



UNIVERSIDADE FEDERAL DE SANTA CATARINA
CENTRO TECNOLÓGICO
PROGRAMA DE PÓS-GRADUAÇÃO EM ENGENHARIA MECÂNICA

Andreza Sousa Ribeiro

Caracterização experimental da estrutura do escoamento em padrão de bolhas em uma seção convergente-divergente através de PIV e PTV

Florianópolis
2020

Andreza Sousa Ribeiro

Caracterização experimental da estrutura do escoamento em padrão de bolhas em uma seção convergente-divergente através de PIV e PTV

Dissertação submetida ao Programa de Pós-Graduação em Engenharia Mecânica da Universidade Federal de Santa Catarina para a obtenção do título de mestre em Engenharia Mecânica.

Orientador: Prof. Emilio Ernesto Paladino, Dr.

Florianópolis

2020

Ficha de identificação da obra elaborada pelo autor,
através do Programa de Geração Automática da Biblioteca Universitária da UFSC.

Ribeiro, Andreza Sousa

Caracterização experimental da estrutura do escoamento em padrão de bolhas em uma seção convergente-divergente através de PIV e PTV / Andreza Sousa Ribeiro ; orientador, Emilio Ernesto Paladino, 2020.

87 p.

Dissertação (mestrado) - Universidade Federal de Santa Catarina, Centro Tecnológico, Programa de Pós-Graduação em Engenharia Mecânica, Florianópolis, 2020.

Inclui referências.

1. Engenharia Mecânica. 2. Escoamentos Acelerados . 3. Escoamento de Bolhas. 4. PIV. 5. PTV. I. Paladino, Emilio Ernesto. II. Universidade Federal de Santa Catarina. Programa de Pós-Graduação em Engenharia Mecânica. III. Título.

Andreza Sousa Ribeiro

Caracterização experimental da estrutura do escoamento em padrão de bolhas em uma seção convergente-divergente através de PIV e PTV

O presente trabalho em nível de mestrado foi avaliado e aprovado por banca examinadora composta pelos seguintes membros:

Prof. Emilio Ernesto Paladino, Dr.
Universidade Federal de Santa Catarina - UFSC

Prof. Julio Cesar Passos, PhD.
Universidade Federal de Santa Catarina - UFSC

Prof. Jorge Luiz Goes Oliveira, PhD.
Universidade Federal de Santa Catarina - UFSC

Certificamos que esta é a **versão original e final** do trabalho de conclusão que foi julgado adequado para obtenção do título de mestre em Engenharia Mecânica.

Coordenação do Programa de
Pós-Graduação em Engenharia Mecânica

Prof. Emilio Ernesto Paladino, Dr.
Orientador

Florianópolis, 2020.

Aos meus pais e avós que estiveram comigo
em todos os momentos da minha vida.

AGRADECIMENTOS

Gostaria de agradecer, por primeiro, a Deus por me guiar, iluminar e me dar tranquilidade para seguir em frente com os meus objetivos e não desanimar perante as dificuldades.

Agradeço a meus pais, Adelanja e Antônio, que sempre me motivaram, entenderam as minhas faltas, lutaram pela minha formação tanto pessoal quanto profissional, e também pelo apoio financeiro.

Ao meu orientador, Professor Dr. Emilio Paladino, que com excelência me conduziu, orientou, sempre disponível e atencioso em todas as oportunidades que dele precisei.

Ao meu coorientador, Dr. Rafael Cerqueira, que com excelência e paciência me conduziu, estando sempre disposto a me ensinar, dirimir minhas dúvidas, e hoje é minha maior referência como pesquisador.

Ao aluno de graduação e bolsista em iniciação científica Marco Antonio Cerutti pelo significativo auxílio em programação.

Aos colegas e demais professores do SINMEC que sempre me receberam de braços abertos, pelo companheirismo, amizade, conhecimento compartilhado e pelas inúmeras contribuições que recebi durante o processo de instalação e acompanhamento da bancada experimental.

Aos integrantes do Labcet pelas contribuições com os ajustes da bancada experimental e pela amizade.

Aos professores da Universidade Federal de São João del Rei que mesmo distantes se fizeram presentes, sempre me encorajando a seguir em frente.

Às amigas construídas ao longo destes anos, agradeço por vocês tornaram essa caminhada mais leve.

Por fim, agradeço à CAPES pelo apoio financeiro e ao Programa de Pós-Graduação em Engenharia Mecânica da Universidade Federal de Santa Catarina que, através de seu corpo docente, contribuíram, para o aprendizado e principalmente, para o conhecimento conquistado nesse tempo.

*"Only take heart and be very strong;
take care to do all the law which Moses my servant gave you,
not turning from it to the right hand or to the left,
so that you may do well in all your undertakings."
(Joshua 1:7)*

RESUMO

Escoamentos bifásicos gás-líquido estão presentes em inúmeras aplicações industriais, em especial na indústria química e de petróleo e gás. Dentre os diversos padrões de escoamentos multifásicos gás-líquido, o escoamento em padrão de bolhas é um dos mais frequentemente encontrados em sistemas industriais e ocorre em baixas velocidades superficiais de gás, na qual a fase gasosa se encontra na forma de bolhas dispersas. Embora existam diversos trabalhos na literatura abordando o escoamento em padrão de bolhas em dutos, poucos autores têm dado atenção a esse tipo de escoamento em geometrias complexas como, por exemplo, dutos de seção variável e outras restrições, onde a mistura bifásica experimenta acelerações significativas. Assim sendo, o presente trabalho possui um caráter fundamental, e seu objetivo é compreender, através de um estudo experimental a estrutura do escoamento em padrão de bolhas em uma seção convergente-divergente que tem como principal característica a aceleração local experimentada por ambas as fases, assim como avaliar a estrutura da turbulência nesse escoamento. Duas técnicas de medição foram usadas para obter informações de ambas as fases. A velocidade da fase líquida foi medida pela técnica de Velocimetria por Imagem de Partículas, utilizando partículas traçadoras fluorescentes (PIV/LIF). A Velocimetria por Rastreamento de Partículas (PTV) foi utilizada para obter as velocidades médias das bolhas dispersas. A presença das bolhas dispersas introduz enviesamento nas velocidades da fase líquida através do PIV/LIF, devido à reflexão da luz pelas partículas nas interfaces. Desta forma, foi empregado o método de discriminação de fases para remover a contribuição da fase gasosa dispersa nos resultados da velocidade do líquido, baseado na análise das imagens de PIV e detecção das regiões ocupadas pela fase gasosa. Este algoritmo foi desenvolvido no grupo de pesquisa e adaptado para a geometria utilizada neste estudo. Os resultados mostraram que a presença da fase dispersa tem forte influência sobre o campo de velocidade da fase líquida, mudando completamente a estrutura do escoamento bifásico em relação ao caso monofásico. Esse efeito se torna mais evidente para menores velocidades superficiais da fase líquida. Nos casos de maiores velocidades superficiais de líquido, foi observado que as fases recuperam parcialmente as velocidades após a seção divergente. Além disso, há um aumento significativo nas flutuações de velocidade no escoamento de bolhas, quando se compara com o caso monofásico, sendo mais intenso na seção divergente, onde há um gradiente de pressão adverso.

Palavras-chave: Escoamentos Acelerados. Escoamento de Bolhas. PIV. PTV.

ABSTRACT

Liquid-gas two-phase flows are present in numerous industrial applications, especially in the chemical and oil and gas industries. Among the various patterns of liquid-gas two-phase flows, bubble pattern flow is one of the most frequently found in industrial systems and occurs at low superficial gas velocities, in which the gas phase is in the form of dispersed bubbles. Although there are several studies in the literature addressing the flow in bubble patterns in pipelines, few authors have paid attention to this type of flow in complex geometries, such as variable section ducts and other contractions, where the two-phase mixture experiences significant accelerations. Therefore, the present work has a fundamental feature, and its objective is to understand, through an experimental study the flow structure in bubbles pattern in a convergent-divergent section that has as main characteristic the local acceleration experienced by both phases, as well as to evaluate the turbulence structure in this flow. Two measurement techniques were used to obtain information from both phases. The velocity of the liquid phase was measured by the Particle Image Velocimetry technique, using fluorescent tracer particles (PIV/LIF). Particle Tracking Velocimetry (PTV) was used to obtain the average velocities of the dispersed bubbles. The presence of dispersed bubbles introduces bias in the measurements of the velocities of the liquid phase through the PIV/LIF, due to the reflection of the light by the particles at the interfaces. Thus, the phase discrimination method was used to remove the contribution of the dispersed gas phase in the results of the liquid velocity, based on the analysis of the PIV images and detection of the regions occupied by the gas phase. This algorithm was developed in the research group and adapted to the geometry used in this study. The results showed that the presence of the dispersed phase has a strong influence on the velocity field of the liquid phase, completely changing the two-phase flow structure in relation to the single-phase case. This effect becomes more evident for lower superficial velocities of the liquid phase. In cases of higher superficial liquid velocities, it was observed that the phases partially recover the velocities after the divergent section. In addition, there is a significant increase in speed fluctuations in the flow of bubbles, when comparing it with the single-phase flow, being more intense in the divergent section, where there is an adverse pressure gradient.

Keywords: Accelerated Flow. Bubbly Flow. PIV. PTV.

LISTA DE FIGURAS

Figura 1 – Padrões do escoamento bifásico ascendente.	23
Figura 2 – Mapa dos padrões de escoamento para dutos verticais em um escoamento co-corrente água-ar.	24
Figura 3 – Configuração esquemática da bancada experimental.	32
Figura 4 – Desenho técnico da seção convergente-divergente.	32
Figura 5 – Imagem da seção convergente-divergente.	33
Figura 6 – Princípio de funcionamento da velocimetria por imagem de partícula.	34
Figura 7 – Imagem do escoamento bifásico obtida pelo PIV.	39
Figura 8 – Desenho esquemático do posicionamento do <i>backlight</i> e da câmera rápida.	40
Figura 9 – Desenho esquemático do plano de laser e do plano da câmera rápida.	41
Figura 10 – Desenho esquemático de um plano da câmera rápida.	41
Figura 11 – Sequência de <i>frames</i> instantâneos em que $Q_l = 1,67 \cdot 10^{-5} \text{ m}^3/\text{s}$ e seus respectivos valores de vazão de gás.	43
Figura 12 – Sequência de <i>frames</i> instantâneos em que $Q_l = 8,34 \cdot 10^{-5} \text{ m}^3/\text{s}$ e seus respectivos valores de vazão de gás.	44
Figura 13 – Sequência de <i>frames</i> instantâneos em que $Q_l = 2 \cdot 10^{-4} \text{ m}^3/\text{s}$ e seus respectivos valores de vazão de gás.	45
Figura 14 – Figura esquemática da seção convergente-divergente.	48
Figura 15 – Perfis de velocidade média do líquido para validação do PIV: (a) escoamento laminar e (b) turbulento.	49
Figura 16 – Comparação entre: (a) o perfil de velocidade normalizada $v_l^{norm.}(r)$ e (b) perfil de velocidade do líquido <i>root-mean-square</i> (r.m.s), $u_{l,rms}^+(r)$ e $v_{l,rms}^+(r)$, normalizada pela velocidade de atrito na parede dos resultados do presente trabalho e resultados de PIV e DNS do trabalho de Eggels <i>et al.</i> (1994).	50
Figura 17 – Perfis de velocidade média axial do líquido para: (a) $\overline{\langle j_l \rangle} = 10,96 \cdot 10^{-3} \text{ m/s}$, (b) $\overline{\langle j_l \rangle} = 54,81 \cdot 10^{-3} \text{ m/s}$ e (c) $\overline{\langle j_l \rangle} = 131,53 \cdot 10^{-3} \text{ m/s}$. À esquerda são mostrados os perfis de velocidade sem o tratamento prévio das imagens e à direita os perfis com a técnica de discriminação de fase.	52
Figura 18 – Vazão calculada pelo PIV ao longo de toda a seção de teste para os três valores de vazão medida pelo rotâmetro: (a) $Q_1^{Rot.} = 1 \text{ l/min}$, (b) $Q_1^{Rot.} = 5 \text{ l/min}$ e (c) $Q_1^{Rot.} = 12 \text{ l/min}$	55
Figura 19 – Velocidades médias do líquido e do gás ao longo da seção de teste em que $\overline{\langle j_l \rangle} = 10,96 \cdot 10^{-3} \text{ m/s}$, para diferentes velocidades superficiais de gás: (a) $\overline{\langle j_g \rangle} = 1,00 \cdot 10^{-3} \text{ m/s}$, (b) $\overline{\langle j_g \rangle} = 1,50 \cdot 10^{-3} \text{ m/s}$ e (c) $\overline{\langle j_g \rangle} = 2,05 \cdot 10^{-3} \text{ m/s}$	56

Figura 20 – Velocidades médias do líquido e do gás ao longo de toda a seção de teste em que $\overline{\langle j_l \rangle} = 54,81 \cdot 10^{-3}$ m/s, para diferentes velocidades superficiais de gás: (a) $\overline{\langle j_g \rangle} = 2,05 \cdot 10^{-3}$ m/s, (b) $\overline{\langle j_g \rangle} = 4,05 \cdot 10^{-3}$ m/s e (c) $\overline{\langle j_g \rangle} = 5,97 \cdot 10^{-3}$ m/s.	58
Figura 21 – Velocidades médias do líquido e do gás ao longo de toda a seção de teste para $\overline{\langle j_l \rangle} = 131,53 \cdot 10^{-3}$ m/s, para diferentes velocidades superficiais de gás: (a) $\overline{\langle j_g \rangle} = 2,05 \cdot 10^{-3}$ m/s, (b) $\overline{\langle j_g \rangle} = 4,05 \cdot 10^{-3}$ m/s e (c) $\overline{\langle j_g \rangle} = 5,97 \cdot 10^{-3}$ m/s.	59
Figura 22 – Imagem crua do escoamento na seção teste obtida pelo PIV para o escoamento monofásico para $Q_l = 5$ l/min.	60
Figura 23 – Distribuição do campo de velocidade líquido, em que $\overline{\langle j_l \rangle} = 10,96 \cdot 10^{-3}$ m/s para os quatro casos de escoamento: (a) $\overline{\langle \alpha_g \rangle} = 0, 0$, (b) $\overline{\langle \alpha_g \rangle} = 0, 005$, (c) $\overline{\langle \alpha_g \rangle} = 0, 008$, (d) $\overline{\langle \alpha_g \rangle} = 0, 011$	61
Figura 24 – Distribuição do campo de velocidade líquido, em que $\overline{\langle j_l \rangle} = 54,81 \cdot 10^{-3}$ m/s para os quatro casos de escoamento: (a) $\overline{\langle \alpha_g \rangle} = 0, 0$, (b) $\overline{\langle \alpha_g \rangle} = 0, 009$, (c) $\overline{\langle \alpha_g \rangle} = 0, 017$, (d) $\overline{\langle \alpha_g \rangle} = 0, 025$	62
Figura 25 – Distribuição do campo de velocidade líquido, em que $\overline{\langle j_l \rangle} = 131,53 \cdot 10^{-3}$ m/s para os quatro casos de escoamento: (a) $\overline{\langle \alpha_g \rangle} = 0, 0$, (b) $\overline{\langle \alpha_g \rangle} = 0, 006$, (c) $\overline{\langle \alpha_g \rangle} = 0, 012$, (d) $\overline{\langle \alpha_g \rangle} = 0, 018$	64
Figura 26 – Desenho esquemático representando as linhas da seção de teste onde foram plotados cada perfil das variáveis que serão apresentadas.	65
Figura 27 – Distribuição de velocidade axial do líquido, $\langle v_l(r, z) \rangle$, em que $\overline{\langle j_l \rangle} = 10,96 \cdot 10^{-3}$ m/s, para os quatro casos de escoamento: (a) $\overline{\langle \alpha_g \rangle} = 0, 0$, (b) $\overline{\langle \alpha_g \rangle} = 0, 005$, (c) $\overline{\langle \alpha_g \rangle} = 0, 008$, (d) $\overline{\langle \alpha_g \rangle} = 0, 011$	66
Figura 28 – Perfis de velocidade axial do líquido, $\langle v_l(r, z) \rangle$, para $\overline{\langle j_l \rangle} = 10,96 \cdot 10^{-3}$ m/s em cinco seções distintas do seção de teste.	67
Figura 29 – Distribuição de velocidade axial do líquido, $\langle v_l(r, z) \rangle$, em que $\overline{\langle j_l \rangle} = 54,81 \cdot 10^{-3}$ m/s, para os quatro casos de escoamento: (a) $\overline{\langle \alpha_g \rangle} = 0, 0$, (b) $\overline{\langle \alpha_g \rangle} = 0, 009$, (c) $\overline{\langle \alpha_g \rangle} = 0, 017$, (d) $\overline{\langle \alpha_g \rangle} = 0, 025$	68
Figura 30 – Perfis de velocidade axial do líquido, $\langle v_l(r, z) \rangle$, para $\overline{\langle j_l \rangle} = 54,81 \cdot 10^{-3}$ m/s em cinco seções distintas do seção de teste.	69
Figura 31 – Distribuição de velocidade axial do líquido, $\langle v_l(r, z) \rangle$ em que $\overline{\langle j_l \rangle} = 131,53 \cdot 10^{-3}$ m/s, para os quatro casos de escoamento: (a) $\overline{\langle \alpha_g \rangle} = 0, 0$, (b) $\overline{\langle \alpha_g \rangle} = 0, 006$, (c) $\overline{\langle \alpha_g \rangle} = 0, 012$, (d) $\overline{\langle \alpha_g \rangle} = 0, 018$	70
Figura 32 – Perfis de velocidade axial do líquido, $\langle v_l(r, z) \rangle$, para $\overline{\langle j_l \rangle} = 131,53 \cdot 10^{-3}$ m/s em cinco seções distintas do seção de teste.	71

- Figura 33 – Distribuição de velocidade axial *Root-Mean-Square* (RMS) do líquido, $\langle v_{l,rms}(r, z) \rangle$, em que $\overline{\langle j_l \rangle} = 10,96 \cdot 10^{-3}$ m/s, para os quatro casos de escoamento: (a) $\overline{\langle \alpha_g \rangle} = 0,0$, (b) $\overline{\langle \alpha_g \rangle} = 0,005$, (c) $\overline{\langle \alpha_g \rangle} = 0,008$ e (d) $\overline{\langle \alpha_g \rangle} = 0,011$ 73
- Figura 34 – Distribuição da velocidade radial RMS, $\langle u_{l,rms}(r, z) \rangle$, em que $\overline{\langle j_l \rangle} = 10,96 \cdot 10^{-3}$ m/s, para os quatro casos de escoamento: (a) $\overline{\langle \alpha_g \rangle} = 0,0$, (b) $\overline{\langle \alpha_g \rangle} = 0,009$, (c) $\overline{\langle \alpha_g \rangle} = 0,017$, (d) $\overline{\langle \alpha_g \rangle} = 0,025$ 73
- Figura 35 – Distribuição da velocidade axial RMS, $\langle v_{l,rms}(r, z) \rangle$, em que $\overline{\langle j_l \rangle} = 54,81 \cdot 10^{-3}$ m/s, para os quatro casos de escoamento: (a) $\overline{\langle \alpha_g \rangle} = 0,0$, (b) $\overline{\langle \alpha_g \rangle} = 0,009$, (c) $\overline{\langle \alpha_g \rangle} = 0,017$ e (d) $\overline{\langle \alpha_g \rangle} = 0,025$ 75
- Figura 36 – Distribuição da velocidade radial RMS, $\langle u_{l,rms}(r, z) \rangle$, em que $\overline{\langle j_l \rangle} = 54,81 \cdot 10^{-3}$ m/s, para os quatro casos de escoamento: (a) $\overline{\langle \alpha_g \rangle} = 0,0$, (b) $\overline{\langle \alpha_g \rangle} = 0,009$, (c) $\overline{\langle \alpha_g \rangle} = 0,017$, (d) $\overline{\langle \alpha_g \rangle} = 0,025$ 75
- Figura 37 – Distribuição da velocidade axial RMS, $\langle v_{l,rms}(r, z) \rangle$, em que $\overline{\langle j_l \rangle} = 131,53 \cdot 10^{-3}$ m/s, para os quatro casos de escoamento: (a) $\overline{\langle \alpha_g \rangle} = 0,0$, (b) $\overline{\langle \alpha_g \rangle} = 0,006$, (c) $\overline{\langle \alpha_g \rangle} = 0,012$, (d) $\overline{\langle \alpha_g \rangle} = 0,018$ 77
- Figura 38 – Distribuição da velocidade radial RMS, $\langle u_{l,rms}(r, z) \rangle$, em que $\overline{\langle j_l \rangle} = 131,53 \cdot 10^{-3}$ m/s, para os quatro casos de escoamento: (a) $\overline{\langle \alpha_g \rangle} = 0,0$, (b) $\overline{\langle \alpha_g \rangle} = 0,006$, (c) $\overline{\langle \alpha_g \rangle} = 0,012$, (d) $\overline{\langle \alpha_g \rangle} = 0,018$ 77

LISTA DE TABELAS

Tabela 1 – Resumo da revisão bibliográfica.	29
Tabela 2 – Intervalo de tempo entre dois pulsos de laser para a aquisição das imagens do PIV	38
Tabela 3 – Valores de P_{thresh} usados neste trabalho.	39
Tabela 4 – Matriz de teste dos experimentos realizados neste trabalho.	47
Tabela 5 – Vazão medida, vazão calculada pelo PIV e desvio relativo entre elas. . .	51
Tabela 6 – Comparação dos valores de $\overline{\langle v_l \rangle}$ obtidos pelo PIV sem e com o método de discriminação de fase e os valores de $\overline{\langle v_l^* \rangle}$ obtidos pelo PTV.	53

LISTA DE ABREVIATURAS E SIGLAS

BIT	Turbulência Induzida pela Bolha
CFD	<i>Computational Fluid Dynamics</i>
HSC	<i>High-Speed Camera</i>
LDV	<i>Laser Doppler Velocimetry</i>
LIF	<i>Laser Induced Fluorescence</i>
PIV	Velocimetria por Imagem de Partículas
PTV	Velocimetria por Rastreamento de Partículas
RMS	<i>Root-Mean-Square</i>

LISTA DE SÍMBOLOS

P_{thresh}	Parâmetro para o processamento das imagens
j_k	Velocidade superficial da fase k
Q_k	Vazão volumétrica da fase k
A_{duto}	Área do duto
U_p	Velocidade terminal da partícula
d_p	Diâmetro da partícula
ρ_p	Densidade da partícula
ρ	Densidade do fluido
μ	Velocidade dinâmica do fluido
g	Aceleração da gravidade
λ	Comprimento de onda
t	Intervalo de tempo entre os pulsos de laser
$v_{máx.}$	Velocidade máxima do escoamento
v_{bolhas}	Velocidade terminal das bolhas
Q_l	Vazão de líquido
Q_g	Vazão de gás
j_l^D	Velocidade superficial do líquido baseada no diâmetro do duto
j_g^D	Velocidade superficial do gás baseada no diâmetro do duto
Re_l^D	Número de Reynolds da fase líquida baseado no diâmetro do duto
d_{bolhas}	Diâmetro das bolhas
v_l	Velocidade axial do líquido
N	Número de amostras
r	Coordenada radial
R	Raio do duto
$v_l^{norm.}$	Velocidade do líquido normalizada
x	Componente radial
z	Componente axial
$v_{l,\tau}$	Velocidade de atrito na parede
$u_{l,rms}^+$	Velocidade radial <i>root-mean-square</i> do líquido na parede
$u_{l,rms}$	Velocidade radial <i>root-mean-square</i> do líquido
$v_{l,rms}^+$	Velocidade axial <i>root-mean-square</i> do líquido na parede
$v_{l,rms}$	Velocidade axial <i>root-mean-square</i> do líquido
Re_l	Número de Reynolds da fase líquida
dr	Diferencial de raio
I	Número de janelas de interrogação
Q_l^{PIV}	Vazão volumétrica do líquido obtida pelo PIV
$Q_l^{Rot.}$	Vazão volumétrica do líquido medida pelo Rotâmetro

α_g

Fração de gás

SUMÁRIO

1	INTRODUÇÃO	18
1.1	OBJETIVOS	20
1.1.1	Objetivo Geral	20
1.1.2	Objetivos Específicos	20
1.2	ORGANIZAÇÃO DO DOCUMENTO	21
2	FUNDAMENTAÇÃO TEÓRICA E REVISÃO DA LITERATURA	22
2.1	PADRÕES DE ESCOAMENTO EM DUTOS VERTICAIS	22
2.2	ESCOAMENTO EM PADRÃO DE BOLHAS	25
2.3	ESCOAMENTOS EM PADRÃO DE BOLHAS EM DUTOS DE SEÇÃO VARIÁVEL	27
2.4	RESUMO DA REVISÃO BIBLIOGRÁFICA	29
3	METODOLOGIA E TÉCNICAS EXPERIMENTAIS	31
3.1	APARATO EXPERIMENTAL	31
3.2	VELOCIMETRIA POR IMAGEM DE PARTÍCULAS	33
3.2.1	Partículas Traçadoras	35
3.2.2	Sistema de Iluminação	36
3.2.3	Sistema PIV/LIF	36
3.2.4	Aquisição das imagens do PIV	36
3.2.5	Método de discriminação de fase PIV/LIF	38
3.3	VELOCIMETRIA POR RASTREAMENTO DE PARTÍCULAS	39
4	RESULTADOS	46
4.1	VALIDAÇÃO DOS EXPERIMENTOS	48
4.1.1	Validação do escoamento monofásico PIV	48
4.1.2	Validação dos resultados de PIV para a fase líquida em escoamento bifásico	51
4.2	ANÁLISE DO ESCOAMENTO NA SEÇÃO CONVERGENTE-DIVERGENTE	54
4.2.1	Escoamento monofásico	54
4.2.2	Escoamento bifásico	56
4.2.3	Perfis de velocidade em diferentes seções transversais	64
4.2.4	Flutuações de velocidade	72
5	CONCLUSÃO	79
5.0.1	Sugestões para trabalhos futuros	80
	REFERÊNCIAS	82
	APÊNDICE A – PROCEDIMENTO EXPERIMENTAL	86
A.1	PROCEDIMENTO EXPERIMENTAL PARA A AQUISIÇÃO DE IMAGENS DO PIV	86

A.2	PROCEDIMENTO EXPERIMENTAL PARA A AQUISIÇÃO DAS IMAGENS DA CÂMERA DE ALTA VELOCIDADE	86
-----	--	----

1 INTRODUÇÃO

Escoamentos bifásicos estão presentes em inúmeras aplicações, tais como a indústria química, farmacêutica, alimentícia, agrícola, energia nuclear, conversão de energia em geral, refrigeração e, em especial, na indústria de petróleo e gás, na qual o escoamento bifásico é mais frequente que o monofásico, sendo que pode ser encontrado em todas as áreas que vão desde a produção, transporte, destilação e refino.

Escoamentos multifásicos são escoamentos em que há mais de uma fase escoando simultaneamente, separadas por uma interface, sendo que ela pode ser conexa, desconexa ou uma combinação de ambas. Neste contexto, fase está relacionado ao estado da matéria: gás, líquido ou sólido. (ROSA, 2009)

No caso de escoamento gás-líquido, as fases podem configurar em diversas morfologias que dependem das concentrações volumétricas de cada fase e das forças presentes no escoamento que, por sua vez, serão em função das propriedades dos fluidos e suas velocidades.

