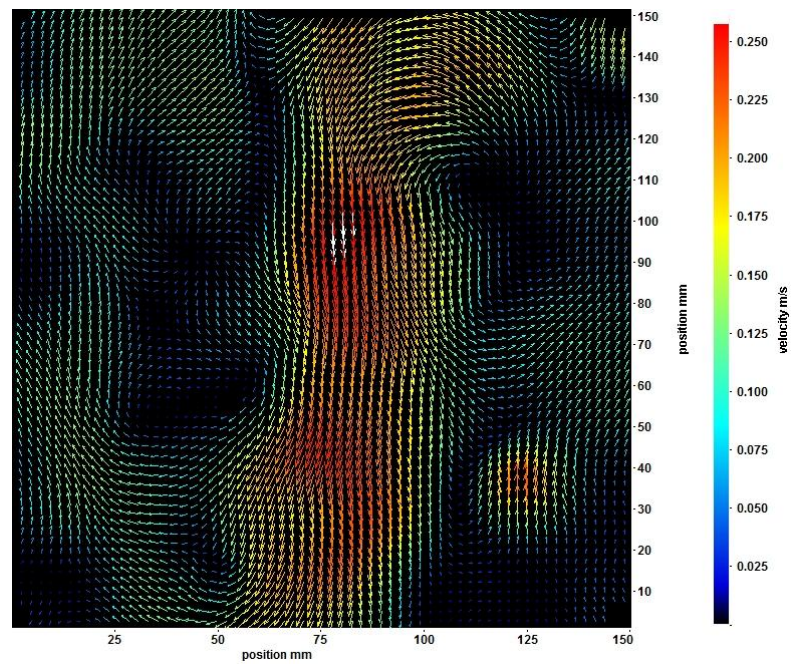


Figura 6.5: Campo vetorial de velocidade instantânea da fase contínua para a velocidade superficial de 0,3 cm/s.

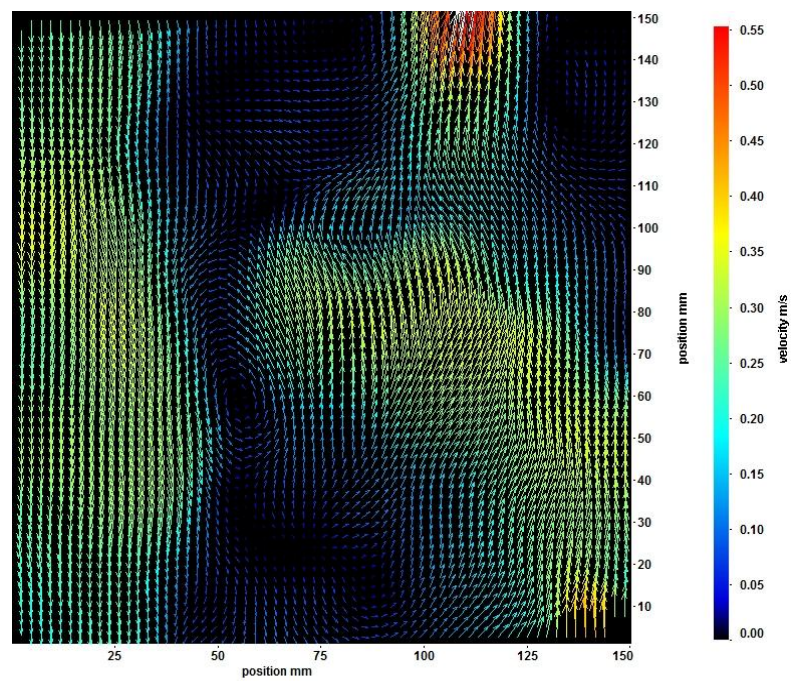


Figura 6.6: Campo vetorial de velocidade instantânea da fase contínua para a velocidade superficial de 0,5 cm/s.

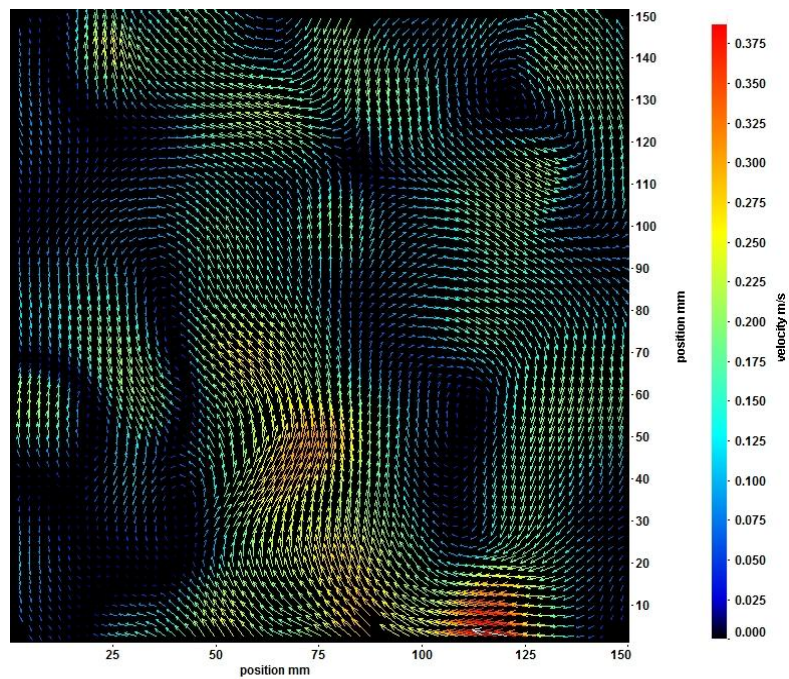


Figura 6.7: Campo vetorial de velocidade instantânea da fase contínua para a velocidade superficial de 0,7 cm/s.

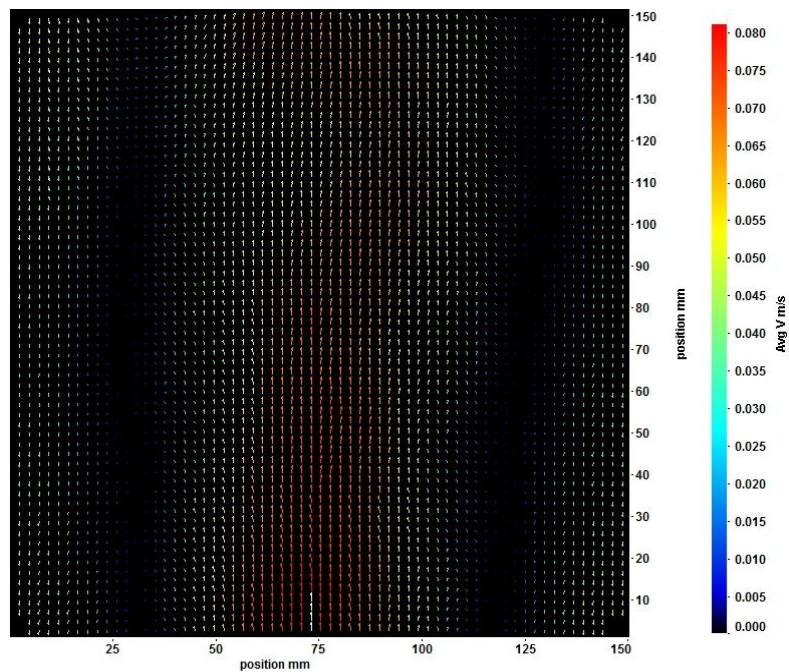


Figura 6.8: Campo vetorial de velocidade média da fase contínua para a velocidade superficial de 0,3 cm/s.

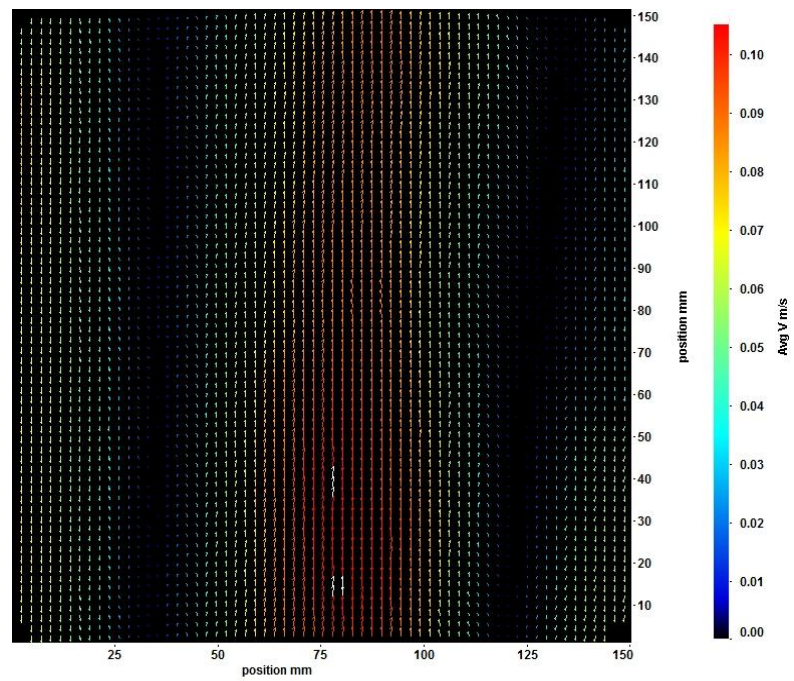


Figura 6.9: Campo vetorial de velocidade média da fase contínua para a velocidade superficial de 0,5 cm/s.

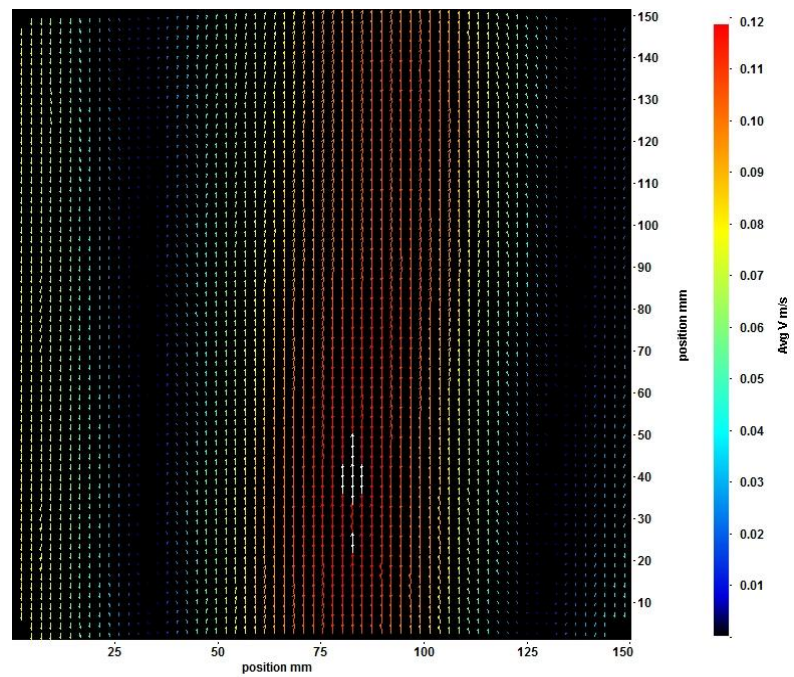


Figura 6.10: Figura Campo vetorial de velocidade média da fase contínua para a velocidade superficial de 0,7 cm/s.

Observa-se das Figuras 6.5 a 6.7 o comportamento instantâneo do líquido na coluna e alguns pontos de recirculação do mesmo. Por tratar-se de velocidades instantâneas há bastante variação de uma imagem para a outra com relação ao comportamento dos vetores para a velocidade do líquido.

Das Figuras 6.8 a 6.10 nota-se que o campo vetorial de velocidade média resultou no perfil esperado de acordo com a literatura para colunas de bolhas, em que a velocidade é ascendente no centro da coluna e descendente próximo da parede. Por tratar-se do campo de velocidade média as imagens são bastantes similares umas das outras, diferentemente do que ocorre para as imagens do campo de velocidade instantânea.

O perfil de velocidade média axial do líquido em $z/D=3,8$ extraídos dos campos de velocidades são mostrados nas Figuras 6.11 a 6.13.

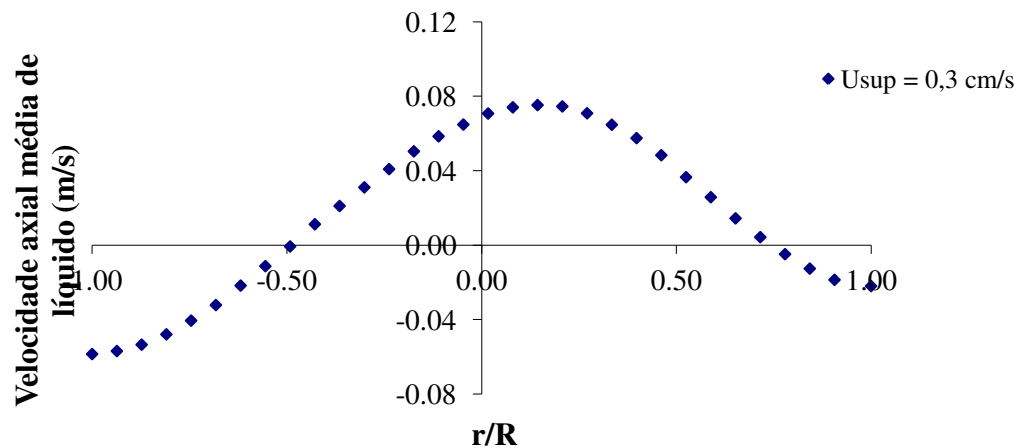


Figura 6.11: Perfil de velocidade média da fase contínua para a velocidade superficial de gás de 0,3 cm/s na direção radial.

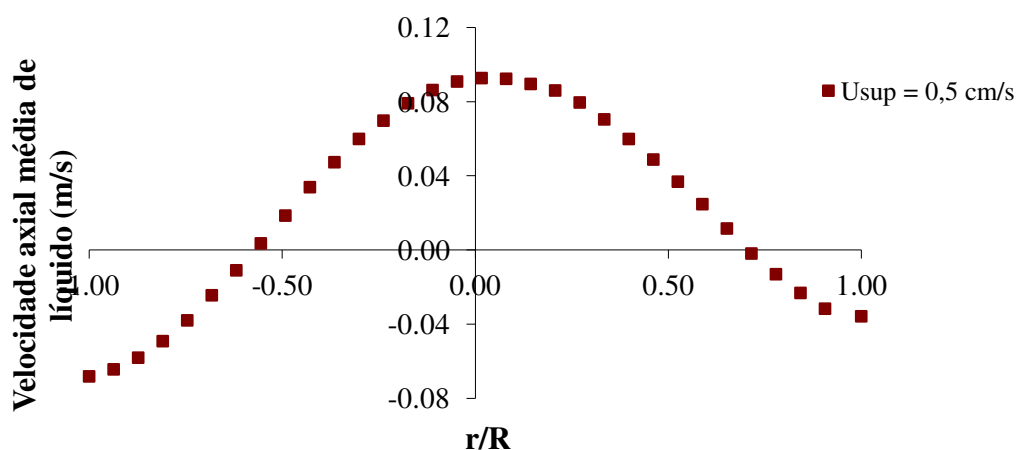


Figura 6.12: Perfil de velocidade média da fase contínua para a velocidade superficial de gás de 0,5 cm/s na direção radial.

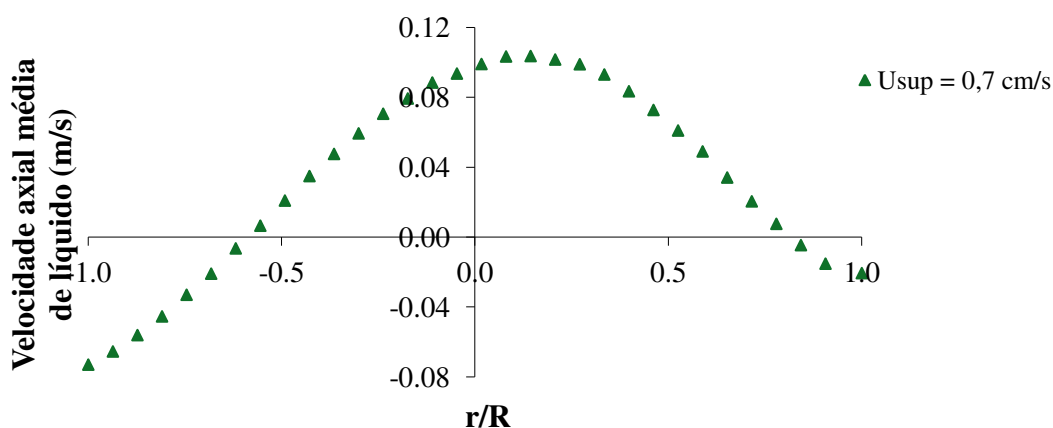


Figura 6.13: Perfil de velocidade média da fase contínua para a velocidade superficial de gás de 0,7 cm/s na direção radial.

Observa-se que o perfil do escoamento não é totalmente simétrico havendo um pequeno deslocamento do pico da velocidade da fase líquida em relação ao centro da coluna devido ao movimento helicoidal da fase gás dentro da coluna. É possível analisar os pontos em que a inversão do escoamento ocorre sendo nas posições conforme Figuras 6.11 a 6.13: -0,5 e 0,75 para a velocidade de 0,3 cm/s; -0,59 e 0,74 para a velocidade de 0,5 cm/s; e -0,59 e 0,84 para a velocidade de 0,7 cm/s.

Segundo Degaleesan *et al*, 2001 a inversão da velocidade axial do líquido ocorre aonde há a maior taxa de tensão de cisalhamento e localiza-se usualmente em r/R próxima a 0,65 e 0,7.

As posições de inversão obtidas experimentalmente possuem valores aproximados aos encontrado por Dagaleesan *et al*, 2001, exceto para a posição $r/R=0,84$ que foi o valor que mais se afastou neste caso. Acredita-se que esta variação nos resultados seja em função do tipo de distribuidor utilizado, com aeração centralizada, o que provoca oscilações na pluma.

A comparação entre os perfis de velocidade axial média para as diferentes velocidades superficiais de gás (0,3 cm/s, 0,5 cm/s e 0,7 cm/s) é apresentada na Figura 6.14.

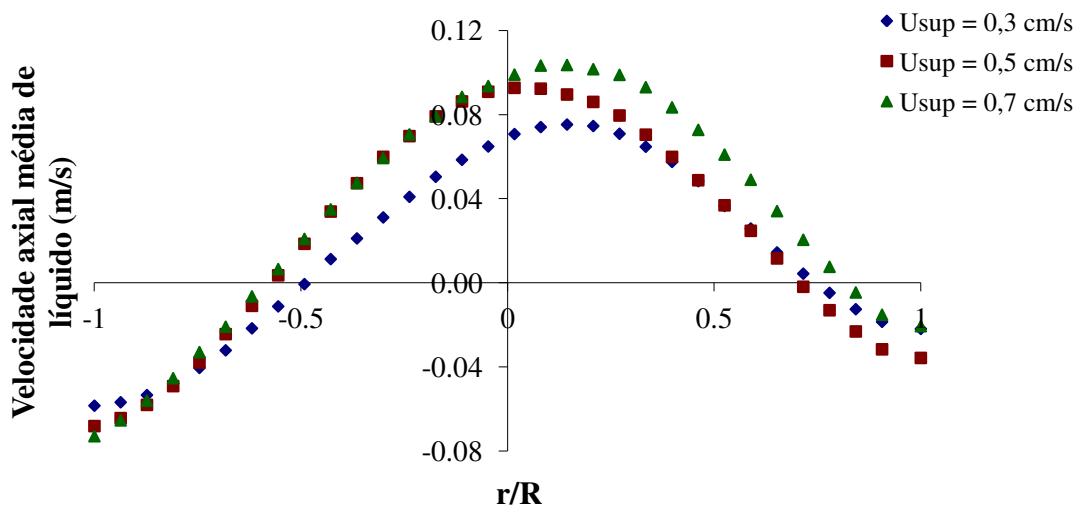


Figura 6.14: Comparação entre os perfis de velocidade média da fase contínua na direção radial.

É possível observar que para as velocidades superficiais de 0,3cm/s e 0,7cm/s o perfil da velocidade possui um leve deslocamento para a direita da coluna em função dos movimentos helicoidais apresentados pelo gás que movimentam o líquido. Para a velocidade de 0,5cm/s também há um leve deslocamento para a direita, no entanto é menos perceptível.

Os picos máximos de velocidade axial de líquido variam linearmente com a velocidade superficial do gás. Para a velocidade superficial de 0,3 cm/s o pico de velocidade do líquido é de aproximadamente 0,07 m/s; para a velocidade superficial de 0,5 cm/s o pico de velocidade do

líquido é de aproximadamente 0,09 m/s; e para a velocidade superficial de 0,7 cm/s o pico de velocidade do líquido é aproximadamente 0,11 m/s.

6.1.3 Flutuação da Velocidade (RMS)

Os perfis de flutuação de velocidade (RMS) da fase líquida para as três velocidades superficiais de gás estudadas são apresentadas na Figuras 6.15 na mesma posição axial em que a velocidade axial média do líquido foi obtida ($z/D=3,8$).

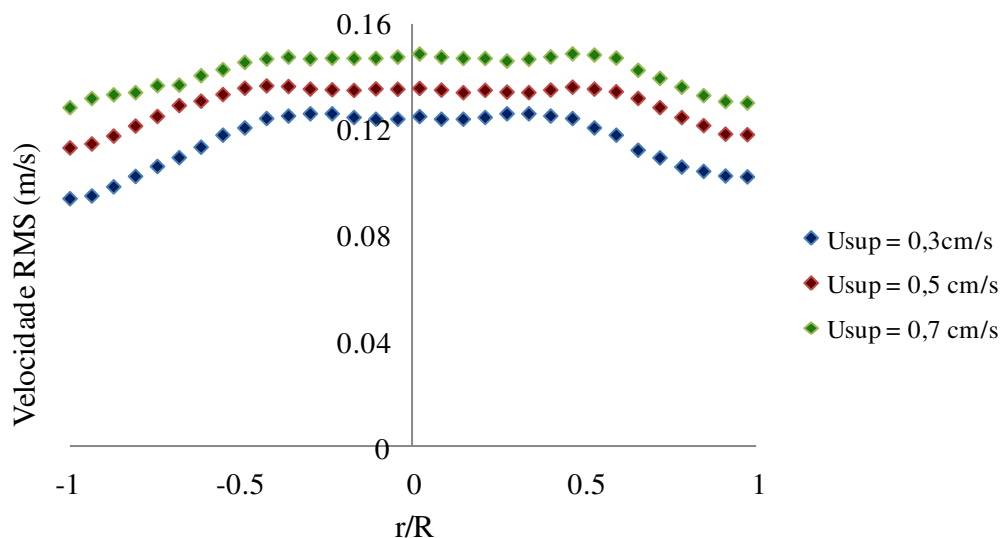


Figura 6.15: Comparação do perfil de flutuação da velocidade da fase contínua na direção radial.

Uma comparação entre a flutuação da velocidade permite observar que o comportamento é praticamente o mesmo para todas as velocidades, em que ocorre um leve aumento do valor após o centro da coluna e uma diminuição do mesmo conforme se aproxima da parede.

Pela Figura 6.15 observa-se que para a maior velocidade superficial do gás maior são os valores da flutuação da velocidade e conforme a velocidade superficial do gás diminui menores são estes valores.

O aumento da velocidade superficial do gás de 0,3 cm/s para 0,5 cm/s provocou um aumento de aproximadamente 12,5% na flutuação da velocidade, enquanto que o aumento da velocidade superficial de 0,5 cm/s para 0,7 cm/s provocou um aumento na flutuação da velocidade de 8,2%. Este aumento pode ser relacionado com o aumento do número de bolhas devido ao aumento da velocidade superficial do gás, as quais provocam uma maior turbulência na fase contínua.

6.1.4 Intensidade de Turbulência

Os perfis da variação da intensidade turbulenta do líquido foram analisados e comparados entre si para a altura de $z/D=3,8$. A intensidade de turbulência é um parâmetro de turbulência calculado conforme Equação 6.1.

$$I = \frac{u'}{U} \quad (6.1)$$

Em que:

u' é a flutuação da velocidade e U a velocidade superficial do gás.

A Figura 6.16 apresenta os perfis de intensidade turbulenta para as três velocidades estudadas.