Com o objetivo de caracterizar as diferentes distribuições e morfologias nas quais as fases se arranjam em escoamento em dutos, os escoamentos bifásicos gás-líquido foram classificados em diferentes padrões de escoamento. Dentre as diversas configurações de escoamento bifásico (bolhas, pistonado, agitado, anular e névoa), o escoamento de bolhas (*Bubbly Flow*) é um padrão muito comumente encontrado em diversos processos industriais como reatores de colunas de bolhas, aeradores e sistemas de transporte de fluidos. Este tipo de escoamento ocorre em baixas velocidades superficiais de gás, a fase dispersa é composta em geral por bolhas esféricas ou elipsoidais, as quais se movem na fase contínua (líquido).

Devido à presença de mais uma fase e à interação entre as fases, estudos teóricos e experimentais em escoamentos bifásicos apresentam um nível de complexidade exponencialmente maior, quando comparado com escoamentos monofásicos.

Segundo Matos *et al.* (2004) em estudos numéricos os desafios se concentram na modelagem matemática de interação entre as fases e no acoplamento que elas introduzem nas equações de conservação, além da dificuldade de convergência numérica na solução do sistema de equações.

Em métodos teóricos são utilizadas hipóteses simplificadoras e até mesmo equações simplificadas e não fornecem detalhes sobre as estruturas e escalas do escoamento, apenas resultados médios oriundos de aproximações unidimensionais. Estas aproximações requerem modelos de fechamento, normalmente oriundos de estudos experimentais ou simulações numéricas multidimensionais.

Estudos experimentais são indispensáveis à análise de escoamentos bifásicos e permitem estabelecer uma base de conhecimento relativo à natureza dos mecanismos físicos atuantes no fenômeno, à estrutura de interfaces, aos mecanismos de acoplamento,

às escalas do escoamento e ao conhecimento de grandezas globais, como: quedas de pressão, velocidades médias e frações volumétricas médias das fases entre outras. (ROSA, 2009)

Embora existam diversos trabalhos experimentais na literatura sobre escoamento em padrão de bolhas em dutos, apresentando correlações para parâmetros globais (perdas de carga, fração de vazio), parâmetros locais (perfis de velocidade) e parâmetros turbulentos (produção e dissipação de energia cinética turbulenta), a maioria são em dutos de seção constante. Neste contexto, são raros este tipo de estudo em geometrias complexas e/ou constrições.

Em geral, escoamentos bifásicos acelerados têm grande ocorrência na indústria, como em reduções, expansões, válvulas, etc. Segundo Rashimi *et al.* (2010), uma compreensão qualitativa e quantitativa da hidrodinâmica do escoamento, dos fenômenos de turbulência é necessária para que equipamentos em que esse tipo de escoamento se faz presente operem em condições de máxima eficiência. Ainda, segundo Gupta *et al.* (2016), o estudo do escoamento em padrão de bolhas, particularmente em tubos de Venturi tem sido pouco explorado na literatura.

É nesse contexto que surge a motivação deste trabalho, cujo principal objetivo é estudar a estrutura do escoamento em padrão de bolhas em duto de seção variável e sua estrutura de turbulência. A principal característica neste escoamento, foco deste estudo, é a importante aceleração local experimentada pelo mesmo. Tal situação incorpora importantes fenômenos, como aceleração relativa entre as fases e modificações na estrutura do escoamento médio assim como da turbulência, o que não é observado em escoamentos em padrão de bolhas em dutos de seção constante, estes sim, largamente estudados na literatura. Neste trabalho, portanto será estudado o escoamento bifásico em padrão de bolhas em uma seção convergente-divergente com diferentes velocidades superficiais de líquido e gás.

Além disso, pode-se citar também como motivação, a obtenção de dados experimentais que servirão de subsídio para a implementação e validação de modelos numéricos de escoamentos bifásicos utilizando fluidodinâmica computacional - CFD (do inglês *Computational Fluid Dynamics*), em escoamentos de bolhas acelerados, nos quais diversas forças de interface além do arraste (*non-drag forces*), como sustentação e massa virtual, se tornam mais significativas.

Para a realização de trabalhos experimentais, diversas ferramentas podem ser utilizadas para prever e caracterizar o escoamento. Para obter informações da fase líquida e gasosa, por exemplo, diferentes técnicas e métodos têm sido utilizados e desenvolvidos nos últimos anos. Dentre elas pode-se citar: sensores resistivos (Thang e Davis (1979)), *High-Speed Camera* (HSC) (Li *et al.* (2017)), *Digital Image Analysis* (Zhao *et al.* (2018)), Velocimetria por Imagem de Partículas (Song *et al.* (2019), Costa *et al.* (2016)). Através dessas outras técnicas, porém é possível obter informação apenas de uma fase, sendo então necessário a combinação de duas técnicas para a caracterização de ambas as fases.

(BRÖDER; SOMMERFELD, 2000)

Desta forma, para o desenvolvimento deste trabalho, serão utilizadas duas técnicas de medição para a caracterização do escoamento: a Velocimetria por Imagem de Partículas (PIV) e a Velocimetria por Rastreamento de Partículas (PTV), para obter informações da fase líquida e gasosa, respectivamente; juntamente com métodos de processamento de imagens.

1.1 OBJETIVOS

1.1.1 Objetivo Geral

O objetivo deste trabalho consiste em caracterizar experimentalmente o escoamento bifásico gás-líquido em padrão de bolhas em uma seção convergente-divergente, por meio de técnicas de Velocimetria por Imagem de Partículas (PIV) e filmagem com Câmera de Alta Velocidade (HSC).

Este estudo tem caráter fundamental, e visa gerar possíveis subsídios para modelos de fechamento, e dados para validação de modelos de *Computational Fluid Dynamics* (CFD), além de lançar luz sobre aspectos ainda desconhecidos das interações entre as fases e as estruturas turbulentas, em escoamentos em padrão de bolhas com acelerações locais significativas.

1.1.2 Objetivos Específicos

Para alcançar o objetivo principal do presente trabalho são estabelecidos os seguintes objetivos específicos:

- obtenção do campo de velocidade da fase líquida em um escoamento em padrão de bolhas, utilizando a técnica desenvolvida em Cerqueira *et al.* (2018), necessária para remover a fase dispersa nas imagens obtidas nas medições PIV;
- medição da velocidade das bolhas dispersas por meio do algoritmo Velocimetria por Rastreamento de Partículas (PTV) desenvolvido em Cerqueira *et al.* (2018), utilizando filmagem com alta frequência de aquisição;
- validação dos resultados obtidos a partir da comparação da velocidade média do líquido obtida de forma direta através do PIV e a velocidade média do líquido obtida de forma indireta por meio do PTV em um trecho de seção constante que antecede a seção convergente;
- avaliação dos campos de velocidades médias da fase líquida e da fase gasosa ao longo de toda a seção de teste, para diferentes condições de escoamento, considerando diferentes velocidades superficiais de ambas as fases;

- estudo e caracterização do comportamento da turbulência causada pela influência das bolhas na seção convergente-divergente, como por exemplo, regiões do escoamento com aceleração positiva e negativa.

1.2 ORGANIZAÇÃO DO DOCUMENTO

Este trabalho é composto por 5 capítulos. No primeiro deles, a Introdução, foram apresentadas informações gerais sobre escoamentos bifásicos, assim como a motivação, os objetivos gerais e específicos para o desenvolvimento desta dissertação.

O segundo Capítulo abordará as características do escoamento em padrão de bolhas de forma detalhada, os principais trabalhos experimentais que estudaram a estrutura deste tipo de escoamento utilizando PIV e aqueles que abordaram a estrutura do escoamento em seções variadas.

No Capítulo 3, será descrita a bancada experimental, serão apresentados os princípios de Velocimetria por Imagem de Partículas, Velocimetria por Rastreamento de Partículas e o método de discriminação de fase desenvolvido em Cerqueira *et al.* (2018).

No Capítulo 4, os resultados obtidos serão apresentados e discutidos. Inicialmente serão apresentados os resultados que servirão de validação para o método de aquisição e processamento de imagens. Em seguida o escoamento será avaliado ao longo de toda a seção de teste e por fim, a estrutura do escoamento assim como o comportamento da turbulência será apresentado.

Por último, as principais considerações e sugestões para trabalhos futuros serão apresentados no Capítulo 5.

2 FUNDAMENTAÇÃO TEÓRICA E REVISÃO DA LITERATURA

Neste capítulo é apresentada a revisão da literatura relacionada as características do escoamento bifásico vertical ascendente. Ele é dividido em quatro seções: a primeira, tem caráter fundamental, sendo nela abordada as características do escoamento bifásico gás-líquido. Apresenta-se os padrões de escoamento em dutos, de forma a contextualizar o padrão de bolhas, que é foco deste trabalho. Na segunda seção, são apresentados os principais trabalhos experimentais que abordaram o escoamento em padrão de bolhas, em que os autores usaram técnicas de medição ópticas. Dentre elas, cita-se o PIV, que na maioria dos casos é usado para medir os campos bidimensionais de velocidade da fase líquida, assim como os trabalhos que utilizaram o PTV para extrair informações da fase gasosa, como velocidade e diâmetro das bolhas dispersas. Em seguida, são apresentados os trabalhos referentes ao escoamento em padrão de bolhas em dutos de seção variável, como tubos de Venturi ou constrições. Nessa seção poderá ser observado que até o presente momento poucos autores têm dado atenção à estrutura do escoamento bifásico em padrão de bolhas nesses tipos de geometria. Por fim, na quarta seção, é apresentada uma conclusão referente aos trabalhos citados no decorrer deste capítulo, ressaltando as contribuições deste trabalho.

2.1 PADRÕES DE ESCOAMENTO EM DUTOS VERTICAIS

Os escoamentos multifásicos podem ser classificados de acordo com as fases envolvidas: gás-líquido, gás-sólido líquido-sólido e líquido-líquido.

No presente trabalho, o estudo é focado em escoamentos de gás-líquido. Nesses sistemas, as fases se configuram em diferentes padrões de escoamento, dependendo da fração volumétrica e velocidade das mesmas, consistindo no arranjo das fases em diferentes morfologias.

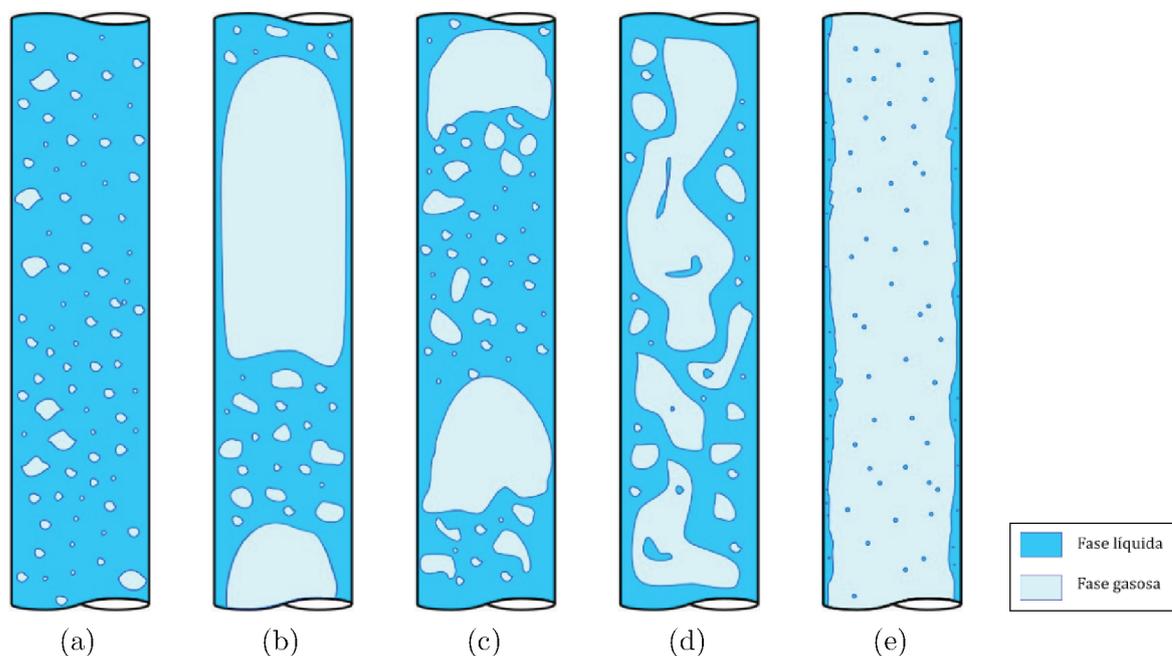
A Figura 1 ilustra um escoamento vertical ascendente de uma mistura de ar e água mostrando como as propriedades das interfaces mudam ao alterar a vazão de gás. Dependendo do padrão, as fases líquida e gasosa se encontram em formas dispersas e/ou contínuas, podendo em alguns casos a mesma fase encontrar em ambas as morfologias dando lugar a interfaces com diferentes escalas de comprimento.

No caso do escoamento de Bolhas (*Bubbly Flow*), Figura 1 (a), foco deste trabalho, a fase gás está em forma de pequenas bolhas dispersas e a fase líquida na forma contínua.

Este padrão se destaca por ter grande ocorrência em diversos processos industriais. Inclusive em sistemas onde não há o confinamento do escoamento dado pelas paredes do duto (como reatores, colunas de destilação etc.), o escoamento adota uma configuração dispersa, sendo em padrão de bolhas para as frações de gás baixas a moderadas, independentemente da vazão de líquido.

As bolhas variam de tamanho e de forma, em geral são esféricas ou elipsoidais, com

Figura 1 – Padrões do escoamento bifásico ascendente.



Fonte – Adaptado de Taitel *et al.* (1980).

diferentes graus de deformação e com diâmetros muito menores do que o tubo em que elas escoam e se movem com diferentes velocidades.

Rosa (2009) classifica esse escoamento em dois tipos: bolhas monodispersas e bolhas discretas. As bolhas monodispersas apresentam forma esférica, tamanho uniforme, trajetórias retilíneas e possuem pouca interação com as bolhas vizinhas. As bolhas discretas possuem tamanhos variados, formas não esféricas ou distorcidas, trajetórias em zigue-zague, viajam ao longo do tubo em formas de ondas de vazio e interagem entre si, além disso podem apresentar quebra e/ou coalescência.

Quando a quantidade de gás aumenta, as bolhas começam a colidir uma com as outras e tendem a coalescer ocupando quase toda a seção transversal do duto em que elas escoam, formando bolhas maiores em forma de uma capa esférica. As capas esféricas se coalescem em bolhas alongadas, conhecidas como bolhas de Taylor. Essas bolhas são separadas uma das outras por *slugs* de líquido e podem conter pequenas bolhas e, enquanto a velocidade média do líquido ao redor da bolha é descendente, a trajetória da bolha é ascendente. Esse tipo de escoamento é conhecido também como *Slug Flow*, Golfadas e/ou Pistonado e pode ser observado na Figura 1 (b).

Quando o escoamento Pistonado se instabiliza, as bolhas grandes se quebram e acontece um escoamento caótico no centro da tubulação. Esse escoamento é classificado como Agitado (*Churn Flow*), Figura 1 (c). É caracterizado por apresentar grande intermitência e desordenação. Se diferencia do *Slug Flow* pelo fato de os *slugs* se tornarem mais estreitos e irregulares; a quantidade de líquido é rapidamente destruída por regiões com

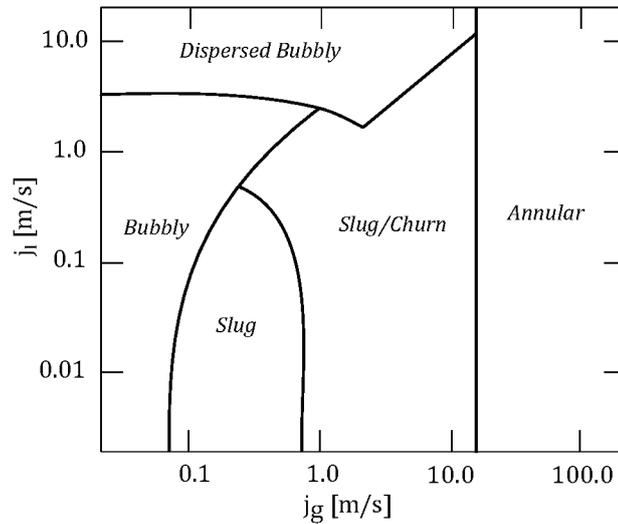
alta concentração de gás e também é conhecido por transição.

O padrão Anular (*Annular*), Figura 1 (d), sucede o padrão Agitado conforme a vazão de gás aumenta, esse tipo de escoamento é particularmente estável. A fase gasosa escoo no centro da tubulação, contendo gotas de líquido entranhadas (processo que ocorre devido ao fato de o cisalhamento do gás em alta velocidade sobre o filme de líquido, lançando o líquido para fora do centro do tubo), a interface é perturbada por ondas de alta frequência e por ondulações. A fase líquida forma uma fina camada ondulada que fica colapsada junto as paredes do duto.

O escoamento disperso e/ou nevoeiro (*Mist Flow*), Figura 1 (e), acontece em altas vazões de gás. O líquido é arrastado com gotículas na fase gasosa. A parede do tubo é molhada pelas gotículas de líquido que estão em colisão. Em geral, as gotículas são muito pequenas para serem vistas sem aparatos e condições especiais.

Para facilitar a leitura dessas informações, ou seja, prever o padrão de escoamento para uma certa condição operacional, Taitel *et al.* (1980) elaboraram um mapa de escoamento delimitando as faixas de velocidades superficiais de cada fase, conforme apresentado na Figura 2.

Figura 2 – Mapa dos padrões de escoamento para dutos verticais em um escoamento co-corrente água-ar.



Fonte – Adaptado de Taitel *et al.* (1980).

Essas velocidades superficiais, são também comumente encontradas em outros mapas em razão de sua obtenção experimental requererem apenas o conhecimento da vazão das fases, sendo que a velocidade superficial é representada por,

$$j_k = \frac{Q_k}{A_{duto}} \quad (1)$$

uma vez que, k representa a fase, Q_k a vazão volumétrica da fase e A_{duto} a área do duto.

2.2 ESCOAMENTO EM PADRÃO DE BOLHAS

Os primeiros estudos em gás-líquido abordando o padrão de bolhas, utilizaram técnicas de medição intrusiva para medição de ambas as fases. Essas técnicas têm contato direto com o escoamento, podendo causar perturbações na sua estrutura e então, modificar os resultados. Portanto, devido à esses problemas, nas últimas décadas, o uso de técnicas de medição não intrusivas tem ganhado a atenção de diversos autores (Fujiwara *et al.* (2004), Zhou *et al.* (2013), Pang e Wei (2013), Li *et al.* (2017), Cerqueira *et al.* (2018), Zhao *et al.* (2018), Song *et al.* (2019), Yewon Kim e Park (2019)), em particular a Velocimetria por Imagem de Partículas.

Assim sendo, nesta seção, apresenta-se os principais trabalhos que abordaram o escoamento em padrão de bolhas, utilizando técnicas de medição que não tenham contato direto com o escoamento.

Fujiwara *et al.* (2004) estudaram modificação da estrutura da turbulência em termos do diâmetro de bolha em um escoamento de bolhas ascendente em um duto de seção constante. Utilizaram PIV/*Laser Induced Fluorescence* (LIF) para obter a velocidade do líquido, enquanto que a velocidade e tamanho da bolha foram obtidas por técnica de projeção de imagem. Os autores observaram que o perfil de velocidade das bolhas é maior que o perfil de velocidade do líquido em toda a direção radial. Ao se tratar do efeito das bolhas na modificação da turbulência da fase líquida, os autores constataram que próximo a parede a velocidade de flutuação do escoamento monofásico tem quase a mesma ou maior intensidade comparado ao escoamento bifásico. Ao comparar o escoamento bifásico com diferentes valores de fração de vazio, percebe-se que o cisalhamento local induzido por grandes bolhas que se acumulam perto da parede aumentam a velocidade de flutuação, esse efeito é suprimido rapidamente no centro do duto e a intensidade de turbulência é reduzida. Neste trabalho, os autores analisaram também a energia cinética turbulenta, onde foi observado que, nas proximidades da parede, devido a alta intensidade de cisalhamento há uma alta produção de energia cinética turbulenta, enquanto que no centro do duto não há produção de energia cinética. Ainda, próximo a parede, a energia cinética do escoamento monofásico é maior que a do escoamento bifásico em todos os valores de fração de vazio. Isso efeito se deve ao fato de que, a interação entre as bolhas e parede do duto atua como dissipadoras de energia cinética turbulenta e não como produção.

Pang e Wei (2013), usando PIV, investigaram a distribuição de pequenas bolhas (aproximadamente 1 mm de diâmetro) e a influência das mesmas na turbulência da fase líquida em um canal vertical de seção quadrada. Para evitar a coalescência das bolhas, os autores adicionaram 3-pentanol ao escoamento. Quanto a modificação da turbulência na fase líquida, a injeção de bolhas aumenta ligeiramente a velocidade da fase continua perto da parede. Conforme se distância da parede a intensidade turbulenta e a tensão de cisalhamento de Reynolds se reduz. Esse fato pode ser relacionado ao fato que o vórtices não se desenvolvem em direção a região central do canal. Concluíram também que a injeção

de bolhas aumentam as grandes estruturas de turbulência que contém grande quantidade de energia.

No trabalho de Zhou *et al.* (2013), os autores utilizaram PIV/LIF para medir a turbulência da fase líquida em um duto de seção circular de 50 mm de diâmetro. Além disso, utilizaram quatro sondas de condutividade para medir a fração de vazio radialmente. O processo de verificação dos métodos de medição se deu por duas maneiras: a primeira, os resultados de turbulência obtidos pelo PIV foram comparados com resultados já disponíveis na literatura e na segunda, os valores de velocidade superficial do líquido obtidos pelas medidas do PIV foram comparados com os valores do rotâmetro. Apesar de os resultados obtidos pelos autores concordarem muito bem com os resultados já disponíveis na literatura, esse método pode ser falho por duas razões: o método de injeção das bolhas podem ser diferente de trabalho para trabalho, o que pode levar a mudança da estrutura do escoamento bifásico e também a limitação dos valores de fração de vazio. Em um dos experimentos foi observado que a intensidade turbulenta perto da parede no escoamento monofásico foi maior que a do escoamento bifásico. Isso pode ser explicado pelo fato de que, pequenas bolhas concentradas perto da parede podem atuar como sumidouros de energia, devido à intensa interação entre as bolhas. Embora os autores façam uma análise da turbulência da fase líquida, eles não apresentam o campo do escoamento e também não é apresentado o comportamento da energia cinética turbulenta.

No trabalho de Minki Kim *et al.* (2016), os autores caracterizaram a turbulência induzida pelas bolhas em um escoamento laminar ascendente, variando a fração de gás para uma única velocidade superficial de líquido, através de PIV para a caracterização de ambas as fases. As imagens foram obtidas através de duas iluminações: para a fase gasosa utilizaram uma matriz de LED na cor vermelha ($\lambda = 675$ nm) com o objetivo de obter as sombras das imagens das bolhas e o laser na cor verde, iluminando as partículas fluorescentes ($\lambda = 532$ nm). Para compreender a evolução do escoamento, os autores introduziram bolhas assimetricamente na entrada de um tubo vertical e avaliaram o comportamento da fase líquida na presença de bolhas. Neste trabalho, apesar de os autores avaliarem o escoamento para um único valor de velocidade superficial do líquido combinado a quatro valores de velocidade superficial de gás, foi observado o mesmo que nos trabalhos de Fujiwara *et al.* (2004) e Pang e Wei (2013).

Já em Cerqueira *et al.* (2018), os autores analisaram como a presença de bolhas dispersas modificam os perfis de intensidade turbulenta em um duto de seção constante de 26,2 mm de diâmetro. Os autores utilizaram o sistema de PIV/LIF para extrair informações sobre a fase líquida. Para contornar os problemas causados pela presença das bolhas no escoamento, os autores desenvolveram um método de discriminação de fase, no qual utiliza informação da intensidade de *pixels* na janela de interrogação, para identificar se a janela de interrogação contém informação da fase líquida ou gasosa. Ainda para validar o método de discriminação de fase, desenvolveram um algoritmo de PTV para medir a velocidade

e diâmetro das bolhas. Os autores mostraram que o movimento ascendente das bolhas dispersas gera uma Turbulência Induzida pela Bolha (BIT). Além disso, a BIT fica mais intensa à medida que a quantidade de gás no escoamento aumenta. Diferentemente do que foi observado em Minki Kim *et al.* (2016), o perfil de intensidade turbulenta diminuiu em direção a parede, e aumentando conforme se aproxima da região central. Isso indica a presença de um filme de líquido descendente, induzido pelo líquido puxado pelas bolhas de gás na região central. A presença desse líquido com velocidade descendente pode estar associado a maiores valores de fração de vazio usado pelos autores, uma vez que esses valores são diferentes dos trabalhos já mencionados (Minki Kim *et al.* (2016), Fujiwara *et al.* (2004) e Pang e Wei (2013)). Uma das vantagens desse trabalho é a validação de cada experimento, em que os autores comparam os valores de velocidade de ambas as fases por meio dos dois métodos, o que não foi realizado nos trabalhos apresentados anteriormente. Assim sendo, no presente estudo, serão utilizadas as técnicas de medição desenvolvidas pelos autores em uma seção convergente-divergente, com algumas modificações, as quais serão apresentadas no Capítulo 3

2.3 ESCOAMENTOS EM PADRÃO DE BOLHAS EM DUTOS DE SEÇÃO VARIÁVEL

Os primeiros estudos da estrutura do escoamento bifásico gás-líquido em constrições foram desenvolvidos por Thang e Davis (1979). Através da técnica de agulha de prova, os autores apresentaram um estudo da estrutura do escoamento em tubos de Venturi para diferentes relações de contração e diferentes velocidades superficiais de líquido e gás. Mediram os perfis de velocidade da fase gasosa, as distribuições de fração de vazio e o tamanho das bolhas. Os autores constataram que, para todas as relações de contração, os escoamentos tenderam a um padrão estável a jusante da saída do tubo. Os perfis da fração de gás e de velocidade apresentaram um valor máximo local no centro da tubulação. Foi observada também uma tendência a coalescência das bolhas na seção convergente, enquanto a quebra das bolhas aconteceu na seção divergente.

Em Paladino e Maliska (2011), os autores realizaram um trabalho computacional e experimental em tubos de Venturi para diferentes valores de velocidades superficiais de líquido e gás. Utilizaram visualizações experimentais para fazer uma comparação qualitativa com os resultados numéricos, no qual preveem a distribuição de vazio e de pressão diferencial. A distribuição de vazio radial e longo de todo o tubo de Venturi foi comparada com estudos de Thang e Davis (1979). Além disso, pressão diferencial é avaliada somente na contração. Por mais que os autores realizam um trabalho comparativo, medidas de velocidade ao longo do tubo de Venturi não são apresentadas, somente a média das velocidades na seção divergente. Outro parâmetro importante que os autores não abordam, quando se trata em escoamento em padrão de bolhas, é o diâmetro médio das bolhas.