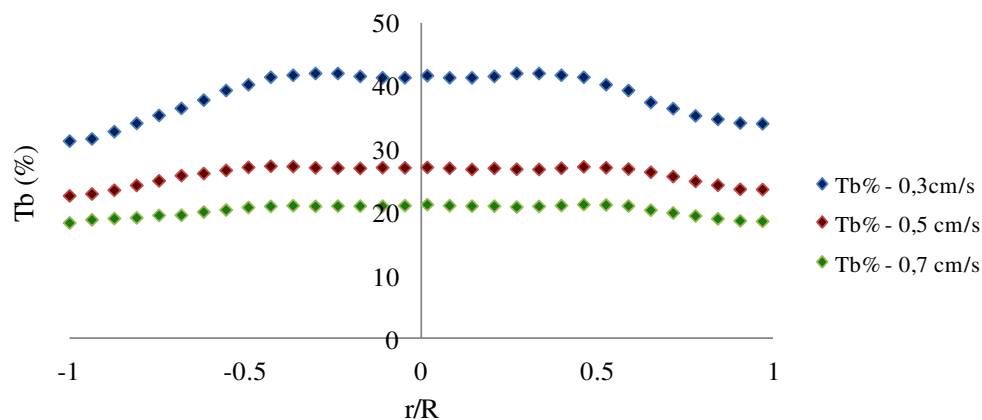


Figura 6.16: Comparação do perfil da intensidade turbulência na direção radial.

Observa-se da Figura 6.19 que o perfil da intensidade turbulenta para a velocidade superficial de 0,3 cm/s tem um máximo de 42% próximo ao centro da coluna e um mínimo de 31% próximo à parede. Para a velocidade superficial de 0,5 cm/s a intensidade de turbulência possui um valor máximo de 27% logo após o centro da coluna apresentando o menor valor de 22,6% próximo à parede. O perfil para a velocidade de 0,7 cm/s é qualitativamente igual ao perfil para a velocidade superficial de 0,5 cm/s, com valores de 21% logo após o centro da coluna e 18% próximo à parede.

Para a velocidade superficial de 0,3 cm/s obtêm-se os maiores valores para a intensidade de turbulência e para a velocidade superficial de 0,7 cm/s os menores valores. Isto ocorre, pois a intensidade de turbulência é inversamente proporcional à velocidade superficial do gás conforme equação 6.1.

Os maiores valores para a intensidade turbulenta são aonde se encontram os maiores valores para a flutuação da velocidade para todas as velocidades estudadas. Este comportamento acontece visto que a intensidade de turbulência é diretamente proporcional à flutuação da velocidade. Como esta é dividida por um valor constante, velocidade superficial estudada em cada caso, a intensidade de turbulência tende a apresentar comportamento similar ao obtido para a flutuação da velocidade.

6.1.5 Tensores de Reynolds

Segundo Bhole *et al*, 2006 os tensores de Reynolds são importantes para caracterizar a turbulência em uma coluna de bolhas; o tensor axi-radial é responsável por manter a circulação na coluna de bolhas e o tensor normal contribui para a energia cinética turbulenta. Fisicamente, as tensões de Reynolds são geradas, transportadas, difundidas e dissipadas a diferentes taxas ao longo do escoamento (Freire *et al*, 2006).

Os tensores normais são determinados a partir da Equação (6.2):

$$\overline{u'_j u'_k} = \frac{1}{N-1} \sum_{i=1}^N (u_j - \bar{u}_j) (u_k - \bar{u}_k) \quad (6.2)$$

Em que j e k representam um componente espacial qualquer e N é o número de amostras.

As variações radiais dos tensores nas direções radial, axial e axi-radial são mostradas nas Figuras 6.17 a 6.19 para as velocidades superficiais de gás de 0,3 cm/s, 0,5 cm/s e 0,7 cm/s respectivamente.

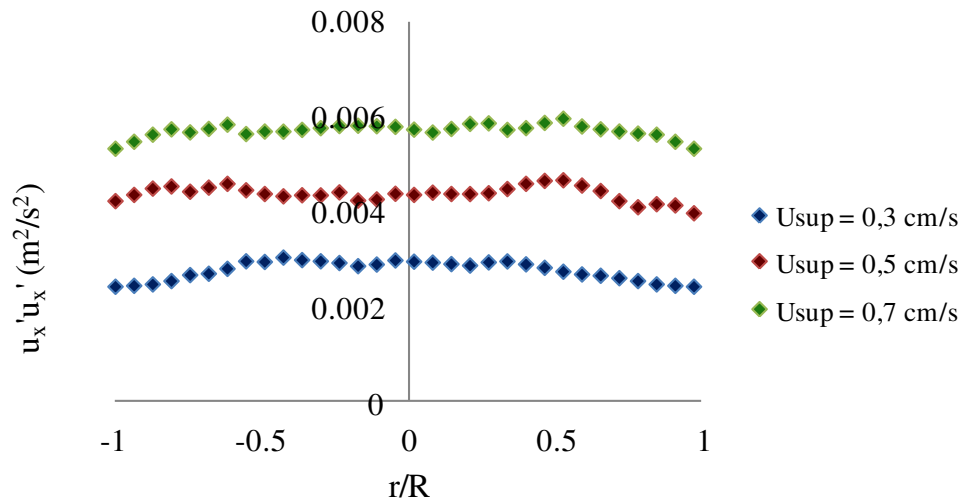


Figura 6.17: Comparação do perfil do tensor normal na direção radial.

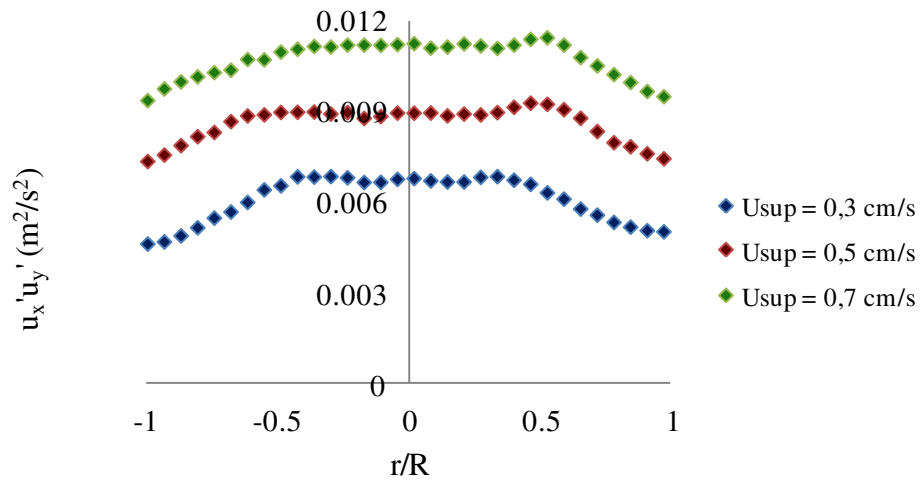


Figura 6.18: Comparação do perfil do tensor normal na direção axi-radial.

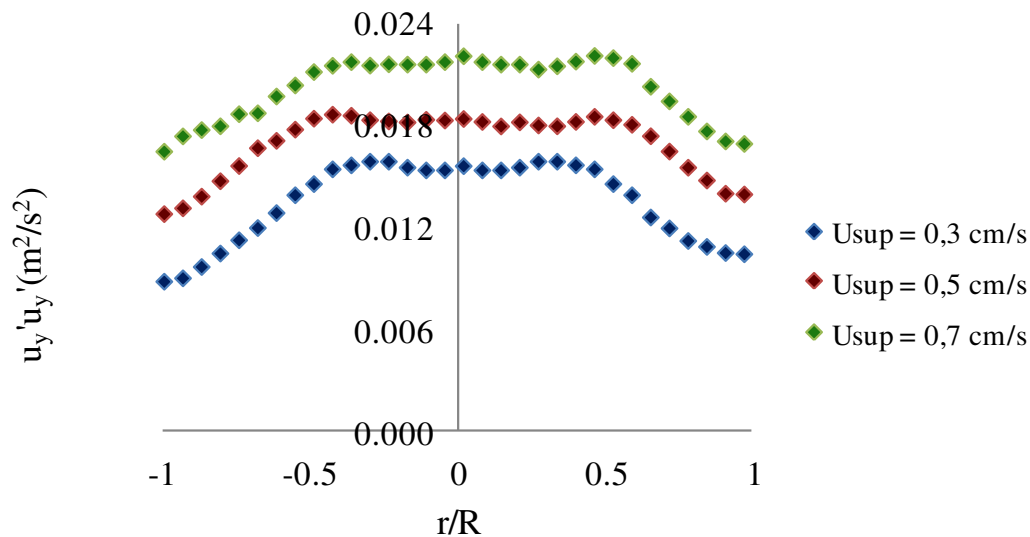


Figura 6.19: Comparação do perfil do tensor normal na direção axial.

Observa-se das Figuras 6.17 a 6.19 que independente da velocidade para cada um dos tensores o perfil apresentado é praticamente o mesmo. Os maiores valores para os tensores são para a maior velocidade superficial de gás e os menores valores para a velocidade superficial do gás mais baixa. Isto se deve, pois para maiores velocidades superficiais a fração de gás é maior aumentando o movimento e a velocidade do líquido na coluna.

Quanto maior o valor dos tensores, maior o valor do desvio da velocidade o que indica um sistema mais caótico. Observa-se que os maiores desvios são na direção axial e os menores da direção radial. Isto se deve, pois o movimento das bolhas dentro da coluna possui maior influencia na velocidade axial do liquido e pouco na direção radial. Sendo assim os tensores na direção axial são os que mais influenciam a turbulência em colunas de bolhas.

A energia cinética turbulenta é um parâmetro importante para a caracterização do escoamento e segundo Alberecht *et al.*, (2002) se dois componentes são conhecidos, u'_j e u'_k , este parâmetro pode ser definido em duas dimensões conforme equação 6.23.

$$k = \frac{1}{N-1} \sum_{i=1}^N \left(\frac{3}{4} (u'_j)^2 + \frac{3}{4} (u'_k)^2 \right) \quad (6.23)$$

Silva, (2011) utiliza esta mesma consideração de Alberecht et al., 2002 para a estimativa da energia cinética turbulenta.

Os perfis da energia cinética turbulenta foram obtidos para as três velocidades superficiais de gás em estudo conforme Figura 6.20.

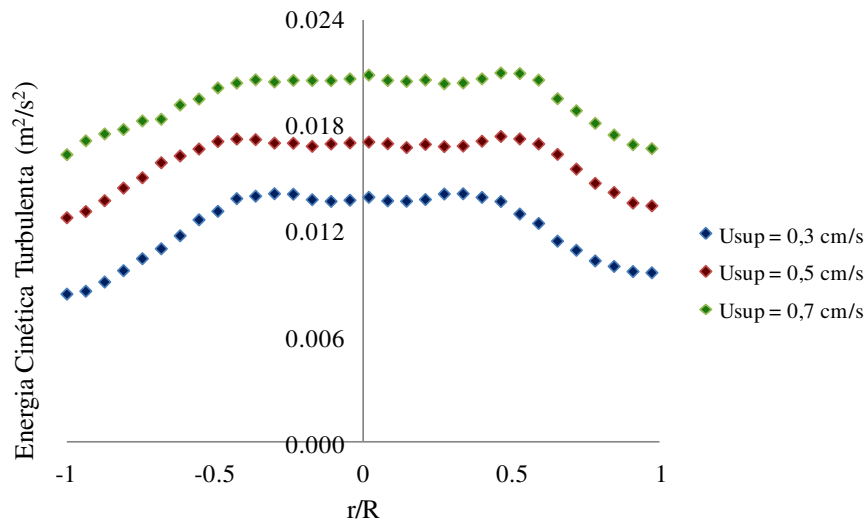


Figura 6.20: Energia cinética turbulenta experimental.

A energia cinética turbulenta possui o mesmo perfil qualitativo dos tensores na direção axial e os maiores valores para a maior velocidade superficial de gás. Isto se deve, pois para maiores velocidades superficiais a fração de gás é maior aumentando o movimento e a velocidade do líquido na coluna.

6.1.6 Determinação Experimental dos Diâmetros de Bolhas

Para a determinação dos diâmetros de bolhas utilizou-se a técnica de *shadow imaging* para as velocidades superficiais de 0,3 cm/s, 0,5 cm/s e 0,7 cm/s utilizadas na técnica de PIV. Os

resultados obtidos para os diâmetros de bolhas foram utilizados nas simulações para comparação dos resultados experimentais e numéricos.

As Figuras 6.21 a 6.23 mostram as imagens obtidas pela técnica de sombreamento (*shadow imaging*) para a determinação dos diâmetros de bolhas. As imagens foram obtidas a 55 cm do distribuidor considerando todo o diâmetro da coluna.