Recentemente, diversos autores têm estudado o escoamento bifásico em gerador de bolhas em tubo Venturi. Segundo Zhao *et al.* (2018), a quebra das bolhas melhora o

processo de transferência de massa e de calor. Esses geradores de bolhas têm alta eficiência e ampla aplicação, como: reatores químicos, tratamento de água, reator nuclear de sal fundido e tecnologia de redução de arrasto de navios.

Li *et al.* (2017), através de HSC, analisaram como os parâmetros geométricos (diâmetro do orifício de injeção das bolhas, quantidade de orifícios e o ângulo de divergência) podem influenciar as distribuições do tamanho da bolha na saída de um gerador de bolhas de um tubo Venturi. Os autores obtiveram uma correlação entre o volume das bolhas, o número de Reynolds e o coeficiente de tensão superficial. Concluíram que o diâmetro das bolhas têm relação linear com o volume de gás. Propuseram uma formulação com base no volume de gás e no tamanho da bolha, e que os coeficientes dessa formulação dependem da geometria em análise. Além de analisar o escoamento somente na seção divergente, uma análise do comportamento da fase líquida não é apresentado.

Neste mesmo contexto, Zhao *et al.* (2018), analisaram experimentalmente o movimento das bolhas em um gerador de bolhas tipo Venturi de seção retangular horizontal. Através de *Digital Image Analysis* (DIA), obtiveram a velocidade, a aceleração e o tamanho das bolhas. Os resultados mostraram que as bolhas sofrem uma drástica desaceleração na seção divergente a uma curta distância, o que tem influência na quebra das mesmas.

Song *et al.* (2019), analisaram o mecanismo de quebra da bolha na seção divergente de um gerador de bolhas Venturi vertical. Por meio de HSC obtiveram a velocidade e o formato das bolhas. Já a energia cinética turbulenta da fase líquida foi obtida por PIV. Observaram que a fase líquida experimenta uma desaceleração acentuada na entrada da seção divergente e então o escoamento se separa, formando duas regiões de recirculação do líquido. O interessante neste trabalho é que os autores apresentam o campo de velocidade e o de energia cinética da fase líquida na seção divergente, porém os autores abordam a quebra das bolhas na presença das recirculações de líquido.

Yewon Kim e Park (2019) usaram PIV e *Shadowgraph* para investigar a característica do escoamento em padrão de bolhas água-ar em tubo quadrado com expansão. Avaliaram a dinâmica da bolha e a influência das mesmas na fase líquida ao longo do comprimento do tubo. Foi observado que, após a expansão as bolhas menores migram em direção à parede enquanto que, as bolhas maiores sobem pelo centro do tubo, ficando mais evidente com o aumento do número de Reynolds. A partir disso, concluíram que a aceleração do escoamento e o avanço da turbulência aumentam próximo a parede à medida que o escoamento se desenvolve.

Além dos trabalhos citados acima, um outro exemplo em que se pode encontrar o estudo em padrão de bolhas acelerados é no trabalho de Costa *et al.* (2016). Nele a autora fez o mapeamento da velocidade da fase líquida em uma coluna de bolhas em dois tipos de geometria: uma cilíndrica e outra com expansão de diâmetro utilizando a técnica *Stereo-PIV* variando a velocidade superficial do gás. Para todas as vazões de gás, a velocidade máxima do líquido têm um lado preferencial e há presença de recirculação do

líquido no sentido oposto. Esse fenômeno se deve ao fato da posição de medição estar bem próximo ao distribuidor da fase gasosa, indicando que o escoamento não está plenamente desenvolvido.

2.4 RESUMO DA REVISÃO BIBLIOGRÁFICA

Um resumo das principais características e técnicas experimentais utilizadas nos trabalhos descritos anteriormente é apresentado na Tabela 1.

Tabela 1 – Resumo da revisão bibliográfica.

Autor	Geometria	Técnica de medição	Resultados apresentados
Fujiwara <i>et al.</i> (2004)	Duto	PIV/LIF e HSC	Perfil de velocidade do líquido, velocidade e tamanho da bolha, intensidade turbulenta, tensão de Reynolds, produção e dissipação de energia cinética turbulenta
Pang e Wei (2013)	Canal vertical de seção quadrada	PIV	Perfil de velocidade da fase líquida, intensidade turbulenta e tamanho das bolhas
Zhou <i>et al.</i> (2013)	Duto	PIV/LIF e anemometria de fio-quente	Perfil de velocidade da fase líquida, intensidade turbulenta e distribuição radial da fração de vazio
Minki Kim <i>et al.</i> (2016)	Duto	PIV	Perfil de velocidade da fase líquida e intensidade turbulenta e fração de vazio
Cerqueira <i>et al.</i> (2018)	Duto	PIV/LIF e HSC	Perfis de velocidade do líquido e de flutuações de velocidade
Thang e Davis (1979)	Venturi	Agulha de prova	Perfis de velocidade da fase gasosa, distribuição da fração de vazio e tamanho das bolhas
Paladino e Maliska (2011)	Venturi	HSC	Diferencial de pressão e distribuição da fração de vazio radial
Costa <i>et al.</i> (2016)	Coluna de bolhas com seção variada	<i>Stereo</i> -PIV	Comportamento da fase líquida (perfis de velocidade, flutuações de turbulência e energia cinética turbulenta)
Li <i>et al.</i> (2017)	Venturi	HSC	Influência dos parâmetros geométricos nas distribuições do tamanho da bolha
Zhao <i>et al.</i> (2018)	Venturi retangular	DIA	Velocidade, aceleração e tamanho das bolhas
Song <i>et al.</i> (2019)	Venturi	PIV e HSC	Mecanismo de quebra da bolha
Yewon Kim e Park (2019)	Tubo de seção quadrada com expansão	PIV e <i>Shadowgraph</i>	Influência das bolhas na fase líquida

Fonte – A autora.

A partir da Tabela 1 pode ser observado que recentemente diversos autores têm aplicado as técnicas de medição por PIV e filmagem de alta frequência de aquisição a escoamento em padrão de bolhas. No entanto, a maioria aborda apenas o movimento das bolhas dispersas, não caracterizando os campos em fase líquida. Alguns trabalhos apresentam diversos métodos para discriminação de fases, avaliam parâmetros turbulentos da fase líquida, distribuição de radial da fração de vazio e obtêm diâmetro das bolhas em dutos de seção constante. No entanto, por abordarem casos com frações de gás extremamente baixas, a discriminação das fases nas imagens obtidas se torna relativamente simples. Ainda, ao se tratar de dutos com seção variada, os autores têm dado atenção somente a uma parte da geometria, como por exemplo, a seção divergente.

Então, partir da Tabela 1 e das seções apresentadas anteriormente, fica claro que, até o presente momento ainda não foram apresentados resultados sobre a estrutura do escoamento e o comportamento da turbulência ao longo de toda uma seção convergente-divergente aplicando a técnica PIV e HSC, sobre diferentes condições de escoamento, em particular, com moderadas frações de gás.

3 METODOLOGIA E TÉCNICAS EXPERIMENTAIS

Este capítulo tem como objetivo descrever a bancada experimental utilizada neste trabalho. Serão descritas as técnicas de medição por meio da Velocimetria por Imagem de Partículas (PIV), que permite medir os campos de velocidade da fase líquida em um plano do escoamento de forma não intrusiva; e a técnica de Velocimetria por Rastreamento de Partículas (PTV), que permite medir as velocidades das bolhas (fase gasosa), assim como, o diâmetro das mesmas. Também é descrita a metodologia de aquisição, processamento e pós-processamento das imagens, incluindo os métodos que foram utilizados para a identificação das bolhas dispersas nas imagens obtidas por meio da técnica de câmera rápida e o processo de discriminação das fases nas imagens originais do PIV, necessário para remover o efeito de distorção causado pela presença das bolhas dispersas nos campos de velocidade da fase líquida. Ambas as técnicas de pós-processamento de imagens podem ser encontradas de forma detalhada em Cerqueira *et al.* (2018).

3.1 APARATO EXPERIMENTAL

Um aparato experimental para o estudo do escoamento água-ar já disponível no Laboratório de Medição de Escoamentos Multifásicos do SINMEC, localizado no Departamento de Engenharia Mecânica da Universidade Federal de Santa Catarina, foi adaptado para o desenvolvimento do estudo apresentado nesta dissertação. No aparato é possível obter tanto o escoamento monofásico quanto o escoamento bifásico em diversos padrões, uma vez que as vazões de água e de ar são controladas independentemente.

O circuito hidráulico e os principais sistemas de controle e medição são ilustrados por meio de um desenho esquemático na Figura 3.

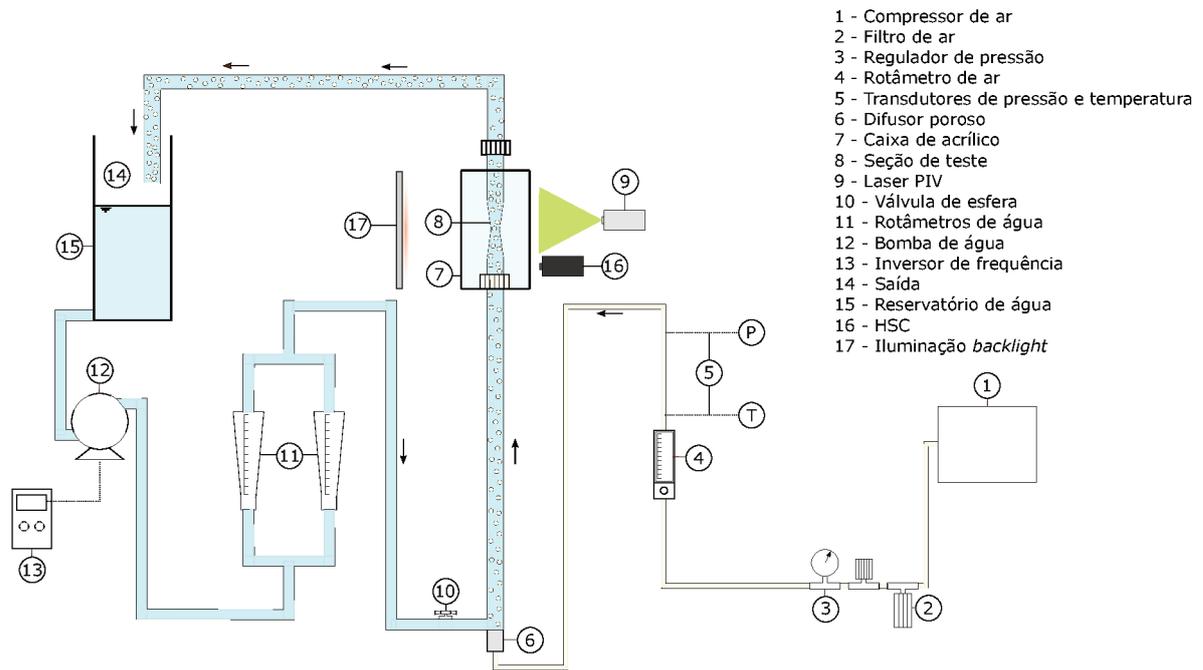
O escoamento bifásico é gerado na parte inferior da seção de teste com água filtrada oriunda de um reservatório, cuja circulação é promovida por uma bomba centrífuga modelo BL10 e potência de 1 HP, controlada por inversor de frequência ligado ao motor da bomba, através do qual é controlada a vazão da fase líquida. O ar é proveniente da linha de ar comprimido do edifício e mantido à pressão constante a 1 atm (pressão manométrica) no ponto de injeção, através de uma válvula reguladora de pressão. As bolhas de ar são injetadas na parte inferior do tubo por meio de um difusor poroso.

A vazão da fase gasosa é medida pelo rotâmetro OMEGA FL-3861SA com faixa de 81,4 mL/min a 814,0 mL/min, apresentando fundo de escala de ± 2 %.

A vazão de água é medida por dois rotômetros: um da marca OMEGA FL-46303 com faixa de 1 l/min a 7,5 l/min e outro da marca SED Flow Control com faixa de 60 l/h a 600 l/h, ambos apresentando fundo de escala de ± 5 %.

A seção de testes é precedida por um duto de seção transversal constante de 1600 mm de comprimento, do mesmo material da seção analisada ou seja, um comprimento de aproximadamente 36 diâmetros para o desenvolvimento do escoamento. No final do duto,

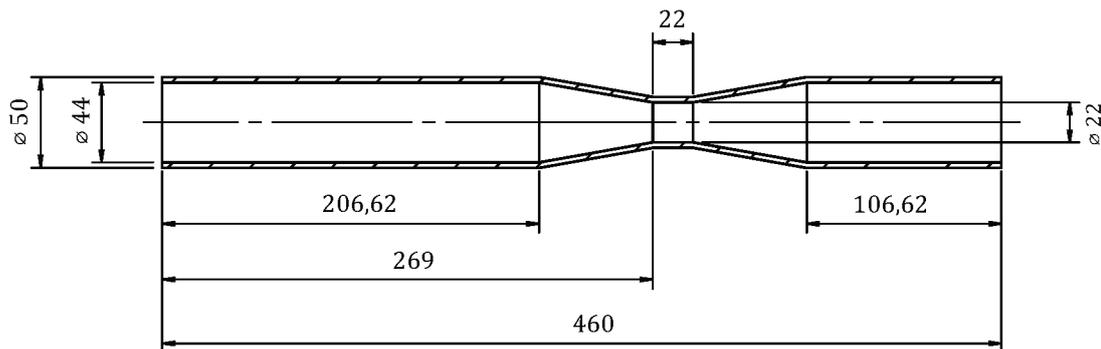
Figura 3 – Configuração esquemática da bancada experimental.



Fonte – A autora.

o trecho é intercambiável, onde foi colocada a seção convergente-divergente, cujo desenho técnico e foto são mostrados nas Figuras 4 e 5, respectivamente.

Figura 4 – Desenho técnico da seção convergente-divergente.



Fonte – A autora.

Figura 5 – Imagem da seção convergente-divergente.



Fonte – A autora.

Para obter imagens de boa qualidade e reduzir as distorções ópticas nas imagens de PIV, foi colocada uma caixa de acrílico em torno da seção de teste, preenchida com o mesmo fluido de trabalho (água). Como o índice de refração do acrílico é de aproximadamente 1,49 e o da água de aproximadamente 1,33, pode-se considerar que as distorções ópticas serão muito pequenas. Neste caso, esta caixa é de acrílico, composta por oito lados planos (110 mm \times 500 mm).

3.2 VELOCIMETRIA POR IMAGEM DE PARTÍCULAS

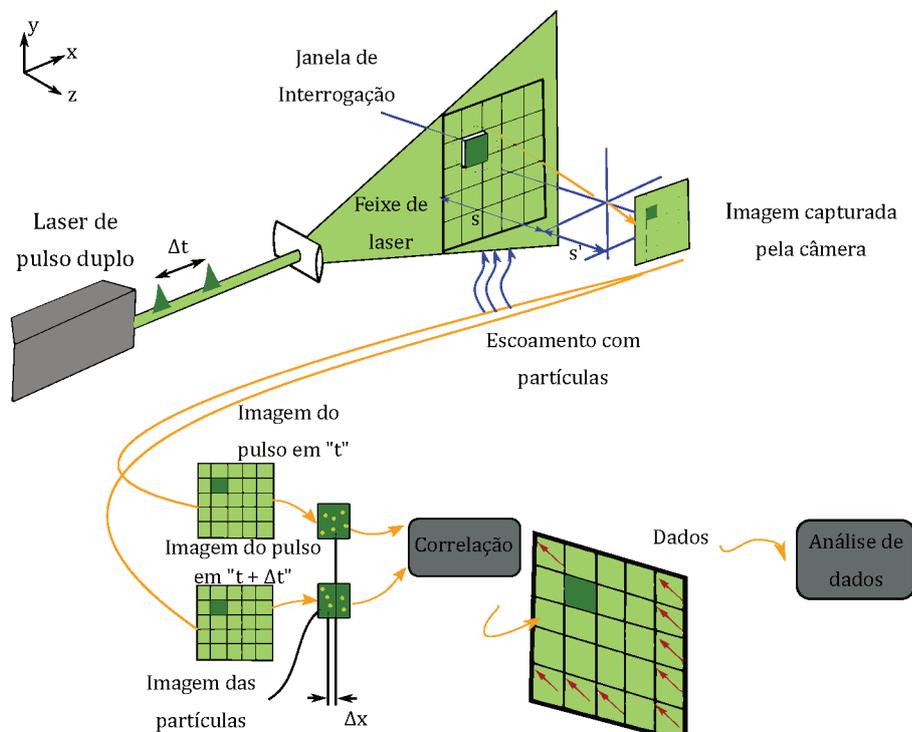
A Velocimetria por Imagem de Partículas (PIV, do inglês *Particle Image Velocimetry*) é amplamente usada na área de mecânica dos fluidos, uma vez que ela é capaz de fornecer os campos de velocidade em um plano 2D (até em volumes 3D, em sistemas modernos), em contraposição a outras técnicas de medição não intrusivas que, como *Laser Doppler Velocimetry* (LDV), fornece velocidades locais do escoamento.

O PIV é uma técnica de medição óptica que permite a visualização do escoamento por meio de análise do movimento das partículas traçadoras que seguem o escoamento. O funcionamento básico consiste em iluminar a seção de teste do escoamento em dois instantes de tempo próximos por meio de um plano de luz pulsada gerado por um feixe de laser. Uma câmera digital captura as imagens da luz refletida pelas partículas e as envia ao sistema de processamento de dados. (ADRIAN, 1991), (RAFFEL *et al.*, 2007)

Uma característica do PIV é que ele é uma técnica de medição de velocidade não intrusiva. Esses sensores podem interferir no escoamento e conseqüentemente alterar os resultados. Outra vantagem é que ela permite obter os campos de velocidade em uma grande área do escoamento, diferentemente dos outros métodos convencionais de medição, que fornecem um resultado de ponto a ponto.

A Figura 6 ilustra esquematicamente o princípio de funcionamento da técnica PIV, considerando um campo de escoamento bidimensional (2D).

Figura 6 – Princípio de funcionamento da velocimetria por imagem de partícula.



Fonte – Adaptado de Dantec Dynamics (2019).

As imagens obtidas são divididas em pequenas áreas, chamadas “janelas de interrogação”. Os vetores de deslocamento local das janelas de interrogação são determinados por métodos estatísticos. Supõe que o movimento das partículas dentro da janela de interrogação é uniforme. Assim, o deslocamento médio das partículas dentro de cada janela de interrogação é determinado através de uma correlação baseada em uma Transformada Rápida de Fourier bidimensional. Então, divide-se este deslocamento pelo espaço de tempo entre duas capturas definido pelo usuário, obtendo os vetores de velocidade. Este procedimento é estendido para todas as janelas de interrogação na imagem.

Os campos médios de velocidade e as flutuações turbulentas são obtidos a partir de uma média das realizações de todas as aquisições obtidas para cada condição experimental. Conforme será discutido na Seção 3.2.5, será aplicado um método de discriminação de fase nas imagens originais obtidas, buscando identificar as janelas de interrogação ocupadas pela fase gasosa. Assim, os vetores das janelas de interrogação (vetores de velocidade da fase líquida), que estão em regiões ocupadas pelas bolhas serão removidos desta média, a fim de corrigir as velocidades da fase líquida.

3.2.1 Partículas Traçadoras

Como já mencionado anteriormente, o PIV é uma técnica indireta que mede a velocidade das partículas e não a do fluido. Portanto, segundo Raffel *et al.* (2007), um parâmetro importante a ser observado é a velocidade de sedimentação das partículas, para que não haja diferença significativa entre a velocidade do fluido e a velocidade das partículas. A velocidade terminal de uma partícula pode ser estimada pela Lei de Stokes, assumindo que as partículas são esféricas, com diâmetro médio muito pequeno, em um meio viscoso e com baixo número de Reynolds conforme,

$$U_p = d_p^2 \frac{(\rho_p - \rho)}{18\mu} g \quad (2)$$

onde d_p é o diâmetro da partícula, ρ_p a densidade da partícula, ρ a densidade do fluido, μ a viscosidade dinâmica do fluido e g a aceleração da gravidade.

É necessário também que as partículas sejam não corrosivas, não tóxicas, inativas quimicamente e não voláteis. Para a maioria dos escoamentos de líquidos recomendam-se partículas sólidas, misturadas ao líquido de forma homogênea.

Além das características já mencionados, deve-se levar em consideração a concentração de partículas no escoamento. Esta deve ser relativamente baixa devido à qualidade da imagem, a fim de evitar interferência óptica da luz espalhada por partículas vizinhas. Entretanto, a concentração deve ser grande o suficiente para o que campo de velocidade possa ser reconstruído.

Segundo Cerqueira *et al.* (2018), em escoamentos bifásicos líquido-gás, a luz emitida pelas interfaces ofusca a luz emitida pelas partículas traçadoras, impedindo a câmera de capturar essas partículas, podendo eventualmente até danificar o sensor da câmera. Portanto, é recomendado o emprego da técnica LIF, usando partículas traçadoras fluorescentes junto com um filtro óptico na frente da lente da câmera. Um filtro passa-banda alto para comprimentos de onda acima de $\lambda = 545$ nm foi usado na lente da câmera, filtrando toda a luz no comprimento de onda do laser (o mesmo espalhado pelas interfaces) e capturando a luz fluorescente pelas partículas que se propagam.

No presente trabalho, foram usadas partículas traçadoras fluorescentes do tipo *Rhodamine B*, capazes de produzir luz em um comprimento de onda de 532 nm e emitindo fluorescência a 590 nm, com diâmetros variando de 1 a 20 μm para garantir uma melhor iluminação do escoamento. As partículas possuem massa específica $\rho_p = 1,18$ g/cm³ (20 °C). De acordo com a Equação 2, considerando a água como fluido de trabalho, a velocidade de sedimentação das partículas é $4,03 \cdot 10^{-8}$ m/s, o que significa que elas possuem um baixo fator de escorregamento, podendo acompanhar o escoamento.

3.2.2 Sistema de Iluminação

Lasers são usados em PIV, devido à sua capacidade de emitir luz monocromática com alta densidade de energia. O sistema de iluminação deve fornecer ao escoamento um feixe plano de luz monocromática, com espessura, duração e intensidade bem definidos. A espessura do feixe de luz deve restringir apenas a região do escoamento a ser estudada, de tal forma que as regiões fora de foco da câmera não sejam iluminadas. Para obter um plano de luz de pequena espessura, é necessário um feixe de laser passar por um jogo de lentes esférica e cilíndrica, as quais controlam as dimensões da área iluminada.

A lente cilíndrica é usada para controlar a divergência do plano de luz e não altera a espessura. Ao atravessar uma lente cilíndrica com distância focal negativa o laser diverge apenas em uma direção. Para reduzir a divergência no plano é usada uma lente esférica com distância focal positiva. O comprimento focal da lente esférica é muito maior que o da lente cilíndrica, tornando a seleção de lentes independente. As lentes esféricas são usadas para controlar a espessura, convergindo até o comprimento focal e divergindo a partir dali.

3.2.3 Sistema PIV/LIF

O sistema de PIV disponível no Laboratório de Medição em Escoamentos Multifásicos do SINMEC, é composto pelos seguintes itens:

- Laser Pulsado Nd:YAG, com comprimento de onda $\lambda = 532$ nm (luz verde), com potência máxima de 350 mJ por pulso, e frequência máxima de pulsação de 15 Hz;
- Câmera CDD Nikon, com resolução máxima de 11 MP (4000×2672 pixels) com frequência máxima de aquisição máxima de 2.07 Hz, dotada de uma lente 60 mm;
- *Software* TSI InSight 4G, necessário para aquisição e processamento das imagens;
- Sincronizador Laser Pulse 610035 - TSI, usado para controle e ativação dos sinais. É programável através *software* do sistema, permitindo que o usuário configure a duração do pulso de laser, a energia fornecida pelo pulso de laser e o controle de abertura da câmera CCD.

Como fluido de trabalho, escolheu-se a água filtrada devido ao fácil acesso, manuseio e valores das propriedades termodinâmicas bem definidos à temperatura ambiente, além disso possibilita a obtenção de escoamentos nas dimensões da seção de teste e vazões disponíveis laminar e turbulento.

3.2.4 Aquisição das imagens do PIV

Antes de iniciar a aquisição de imagens, é necessário verificar se a seção de teste em análise, a câmera e o laser estão devidamente alinhados e, em especial o feixe de laser deve

estar incidindo no centro da seção, pois qualquer desalinhamento resultará em um perfil de velocidade não simétrico. Outros fatores que alteram o perfil de velocidade são: o foco da câmera e o parâmetro de calibração. Esse parâmetro de calibração é a relação entre o tamanho obtido em uma região da imagem (em pixels) e o tamanho do espaço físico (em geral, em milímetros). Ele depende da distância focal e da distância da câmera em relação ao plano de medição. Desta forma, essa calibração deve ser feita depois de concluído o posicionamento da câmera e o alinhamento do laser. O procedimento experimental é mostrado no Apêndice A. A fim de garantir a incidência do laser no centro da geometria estudada, foi colocado um papel quadriculado no centro da seção de teste. Após feito o alinhamento da bancada experimental, o usuário entra com o tempo entre os dois pulsos de laser. O intervalo de tempo entre esses dois pulsos de laser, depende do parâmetro de calibração (mencionado anteriormente), do tamanho da janela de interrogação e da velocidade média do líquido esperada para cada experimento.

Baseado na resolução da câmera CCD, e considerando o fato de que uma única aquisição deveria capturar toda a seção em análise, optou-se por usar uma janela de interrogação de 24×24 *pixels* (aproximadamente 2×2 mm), resultando em 19 janelas de interrogação da garganta. Ainda, existe uma recomendação na literatura (Raffel *et al.* (2007)) para o máximo deslocamento das partículas dentro da janela de interrogação que deve ser 25% do tamanho da janela de interrogação. Então, definido o parâmetro de calibração e o tamanho da janela de interrogação, o intervalo entre dois pulsos de laser pode ser definido conforme,

$$t = \frac{L_p}{v_{\text{máx.}}} \quad (3)$$

Neste estudo, espera-se que a velocidade média do líquido varie em todo o domínio, além disso, como o valor diâmetro da garganta é a metade do diâmetro da entrada da seção de teste, a velocidade na garganta é quatro vezes maior que na entrada. Logo, para a determinação desse intervalo de tempo manteve-se um “compromisso” com a velocidade média do líquido esperada na garganta. Entretanto, ao introduzir bolhas no escoamento, a velocidade média do líquida aumenta. Então, nos casos dos escoamentos bifásicos, para o cálculo estimado do tempo, foi considerado o valor de velocidade terminal das bolhas dispersas, $v_{\text{bolhas}} = 0,2$ m/s adicionado ao tempo de velocidade média do líquido sem a presença das bolhas, o que resultou em um intervalo de tempo entre os dois pulsos de laser no casos escoamentos bifásicos menor que nos monofásicos.

A Tabela 2 mostra os valores de tempo entre os dois pulsos de laser para cada experimento.

Tabela 2 – Intervalo de tempo entre dois pulsos de laser para a aquisição das imagens do PIV

Q_l [l/min]	1		5		12	
	Monofásico	Bifásico	Monofásico	Bifásico	Monofásico	Bifásico
Delta t [μ s]	5000	2500	1200	1000	500	400

Fonte – A autora.

Porém para o escoamento bifásico, devido às características do PIV, o algoritmo de correção produz vetores em algumas janelas de interrogação ocupadas por bolhas.