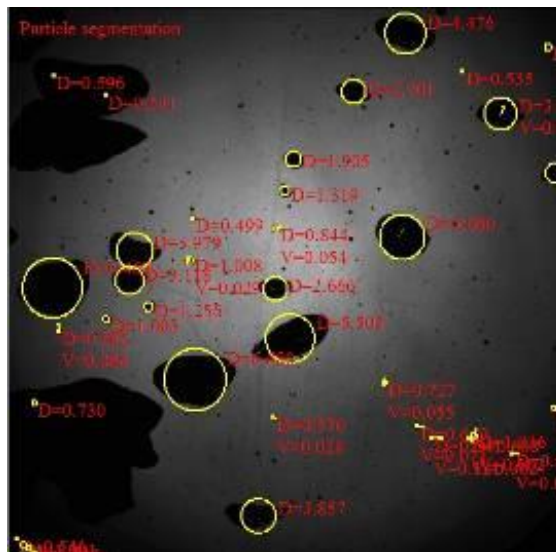


Figura 6.21: Imagem das bolhas para a velocidade superficial de 0,3 cm/s.

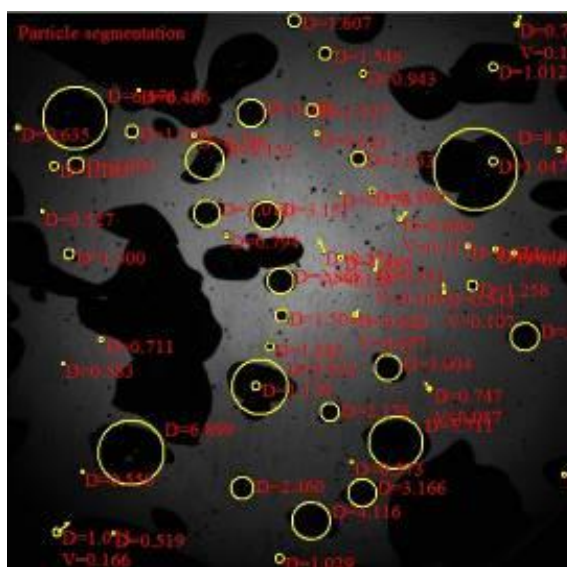


Figura 6.22: Imagem das bolhas para a velocidade superficial de 0,5 cm/s.

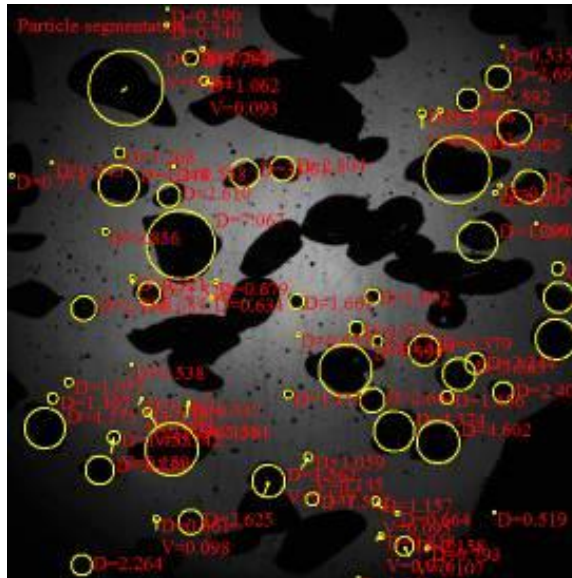


Figura 6.23: Imagem das bolhas para a velocidade superficial de 0,7 cm/s.

É possível observar fazendo-se uma comparação entre as imagens das Figuras 6.21 a 6.23 que quanto maior a velocidade superficial do gás maior a quantidade de bolhas presente na coluna, ou seja, maior é a fração volumétrica de gás.

Para a determinação do diâmetro de bolhas configurou-se no software o tamanho de bolha mínimo e máximo que o mesmo deve capturar nas imagens para o cálculo do diâmetro médio de bolhas. O tamanho mínimo e máximo é definido de acordo com as observações feitas no próprio pós-processamento, ou seja, foram realizados testes com diferentes parâmetros de pós-processamento, adequando-se este para capturar as bolhas de forma a desprezar as microbolhas e as bolhas que se encontram agrupadas. As bolhas agrupadas, de acordo com as imagens obtidas, não permitem a determinação aproximada do diâmetro de cada uma separadamente e por isso são excluídas do tratamento.

Para cada foto tirada, independente da velocidade, uma imagem similar às mostradas acima é obtida, sendo que cada foto apresenta um quantidade diferente de bolhas. O diâmetro médio de Sauter e o diâmetro médio aritmético são obtidos por meio dessas imagens.

A Tabela 6.1 mostra os resultados dos diâmetros de bolhas obtidos para a velocidade superficial de gás de 0,3 cm/s em função do número de fotos tratadas.

Tabela 6.1: Diâmetro de bolha para U_{sup} de 0,3 cm/s em função do número de fotos.

Velocidade superficial (cm/s)	Número de fotos tratadas (unidades)	Número de partículas tratadas (unidades)	Diâmetro médio aritmético D10 (mm)	Diâmetro médio de Sauter D32 (mm)
0,3	5.000	64.539	3,036	4,851
0,3	4.000	51.883	3,038	4,861
0,3	3.000	38.784	3,035	4,852
0,3	2.000	26.080	3,039	4,868

Da Tabela 6.1 observa-se que não há variação significativa no tamanho do diâmetro das bolhas em função da variação do número de fotos e quantidade de partículas tratadas, logo se estabeleceu 2000 fotos para tratamento. A Tabela 6.2 mostra os resultados para os diâmetros de bolhas obtidos para todas as velocidades.

Tabela 6.2: Diâmetro de bolha (D10 e D32) para as velocidades superficiais de 0,3 cm/s, 0,5 cm/s e 0,7 cm/s.

Velocidade superficial (cm/s)	Número de fotos tratadas (unidades)	Número de partículas tratadas (unidades)	Diâmetro médio aritmético D10 (mm)	Diâmetro médio de Sauter D32 (mm)
0,3	2000	26.080	3,04	4,86
0,5	2000	34.593	2,65	4,30
0,7	2000	32.584	2,50	3,96

Observa-se na Tabela 6.2 que para a menor velocidade superficial os maiores diâmetros de bolhas foram obtidos e para a maior velocidade superficial os menores diâmetros de bolhas foram obtidos. Isto ocorre em função do maior número de bolhas pequenas presentes no escoamento para as maiores velocidades e também em função da coalescência das bolhas que impedem a determinação exata do diâmetro de uma única bolha e acabam por diminuir o diâmetro médio final.

6.2 Teste de Malha

Em uma simulação numérica é necessário que os resultados obtidos sejam independentes da malha utilizada. Quanto maior o refino da malha mais próximo é o resultado numérico do real. Com a finalidade de se chegar a um tamanho de malha ótimo, ou seja, que satisfaça tanto as exigências em relação ao resultado quanto à redução do esforço e tempo computacional de simulação, realizou-se os testes de malha numérica.

Para a realização dos testes de malha adotou-se o sistema bifásico água-ar, condições de não-deslizamento para ambas as fases e passo de tempo variando de 10^{-4} à 10^{-2} s. Preocupou-se em manter o resíduo das variáveis entre as iterações sempre abaixo de 10^{-4} . A velocidade superficial de gás utilizada foi de 1 cm/s e o modelo de arraste empregado foi o de Ishii-Zuber. A

fase dispersa foi tratada como laminar, enquanto que para modelar a turbulência na fase contínua foi usado o modelo de turbulência k- ϵ .

As construções das malhas foram feitas dividindo-as em duas partes (coluna e distribuidor) unindo-as pela interface fluido-fluido no pré-processador. A malha correspondente à coluna possui uma altura de 90 cm e a malha do distribuidor possui altura de 10 cm, dando a altura original da coluna de 100 cm. Os volumes de controle testados foram: 87.000, 120.000, 155.000 e 212.000.

A Figura abaixo representa a imagem da malha utilizada nas simulações.

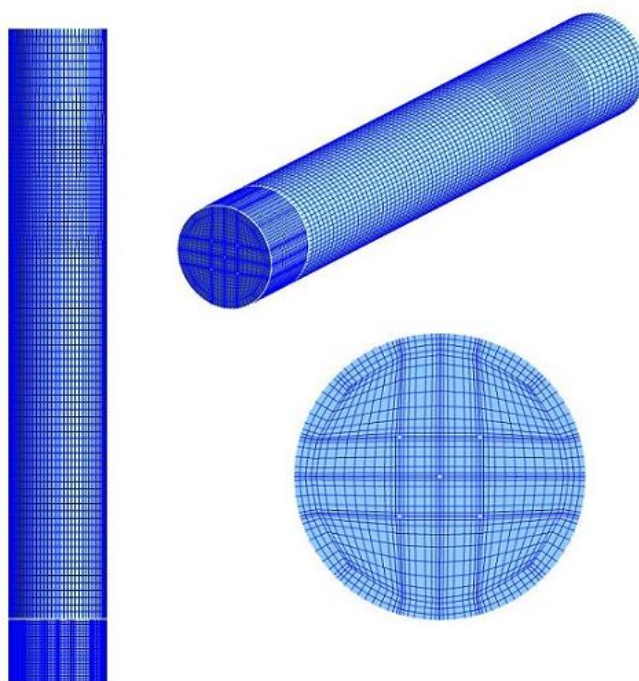


Figura 6.24: Malha utilizada nas simulações.

Observa-se nas imagens que a coluna apresenta um maior refino na entrada (distribuidor) e na altura de interface entre a água e o ar. Este maior refino tem como objetivo captar melhor os fenômenos que ocorrem nestas regiões.

Para se obter a malha ótima analisou-se os resultados de perda de carga e fração volumétrica para cada malha. Os resultados encontram-se nas Figuras 6.25 e 6.26:

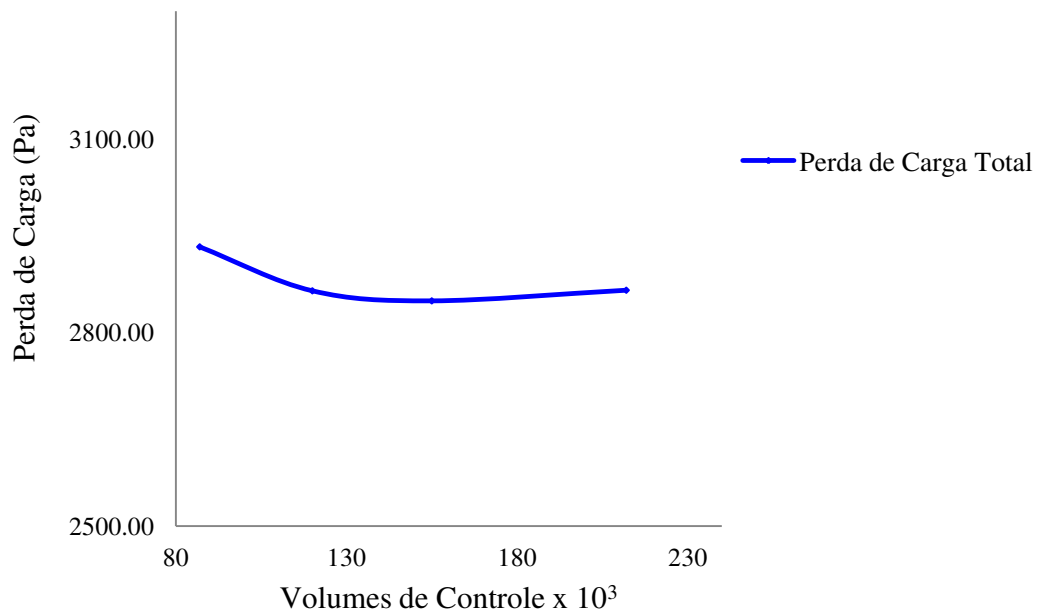


Figura 6.25: Comparação perda de carga entre as malhas teste.

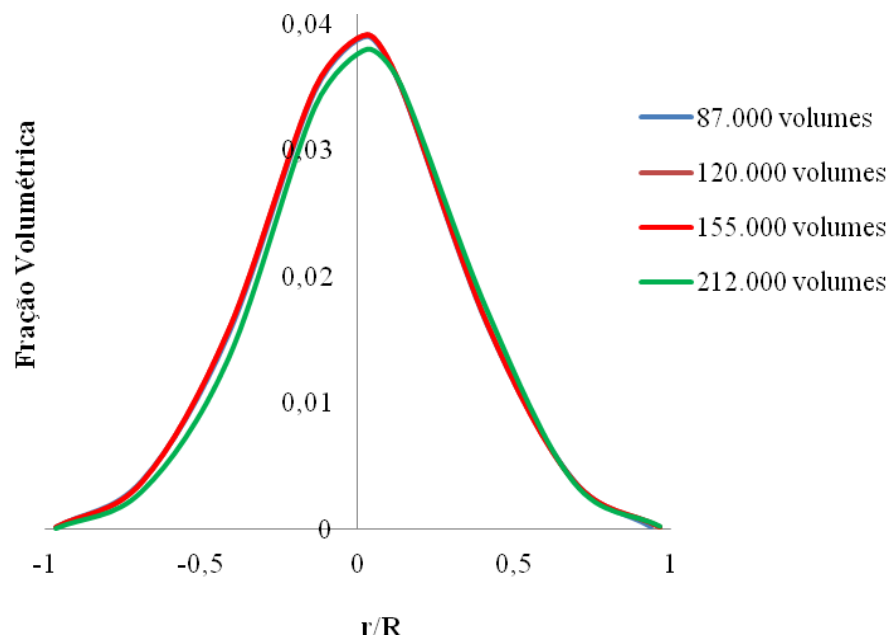


Figura 6.26: Fração volumétrica para as malhas de 87, 120, 155 e 212 mil volumes de controle.

De acordo com os gráficos observou-se que a perda de carga é praticamente constante para as malhas de 120, 155 e 212 mil volumes de controle. Uma análise da Figura 6.26 permite dizer que todas as malhas apresentaram o mesmo perfil em relação à fração volumétrica do gás.

A malha escolhida foi a de 120 mil volumes de controle, pois apresentou perfil de fração volumétrica coerente com as outras malhas testadas e perda de carga bastante próxima das malhas mais refinadas.

6.3 Resultados Numéricos

Os testes numéricos foram realizados nas condições citadas no capítulo 5 desta dissertação em que se variou o diâmetro da bolha conforme os resultados experimentais obtidos, a velocidade superficial do gás e o modelo de arraste da fase gasosa. O tempo total de todas as simulações foi de 130 s.

Os resultados numéricos e experimentais para cada velocidade superficial de gás encontram-se a seguir.

▪ Velocidade Superficial de Gás de 0,3 cm/s

Os resultados de velocidade da fase contínua, para a velocidade superficial de gás de 0,3 cm/s, foram avaliados a 55 cm de distância do distribuidor que foi a mesma distância em que os dados experimentais foram obtidos considerando-se a assimetria dos resultados na coluna. Os resultados para os modelos de arraste de Ishii Zuber e Zhang Vanderheyden, bem como para os diâmetros médios de bolhas $D_{10} = 3,04$ mm e $D_{32} = 4,86$ mm encontram-se na Figura 6.27:

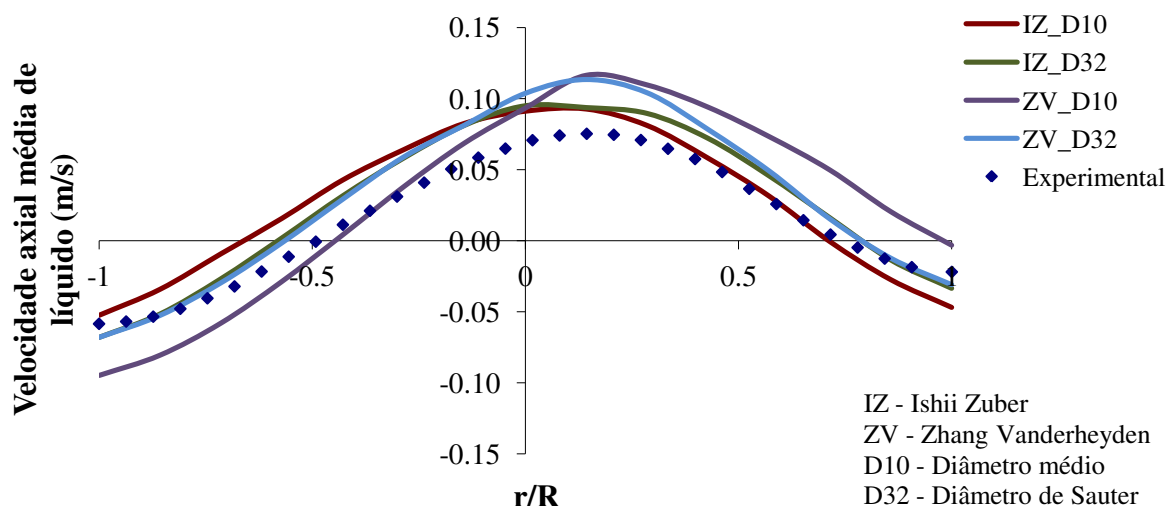


Figura 6.27: : Perfil de velocidade experimental e numérica da fase contínua para U_{sup} de 0,3 cm/s.

Observa-se que a simulação superestima os valores máximos para a velocidade média axial do líquido em relação ao resultado experimental; e subestima ou superestima os valores da velocidade mais próximos à parede conforme variação do modelo de arraste, diâmetro de bolha e lado da coluna.

Comparando-se os resultados pela variação do diâmetro de bolha para um mesmo modelo de arraste observa-se que para o modelo de Ishii Zuber o pico da velocidade é praticamente o mesmo. Para o modelo de arraste de Zhang Vanderheyden o pico da velocidade é levemente maior para o diâmetro de bolha de 3,04 mm. O resultado para o diâmetro de bolha de 4,86 mm se aproxima mais do resultado experimental levando em consideração as proximidades com a parede da coluna e a região de inversão do escoamento.

Comparando-se os resultados pela variação do modelo de arraste observa-se que o modelo de Ishii Zuber apresentou picos inferiores ao modelo de arraste de Zhang Vanderheyden. Pode-se dizer que o modelo de arraste de Zhang Vanderheyden neste caso superestima ainda mais a velocidade máxima experimental independente do diâmetro de bolha considerado.

Comparando-se os resultados por uma análise qualitativa e considerando a variação do modelo de arraste observa-se que tanto o modelo de Ishii Zuber quanto o de Zhang

Vanderheyden prevêem bem o resultado experimental. Uma análise quantitativa permite dizer que o modelo de Ishii Zuber apresentou melhores resultados.

Observa-se também que a simulação é capaz de prever os movimentos helicoidais do gás presentes experimentalmente na coluna.

▪ Velocidade Superficial de Gás de 0,5 cm/s

Os resultados de velocidade da fase contínua, para a velocidade superficial de gás de 0,5 cm/s, foram avaliados a 55 cm de distância do distribuidor que foi a mesma distância em que os dados experimentais foram obtidos considerando-se a assimetria dos resultados na coluna. Os resultados para os modelos de arraste de Ishii Zuber e Zhang Vanderheyden, bem como para os diâmetros médios de bolhas $D10 = 2,65$ mm e $D32 = 4,30$ mm encontram-se na Figura 6.28:

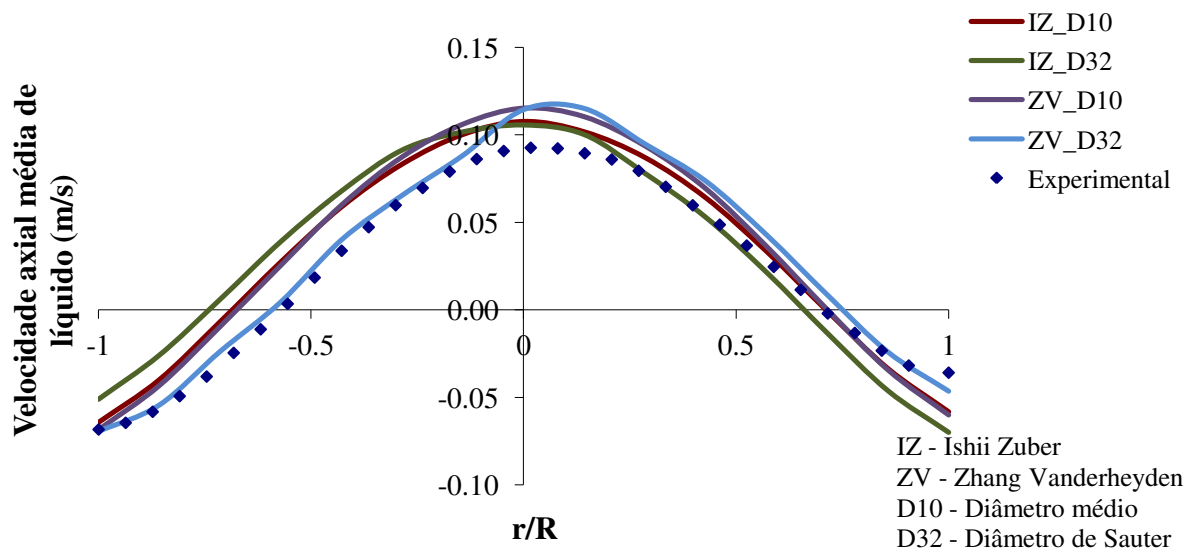


Figura 6.28: Perfil de velocidade experimental e numérica da fase contínua para U_{sup} de 0,5 cm/s.

Observa-se que a simulação superestima os valores máximos para a velocidade média axial do líquido em relação ao resultado experimental; e subestima ou superestima os valores da velocidade mais próximos à parede conforme variação do modelo de arraste, diâmetro de bolha e lado da coluna.

Comparando-se os resultados pela variação do diâmetro de bolha para um mesmo modelo de arraste observa-se que para o modelo de Ishii Zuber o pico da velocidade é praticamente o mesmo. O resultado para o diâmetro de bolha de 4,30 mm superestima um pouco mais o resultado do lado esquerdo da coluna comparado ao resultado do menor diâmetro de bolha de 2,65 mm, sendo o mesmo subestimado do lado direito. Para o modelo de arraste de Zhang Vanderheyden o pico da velocidade é levemente maior para o diâmetro de bolha de 4,30 mm. O resultado para o diâmetro de bolha de 4,30 mm se aproxima mais do resultado experimental levando em consideração o lado esquerdo da coluna e se afasta um pouco mais do experimental comparado ao resultado do diâmetro de 2,65 mm no lado direito da coluna.

Comparando-se os resultados pela variação do modelo de arraste observa-se que o modelo de Ishii Zuber apresentou picos inferiores ao modelo de arraste de Zhang Vanderheyden. Pode-se dizer que o modelo de arraste de Zhang Vanderheyden neste caso superestima ainda mais a velocidade máxima experimental independente do diâmetro de bolha considerado.

Observa-se que a simulação é capaz de prever os movimentos helicoidais do gás presentes experimentalmente na coluna e que ambos os modelos de arraste, Ishii Zuber e Zhang Vanderheyden, prevêem bem o resultado experimental. Uma análise quantitativa permite dizer que o modelo de Ishii Zuber apresentou picos de velocidade máxima mais próximo do experimental para os dois diâmetros de bolhas considerados.

▪ **Velocidade Superficial de Gás de 0,7 cm/s**

Os resultados de velocidade da fase contínua, para a velocidade superficial de gás de 0,7 cm/s, foram avaliados a 55 cm de distância do distribuidor que foi a mesma distância em que os dados experimentais foram obtidos considerando-se a assimetria dos resultados na coluna. Os resultados para os modelos de arraste de Ishii Zuber e Zhang Vanderheyden, bem como para os diâmetros médios de bolhas $D_{10} = 2,50$ mm e $D_{32} = 3,96$ mm encontram-se na Figura 6.29.

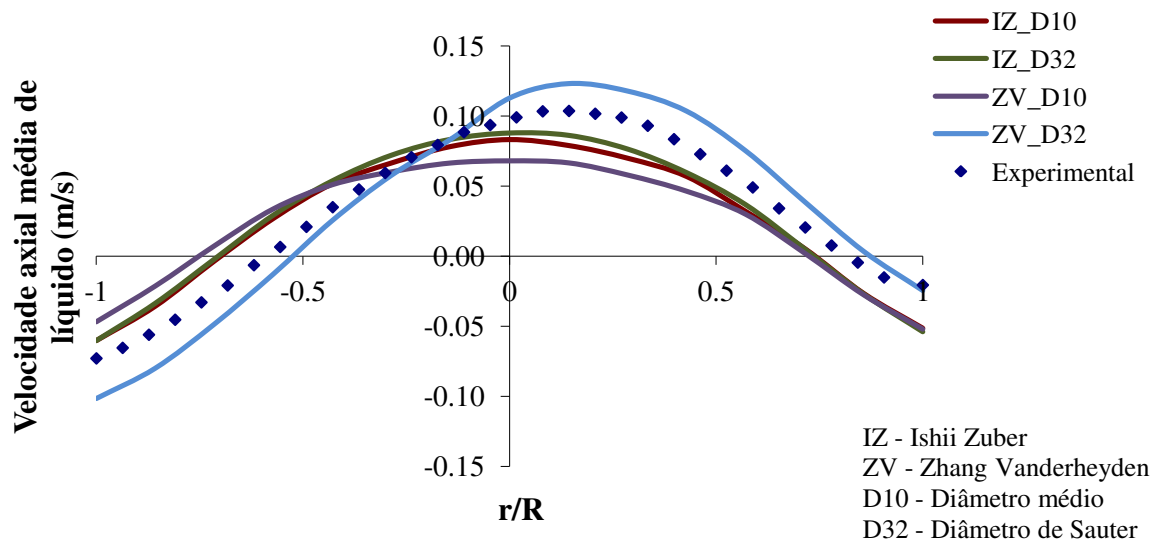


Figura 6.29: : Perfil de velocidade experimental e numérica da fase contínua para U_{sup} de 0,7 cm/s.