Este tipo de erro pode introduzir alguma tendência espúria nos campos de velocidade. A inclusão desses vetores pode prejudicar o processo de média no tempo, superestimando os valores da velocidade do líquido, uma vez que a velocidade de ascensão das bolhas é maior que a velocidade do líquido. (CERQUEIRA *et al.*, 2018).

Contudo, para remover esses falsos vetores de velocidade, utilizou-se o método de discriminação de fases desenvolvido em Cerqueira *et al.* (2018), o qual é baseado no processamento de imagens cruas adquiridas pelo PIV.

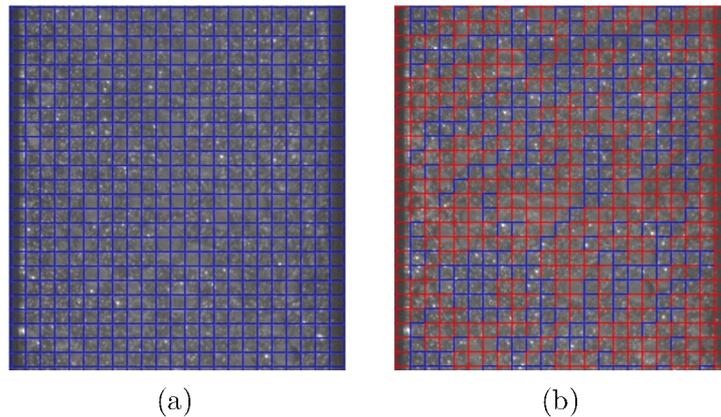
3.2.5 Método de discriminação de fase PIV/LIF

O método de discriminação de fase PIV/LIF é explicado de forma detalhada em Cerqueira *et al.* (2018).

O principal objetivo dessa técnica é identificar as regiões ocupadas pela fase gasosa nas imagens originais do PIV e remover essas janelas de interrogação. Assim, os vetores de velocidade irrealistas que surgem de partículas iluminadas fora do plano ou partículas “fantasmas” são desconsideradas no cálculo da média das realizações.

As Figuras 7 (a) e (b) ilustram, respectivamente a garganta da seção de testes, com as janelas de interrogação. A Figura 7 (a) mostra as janelas sem o método de discriminação de fase, onde são compostas por vetores de velocidade. Já a Figura 7 (b) mostra as janelas de interrogação após do método de discriminação de fase. Os vetores de velocidades presentes nas janelas de interrogação representadas pela cor vermelha, são excluídos no cálculo da velocidade média, ou seja, são janelas de interrogação ocupadas pela fase gasosa e/ou contém vetores de velocidade irrealistas.

Figura 7 – Imagem do escoamento bifásico obtida pelo PIV.



Fonte – A autora.

No código desenvolvido pelos autores, o usuário entra com as imagens originais do PIV juntamente com as informações dos vetores de velocidade de cada janela de interrogação.

Em seguida, o usuário define um valor de P_{thresh} . Este parâmetro definirá se a velocidade medida em uma janela de interrogação será ou não incluída no cálculo do valor médio. Portanto um valor menor promoverá uma melhor discriminação de fase mas, ao mesmo tempo, produzirá mais “falsos negativos”, resultando na necessidade de mais aquisições para obtenção de campos médios consistentes. Então o valor de P_{thresh} varia de caso para caso, dependendo da quantidade de líquido e de gás no escoamento.

No presente trabalho, para cada valor de vazão de líquido foi usado um valor de P_{thresh} , os quais são apresentados na Tabela 3.

Tabela 3 – Valores de P_{thresh} usados neste trabalho.

Q_l [l/min]	P_{thresh} [-]
1	16
5	14
12	8

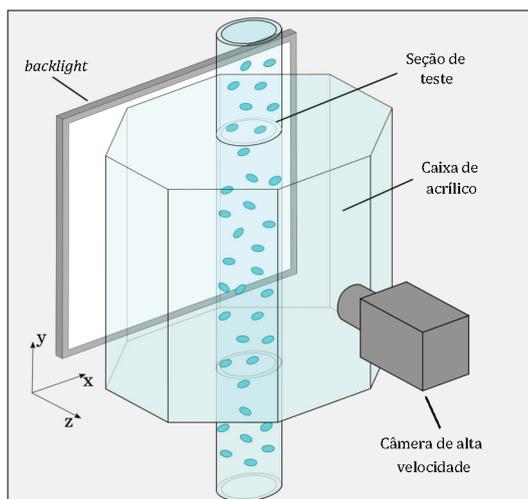
Fonte – A autora.

3.3 VELOCIMETRIA POR RASTREAMENTO DE PARTÍCULAS

A Velocimetria por Rastreamento de Partículas (PTV, do inglês *Particle Tracking Velocimetry*) em escoamento de bolhas tem como objetivo obter informações da fase gasosa, tais como: velocidade de ascensão da bolha, tamanho e formato da bolha e em alguns casos a fração de vazio. Além dessas informações, neste trabalho o PTV também possibilitou a obtenção da velocidade média do líquido de forma indireta e então comparar com a velocidade média do líquido oriunda do PIV/LIF e assim garantir uma boa calibração

da bancada e de todo o sistema de aquisição de dados. Para a utilização desse método utilizou-se uma câmera digital CCD de alta velocidade (Redlake MotionPro X) e uma iluminação de fundo (*backlight*), posicionado na parte posterior da seção de teste, no qual produz imagens de alto contraste e difere a discriminação visual entre ambas as fases. A Figura 8 mostra esquematicamente como foi posicionada a câmera rápida e o *backlight* na bancada experimental.

Figura 8 – Desenho esquemático do posicionamento do *backlight* e da câmera rápida.



Fonte – Adaptado de Cerqueira *et al.* (2018).

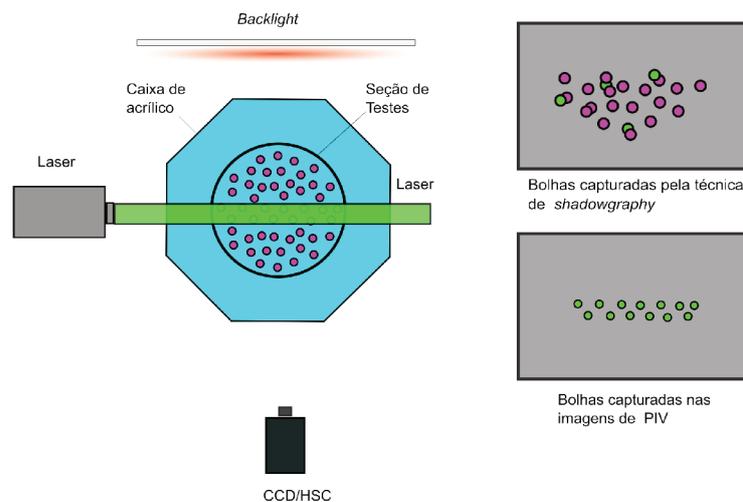
Os vídeos foram gravados em 256 níveis de escala cinza e um tamanho com uma taxa de 300 à 800 *fps* (*frames* por segundo). Essa variação de *fps* garante o mesmo deslocamento dos *frames* para as diferentes configurações dos experimentos.

Diferentemente do PIV, que exige todo um sistema de configuração, o PTV exige apenas que a câmera esteja posicionada a 90° em relação a região de análise e as filmagens devem ser de alto contraste.

É importante deixar claro que, diferente do método do PIV, essa técnica de *shadowgraphy*, usando iluminação posterior não é adequada, uma vez que ela é baseada na projeção perpendicular das bolhas no plano da câmera.

Por outro lado, a técnica PIV, baseia-se na aquisição de uma imagem “transversal” do plano iluminado pelo feixe de laser. A Figura 9 ilustra essa diferença, onde a técnica de *shadowgraphy* captura bolhas FORA do plano de laser.

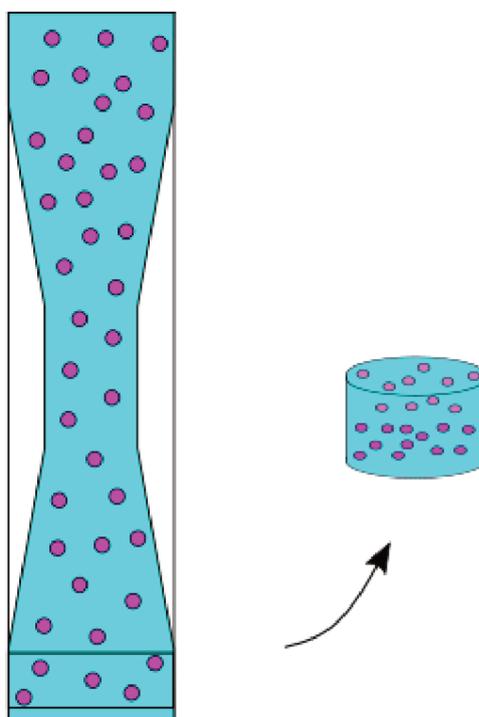
Figura 9 – Desenho esquemático do plano de laser e do plano da câmera rápida.



Fonte – A autora.

Na Figura 10, é mostrado o esquema de como a técnica de PTV captura as velocidades das bolhas e não as velocidades associadas a local no espaço, o processo de médias não pode mais ser feito numa área transversal e sim em um volume contendo um determinado número de bolhas.

Figura 10 – Desenho esquemático de um plano da câmera rápida.



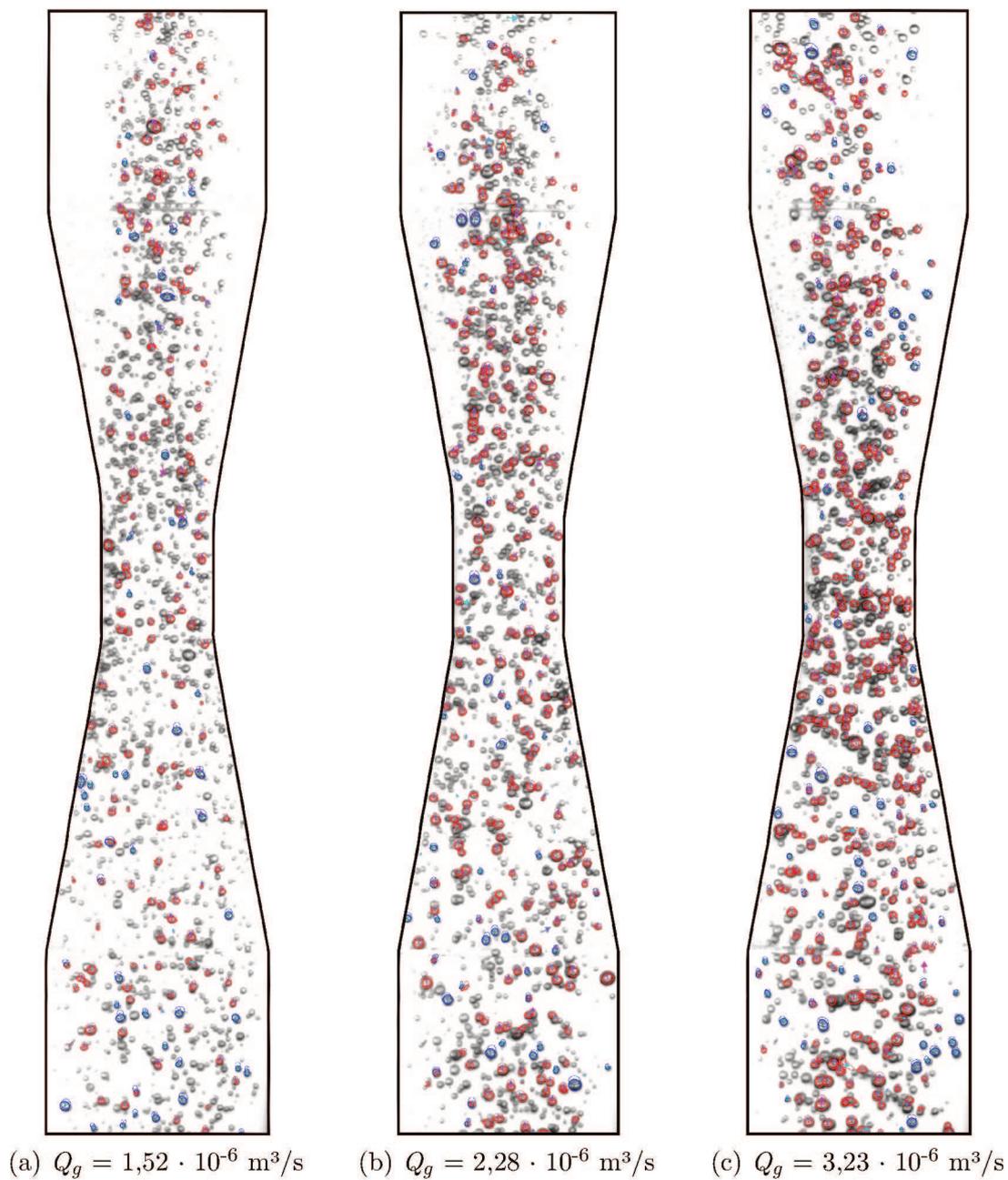
Fonte – A autora.

O método de rastreamento das bolhas também é encontrado de forma detalhada em Cerqueira *et al.* (2018). A diferença entre esse método e os demais na literatura (Acuña

e Finch (2010), Fu e Yang Liu (2016), Honkanen *et al.* (2005), Lau *et al.* (2013), TJ Liu e Bankoff (1993)) está na forma como ele lida com a superposição e aglomeração das bolhas em moderadas frações de gás.

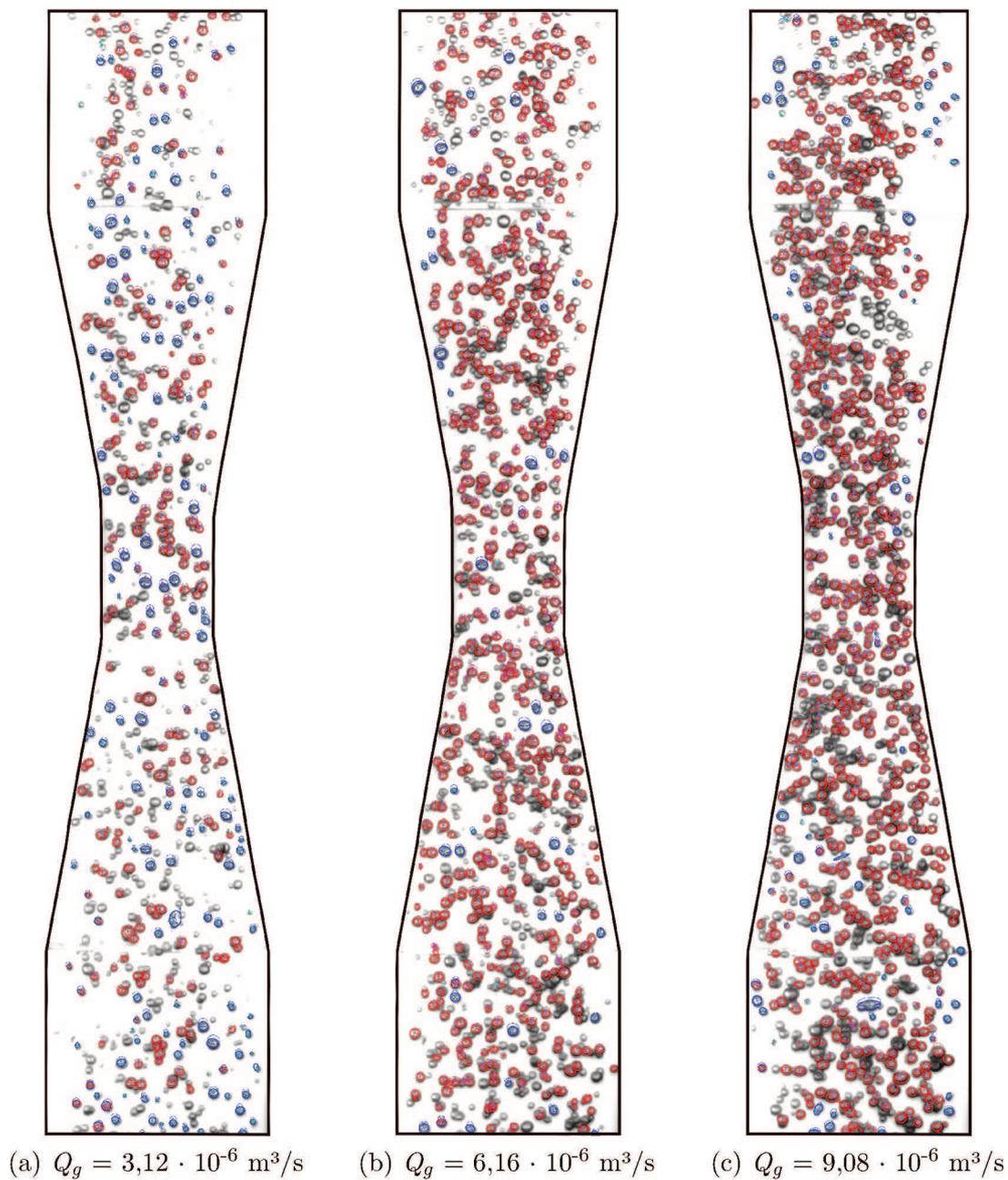
A primeira etapa desse método consiste na identificação correta das bolhas em cada *frame*, encontra-lá no *frame* subsequente e então calcular a velocidade e trajetória da bolha. Em geral, a interação entre bolha-bolha e a turbulência da fase líquida afetam o movimento das bolhas, provocando bolhas aglomeradas. Porém em alguns casos, nas imagens aparecem bolhas aglomeradas que não são características do escoamento e sim, da projeção das bolhas na imagem. Devido a essas dificuldades, no trabalho de Cerqueira *et al.* (2018), os autores desenvolveram duas técnicas de processamento de imagens: uma captura o contorno da bolha e a outra identifica a bolha e a aproxima de uma elipse. As Figuras 11, 12 e 13 mostram uma sequência de *frames* para três valores de velocidade superficial do líquido e diferentes vazões de gás. As bolhas com o contorno em azul são aquelas em que o algoritmo captura o contorno da bolha, já aquelas com o contorno em vermelho indicam que o algoritmo identifica a bolha e a aproxima de uma elipse.

Figura 11 – Sequência de *frames* instantâneos em que $Q_l = 1,67 \cdot 10^{-5} \text{ m}^3/\text{s}$ e seus respectivos valores de vazão de gás.



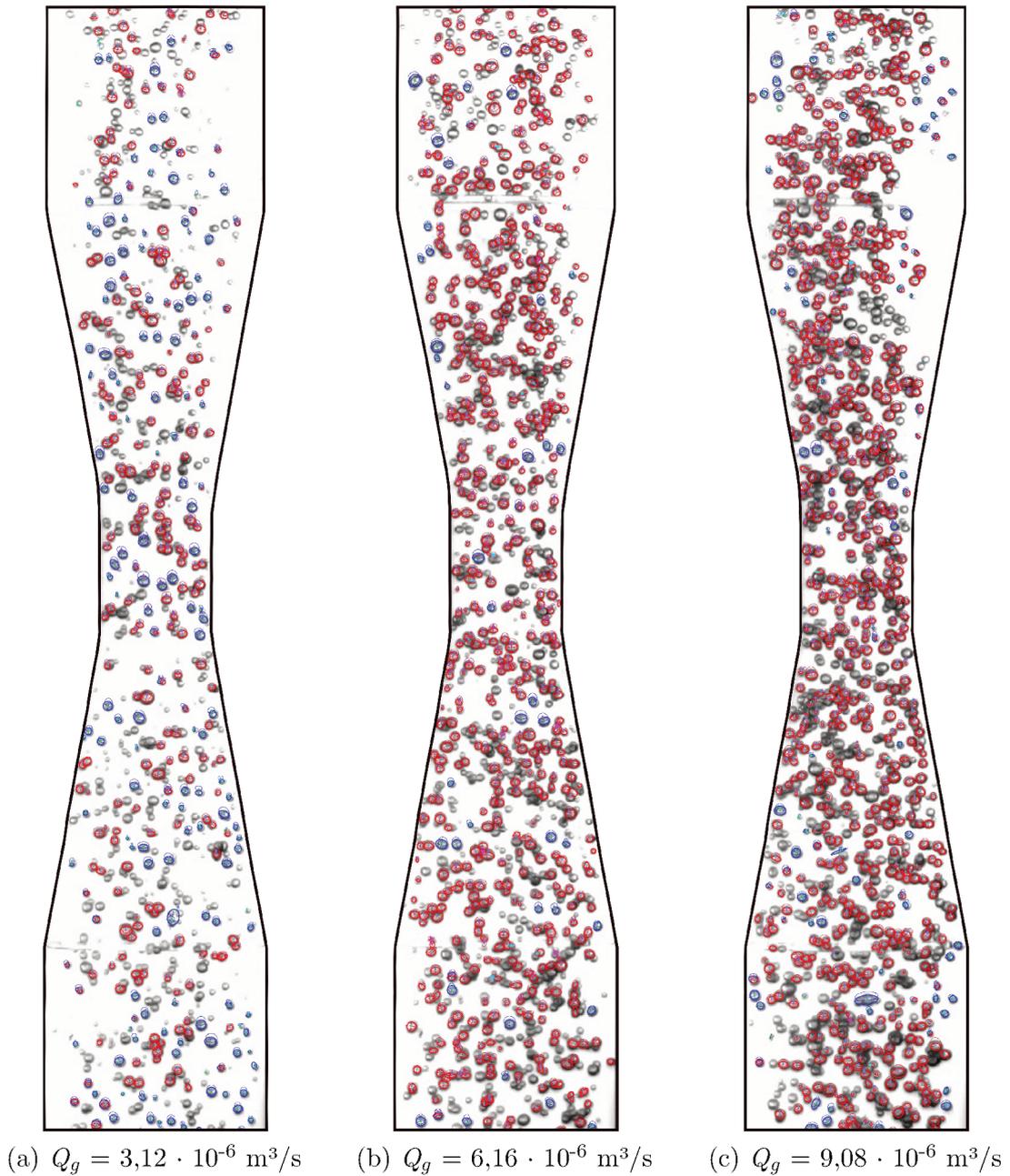
Fonte – A autora.

Figura 12 – Sequência de *frames* instantâneos em que $Q_l = 8,34 \cdot 10^{-5} \text{ m}^3/\text{s}$ e seus respectivos valores de vazão de gás.



Fonte – A autora.

Figura 13 – Sequência de *frames* instantâneos em que $Q_l = 2 \cdot 10^{-4} \text{ m}^3/\text{s}$ e seus respectivos valores de vazão de gás.



Fonte – A autora.

Pelas Figuras 11, 12 e 13 pode-se observar que o método desenvolvido pelos autores consegue capturar a maioria das bolhas presentes no escoamento.

4 RESULTADOS

Este Capítulo apresenta os resultados experimentais obtidos a partir da bancada implementada juntamente com as técnicas de processamento e pós-processamento de imagens descritas no capítulo precedente.

Inicialmente o escoamento é avaliado na região da entrada, antes da seção convergente, a qual pode ser considerada um duto de seção constante. Nesta região, primeiramente são comparados os valores de vazões da fase líquida obtida pela medição do PIV e com os valores do rotâmetro. Em seguida, a partir da análise dos perfis de velocidade do líquido obtidos pelo PIV e dos valores de velocidade média do líquido e do gás nesta seção constante, poderão ser validadas ambas as técnicas de medição e processamento de imagens.

Os resultados para o escoamento monofásico em regime laminar e turbulento serão apresentados com o intuito de validar a bancada experimental e o sistema de medição, incluindo a calibração e os parâmetros utilizados no setup do sistema PIV, e comparados com resultados disponíveis na literatura. Em seguida, são apresentados os resultados do escoamento bifásico, onde serão comparados os resultados das velocidades médias das fases, comparadas com aquelas medida a partir dos rotâmetro de líquido e gás.

Na seção subsequente é apresentado um estudo quantitativo e qualitativo do escoamento ao longo de toda a seção de teste, para análise e discussão do fenômeno estudado.

As condições de escoamento estudadas neste trabalho são mostradas na Tabela 4, um total de 12 experimentos, sendo 3 monofásicos e 9 bifásicos. Na Tabela 4 os valores das velocidades superficiais do líquido e do gás e os valores de Reynolds do líquido são apresentados. Para o caso em que $j_l = 10,96 \cdot 10^{-3}$ m/s, o escoamento da fase líquida, sem a presença de bolhas se encontra em regime laminar. No entanto, como serão mostrados nos resultados subsequentes, a presença das bolhas introduz oscilações no escoamento, induzindo a turbulência na fase líquida, este fenômeno é conhecido como Turbulência Induzida por Bolhas (*Bubble Induced Turbulence-BIT*, em inglês). (SERIZAWA; KATAOKA, 1990), (KIM, M. *et al.*, 2016)

Tabela 4 – Matriz de teste dos experimentos realizados neste trabalho.

Caso	Q_l [m ³ /s]	Q_g [m ³ /s]	j_l^D [m/s]	j_g^D [m/s]	Re_l^D [-]	$\overline{\langle d_{bolhas} \rangle}$ [mm]
1	$1,67 \cdot 10^{-5}$	0.0	$10,96 \cdot 10^{-3}$	0.0	482,24	-
2		$1,52 \cdot 10^{-6}$		$1,00 \cdot 10^{-3}$		1,28
3		$2,28 \cdot 10^{-6}$		$1,50 \cdot 10^{-3}$		1,35
4		$3,23 \cdot 10^{-6}$		$2,05 \cdot 10^{-3}$		1,47
5	$8,34 \cdot 10^{-5}$	0.0	$54,81 \cdot 10^{-3}$	0.0	2411,64	-
6		$3,12 \cdot 10^{-6}$		$2,05 \cdot 10^{-3}$		1,47
7		$6,16 \cdot 10^{-6}$		$4,05 \cdot 10^{-3}$		1,56
8		$9,08 \cdot 10^{-6}$		$5,97 \cdot 10^{-3}$		1,51
9	$2 \cdot 10^{-4}$	0.0	$131,53 \cdot 10^{-3}$	0.0	5787,32	-
10		$3,12 \cdot 10^{-6}$		$2,05 \cdot 10^{-3}$		1,42
11		$6,16 \cdot 10^{-6}$		$4,05 \cdot 10^{-3}$		1,55
12		$9,08 \cdot 10^{-6}$		$5,97 \cdot 10^{-3}$		1,59

Fonte: A autora.

Na Tabela 4, observa-se que, para o caso de $j_l = 10,96 \cdot 10^{-3}$ m/s, o valor máximo de velocidade superficial do gás ($j_g = 2,05 \cdot 10^{-3}$ m/s) é igual ao valor mínimo considerado nos casos de maiores valores de velocidade superficial do líquido. Isso se deve ao fato de que as técnicas de tratamento de imagens utilizadas para a discriminação das fases nas aquisições de PIV apresentavam muitas falhas em função das frações de gás resultantes com maiores velocidades superficiais de gás para o caso em $j_l = 10,96 \cdot 10^{-3}$ m/s, não apresentando performance adequada e resultando em erros muito significativos nas medidas das velocidades da fase líquida. Desta forma, neste caso, optou-se por considerar menores valores de j_g .

Ainda, deve-se esclarecer que, todos os resultados aqui apresentados se referem somente a um lado da seção de teste (o lado de melhor incidência do laser). Os perfis das variáveis que serão analisadas aparecerão completos para uma melhor visualização e análise dos dados.