Observa-se que em apenas um caso, Zhang Vanderheyden para o maior diâmetro de bolha de 3,96 mm, o valor máximo da velocidade média axial do líquido é superestimado em relação ao resultado experimental.

Comparando-se os resultados pela variação do diâmetro de bolha para um mesmo modelo de arraste observa-se que para o modelo de Ishii Zuber o pico da velocidade é levemente superior para o diâmetro média de bolhas de 3,96 mm em relação ao diâmetro de bolha de 2,50 mm. Para o modelo de arraste de Zhang Vanderheyden o pico da velocidade é bastante superior para o diâmetro de bolhas 3,96 mm comparado ao diâmetro de bolha de 2,5 mm.

Comparando-se os resultados pela variação do modelo de arraste observa-se que o modelo de Ishii Zuber apresentou picos intermediários ao modelo de arraste de Zhang Vanderheyden. Pode-se dizer que o modelo de arraste de Zhang Vanderheyden obteve resultados bastante diferentes em função do diâmetro de bolhas utilizado, enquanto o modelo de Ishii Zuber pouco varia com a variação do diâmetro de bolha.

Observa-se neste caso que a simulação foi capaz de prever os movimentos helicoidais no caso do modelo de arraste de Zhang Vanderheyden para o diâmetro de bolha de 3,96 mm, sendo que nos outros casos o perfil apresentado foi mais simétrico. A alteração do modelo de arraste apresenta variação significativa no valor máximo da velocidade média axial do líquido e para um

mesmo modelo de arraste a variação do diâmetro de bolha tem maior influência no modelo de arraste de Zhang Vanderheyden. O modelo de arraste de Zhang Vanderheyden para o diâmetro de bolha de 3,96 mm apresentou um perfil mais próximo do resultado experimental.

▪ Energia cinética turbulenta

A seguir é apresentado o resultado da energia cinética turbulenta para as velocidades superficiais de gás estudadas. Observa-se das Figuras 6.30 a 6.32 que o resultado experimental apresenta menor variação da energia cinética turbulenta comparada ao resultado numérico, com um pequeno aumento após o centro da coluna e uma diminuição próxima a parede.

O resultado numérico apresenta um pico para este parâmetro no centro da coluna com uma diminuição dos valores próximo a parede.

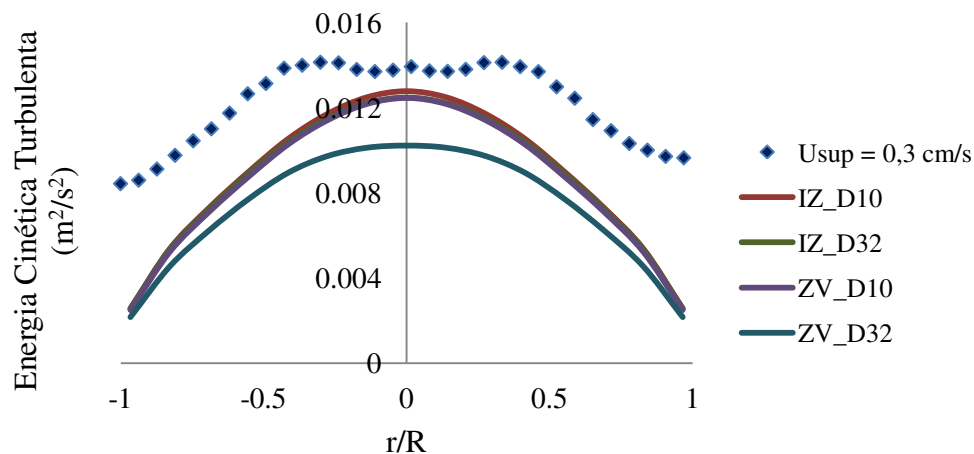


Figura 6.30: Energia cinética turbulenta para $U_{\text{sup}} = 0,3 \text{ cm/s}$ na direção radial.

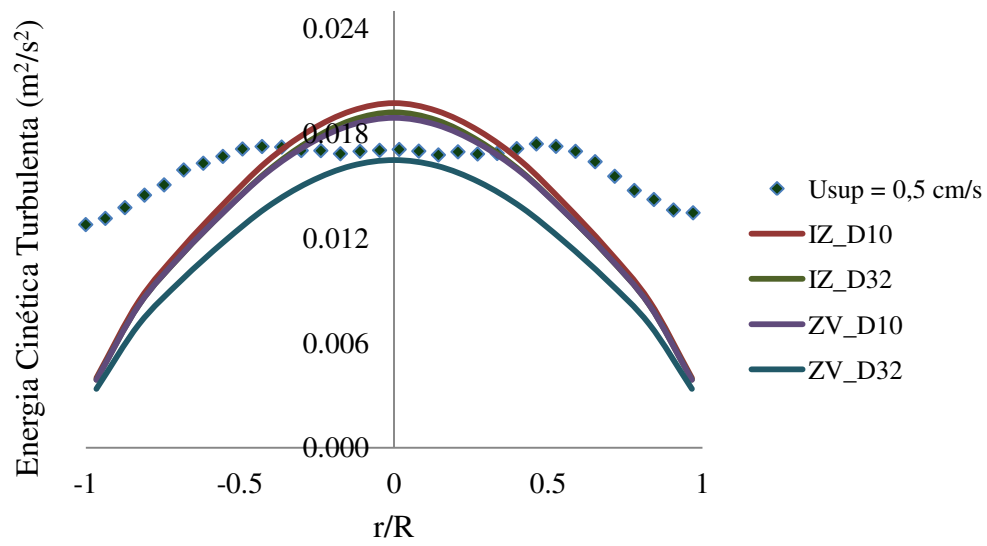


Figura 6.31: Energia cinética turbulenta para $U_{sup} = 0,5$ cm/s na direção radial.

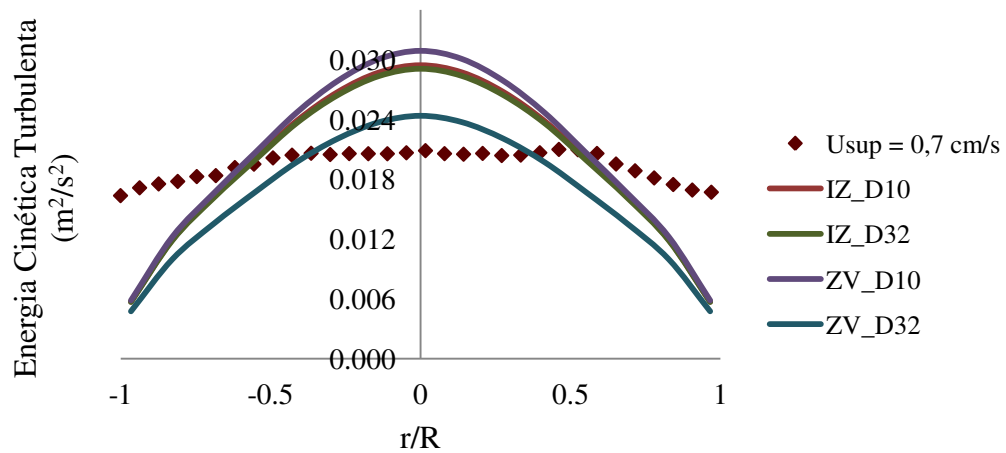


Figura 6.32: Energia cinética turbulenta para $U_{sup} = 0,7$ cm/s na direção radial.

Qualitativamente o resultado numérico que mais se aproximou do resultado experimental foi para a velocidade superficial de 0,3 cm/s. No entanto, não foi um resultado satisfatório.

Para a velocidade superficial de 0,3 cm/s o modelo de arraste de Ishii Zuber aproximou-se do valor da energia cinética turbulenta experimental no centro da coluna independente do diâmetro da bolha e o modelo de Zhang-Vanderheyden aproximou-se para o diâmetro de bolha D10.

Para as velocidades superficiais de 0,5 cm/s e 0,7 cm/s o modelo de Zhang-Vanderheyden para o diâmetro de bolha D32 foi o que mais se aproximou do valor da energia cinética experimental no centro da coluna.

Esperava-se que os resultados numéricos fossem um pouco mais próximos dos resultados experimentais visto que o modelo de turbulência utilizado foi o k- ϵ e este modelo considera turbulência isotrópica, ou seja, que as escalas de comprimento e velocidade são as mesmas em todas as direções.

Tabib et al, (2008) realizaram simulações para uma coluna de bolhas utilizando os dados experimentais de Bhole et al, (2006) e Kulkarni et al, (2007). Os modelos de turbulência RSM e k- ϵ foram utilizados e obtiveram que o modelo RSM apresentou melhores resultados para a energia cinética turbulenta comparado com o modelo de turbulência k- ϵ .

6.3.2 Perfil do Escoamento para Determinados Instantes de Simulação

A Figura 6.33 e 6.34 mostram o perfil do comportamento da fase dispersa durante os 130 segundos de simulação para o caso com o modelo de arraste de Ishii-Zuber e Zhang-Vanderheyden respectivamente, diâmetro de bolha de 3,04 mm e velocidade superficial do gás de 0,5 cm/s.

Observa-se das Figuras 6.33, 6.34 e 6.35 que a simulação prevê os movimentos helicoidais do gás dentro da coluna.

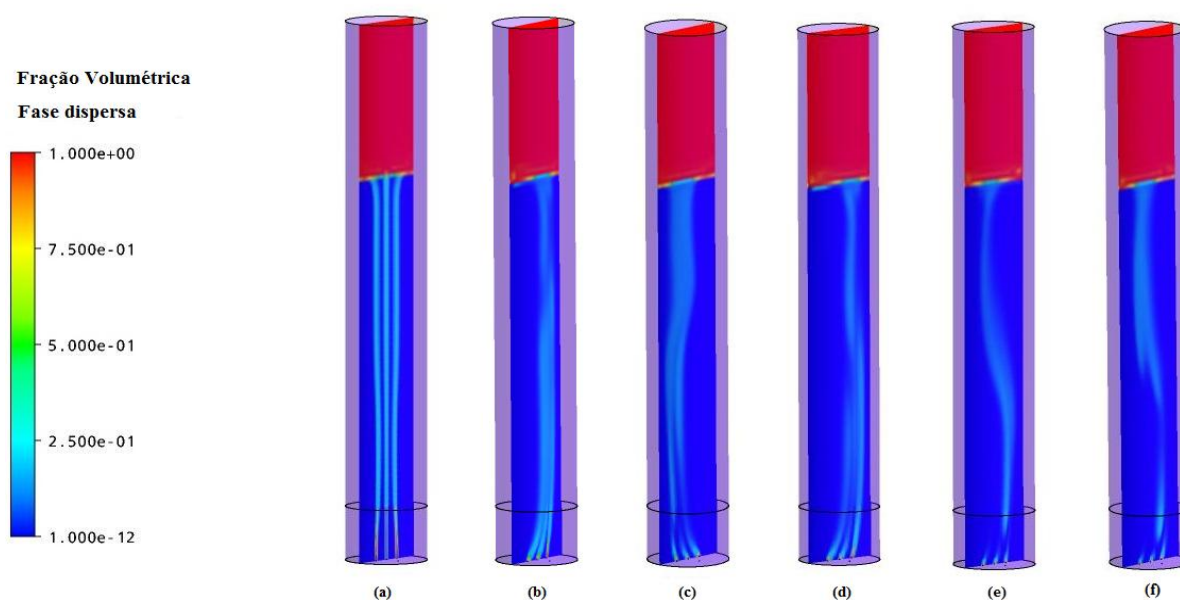


Figura 6.33: Perfil da fase dispersa durante os 130 s de simulação: (a) 5s; (b) 30s; (c) 55s; (d) 80s; (e) 105s; (f) 130s.