Em todas as análises do escoamento, tanto somente na região de entrada da seção quanto em toda a seção de teste, a média das imagens do PIV foram calculadas como média das medições do PIV conforme,

$$\langle \vec{v}_l(r, z) \rangle = \frac{1}{N} \sum_{k=1}^N \vec{v}_{l,k}(r, z) \quad (4)$$

em que N é o número de amostras e $\vec{v}_{l,k}(r, z) = [u_l(r), v_k(r, z)]$ corresponde ao campo vetorial de velocidade bidimensional.

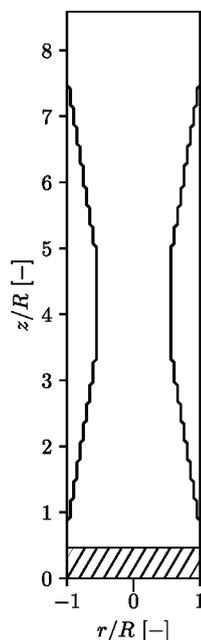
Além disso, todos os experimentos foram realizados a partir da posição axial de $z = 36D$, aproximadamente 1,6 m da entrada das vazões de líquido e gás. Esse valor foi determinado baseado no trabalho de Thang e Davis (1979), no qual os autores utilizaram um comprimento de $25D$ a montante da entrada de um tubo de Venturi.

Em sistemas de medição por PIV, a obtenção de velocidades próximas à parede ainda são tarefas desafiadoras, devido aos efeitos de distorção causados pela refração e reflexão do laser. Logo, algumas informações de velocidade na parede são removidas em alguns casos e outros, feito uma interpolação linear.

4.1 VALIDAÇÃO DOS EXPERIMENTOS

Como mencionado anteriormente, para a validação dos experimentos é realizada uma avaliação do escoamento na região de entrada da seção de teste, onde pode ser considerado um escoamento em padrão de bolhas plenamente desenvolvido. Na Figura 14, a área hachurada corresponde a região de análise onde foram obtidos os resultados apresentados nesta seção, utilizados para a validação. No entanto, para os casos com baixa velocidade superficial de líquido ($j_l = 10,96 \cdot 10^{-3}$ m/s), observou-se que a aceleração na contração influencia o escoamento na região de entrada.

Figura 14 – Figura esquemática da seção convergente-divergente.



Fonte – A autora.

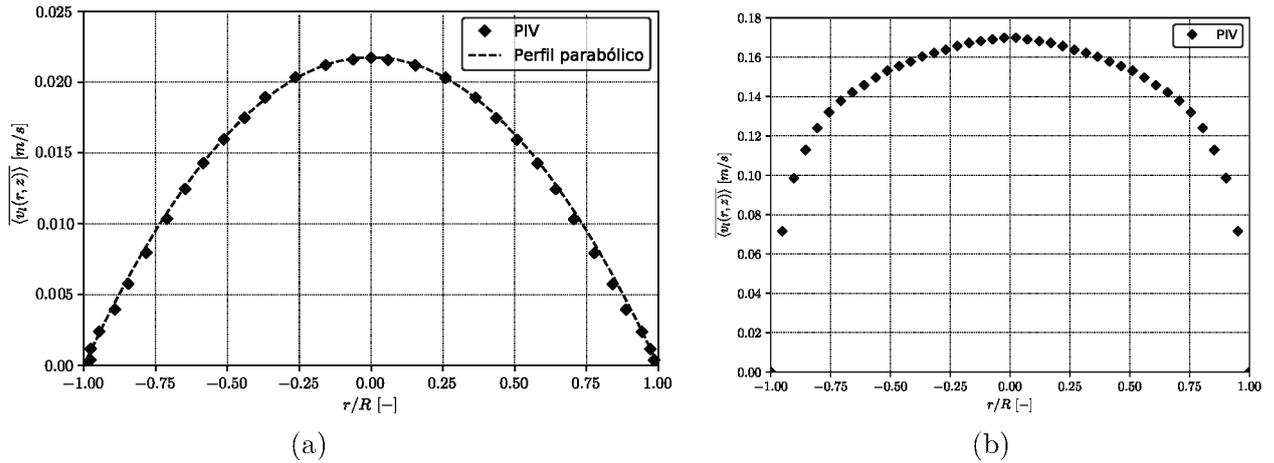
4.1.1 Validação do escoamento monofásico PIV

Com o objetivo de verificar se os equipamentos, os componentes da bancada experimental e a seção de teste estavam fornecendo resultados confiáveis, dois perfis de

velocidade do escoamento monofásico são comparados com resultados teóricos apresentados na literatura, para dois números de Reynolds: $Re_l^D = 482,24$ e $Re_l^D = 5787,32$ correspondendo, respectivamente aos casos laminar e com turbulência desenvolvida.

A Figura 15 mostra os perfis de velocidade do líquido $\langle v_l \rangle$ para as duas configurações do escoamento monofásico: laminar e turbulento.

Figura 15 – Perfis de velocidade média do líquido para validação do PIV: (a) escoamento laminar e (b) turbulento.



Fonte – A autora.

Para o caso do escoamento laminar Figura 15 (a), o perfil de velocidade média do líquido foi comparado com o perfil de velocidade teórico para o escoamento laminar plenamente desenvolvido,

$$v_l(r) = v_{m\acute{a}x.} \left(1 - \left(\frac{r}{R} \right)^2 \right) \quad (5)$$

onde $v_{m\acute{a}x.}$ é a velocidade máxima na linha de centro e r/R a coordenada radial.

Deve deixar claro que, em todos os casos os valores da velocidade na parede foram inseridos conforme a condição de não-deslizamento, ou seja, iguais a zero, uma vez que o PIV não é capaz de capturar adequadamente a velocidade nas proximidades da parede.

O escoamento monofásico em regime turbulento para maior número de Reynolds foi comparado com os dados experimentais de PIV e dados de Simulação Numérica Direta de Eggels *et al.* (1994), através dos perfis de velocidade normalizada ($v_l^{norm.}(r)$) e *root-mean-square* de acordo com,

$$\langle v_l^{norm.}(r) \rangle = \frac{\langle v_l(r) \rangle}{\langle v_l(r=0) \rangle} \quad (6)$$

e as componentes x e z da velocidade do líquido *root-mean-square* normalizada pela

velocidade de atrito na parede, $v_{l,\tau}$,

$$u_{l,rms}^+(r) = \frac{u_{l,rms}(r)}{v_{l,\tau}} \quad (7)$$

$$v_{l,rms}^+(r) = \frac{v_{l,rms}(r)}{v_{l,\tau}} \quad (8)$$

em que $v_{l,\tau}$ é dada por,

$$v_{l,\tau} = \overline{\langle v_l \rangle} \sqrt{\frac{0.079 Re_l^{-1/4}}{2}} \quad (9)$$

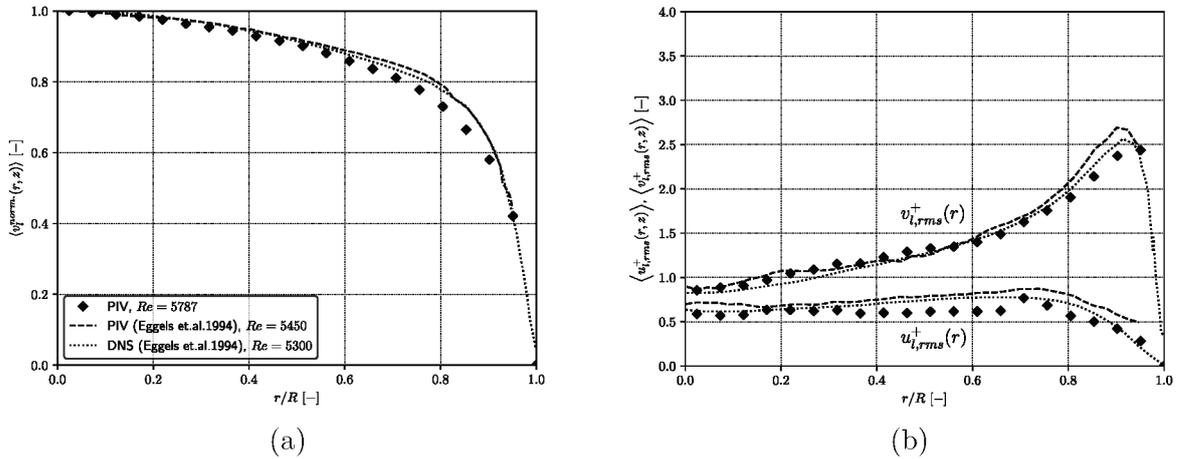
e $\overline{\langle v_l \rangle}$ é a velocidade média do líquido denotada por,

$$\overline{\langle v_l \rangle} = \frac{\int_0^R \langle v_l(r) \rangle r dr}{\int_0^R r dr} = \frac{\sum_{i=1}^I [\langle v_{l,i}(r_i) \rangle r_i]}{\sum_{i=1}^I r_i} \quad (10)$$

onde i representa o número I de janelas de interrogação.

Os perfis de velocidade adimensionalizados são apresentados nas Figura 16.

Figura 16 – Comparação entre: (a) o perfil de velocidade normalizada $v_l^{norm.}(r)$ e (b) perfil de velocidade do líquido *root-mean-square* (r.m.s), $u_{l,rms}^+(r)$ e $v_{l,rms}^+(r)$, normalizada pela velocidade de atrito na parede dos resultados do presente trabalho e resultados de PIV e DNS do trabalho de Eggels *et al.* (1994).



Fonte – A autora.

Observa-se que os valores de $v_l^{norm.}(r)$, $u_{l,rms}^+(r)$ e $v_{l,rms}^+(r)$ do presente trabalho concordam muito bem com os valores disponíveis na literatura.

A partir dos perfis de velocidade para o escoamento monofásico pode-se ainda fazer uma comparação entre a vazão volumétrica, obtida pela integração numérica destes perfis de velocidade (Q_l^{PIV}) e compara-lá com a vazão volumétrica medida no rotâmetro ($Q_l^{Rot.}$). Essa comparação é a apresentada na Tabela 5 para os três casos de vazão de líquido.

Tabela 5 – Vazão medida, vazão calculada pelo PIV e desvio relativo entre elas.

$Q_l^{Rot.}$ [l/min]	$Q_l^{Rot.}$ [m ³ /s]	Q_l^{PIV} [m ³ /s]	Desvio Relativo [%]
1	$1,667 \cdot 10^{-5}$	$1,647 \cdot 10^{-5}$	1,14
5	$8,333 \cdot 10^{-5}$	$8,483 \cdot 10^{-5}$	1,80
12	$2 \cdot 10^{-4}$	$2,016 \cdot 10^{-4}$	0,79

Fonte: A autora.

Os desvios entre os dois valores de vazão ($Q_l^{Rot.}$ e Q_l^{PIV}) estão dentro da faixa de precisão dos dois rotâmetros de líquido ($\pm 5\%$).

A partir desses resultados, obteve-se uma confiabilidade na qualidade do PIV, da calibração espacial, e eventuais distorções ópticas, e então, pode-se começar a validação das técnicas de medição do escoamento em padrão de bolhas nessa mesma região.

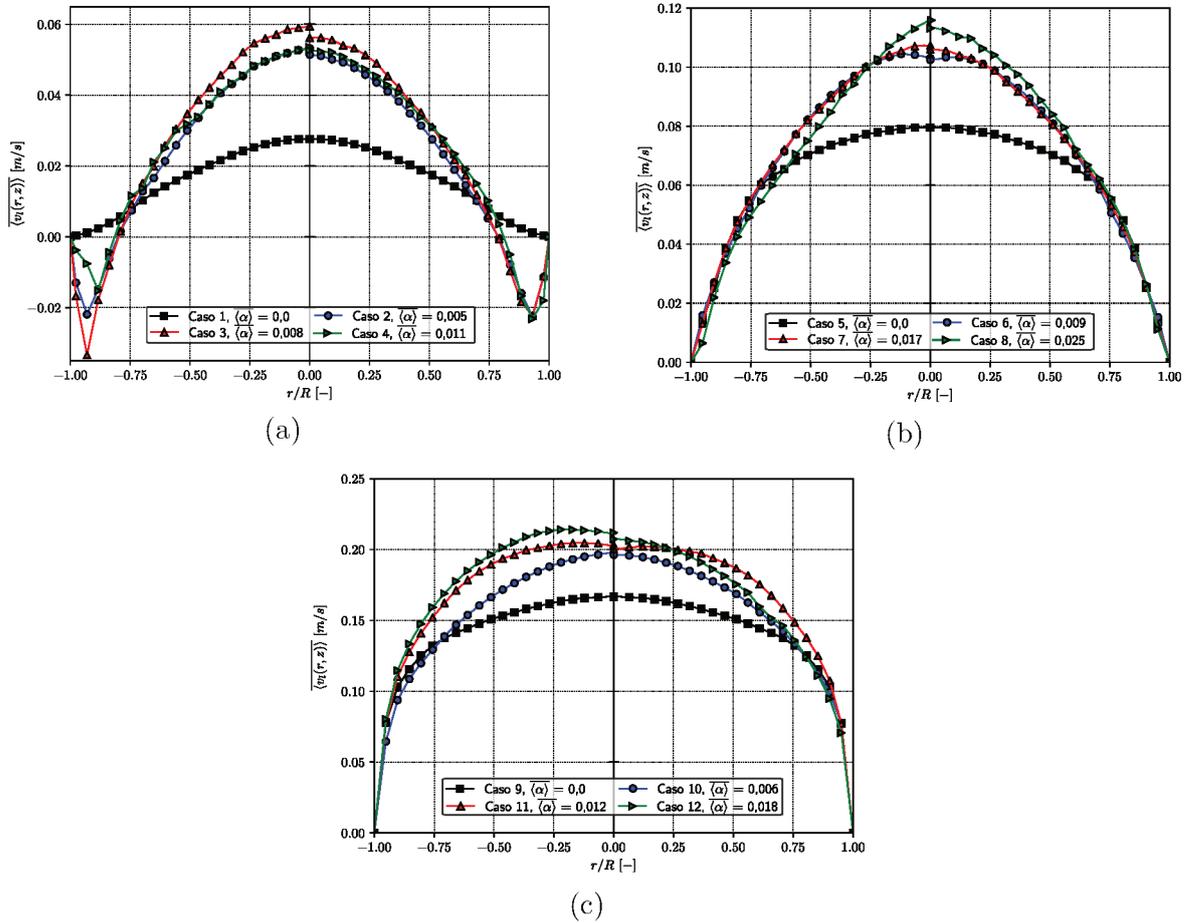
4.1.2 Validação dos resultados de PIV para a fase líquida em escoamento bifásico

Nesta seção serão validados os resultados para as velocidade da fase líquida obtidos com a técnica de PIV, incluindo o procedimento de discriminação de fases baseado no tratamento das imagens de PIV para determinar as regiões nas imagens ocupadas pela fase gasosa. As validações serão realizadas a partir das velocidades médias de líquido e gás obtidas pelo PIV e PTV, respectivamente.

As Figuras 17 (a), (b) e (c) mostram diferentes perfis da velocidade média axial da fase líquida para os três valores de vazão da fase contínua e seus respectivos valores fração de vazão.

À esquerda são mostrados os perfis de velocidade média axial do líquido na entrada da seção de testes sem o tratamento prévio das imagens para a discriminação de fase e à direita os perfis com o tratamento das imagens.

Figura 17 – Perfis de velocidade média axial do líquido para: (a) $\overline{\langle j_l \rangle} = 10,96 \cdot 10^{-3}$ m/s, (b) $\overline{\langle j_l \rangle} = 54,81 \cdot 10^{-3}$ m/s e (c) $\overline{\langle j_l \rangle} = 131,53 \cdot 10^{-3}$ m/s. À esquerda são mostrados os perfis de velocidade sem o tratamento prévio das imagens e à direita os perfis com a técnica de discriminação de fase.



Fonte: A autora.

Em todos os casos do escoamento bifásico, para os três valores de velocidade superficial de líquido, os resultados tratados resultaram em velocidades axiais menores quando comparados com os resultados tratados. Isso mostra o efeito do tratamento de imagens para a discriminação das fases na obtenção do campo de velocidades da fase contínua. A diferença do perfil de velocidade média é mais evidente no centro do duto, uma vez que as bolhas de maiores diâmetros e velocidades se concentram no centro da seção. Além disso, no caso de menor velocidade superficial de líquido, $j_l = 10,96 \cdot 10^{-3}$ m/s, onde se observam velocidades negativas da fase líquida nas proximidades das paredes, o efeito da aplicação da técnica de tratamento das imagens é bem significativo, mostrando uma redução dos picos de velocidade negativa para os casos com maiores frações volumétricas de gás.

Ainda, para validar os perfis de velocidade do líquido apresentados anteriormente, foram usados os resultados das velocidades médias da fase gasosa, obtidos através da técnica de PTV. Essa validação foi feita através da fração volumétrica da fase gasosa

$\overline{\langle \alpha_g \rangle}$, estimada pelo valor de velocidade superficial do gás ($\overline{\langle j_g \rangle}$), medida pelo rotâmetro e a velocidade média das bolhas ($\overline{\langle v_g \rangle}$) conforme,

$$\overline{\langle \alpha_g \rangle} = \frac{\overline{\langle j_g \rangle}}{\overline{\langle v_g \rangle}}. \quad (11)$$

Desta forma, a velocidade do líquido média pode ser estimada a partir dos resultados do PTV conforme,

$$\overline{\langle v_l^* \rangle} = \frac{\overline{\langle j_l \rangle}}{1 - \overline{\langle \alpha_g \rangle}}. \quad (12)$$

A Tabela 6 apresenta uma comparação entre os valores de velocidade média axial do líquido: os valores de $\overline{\langle v_l \rangle}$ do PIV sem o método de discriminação de fase, $\overline{\langle v_l \rangle}$ após o tratamento das imagens, $\overline{\langle v_l^* \rangle}$ do PTV.

Tabela 6 – Comparação dos valores de $\overline{\langle v_l \rangle}$ obtidos pelo PIV sem e com o método de discriminação de fase e os valores de $\overline{\langle v_l^* \rangle}$ obtidos pelo PTV.

$\overline{\langle j_l \rangle}$ [m/s]	$\overline{\langle v_l \rangle}$, não-tratado [m/s]	$\overline{\langle v_l \rangle}$, PIV [m/s]	$\overline{\langle v_l^* \rangle}$ [m/s]	$\overline{\langle \alpha_g \rangle}$ [-]	Desvio, $\overline{\langle v_l \rangle}$ em relação ao $\overline{\langle v_l^* \rangle}$ [%]
$10,96 \cdot 10^{-3}$	$11,73 \cdot 10^{-3}$	$11,25 \cdot 10^{-3}$	$11,02 \cdot 10^{-3}$	0,005	2,09
	$12,50 \cdot 10^{-3}$	$11,63 \cdot 10^{-3}$	$11,05 \cdot 10^{-3}$	0,008	5,25
	$15,29 \cdot 10^{-3}$	$11,95 \cdot 10^{-3}$	$11,09 \cdot 10^{-3}$	0,011	7,75
$54,81 \cdot 10^{-3}$	$57,43 \cdot 10^{-3}$	$56,28 \cdot 10^{-3}$	$55,30 \cdot 10^{-3}$	0,009	1,77
	$58,34 \cdot 10^{-3}$	$56,56 \cdot 10^{-3}$	$55,78 \cdot 10^{-3}$	0,017	1,40
	$60,67 \cdot 10^{-3}$	$59,26 \cdot 10^{-3}$	$56,24 \cdot 10^{-3}$	0,025	5,37
$131,53 \cdot 10^{-5}$	$139,29 \cdot 10^{-3}$	$138,70 \cdot 10^{-3}$	$132,40 \cdot 10^{-3}$	0,006	4,76
	$140,81 \cdot 10^{-3}$	$139,33 \cdot 10^{-3}$	$133,21 \cdot 10^{-3}$	0,012	4,59
	$141,85 \cdot 10^{-3}$	$139,71 \cdot 10^{-3}$	$134,07 \cdot 10^{-3}$	0,018	4,21

Fonte – A autora

Analisando a velocidade média do líquido sem e com o método de discriminação das fases apresentados na Tabela 6, observa-se que houve uma diferença de até 27,9% na velocidade média.

Isso pode estar relacionado a baixa velocidade superficial de líquido, onde o escoamento têm forte influência da velocidade das bolhas, e assim, superestimando a velocidade do líquido. O mesmo é observado em Cerqueira *et al.* (2018) onde se relata que, para baixas velocidade superficiais de líquido, o efeito das bolhas dispersas nas medições de velocidade da fase líquido através de PIV, torna-se muito significativo. Segundo os autores, à medida que a velocidade do líquido aumenta em relação a velocidade relativa, ou seja, o fator de escorregamento diminui, o efeito do enviesamento da velocidade média nas medições de PIV devido às bolhas se torna menos significativo.

No presente trabalho, pode ser observado que, à medida que a velocidade superficial do líquido aumenta, a diferença entre os valores de velocidade média considerando a aplicação da técnica de discriminação de fases, diminui (2,04% à 3,16% para $\overline{\langle j_l \rangle} = 54,81 \cdot 10^{-2}$ m/s e 0,42% à 1,53% para $\overline{\langle j_l \rangle} = 131,53 \cdot 10^{-2}$ m/s).

De forma geral o efeito da aplicação do tratamento de imagens para remover o efeito das bolhas dispersas nos campos de velocidades da fase líquida é menos significativo do que o observado em Cerqueira *et al.* (2018). No entanto, é importante lembrar que neste trabalho, o diâmetro da seção de testes (44 mm) é diferente do diâmetro usado pelos autores (26,2 mm) e desta forma, o efeito de enviesamento das medidas introduzido pelas bolhas dispersas tende a ser menos significativo.

Ainda na Tabela 6, pode-se observar que, os valores de $\overline{\langle v_l \rangle}$ calculados pelo PIV com o método de discriminação de fase concordam muito bem com os valores de $\overline{\langle v_l^* \rangle}$ obtidos de forma indireta pelo PTV, ou seja, um desvio abaixo de 10%, exceto no caso de menor $\overline{\langle j_l \rangle}$. Este maior erro pode também ser atribuído à incerteza de ambos os rotâmetros (líquido e gás), uma vez que eles estão operando em baixas vazões de líquido e gás.

A partir desses resultados, pode-se considerar o método de discriminação de fase aplicado nas medições de PIV e o método PTV para o rastreamento das bolhas é válido e então pode ser aplicado em toda a seção convergente-divergente.

4.2 ANÁLISE DO ESCOAMENTO NA SEÇÃO CONVERGENTE-DIVERGENTE

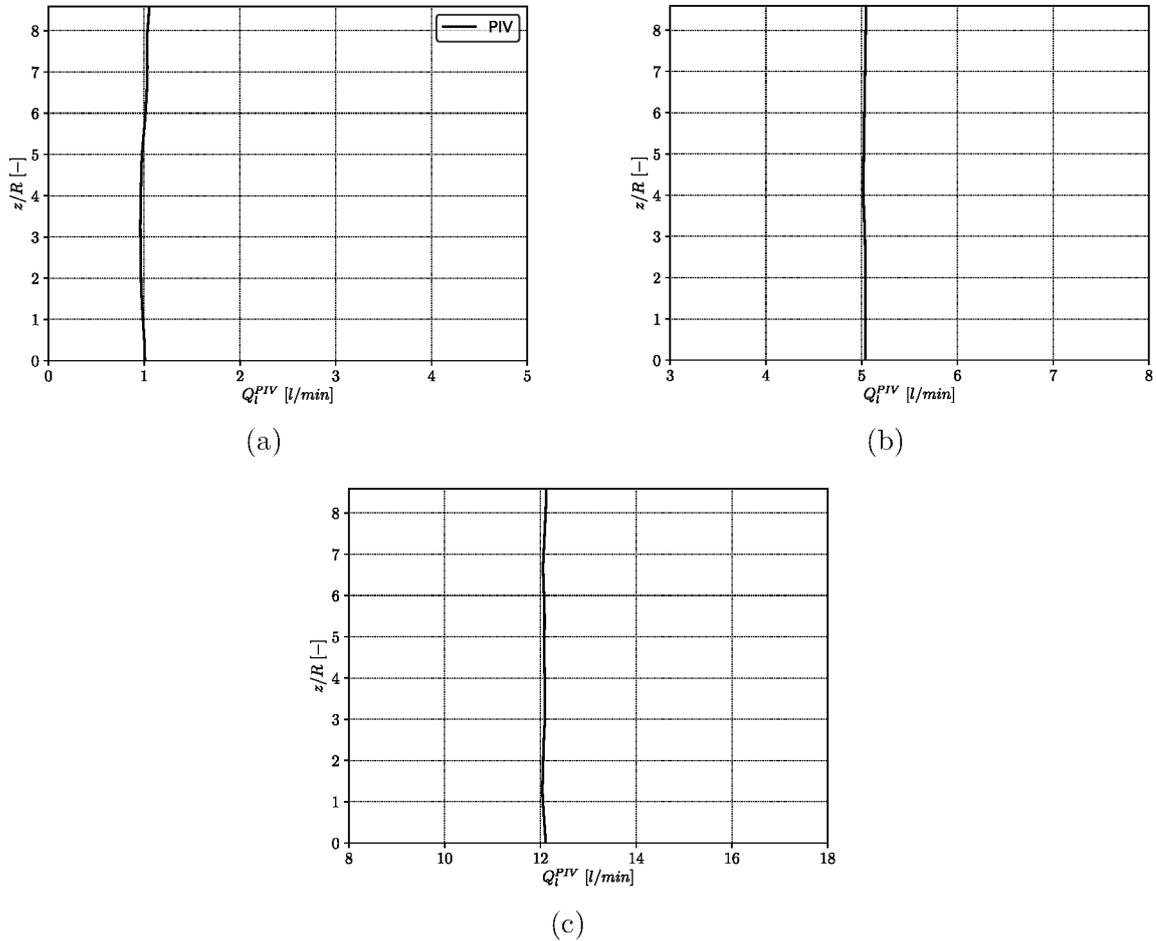
4.2.1 escoamento monofásico

Nesta seção apresenta-se os resultados para os campos de velocidades das fases líquido e gás ao longo de toda a seção convergente-divergente.

Primeiramente, a fim de verificar o comportamento do escoamento monofásico e a conservação da massa, foram integrados os perfis de velocidade ao longo da seção e comparados os valores de vazões calculadas pelo PIV e os valores de vazões medidas pelo rotâmetro.

As Figuras 18 (a), (b) e (c) mostram a vazão ao longo de toda a seção de testes para as três velocidades superficiais de líquido consideradas nos experimentos.

Figura 18 – Vazão calculada pelo PIV ao longo de toda a seção de teste para os três valores de vazão medida pelo rotâmetro: (a) $Q_1^{\text{Rot.}} = 1 \text{ l/min}$, (b) $Q_1^{\text{Rot.}} = 5 \text{ l/min}$ e (c) $Q_1^{\text{Rot.}} = 12 \text{ l/min}$.



Fonte – A autora.

Pode-se observar que, a vazão de líquido se manteve constante ao longo de todo o domínio. Estes resultados mostram que os campos de velocidade obtidos a partir das medidas de PIV satisfazem a conservação da massa, em todas as seções da seção convergente-divergente. Com estes resultados é possível validar o comportamento da bancada experimental em relação ao controle e medição de vazão da fase líquida assim como, e principalmente, auferir as aquisições do sistema PIV em termos de adequada configuração dos tempos de aquisição, alinhamento e calibração. Estes aspectos são os mais desafiadores no caso da seção convergente-divergente (em relação ao tubo de seção constante) em função das possíveis distorções ópticas presentes devido às diferentes curvaturas da seção de testes, assim como pelo fato de haver importantes variações de velocidades do fluido ao longo da seção, sendo necessário um ajuste adequado do intervalo de tempo de aquisição das imagens de PIV.

Com isso tem-se uma confiabilidade nos parâmetros de medição e na calibração do PIV. A partir disso, o escoamento com bolhas será avaliado e apresentado ao longo de

todo o domínio da seção de testes.

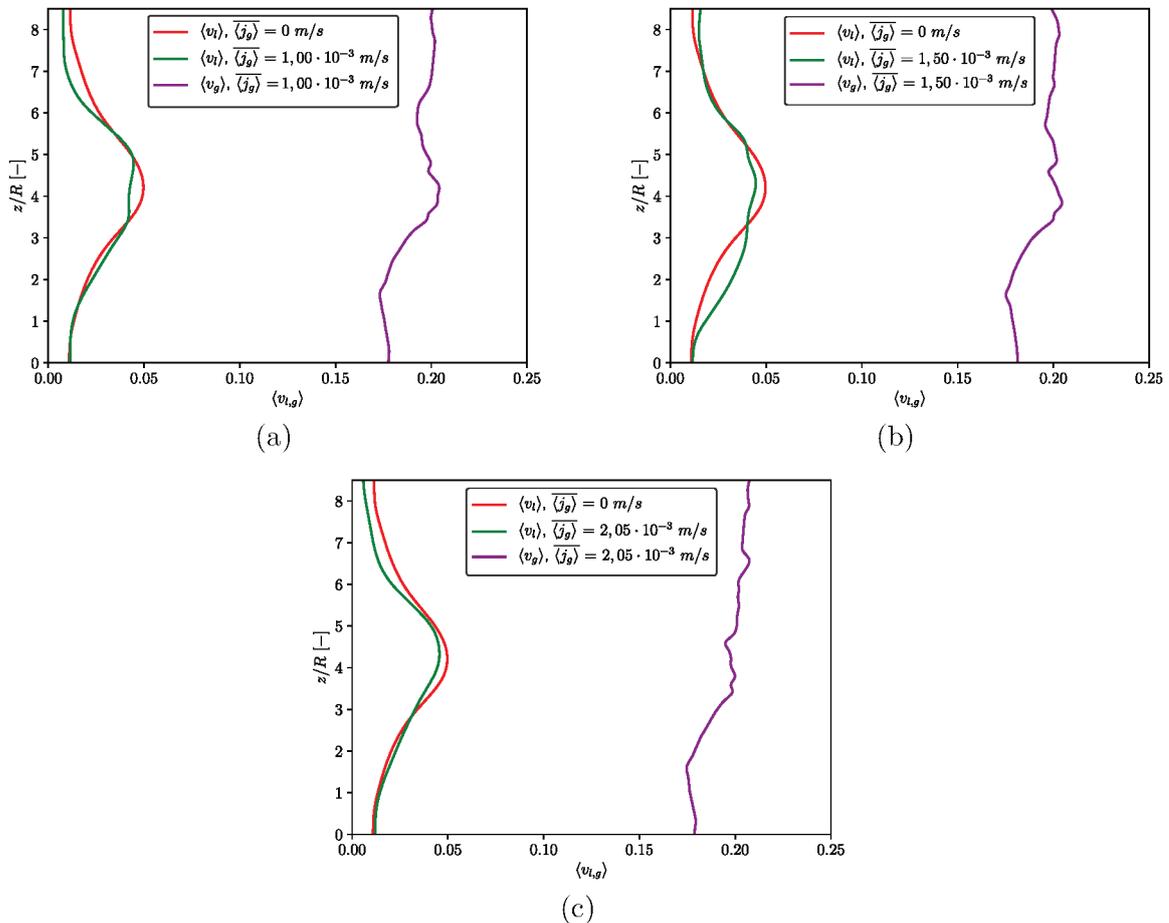
4.2.2 Escoamento bifásico

De forma a analisar a estrutura geral do escoamento ao longo de toda a seção convergente-divergente são apresentados inicialmente os perfis de velocidade média na seção transversal ao longo da coordenada axial da seção de testes.

As Figuras 19, 20 e 21 mostram a velocidade média do líquido na seção transversal calculada a partir das medições de PIV, conforme a Equação 10. Nestes casos, como a velocidade média na seção será variável ao longo da direção axial, ambas as velocidade médias do líquido e do gás serão em função da posição axial (z) para diferentes valores de velocidades superficiais de gás.

Em todos os casos são mostradas as curvas da velocidade média do escoamento monofásico para referência. Os valores de $\overline{\langle j_g \rangle}$ apresentados na legenda das figuras são baseados no diâmetro de entrada, conforme é descrito na primeira seção deste Capítulo.

Figura 19 – Velocidades médias do líquido e do gás ao longo da seção de teste em que $\overline{\langle j_l \rangle} = 10,96 \cdot 10^{-3}$ m/s, para diferentes velocidades superficiais de gás: (a) $\overline{\langle j_g \rangle} = 1,00 \cdot 10^{-3}$ m/s, (b) $\overline{\langle j_g \rangle} = 1,50 \cdot 10^{-3}$ m/s e (c) $\overline{\langle j_g \rangle} = 2,05 \cdot 10^{-3}$ m/s.



Fonte – A autora.

Analisando as curvas de velocidade média do líquido, Figura 19, observa-se que a velocidade da fase contínua do escoamento monofásico é menor que no caso do escoamento bifásico até o início da garganta. Até essa região, as bolhas tendem a arrastar o líquido à jusante do escoamento. Posterior a essa região, a velocidade média do líquido no escoamento bifásico tende a ser menor que a do caso monofásico.

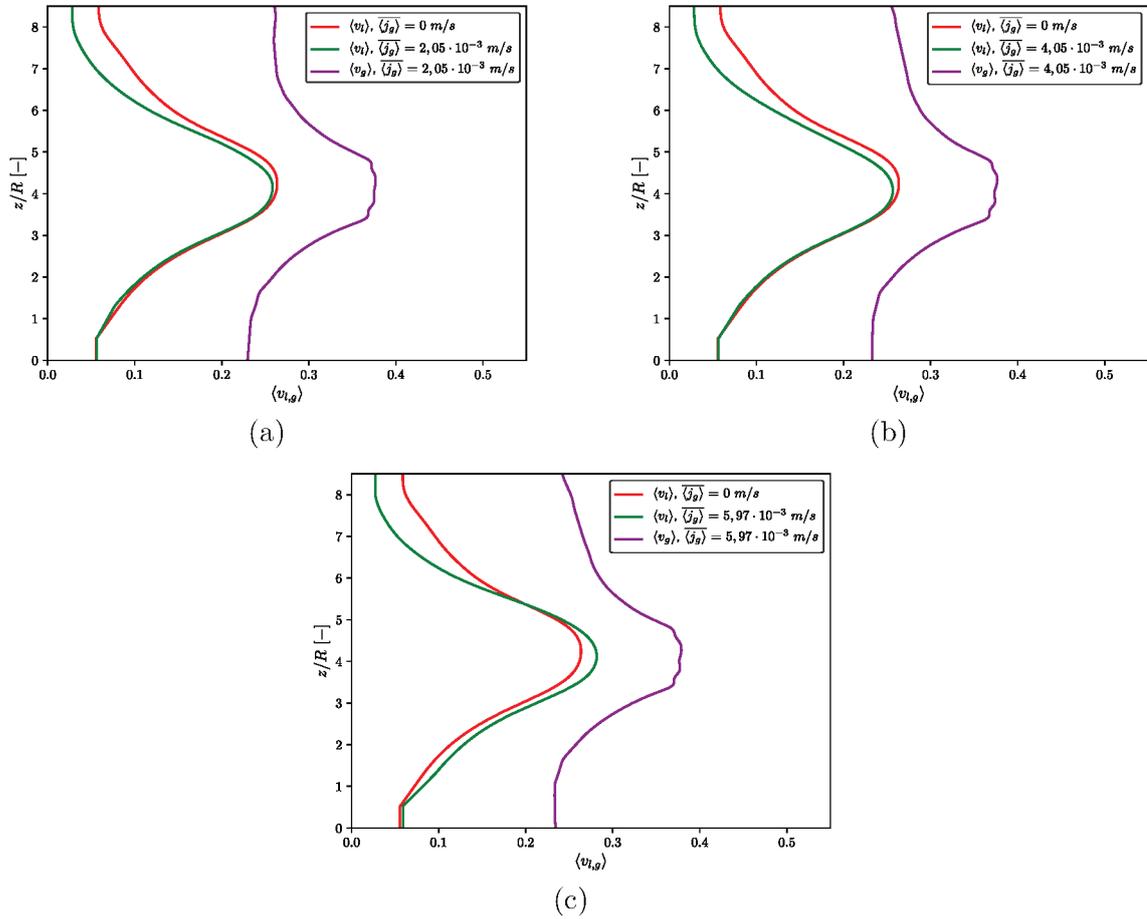
Entretanto, no caso da Figura 19 (b), na região convergente observa-se um aumento significativo da velocidade do líquido no caso bifásico em comparação ao monofásico e, próximo à saída do duto, a velocidade da fase contínua é menor no escoamento monofásico.

Essa alteração do comportamento da velocidade pode ser oriunda de falhas que ocorreram durante a aquisição de imagens do PIV e que ainda são desconhecidas pela autora.

Para este conjunto de casos, onde as velocidades superficiais de líquido são pequenas, o escoamento das bolhas é dominado pelo empuxo, uma vez que a inércia e a quantidade de movimento do líquido é baixa. As bolhas, ao saírem da garganta tem um comportamento do tipo “jato livre de bolhas”, formando duas regiões de recirculação de líquido nas extremidades (as quais poderão ser visualizadas nas seções subsequentes), observando uma aceleração menos pronunciada na contração, em relação a fase gasosa.

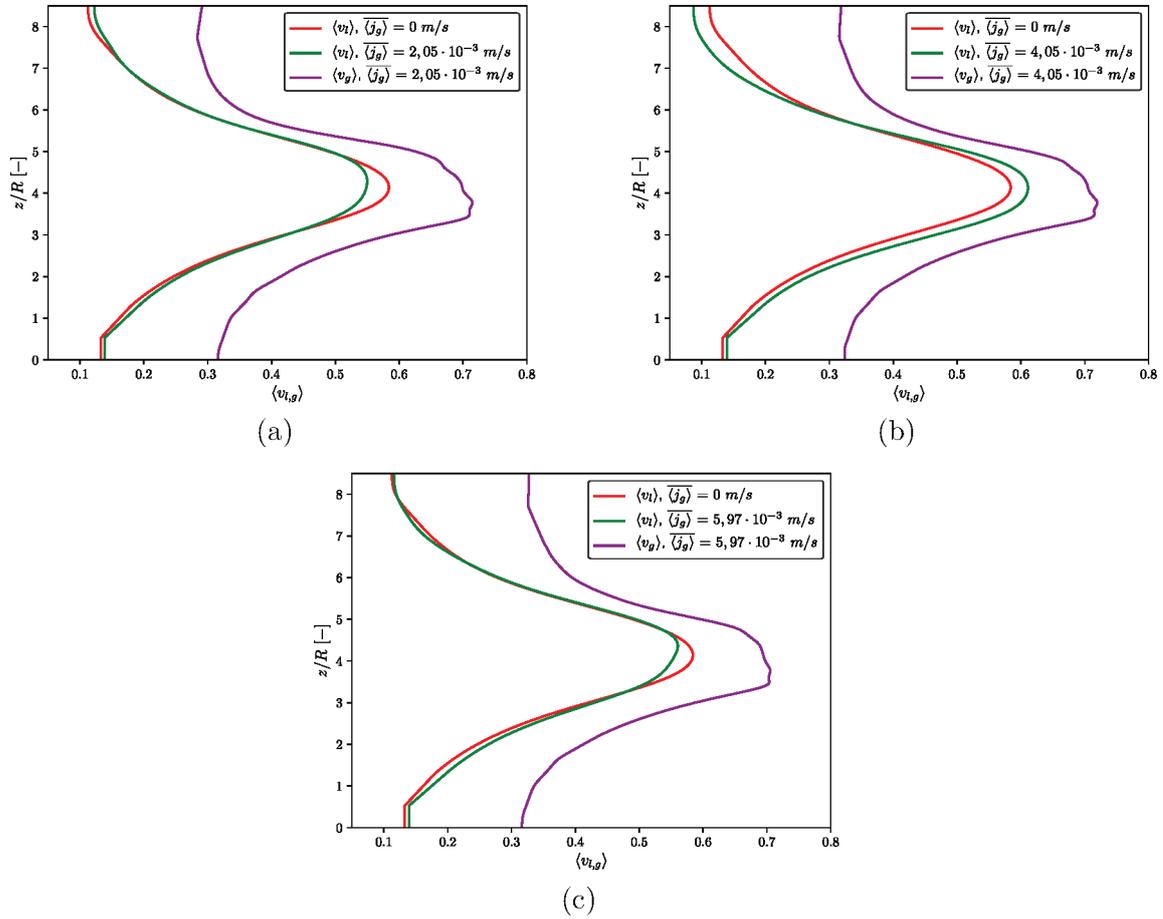
Essas recirculações de líquido formam um efeito do tipo “vena contracta”, dando uma aceleração ainda maior nas bolhas.

Figura 20 – Velocidades médias do líquido e do gás ao longo de toda a seção de teste em que $\langle j_l \rangle = 54,81 \cdot 10^{-3} \text{ m/s}$, para diferentes velocidades superficiais de gás: (a) $\langle j_g \rangle = 2,05 \cdot 10^{-3} \text{ m/s}$, (b) $\langle j_g \rangle = 4,05 \cdot 10^{-3} \text{ m/s}$ e (c) $\langle j_g \rangle = 5,97 \cdot 10^{-3} \text{ m/s}$.



Fonte – A autora.

Figura 21 – Velocidades médias do líquido e do gás ao longo de toda a seção de teste para $\overline{\langle j_l \rangle} = 131,53 \cdot 10^{-3}$ m/s, para diferentes velocidades superficiais de gás: (a) $\overline{\langle j_g \rangle} = 2,05 \cdot 10^{-3}$ m/s, (b) $\overline{\langle j_g \rangle} = 4,05 \cdot 10^{-3}$ m/s e (c) $\overline{\langle j_g \rangle} = 5,97 \cdot 10^{-3}$ m/s.



Fonte – A autora.

Ao aumentar a velocidade superficial do líquido, observa-se pelas Figuras 20 e 21 que a fase líquida apesar de sofrer influência pela fase dispersa, essa influência não é tão forte como acontece nos casos de menor velocidade superficial de líquido. Isso se deve ao aumento relativo dos efeitos inerciais em relação ao empuxo, como é visto nas Figuras 19 (a), (b) e (c).

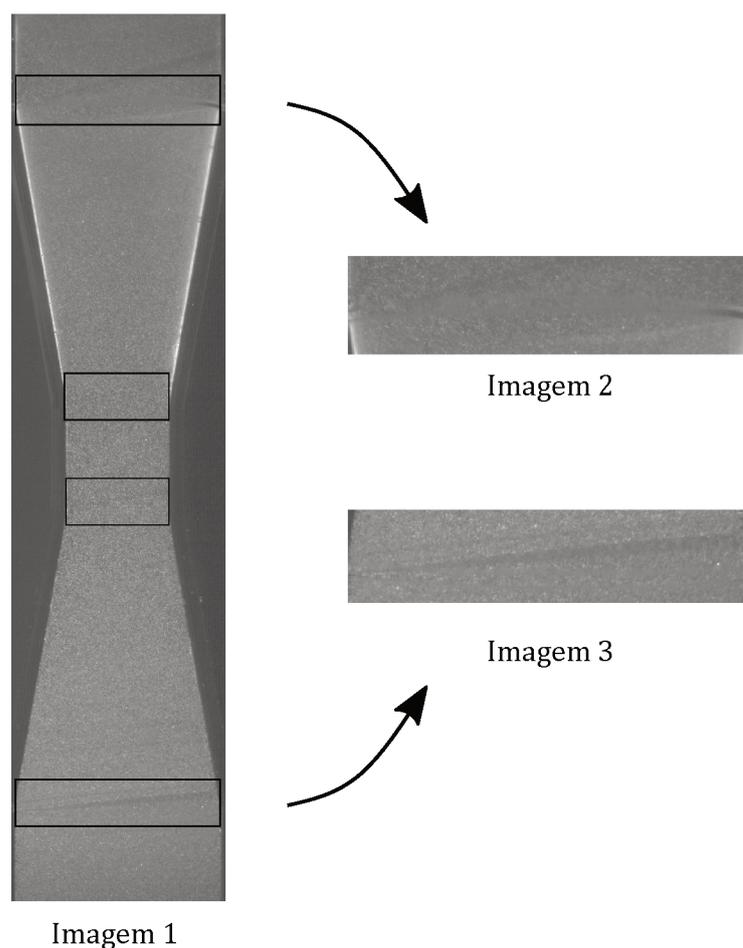
Ainda, analisando a velocidade da fase dispersa há uma maior desaceleração das bolhas que atingem velocidades na saída do duto próximas aos valores de velocidade na entrada. Nestes casos com maiores valores de j_l , embora também se observa pequenas recirculações de líquido na seção divergente, não há a formação de uma coluna de bolhas na região central, uma vez que o arraste lateral por parte da fase líquida é mais significativo, fazendo com que as bolhas também experimentem uma desaceleração na seção divergente.

De forma a compreender melhor o comportamento da fase líquida no escoamento com e sem a presença de bolhas, são mostradas a distribuição do campo de velocidade para a fase contínua nas Figuras 23, 24 e 25.

Porém, antes de apresentar os campos das variáveis estudadas, é necessário a visualização de uma imagem crua obtida do sistema de medição do PIV.

A Figura 22 mostra uma imagem instantânea do escoamento monofásico obtida pelo PIV.

Figura 22 – Imagem crua do escoamento na seção teste obtida pelo PIV para o escoamento monofásico para $Q_l = 5$ l/min.



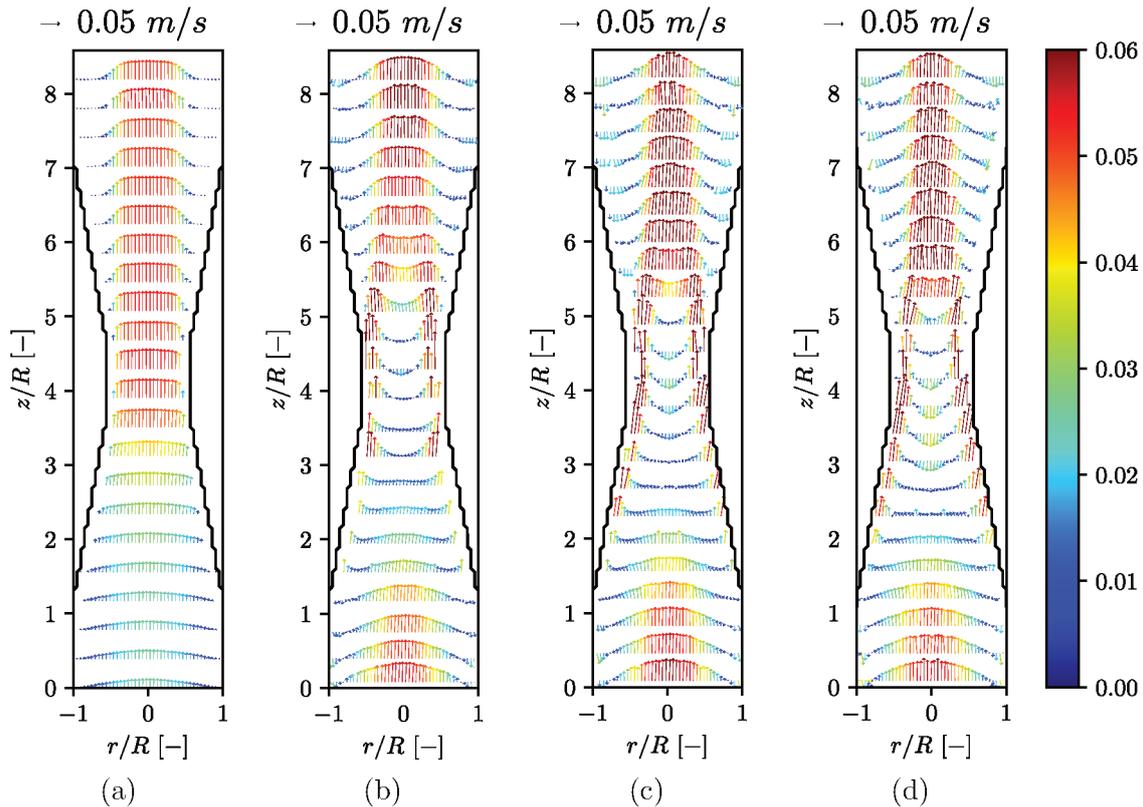
Fonte – A autora.

Na Figura 22 percebe-se “reflexões” do laser ao longo da seção de testes. Esse efeito é mais evidente no início da seção convergente (Imagem 3) e início da saída (Imagem 2). Essas “reflexões” se dão devido ao fato de que a autora optou pela junção das seções (entrada, seção convergente, garganta, seção divergente e saída) na construção da seção de testes e não pela usinagem interna de um tarugo, como geralmente é feito em estudos experimentais nesse tipo de geometria, uma vez que a parede acrílica poderia gerar possíveis distorções nas imagens de PIV.

Portanto nos resultados que apresentam o campo de velocidade, as flutuações de velocidade axial e radial da fase líquida poderão apresentar uma “falha” nessas regiões, e que no presente estudo a autora optou-se em não fazer uma interpolação linear dos dados nessas regiões para que os resultados ficassem o mais próximo possível da realidade.

As Figuras 23 (a), (b), (c) e (d) apresentam a distribuição do campo de velocidade da fase contínua para $\overline{\langle j_l \rangle} = 10,96 \cdot 10^{-3}$ m/s para diferentes valores de fração de vazio.

Figura 23 – Distribuição do campo de velocidade líquido, em que $\overline{\langle j_l \rangle} = 10,96 \cdot 10^{-3}$ m/s para os quatro casos de escoamento: (a) $\overline{\langle \alpha_g \rangle} = 0,0$, (b) $\overline{\langle \alpha_g \rangle} = 0,005$, (c) $\overline{\langle \alpha_g \rangle} = 0,008$, (d) $\overline{\langle \alpha_g \rangle} = 0,011$.



Fonte – A autora.

Ao comparar o caso monofásico, Figura 23 (a), com o escoamento bifásico, Figuras 23 (b), (c) e (d), pode-se observar a influência das bolhas nos perfis de velocidade da fase contínua.

Na entrada da seção de teste, o perfil de velocidade tende a formar “bico” na região central do duto, o qual é mais evidente em maior fração de vazio. Observa-se a presença de duas regiões de recirculação do líquido com velocidades descendentes nas periferias. Isso se deve ao fato de que o maior número de bolhas se concentram no centro do duto e tendem a empurrar o líquido para as extremidades.

Ao entrarem na seção convergente esse efeito começa a suavizar e quando chegam na garanta, o oposto acontece: o líquido atinge velocidades negativas na região central e picos de velocidade máxima próximos à parede.

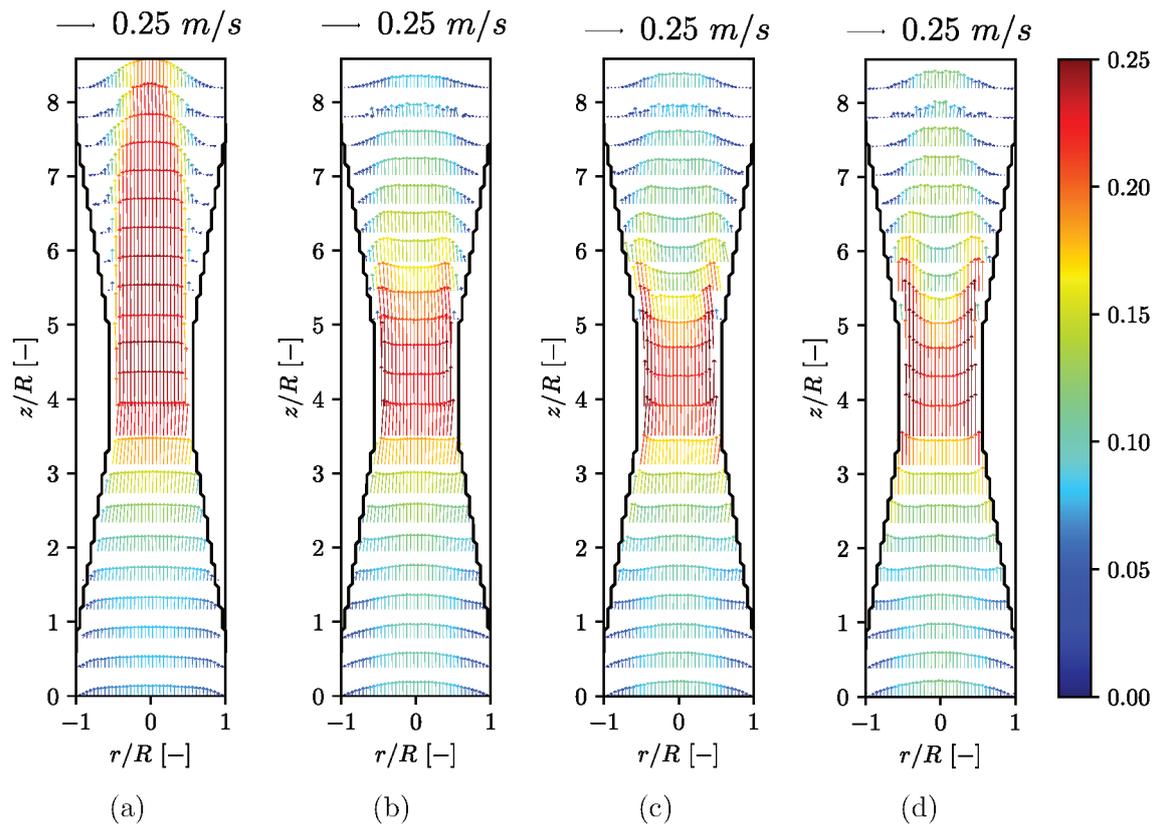
O fato de ocorrer picos de velocidade do líquido próximos a parede poderia indicar a presença de bolhas nessa região, porém não foi medida a fração de vazio radialmente.

Isso pode estar associado ao fato de as bolhas se concentrarem próximas à parede e ainda estão sob o efeito que sofreram na seção convergente.

Ao chegarem na seção divergente, a presença de regiões de recirculação do líquido são bastante nítidas e intensas. A velocidade máxima é ocorre no centro do duto. O deslocamento da fase contínua para as extremidades formando regiões de recirculação pode ser consequência do efeito Coanda. Nesse efeito, a medida que aumenta a quantidade de ar no escoamento, o ar arrasta o líquido para as extremidades. Isso faz com que a pressão caia nas regiões entre o escoamento e a parede, criando regiões de instabilidade. (BOOTHE, 1965).

A Figuras 24 (a), (b) e (c) mostram o campo de velocidade da fase líquida com diferentes valores de fração de vazio em que $\overline{\langle j_l \rangle} = 54,81 \cdot 10^{-3}$ m/s.