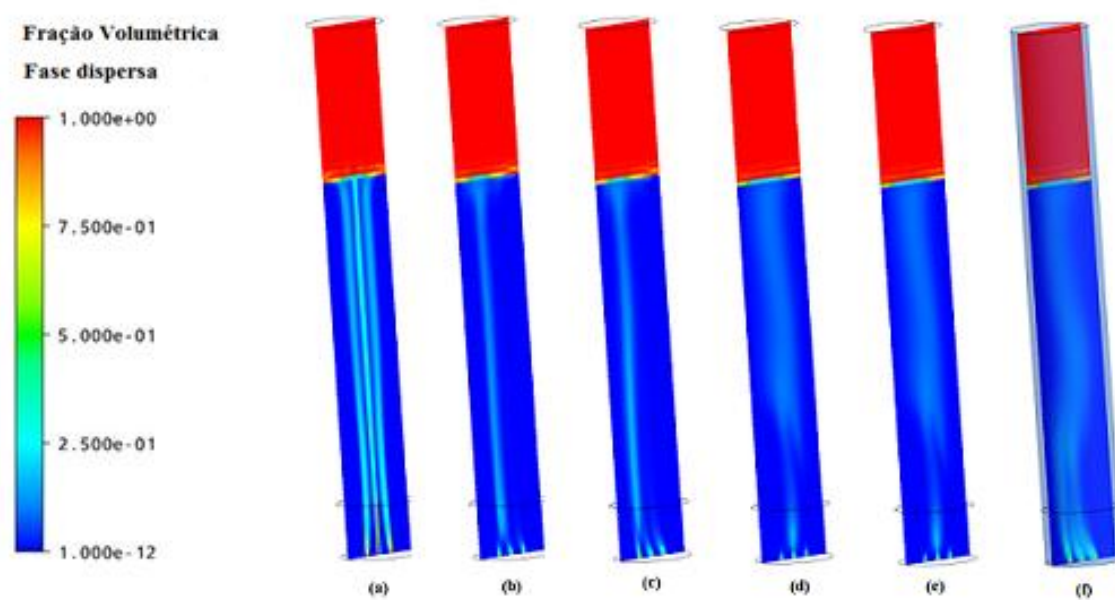


Figura 6.34: Perfil da fase dispersa durante os 130 s de simulação: (a) 5s; (b) 30s; (c) 55s; (d) 80s; (e) 105s; (f) 130s.

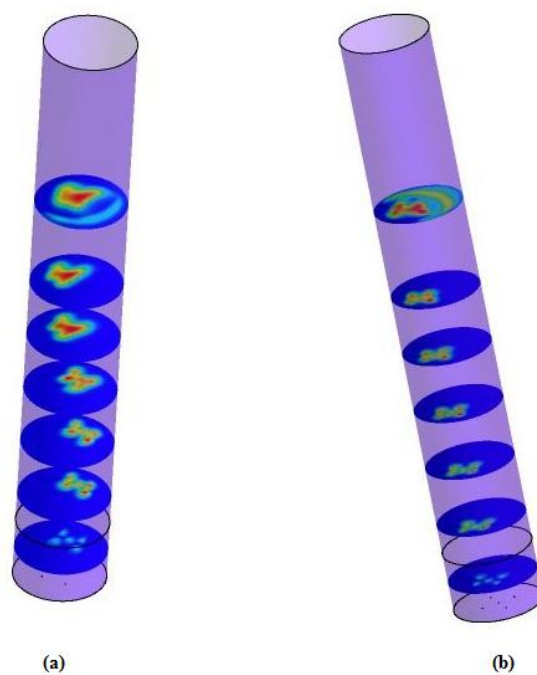


Figura 6.35: Perfil da fase dispersa em diferentes planos: (a) 105s; (b) 80s.

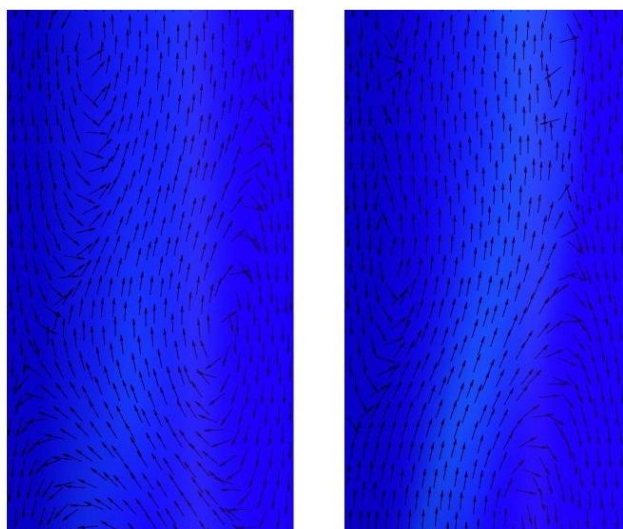


Figura 6.36: Perfil da fase contínua indicada por vetores.

Observa-se pela Figura 6.36 o escoamento ascendente do líquido no centro da coluna e descendente nas paredes da mesma.

7 CONCLUSÕES E SUGESTÕES

A fim de avaliar a robustez do modelo matemático para representar o escoamento gás líquido para o regime homogêneo de operação realizou-se o estudo experimental e numérico apresentado nesta tese em que as principais conclusões serão comentadas a seguir.

Algumas sugestões para o desenvolvimento de futuros trabalhos também serão comentadas.

7.1 Conclusões

Realizou-se experimentos em uma coluna de bolhas por meio da técnica de PIV para a determinação da velocidade axial média da fase líquida e utilizou-se a técnica de *shadow imaging* para a determinação do diâmetro médio de bolhas no regime homogêneo de operação. Para que fosse possível a realização das duas técnicas para as mesmas velocidades superficiais de gás foi necessário a realização dos experimentos para velocidades superficiais menores que 1,0 cm/s, pois nesta velocidade ou acima desta a realização da técnica de *shadow imaging* na coluna utilizada fica comprometida em função da grande quantidade do número de bolhas presentes na coluna o que dificulta a visualização das bolhas e o tratamento das imagens.

Os perfis de velocidade axial média do líquido mostraram que há dependência linear entre a velocidade superficial de gás e o pico máximo da velocidade axial do líquido. A maior velocidade superficial de gás (0,7 cm/s) apresentou o maior pico de velocidade axial de líquido e a menor velocidade superficial de gás (0,3 cm/s) o menor pico.

A análise dos tensores de Reynolds permitiu verificar que o tensor axial é o que exerce maior influência no escoamento. Estes tensores também apresentaram uma dependência linear com a velocidade superficial do gás, em que os maiores valores foram obtidos para a maior velocidade superficial do gás e os menores valores para a menor velocidade superficial do gás.

Para todos os casos, independente da velocidade superficial, os maiores valores para os tensores de Reynolds encontram-se no centro ou próximo ao centro na coluna e os menores valores próximos à parede da mesma. Isto se deve principalmente em função da maior concentração de bolhas no centro na coluna e cisalhamento na região intermediária entre centro e parede da coluna.

A curva do regime de operação mostrou que o regime homogêneo para esta coluna vai até uma velocidade superficial de gás de 1,8 cm/s. Esta velocidade é um pouco inferior a um estudo realizado por Silva, 2011 para uma coluna com as mesmas dimensões e um prato de distribuição com 37 furos.

A avaliação dos modelos de arraste permite concluir que os modelos de Ishii Zuber e Zhang Vanderheyden caracterizam bem os resultados experimentais para as velocidades superficiais de 0,3 cm/s e 0,5 cm/s.

Para a velocidade superficial de 0,7 cm/s o modelo de arraste de Zhang Vanderheyden para o diâmetro de bolha de 3,96 mm é o que melhor caracteriza o resultado experimental.

O modelo de arraste de Ishii-Zuber não apresentou variação no pico da velocidade em função da variação do diâmetro da bolha e o modelo de Zhang Vanderheyden apresentou resultados variáveis em função da alteração do diâmetro de bolha para todas as velocidades.

A simulação é capaz de prever os movimentos helicoidais presentes na coluna em função do movimento da fase gás conforme apresentado nas Figuras 6.33, 6.34 e 6.35, bem como a caracterização do escoamento em colunas de bolhas – ascendente no centro na coluna e descendente na parede – conforme Figura 6.36.

A Energia cinética turbulenta não apresentou resultado satisfatório na comparação dos resultados numéricos e experimentais, sendo a variação dos valores encontrados entre o centro e a parede da coluna maiores nos resultados numéricos do que experimentais.

7.2 Sugestões

Propõe-se para o desenvolvimento de futuros trabalhos, que podem contribuir com a comunidade científica nos estudos com colunas de bolhas, a realização do estudo experimental e numérico nas mesmas condições experimentais realizadas nesta dissertação para uma coluna cilíndrica com maior diâmetro e/ou altura para a avaliação da influência das dimensões da mesma nos resultados. No caso das simulações seria uma oportunidade a inclusão do balanço populacional a fim de verificar a influência na consideração de diferentes diâmetros de bolhas e

também a utilização do modelo de turbulência RSM para verificação do perfil de energia cinética turbulenta.

Outra consideração seria a realização de um estudo experimental utilizando a técnica de PIV e *shadow imaging* para a mesma coluna utilizada nesta dissertação, porém com um distribuidor de gás com número de furos menores e maiores do que cinco que foi o utilizado nesta dissertação. Seria uma boa oportunidade para a comparação do perfil axial da velocidade média do líquido bem como o diâmetro médio das bolhas, uma vez que o distribuidor tem grande influência nos resultados em colunas de bolhas.

8 REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS

- ABRAHAM, M., SAWANT, S.B. *Effect of sparger design on the hydrodynamics and mass transfer characteristics of a bubble column*. Indian Chem. Eng. v.1, p.31-38, 1989.
- AKITA K., YOSHIDA, F. *Bubble size, interfacial area and liquid-phase mass transfer coefficient in bubble columns*. Ind Eng Chem Process Des Dev, v.12, p.76–80, 1974.
- ALBRECHT, H.E., BORYS, M., DAMASCHKE, N., TROPEA, C. *Laser Doppler and Phase Doppler Measurement Techniques*. Ed. Springer, 2002.
- AL Taweel, A.M, MADHAVAN, S., PODILA, K., KOKSAL, M., TROSHKO, A., GUPTA, Y.P. *CFD simulation of multiphase flow: closure recommendations for fluid-fluid systems*. 12th European Conference on Mixing, Bologna, Italy, 2006.
- ANSYS CFX[®]. ANSYS CFX-Solver Theory Guide. Release 12.0. Chapter 2: turbulence and wall function. Abril, 2009.
- BHOLE, M. R., ROY, S., JOSHI, J. B. *Laser doppler anemometer measurements in bubble column: effect of sparger*. Industrial & Engineering Chemistry Research, vol. 45, p.9201-9207, 2006.
- BOUTET C.L., LARACHI F., DROMARD N., DELSART O., SCHWEICH D. *CFD simulation of bubble column flows: Investigations on turbulence models in RANS approach*. Chemical Engineering Science, v.64, p.4399-4413, 2009.
- BRANDON, D. J., AGGARWAL, S. K. *A numerical investigation of particle deposition on a square cylinder placed in a channel flow*. Aerosol Science Technology, v.34, p.340–352, 2001.
- BRENNEN, C. E. *Fundamentals of multiphase flow*. Cambridge University Press chapt 1, Cambridge 2006.
- BRÖDER, D., SOMMERFELD, M. *Experimental studies of the hydrodynamic in a bubble column by an imaging PIV/PTV – system*. 4th International Symposium on Particle Image Velocimetry, German, Göttingen, 2001.