Figura 24 – Distribuição do campo de velocidade líquido, em que $\overline{\langle j_l \rangle} = 54,81 \cdot 10^{-3}$ m/s para os quatro casos de escoamento: (a) $\overline{\langle \alpha_g \rangle} = 0,0$, (b) $\overline{\langle \alpha_g \rangle} = 0,009$, (c) $\overline{\langle \alpha_g \rangle} = 0,017$, (d) $\overline{\langle \alpha_g \rangle} = 0,025$



Fonte – A autora.

Analisando os casos das Figuras 24 (a), (b), (c) e (d), percebe-se que as bolhas não afetam o escoamento como nos casos de menores velocidades superficiais de líquido ($\overline{\langle j_l \rangle} = 10,96 \cdot 10^{-3}$ m/s), não ocorrendo uma mudança brusca no perfil de velocidade. Porém, é possível observar algumas modificações no campo de velocidade.

Na entrada, observa a mesma tendência encontrada no trabalho de TJ Liu e Bankoff (1993), em que o perfil de velocidade muda de plano para convexo. Esse efeito é mais evidente com o aumento da velocidade superficial do gás. Além disso, há sempre um aumento da velocidade do líquido em toda a direção radial para todos os casos e sempre ocorrendo um valor máximo região central.

Na contração, o perfil de velocidade começa a mudar de forma suavizada, e devido à presença da parede, observa-se um aumento de velocidade nas extremidades, porém a velocidade máxima ainda se mantém na região central.

Na região da garganta, o efeito de picos de velocidade máxima próximas a parede são mais evidentes, o que pode ser efeito da presença de maior fração de vazio nessa região, devido à força de sustentação e a interação entre bolhas e parede do tubo. Esse mesmo efeito foi observado do trabalho de Fujiwara *et al.* (2004), porém em um duto de seção constante, em que picos de velocidade do líquido próximas à parede indicam um pico da fração de vazio nessa região. Ainda segundo os autores, a velocidade de deslizamento da bolha influencia a força de sustentação significativamente, de modo que pequenas bolhas tentem a se mover em direção a essa região.

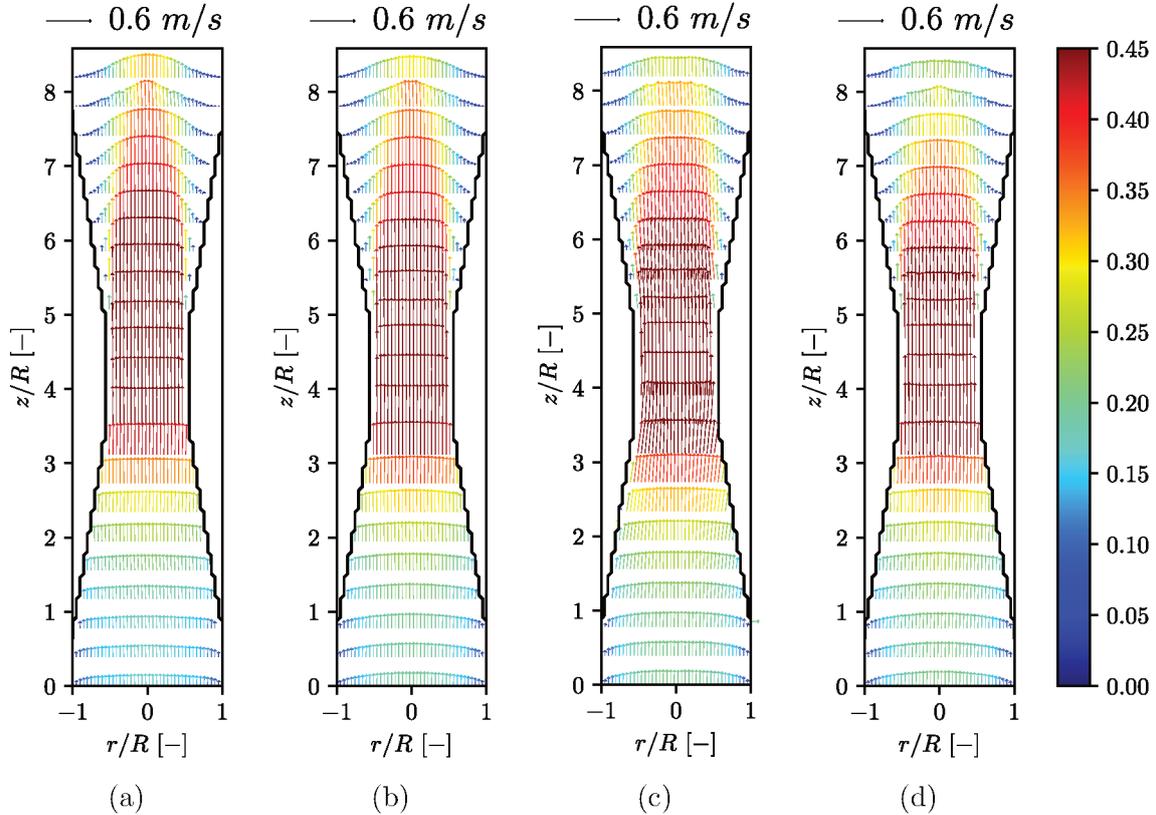
Ao analisar a região divergente da seção de testes, no caso em que o escoamento é monofásico, ainda observa-se pequenas regiões de recirculação do líquido nas extremidades, que tendem a diminuir na região próxima a saída.

Ao comparar o escoamento bifásico com o monofásico nessa mesma região, o perfil de velocidade tem uma mudança diferentemente daquela observada na entrada da seção de teste. Observa-se na região em que $z/R \approx 6$, picos de velocidade nas extremidades e claro, se pronunciam em maior intensidade uma vez que α_g é maior (Figura 29 (d)), ocorrendo um aplainamento do perfil de velocidade, fazendo com que a velocidade do líquido na região central diminua o perfil mude de côncavo para convexo. Apesar de que, ao entrarem nessa região as bolhas estão concentradas no centro, elas estão sofrendo uma desaceleração, criando regiões de esteira de recirculação do líquido, o que faz a velocidade da fase contínua ser menor.

À jusante dessa região, ($z/R \approx 7,5$), nos casos das Figuras 29 (b), (c), as bolhas se descolam da parede e tentem a se concentrarem ao longo da linha de centro e há formação de pequenas regiões de recirculação do líquido. Apesar de não existir essas regiões para o caso de menor fração de vazio, Figura 29 (b), não necessariamente significa que as bolhas não tendem a migrar para a região central, inclusive elas migram para essa região, porém elas possuem momento o suficiente para criar regiões de instabilidade e assim, formar regiões de recirculação de líquido.

A Figuras 25 (a), (b), (c) e (d) apresentam a distribuição do campo de velocidade da fase contínua para $\overline{\langle j_l \rangle} = 131,53 \cdot 10^{-3}$ m/s para diferentes velocidades superficiais de gás.

Figura 25 – Distribuição do campo de velocidade líquido, em que $\overline{\langle j_l \rangle} = 131,53 \cdot 10^{-3}$ m/s para os quatro casos de escoamento: (a) $\overline{\langle \alpha_g \rangle} = 0,0$, (b) $\overline{\langle \alpha_g \rangle} = 0,006$, (c) $\overline{\langle \alpha_g \rangle} = 0,012$, (d) $\overline{\langle \alpha_g \rangle} = 0,018$



Fonte – A autora.

Uma vez que a velocidade superficial do líquido é elevada, é possível observar uma pequena modificação do perfil de velocidade.

Na entrada ainda observa-se a mesma tendência encontrada por TJ Liu e Bankoff (1993), o perfil mudando de plano para convexo, porém de forma suavizada. Ao longo da seção de teste há um aumento na velocidade do líquido em toda a direção radial, indicando que a vazão de gás, ou seja, a quantidade de bolhas é suficiente para ocupar todo o diâmetro e na região divergente, diferentemente do que acontece no caso de menor velocidade superficial de líquido, a fase contínua não tem momento o suficiente para formar regiões de recirculação de líquido.

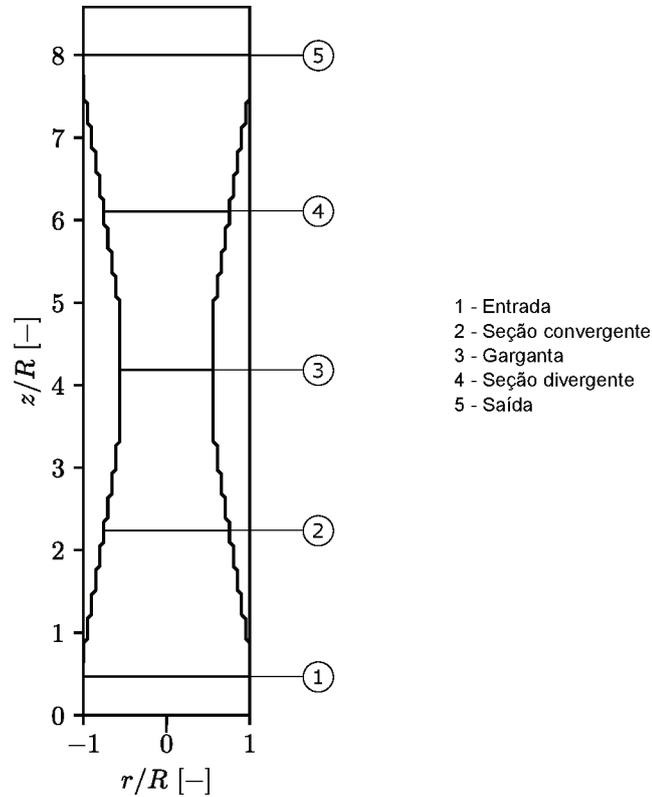
4.2.3 Perfis de velocidade em diferentes seções transversais

De forma a analisar o escoamento qualitativamente são apresentados os campos das seguintes variáveis: velocidade axial média, flutuações de velocidades axial e radial.

Entretanto, para uma análise quantitativa desses campos do escoamento é necessário analisar os perfis de velocidade em diferentes seções transversais do duto convergente-

divergente. Assim foram escolhidas cinco regiões ao longo da seção de testes. Essas regiões são mostradas na Figura 26.

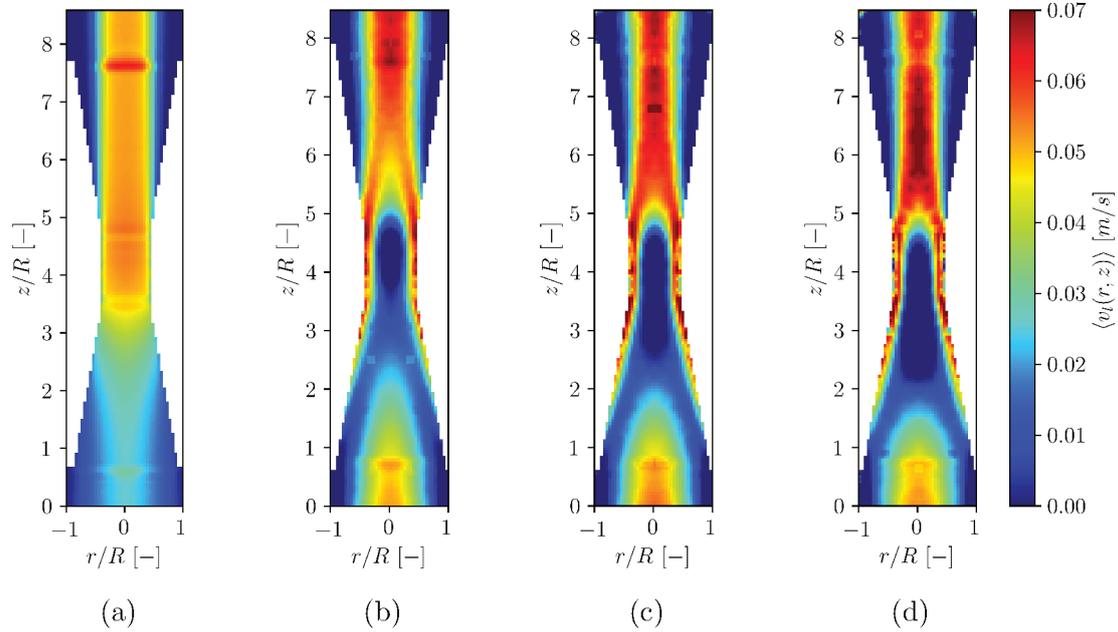
Figura 26 – Desenho esquemático representando as linhas da seção de teste onde foram plotados cada perfil das variáveis que serão apresentadas.



Fonte – A autora.

A distribuição do campo de velocidade axial da fase contínua em que $\overline{\langle j_l \rangle} = 10,96 \cdot 10^{-3}$ m/s é apresentada na Figura 27 para diferentes velocidades superficiais de gás.

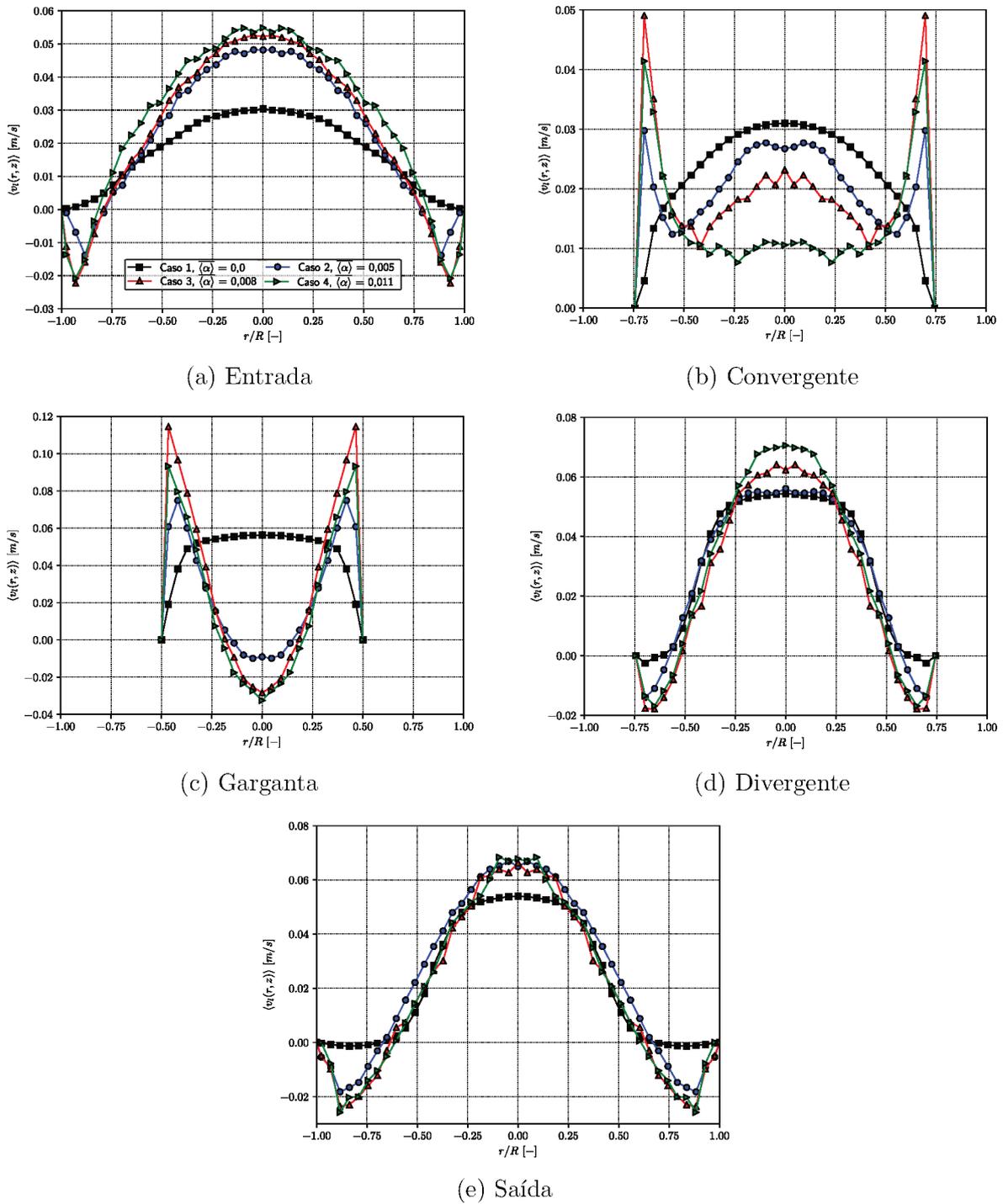
Figura 27 – Distribuição de velocidade axial do líquido, $\langle v_l(r, z) \rangle$, em que $\overline{\langle j_l \rangle} = 10,96 \cdot 10^{-3}$ m/s, para os quatro casos de escoamento: (a) $\overline{\langle \alpha_g \rangle} = 0,0$, (b) $\overline{\langle \alpha_g \rangle} = 0,005$, (c) $\overline{\langle \alpha_g \rangle} = 0,008$, (d) $\overline{\langle \alpha_g \rangle} = 0,011$



Fonte – A autora.

As Figuras 28 (a), (b), (c), (d) e (e) mostram os perfis de velocidade axial do líquido em cinco linhas nas seções bem distintas da seção convergente-divergente: entrada, seção-convergente, garganta, seção-divergente e saída para $\overline{\langle j_l \rangle} = 10,96 \cdot 10^{-3}$ m/s para diferentes velocidades superficiais de gás.

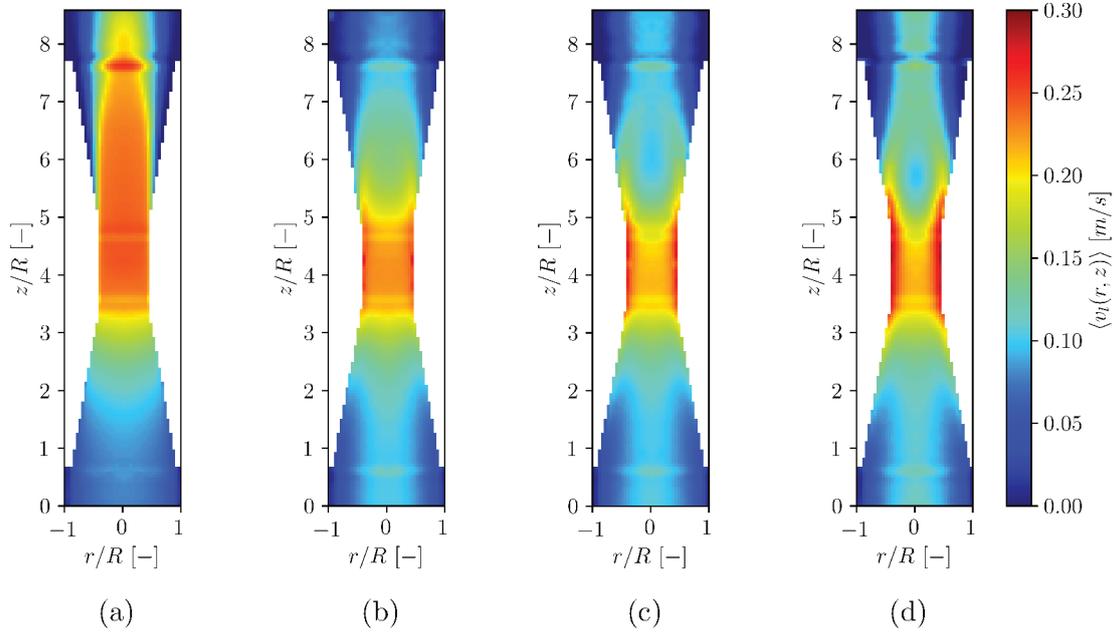
Figura 28 – Perfis de velocidade axial do líquido, $\langle v_l(r, z) \rangle$, para $\overline{\langle j_l \rangle} = 10,96 \cdot 10^{-3}$ m/s em cinco seções distintas do seção de teste.



Fonte – A autora.

A Figura 29 apresenta a distribuição de velocidade axial da fase contínua para $\overline{\langle j_l \rangle} = 54,81 \cdot 10^{-3}$ m/s para diferentes velocidades superficiais de gás.

Figura 29 – Distribuição de velocidade axial do líquido, $\langle v_l(r, z) \rangle$, em que $\overline{\langle j_l \rangle} = 54,81 \cdot 10^{-3} \text{m/s}$, para os quatro casos de escoamento: (a) $\overline{\langle \alpha_g \rangle} = 0, 0$, (b) $\overline{\langle \alpha_g \rangle} = 0, 009$, (c) $\overline{\langle \alpha_g \rangle} = 0, 017$, (d) $\overline{\langle \alpha_g \rangle} = 0, 025$

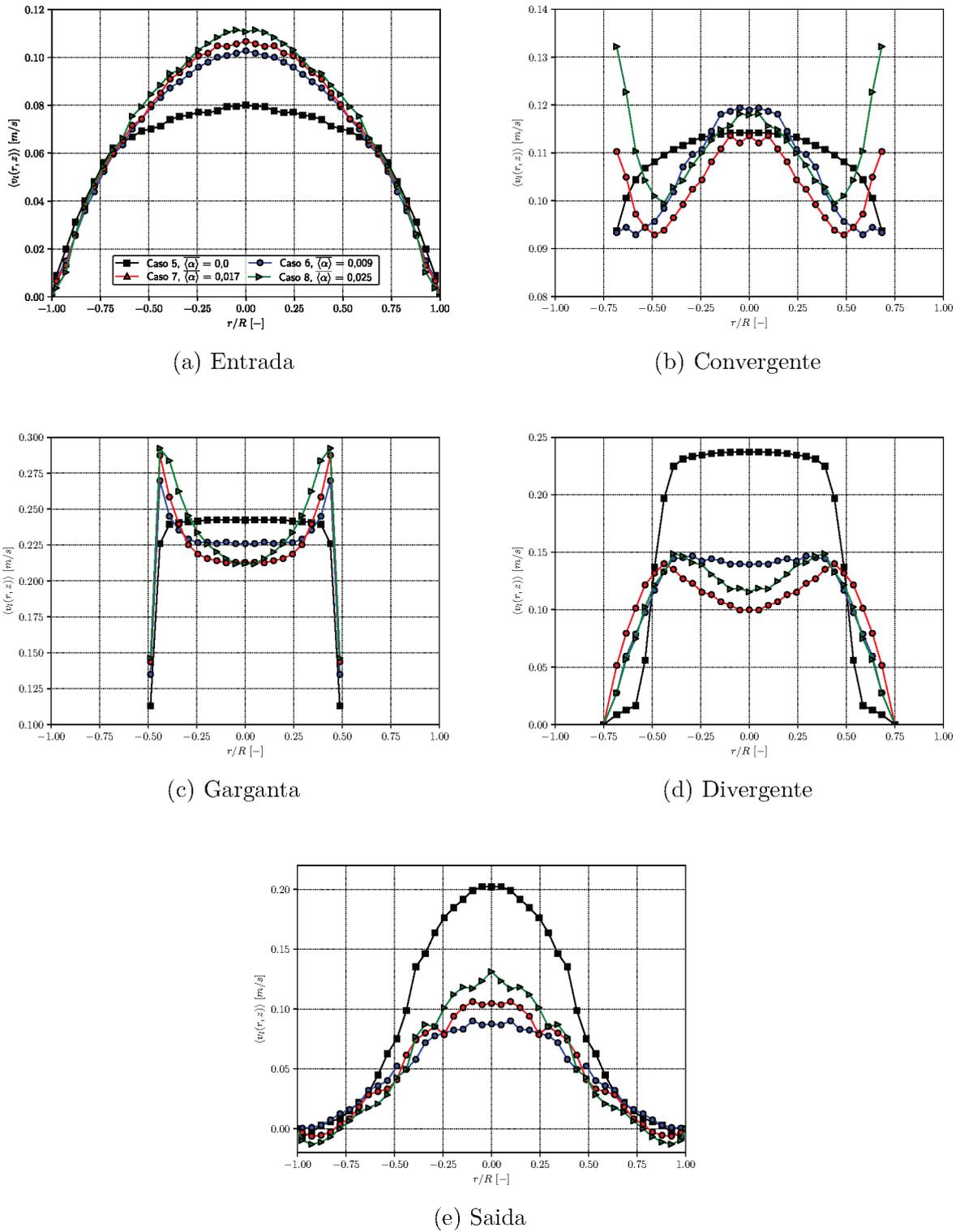


Fonte – A autora.

Nesses casos, observa-se que uma maior presença de bolhas no escoamento, provoca uma maior desaceração da fase líquida na região convergente.

As Figuras 30 (a), (b), (c), (d) e (e) mostram os perfis velocidade axial do líquido em cinco linhas nas seções bem distintas da seção convergente-divergente: entrada, seção convergente, garganta, seção divergente e saída para um $\overline{\langle j_l \rangle} = 54,81 \cdot 10^{-3} \text{ m/s}$.

Figura 30 – Perfis de velocidade axial do líquido, $\langle v_l(r, z) \rangle$, para $\overline{\langle j_l \rangle} = 54,81 \cdot 10^{-3}$ m/s em cinco seções distintas do seção de teste.

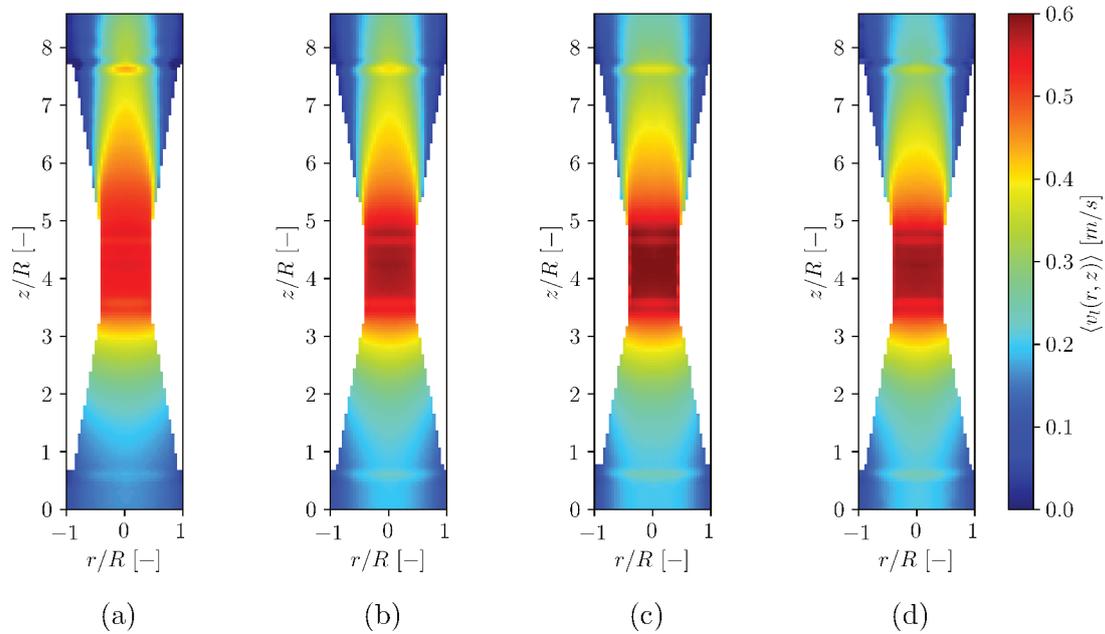


Fonte – A autora.