- BUWA, V.V., RANADE, V.V. *Dynamics of gas-liquid flow in a rectangular bubble column: experiments and single/multi-group CFD simulations*. Chem. Eng. Sci. v.57, p.4715-4736, 2002.
- CHEN, J., GUPTA, P., DEGALEESAN, S., AL-DAHMAN, M. H., DUDUKOVIC, M.P., TOSELAND, B. A. *Gas holdup distributions in large-diameter bubble columns measured by computed tomography*. Flow Measurement and Instrumentation, v.9, p.91–101, 1998.
- CHEN, P. *Modeling the fluid dynamics of bubble columns flows*. Ph.D. Thesis. Server Institute of Washington University. St Louis, USA, 2004. Instrumentation, v.9, p.91–101, 1998.
- CONG, L., CHEUNG, S.C.P., YEOH, G.H., TU, J. *Influence of drag forces on a swarm of bubbles in the isothermal bubbly flow conditions*. Seventh International Conference on CFD in the Minerals and Process Industries, CSIRO, Melbourne, Australia, 2009.
- DARMANA D., DEEN N.G., KUIPERS J.A.M., HARTEVELD W.K., MUDDE R.F. *Numerical study of homogeneous bubbly flow: Influence of the inlet conditions to the hydrodynamic behavior*. International Journal of Multiphase Flow, v.35, p.1077-1099, 2009.
- DECKWER, W.D. *Bubble Column Reactors*. Traduzido para o inglês por Valerie Cottrell. Editado por Robert W. Field, p.5, 1992.
- DECKWER, W. D., LOUISI Y., ZAIDI A., RALEK, M. *Hydrodynamic properties of the Fisher–Tropsch slurry process*. Ind Eng Chem Process Des Dev, v.19, p.699–708, 1980.
- DEGALEESAN, S., DUDUKOVIC, M., PAN, Y. *Experimental study of gas-induced liquid-flow structures in bubble columns*. AIChE J, v.47, p.1913-1931, 2001.
- DIONÍSIO, R.P. *Simulação tridimensional de uma coluna de bolhas- diferentes abordagens geométricas e modelagem*. Dissertação de mestrado, UNICAMP, Campinas – SP, 2008.
- DIONÍSIO, R., SILVA, M., d'ÁVILA, M., MORI, M. *Three-dimensional simulation of bubbly flows with different geometrical approaches*. International Review of Chemical Engineering. Rapid Communications (IRECHE), v.01 N5, p.467, 2009.
- FERZIGER, J. H., PERIC, M. *Computational Methods for Fluid Dynamics*. Berlin, Germany: Springer, 1996

FREIRE, A. P.S., ILHA, A., COLAÇO, M.J. *Coleção caderno de turbulências*. Escola de Primavera em Transição e Turbulência, Instituto Militar de Engenharia, v.05, tomo 01, 2006.

FUKUMA M., MUROYAMA K., MOROOKA S. *Properties of bubble swarm in a slurry bubble column*. J Chem Eng Jpn, v.20, p.28–33, 1987.

GUANG LI A., XIAOGANG Y. B., GANCE DAI A. *CFD simulation of effects of the conFiguration of gas distributors on gas–liquid flow and mixing in a bubble column*. Chemical Engineering Science, v.64, p.5104-5116, 2009.

GUTKOSKI, L. L. *Ferramenta computacional para medição de campos de velocidade utilizando processamento digital de imagens*. Dissertação de Mestrado, UFRGS, Porto Alegre, Rio Grande do Sul, 2001.

HILLS, JH. *Radial non-uniformity of velocity and voidage in a bubble column*. Ind Eng Chem Process Des Dev, v.20, p.540–545, 1974

HYNDMAN, C.L., LARACHI, F., GUY, C. *Understanding gas-phase hydrodynamics in bubble columns: a convective model based on kinetic theory*. Chem Eng Sci, v.52, p.63–77, 1997.

JOSHI, J.B., TABIB, M.V., ROY, S.A. *CFD simulation of bubble column – An analysis of interphase forces and turbulence models*. Chemical Engineering Journal v.139, p.589-614, 2008.

KANTARCI, N., BORAK, F., ULGEN, K. O. *Review Bubble column reactors*. Process Biochemistry v.40, p.2263–2283, 2005.

KRISHNA R., WILKINSON P.M., VAN DIERENDONCK L.L. *A model for gás holdup in bubble columns incorporating the influence of gas density on flow regime transitions*. Chem Eng Sci, v.46, p.2491–2496, 1991.

KULKARNI, A. V., JOSHI, J.B. *Design and selection of sparger for bubble column reactor*. Chemical Engineering Research and Desing, p. 1-10, 2011.

LA VISION, Product-Manual. Produced by LaVision GmbH, Göttingen, January, 11, 2007.

LI H., PRAKASH, A. *Heat transfer and hydrodynamics in a three-phase slurry bubble column*. Ind Eng Chem Res, v.36, p.4688–4694, 1997.

- LIN, T.J., REESE, J., HONG, T., FAN, L.S. Quantitative analysis and computation of two-dimensional bubble columns. *Fluid Mechanics and Transport Phenomena*, v.42, p.301-318, 1996.
- LOPEZ DE BERTODANO, M.; MORAGA, F.J.; DREW, D.A.; LAHEY JR., R.T. The Modeling of Lift and Dispersion Forces in Two-Fluid Model Simulation of a Bubbly Jet. *Journal of Fluids Engineering*, v. 126, p. 573-577, 2004.
- LUO X., LEE D.J., LAU R., YANG G., FAN L. Maximum bubble size and gas holdup in high-pressure slurry bubble columns. *AIChE J*, v.45, p.665–685, 1999.
- MALISKA, C. R. *Transferência de Calor e Mecânica dos Fluidos Computacional*. LTC. 2a edição, 2004.
- MILLER D.N. Scale up of agitated vessels gas-liquid mass transfer. *AIChE J*, v.20, p.445-453, 1974.
- MORI, E., MORI, M., d'ÁVILA, M. *CFD simulation of three-phase flow in slurry bubble column*. MFIP12 Ischia – Conference on Multiphase Flow in Industrial Plants, 2011.
- MUDDE, R.F., SIMONIN, O. Two and three dimensional simulations of a bubble plume using a two fluid model. *Chemical Engineering Science*, v.54, p.5061– 5069, 1999.
- OKAMOTO, K., NISHIO, S., SAGA, T., KOBAYASHI, T. Standard images for particle-image velocimetry. *IOP Science*, v. 11, N6, p. 685, 2000.
- OLMOS, E. Estudo Experimental e numérico de fluxo gás-líquido em colunas de bolhas. Ph.D. Thesis, Institut National Polytechnique de Lorraine, Nancy, France, 2002.
- OLMOS, E., GENTRIC, C., VIAL, C., WILD, G., MIDOUX, N. Numerical simulation of multiphase flow in bubble column reactors: influence of bubble coalescence and breakup. *Chemical Engineering Science* v.56, p.6359–6365, 2001.
- PANG, M., WEI, J., YU, B. Numerical investigation on turbulence *and bubbles distribution in bubbly flow under normal gravity and microgravity conditions*. *Microgravity Science Technology*, v.22, p. 283-294, 2010.

- PATANKAR, S. V. *Numerical heat transfer and fluid flow*. New York, USA: McGraw-Hill, 1980.
- PFLEGER, D., BECKER, S. *Modelling and simulation of the dynamic flow behaviour in a bubble column*. Chemical Engineering Science, v. 56, p. 1737–1747, 2001.
- PFLEGER, S., GOMES, S., GILBERT, N., WAGNER, H.G. *Hydrodynamic simulations of laboratory scale bubble columns: fundamental studies of the Eulerian–Eulerian modelling approach*. Chemical Engineering Science, v.54, p.5091–5099, 1999.
- POLLI, M., DI STANISLAO, M., BAGATIN, R., BAKR, E. A., MASI, M. *Bubble size distribution in the sparger region of bubble columns*. Chemical Engineering Science, v.57, p.197-205, 2002.
- PRAKASH, A., MARGARITIS, A., LI, H. Hydrodynamics and local heat transfer measurements in a bubble column with suspension of yeast. Biochem Eng Journal v.9, p.155-163, 2001.
- PRASSAD, A. K. *Particle image velocimetry – a review article*. Current Science, v.79, p.51-60, 2000.
- PROSPERETTI A. e TRYGGVASON G. *Computational Methods for Multiphase Flow*. Cambridge University Press chapt 1, Cambridge 2008.
- ROSA, L. M., MORI, M. *Aplicação de técnicas CFD para o cálculo de escoamento em meio reativo em riser*. Dissertação de Doutorado, UNICAMP, Campinas – SP, 2008
- ROSA, L. M., MORI, M. *Simulação de reações químicas e consumo de calor em reatores riser*. Dissertação de Mestrado, UNICAMP, Campinas – SP, 2002.
- ROY, S., JOSHI, J. B. *CFD study of mixing characteristics of bubble column and external loop airlift reactor*. Asia-Pacific Journal of Chemical Engineering, v.03, p. 97-105, 2008.
- RUZICKA, M. C., ZAHRADNIK, J., DRAHOS, J., THOMAS, N. H. *Homogeneous-heterogeneous regime transition in bubble columns*. Chemical Engineering Science, v.56, p.4609-4626, 2001

SANTOS, C., AGUIAR, E., DIONÍSIO, R., MORI, M., CERQUEIRA, H., d'ÁVILA, M. *Three dimensional gas-liquid CFD simulations in cylindrical bubble columns*. International Journal of Chemical Reactor Engineering, v.05, article A90, 2007.

SARRAFI, A., JAMIALAHMADI, M., MULLER-STEINHAGEN, H., SMITH, J. M. Gas holdup in homogeneous and heterogeneous gas-liquid bubble column reactors. Canadian Journal of Chemical Engineering, v.77, p.11-21, 1999.

SATHE, M. J., MATHPATI, C. S., DESHPAND, S. S., KHAN, Z., EKAMBARA, K., JOSHI, J.B. *Investigation of flowstructures and transport phenomena in bubble columns using particle image velocimetry and miniature pressure sensors*. Chemical Engineering Science, v. 66, p. 3087-3107, 2011

SHAH, Y.T., GODBOLE, S.P., DECKER, W.D. Design parameters estimations for bubble columns reactors. AIChE J, v.28, p.353-379, 1982.

SHAIKH, A., MUTHANNA, H. A Review on flow regime transition in bubble columns. International Journal of Chemical Reactor Engineering, v.5, Review R1, 2007

SILVA, M., d'ÁVILA, M., MORI, M. *CFD modeling of a bubble column with an external loop in the heterogeneous regime*. Canadian Journal of Chemical Engineering, vol. 89, p. 671-681, 2011.

SILVA, M.K. *Estudo Numérico e Experimental de Colunas de Bolhas Operando em Regime Heterogêneo*. Dissertação de doutorado, UNICAMP, Campinas – SP, 2011.

SILVA, M., d'ÁVILA, M., MORI, M. *Study of the Interfacial Forces and Turbulence Models in a Bubble Column*. Computers and Chemical Engineering, *in press*, 2012.

SIMONNET, M., GENTRIC, C., OLMOS, E., MIDOUX, N. *CFD simulation of the flow field in a bubble column reactor: Importance of the drag force formulation to describe regime transitions*. Chemical Engineering and Processing, v.47, p.1726-1737, 2008.

SOCOL, J., PISCHE, A. G., NORILER, D., MEIER, H. F., MORI, M. Estudo experimental e numérico do escoamento gás líquido em coluna de bolhas utilizando a técnica de velocimetria por

imagem de partícula. VII Escola de Primavera de Transição e Turbulência, Ilha Solteira, SP, 2010.

SOKOLICHIN, A., EIGENBERGER, G., LAPIN, A., LUBBERT, A., *Dynamic numerical simulation of gas-liquid two-phase flows Euler/Euler versus Euler/Lagrange*. Chemical Engineering Science v.52,p. 611–626, 1997.

SZELIGA, M. R.; ROMA, W. N. L. *Estudos de reaeração com velocimetria por imagens de partículas – Sistema S-PIV-3D*. Engenharia Sanitária e Ambiental, vol. 14, nº 4, p. 499-510, 2009.

TABIB, M. V., ROY S. A., JOSHI J. B. *CFD simulation of bubble column—An analysis of interphase forces and turbulence model*. Chemical Engineering Journal, vol. 139, p. 589–614, 2008.

THORAT B., JOSHI J. *Regime transition in bubble columns: experimental and predictions*. Exp. Therm. Fluid Science, v.28, p.423–430, 2004.

TREYBAL, R. E. *Operações de transferência de massa*. McGraw- Hill Book Co. Mexico, p.858, 1980.

VIAL, C., PONCIN, S., WILD, G., MIDOUX, N. *A simple method for regime Identification and flow characterization in bubble column and airlift reactors*. Chemical Engineering and Processing, vol. 40, p. 135-151, 2001.

WENYUAN, F., YOU GUANG, MA., XIAOLEI, LI., HUAIZHI, LI. *Study on the flow field around two parallel moving bubbles and interaction between bubbles rising in CMC solutions by PIV*. Fluid Flow and Transport Phenomena, Chinese Journal of Chemical Engineering, p. 904-913, 2009.

WILKINSON, P.M. *Physical aspects and scale-up of high pressure bubble columns*. Ph.D. Thesis, University of Groningen, 1991.

ZHANG, D.Z., VANDERHEYDEN, W.B. *The effects of mesoscale structures on the dispersed two-phase flows and their closures for dilute suspensions*. Int. J. Multiphase Flow v.28, p.805-822, 2002.