A Figura 31 apresenta a distribuição de velocidade axial da fase contínua para $\overline{\langle j_l \rangle}$

$= 131,53 \cdot 10^{-3}$ m/s para diferentes velocidades superficiais de gás.

Figura 31 – Distribuição de velocidade axial do líquido, $\langle v_l(r, z) \rangle$ em que $\overline{\langle j_l \rangle} = 131,53 \cdot 10^{-3}$ m/s, para os quatro casos de escoamento: (a) $\overline{\langle \alpha_g \rangle} = 0,0$, (b) $\overline{\langle \alpha_g \rangle} = 0,006$, (c) $\overline{\langle \alpha_g \rangle} = 0,012$, (d) $\overline{\langle \alpha_g \rangle} = 0,018$

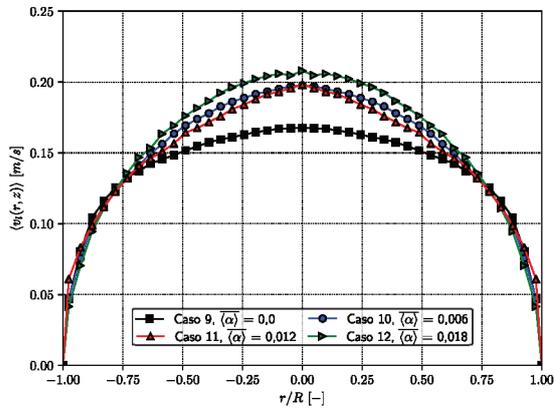


Fonte – A autora.

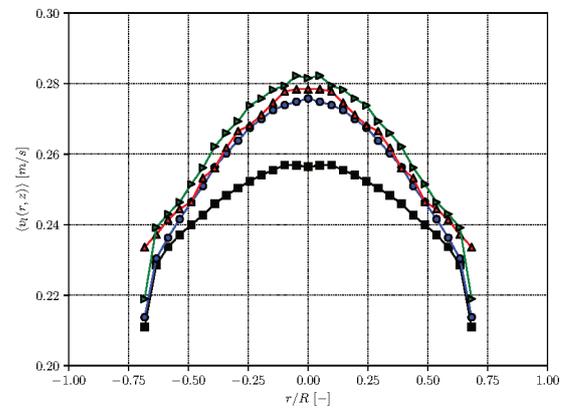
No caso de uma maior vazão de líquido observa-se que a desaceleração da fase líquida não é tão evidente como no casos das Figuras 29.

As Figuras 32 (a), (b), (c), (d) e (e) mostram os perfis velocidade axial do líquido em cinco linhas nas seções bem distintas da seção convergente-divergente: entrada, seção-convergente, garganta, seção divergente e saída para um $\overline{\langle j_l \rangle} = 131,53 \cdot 10^{-3}$ m/s.

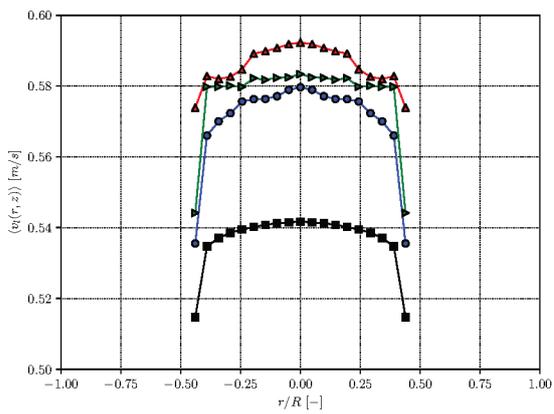
Figura 32 – Perfis de velocidade axial do líquido, $\langle v_l(r, z) \rangle$, para $\overline{\langle j_l \rangle} = 131,53 \cdot 10^{-3}$ m/s em cinco seções distintas do seção de teste.



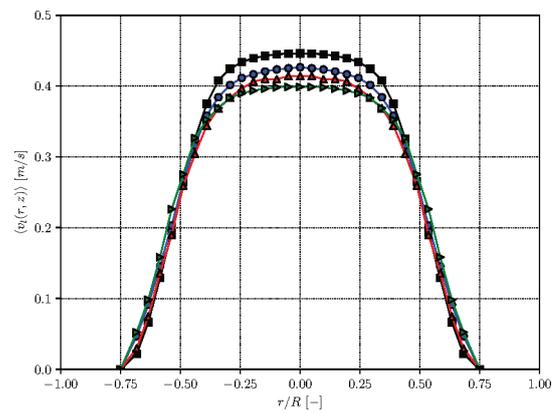
(a) Entrada



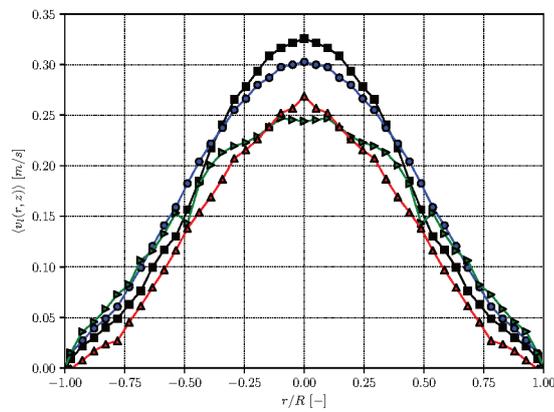
(b) Convergente



(c) Garganta



(d) Divergente



(e) Saida

Fonte – A autora.

4.2.4 Flutuações de velocidade

Nesta seção são apresentadas as variáveis turbulentas do escoamento, procurando compreender como a presença das bolhas dispersas afeta o comportamento dessas variáveis. Como é de se esperar a presença das bolhas provoca flutuações na fase líquida, independente do regime de escoamento da fase contínua quando escoar sozinha.

Conforme será observado, mesmo para o caso de $\overline{\langle j_l \rangle} = 10,96 \cdot 10^{-3}$ m/s, no qual o escoamento da fase líquida se encontra no regime laminar (quando não há presença de gás), o movimento ascendente das bolhas dispersas faz com que apareça importantes flutuações no escoamento resultando em um fenômeno conhecido como Turbulência Induzida pelas Bolhas (BIT). Além disso, mesmo quando o líquido escoar em regime turbulento, os campos de turbulência também são modificados significativamente, em função da mudança da estrutura do escoamento na presença de bolhas dispersas, conforme observado nas seções precedentes.

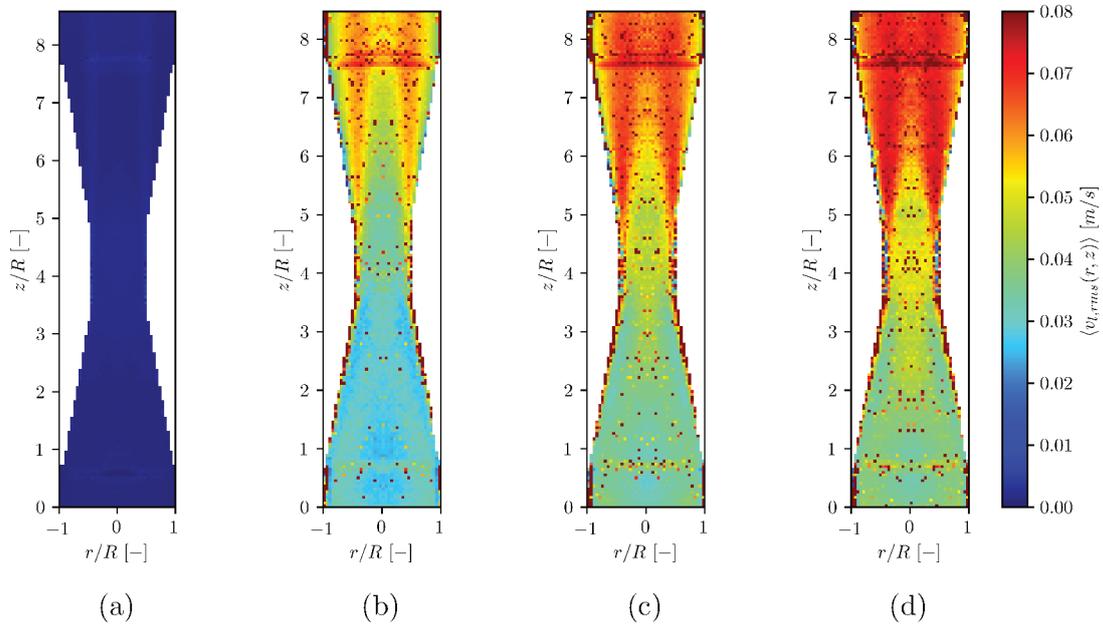
Para avaliar a intensidade das flutuações turbulentas no escoamento, é apresentada uma análise das flutuações da velocidade, RMS, para as componentes radial e axial, calculadas de acordo com,

$$\langle v_{l,rms}(r) \rangle = \sqrt{\frac{1}{2} \sum_{k=1}^N [v_{l,k}(r) - \langle v_l(r) \rangle]^2} \quad (13)$$

$$\langle u_{l,rms}(r) \rangle = \sqrt{\frac{1}{2} \sum_{k=1}^N [u_{l,k}(r) - \langle u_l(r) \rangle]^2}. \quad (14)$$

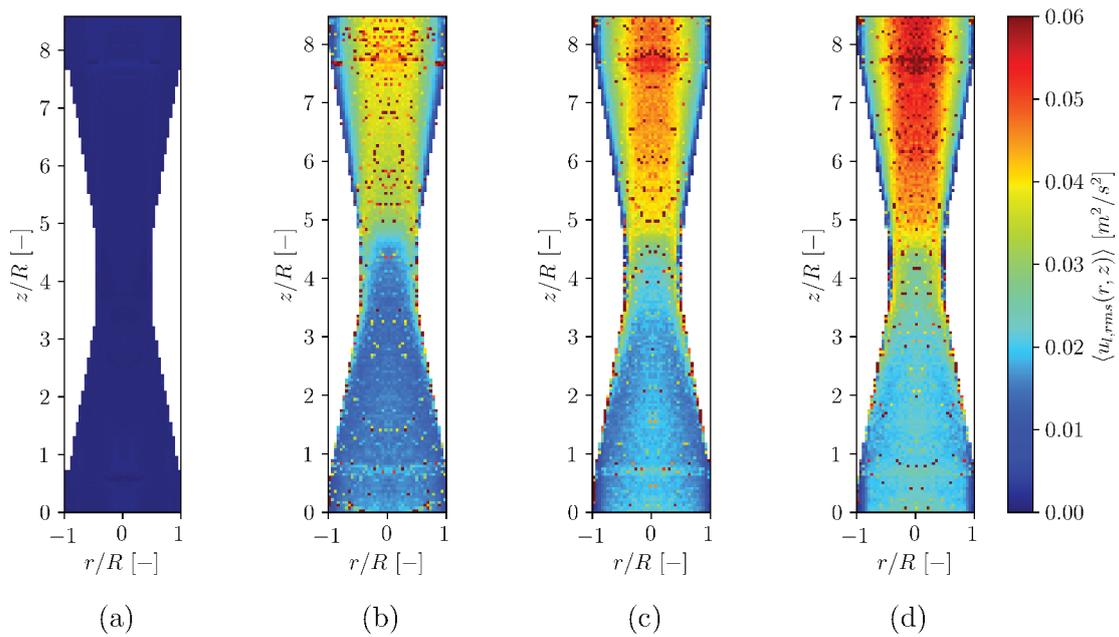
As Figuras 33 e 34 apresentam as velocidades axial e radial RMS, respectivamente, da fase contínua para $\overline{\langle j_l \rangle} = 10,96 \cdot 10^{-3}$ m/s para diferentes valores de fração de vazio.

Figura 33 – Distribuição de velocidade axial RMS do líquido, $\langle v_{l,rms}(r, z) \rangle$, em que $\overline{\langle j_l \rangle} = 10,96 \cdot 10^{-3}$ m/s, para os quatro casos de escoamento: (a) $\overline{\langle \alpha_g \rangle} = 0,0$, (b) $\overline{\langle \alpha_g \rangle} = 0,005$, (c) $\overline{\langle \alpha_g \rangle} = 0,008$ e (d) $\overline{\langle \alpha_g \rangle} = 0,011$



Fonte: A autora.

Figura 34 – Distribuição da velocidade radial RMS, $\langle u_{l,rms}(r, z) \rangle$, em que $\overline{\langle j_l \rangle} = 10,96 \cdot 10^{-3}$ m/s, para os quatro casos de escoamento: (a) $\overline{\langle \alpha_g \rangle} = 0,0$, (b) $\overline{\langle \alpha_g \rangle} = 0,009$, (c) $\overline{\langle \alpha_g \rangle} = 0,017$, (d) $\overline{\langle \alpha_g \rangle} = 0,025$



Fonte – A autora.

De modo geral, ao observar as Figuras 13 (a), (b), (c) e (d) nota-se que a inserção

de uma pequena quantidade de bolhas no escoamento resulta um aumento significativo das flutuações turbulentas da fase líquida. Até a altura de $z/R = 2$, a turbulência na região central aumentou fortemente com o aumento da quantidade de gás. Esse mesmo efeito foi observado por TJ Liu e Bankoff (1993) em um duto de seção constante, no qual a turbulência induzida pelas bolhas é mais pronunciada na região central.

Ao entrarem na região divergente ($z/R = 5$), apesar das bolhas não se concentrarem próximas à parede do duto, o máximo das flutuações turbulentas ocorre nesses regiões. Tal fenômeno acontece porque as recirculações de líquido resultam em uma região de cisalhamento pronunciado, aumentando a produção de energia cinética turbulenta. Além disso, é nessa região em que se concentram gradientes adversos de pressão e velocidade.

Segundo Hosokawa e Tomiyama (2013) a pseudo-turbulência existe mesmo onde não há bolhas, isso porque a difusão da energia cinética turbulenta ocorre de uma alta para baixa região de fração de vazio.

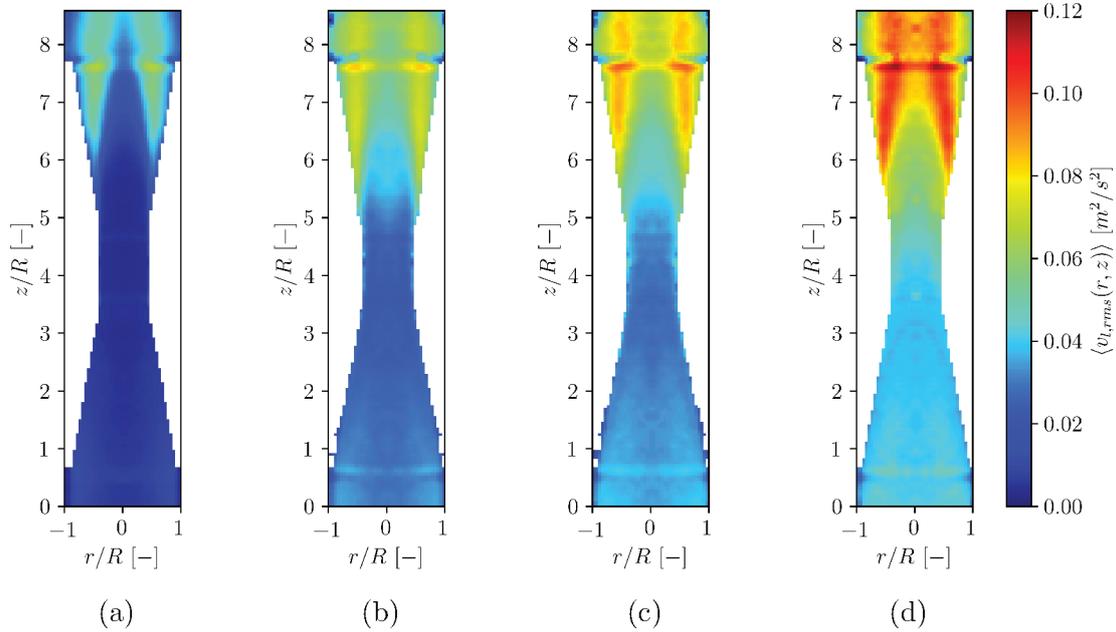
Ao analisar as Figuras 34 (a), (b), (c) e (d) é possível ver claramente a BIT, e como ela se pronuncia em maior intensidade no caso de maior fração de vazio (Figura 34 (d)).

Até região da garganta, nota-se que o aumento da $u_{l,rms}$ ocorre de forma quase que uniforme em toda a direção radial, e claro, em maior intensidade quando a fração de vazio é maior. Após a garganta, região em que $z/R \approx 5$, a velocidade de flutuação radial é mais acentuada na região central, diferentemente do que acontece ao observar a velocidade de flutuação axial. Nessa região, a presença das bolhas no centro do duto provoca um aumento da velocidade de flutuação radial.

Percebe-se que o nível de turbulência aumenta rapidamente ao longo de toda a seção, mesmo na presença de pouca quantidade de fração de vazio. Esse efeito é mais acentuado na região divergente, onde há grandes recirculações de velocidade da fase líquida.

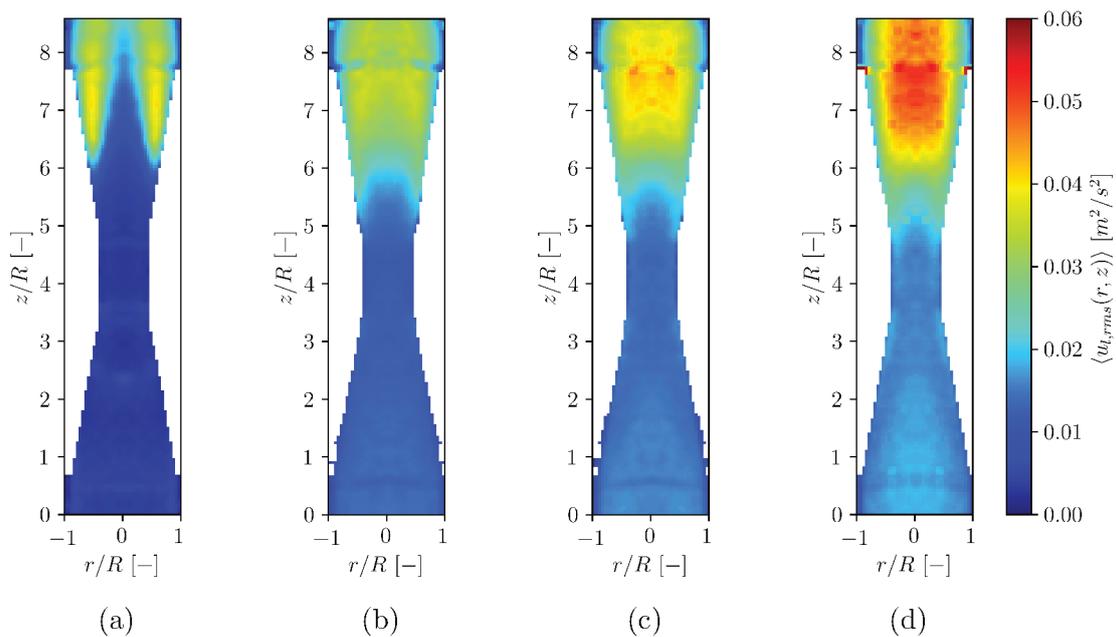
As Figuras 35 e 36 apresentam respectivamente, as velocidades axial e radial RMS da fase contínua para $\overline{\langle j_l \rangle} = 54,81 \cdot 10^{-3}$ m/s para diferentes valores de fração de vazio.

Figura 35 – Distribuição da velocidade axial RMS, $\langle u_{l,rms}(r, z) \rangle$, em que $\overline{\langle j_l \rangle} = 54,81 \cdot 10^{-3}$ m/s, para os quatro casos de escoamento: (a) $\overline{\langle \alpha_g \rangle} = 0,0$, (b) $\overline{\langle \alpha_g \rangle} = 0,009$, (c) $\overline{\langle \alpha_g \rangle} = 0,017$ e (d) $\overline{\langle \alpha_g \rangle} = 0,025$.



Fonte – A autora.

Figura 36 – Distribuição da velocidade radial RMS, $\langle u_{l,rms}(r, z) \rangle$, em que $\overline{\langle j_l \rangle} = 54,81 \cdot 10^{-3}$ m/s, para os quatro casos de escoamento: (a) $\overline{\langle \alpha_g \rangle} = 0,0$, (b) $\overline{\langle \alpha_g \rangle} = 0,009$, (c) $\overline{\langle \alpha_g \rangle} = 0,017$, (d) $\overline{\langle \alpha_g \rangle} = 0,025$.



Fonte – A autora.

Ao analisar a velocidade de flutuação em que o regime de escoamento da fase líquida se encontra em regime “turbulento” (Figuras 35 e 37), nota-se a diferença dessa variável daqueles casos em que a velocidade superficial do líquido é menor (Figura 33).

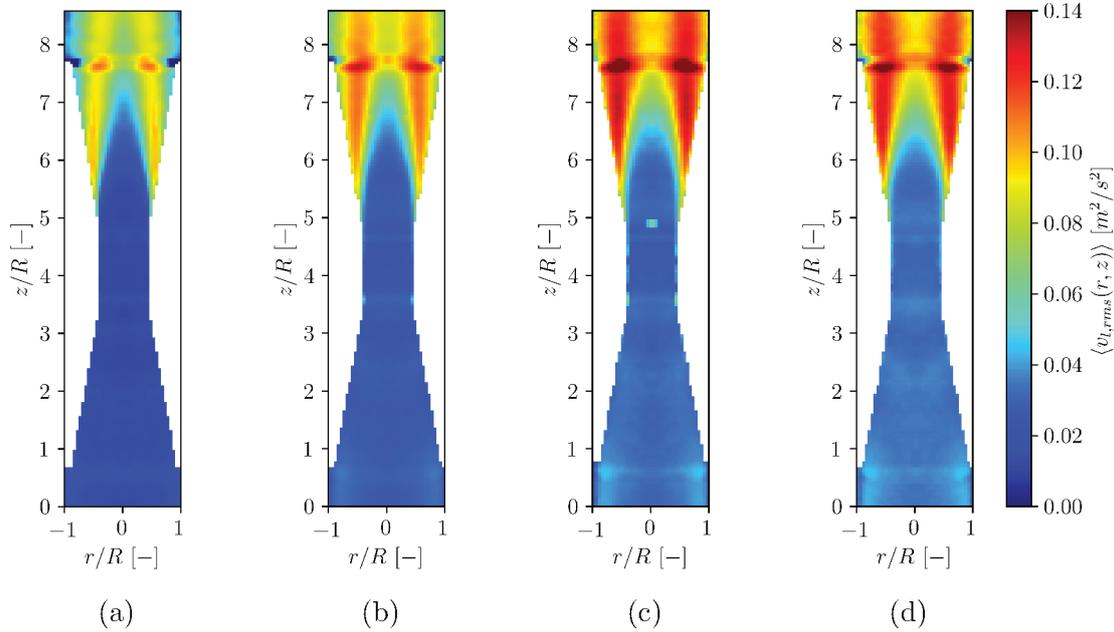
Até o início da seção divergente, região em que $z/R \approx 5,0$, a velocidade de flutuação aumenta em toda a direção axial e de maneira uniforme radialmente, e claro que, na presença de maior quantidade de gás, é mais intensa. Observa-se que não existe um máximo na velocidade de flutuação próxima a parede, uma vez que foram observados picos de velocidade máxima nessa região (Figuras 24). A não existência de máxima flutuação de velocidade nessa região pode ser que as bolhas ao se concentrarem próximas à parede estão atuando como dissipadoras de energia cinética turbulenta.

Ao entrarem na seção divergente, nota-se flutuações de velocidade significativas, as quais se mantem até a saída do duto. Como é de se esperar, a máximas flutuações se dão nessa região devido à intensa recirculação da fase líquida, que gera uma forte região de cisalhamento.

Ao observar a Figura 36, percebe-se que a flutuação velocidade radial tem o mesmo comportamento da flutuação de velocidade axial, para os quatro casos de escoamento. Ao compara a região divergente, $z/R \approx 5$, o escoamento bifásico com o monofásico, nota-se que a velocidade de flutuação tem um cortamento oposto: atinge valores máximos na região central.

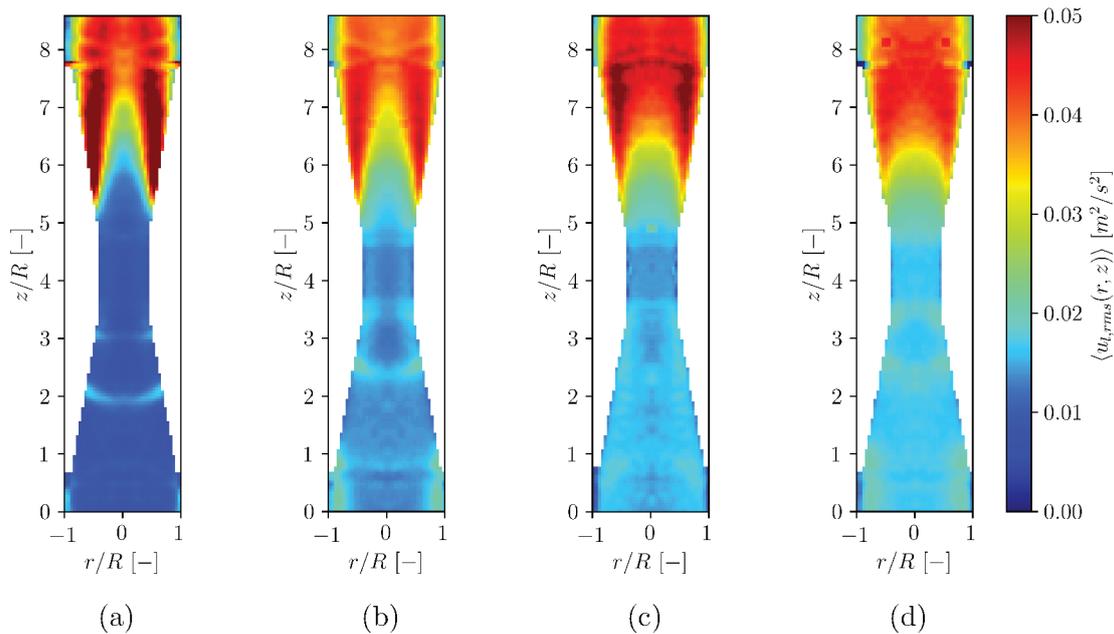
As Figuras 37 e 38 apresentam respectivamente, as velocidades axial e radial RMS da fase contínua em que $\overline{\langle j_l \rangle} = 131,53 \cdot 10^{-3}$ m/s para diferentes valores de fração de vazio.

Figura 37 – Distribuição da velocidade axial RMS, $\langle v_{l,rms}(r, z) \rangle$, em que $\overline{\langle j_l \rangle} = 131,53 \cdot 10^{-3}$ m/s, para os quatro casos de escoamento: (a) $\overline{\langle \alpha_g \rangle} = 0,0$, (b) $\overline{\langle \alpha_g \rangle} = 0,006$, (c) $\overline{\langle \alpha_g \rangle} = 0,012$, (d) $\overline{\langle \alpha_g \rangle} = 0,018$



Fonte – A autora.

Figura 38 – Distribuição da velocidade radial RMS, $\langle u_{l,rms}(r, z) \rangle$, em que $\overline{\langle j_l \rangle} = 131,53 \cdot 10^{-3}$ m/s, para os quatro casos de escoamento: (a) $\overline{\langle \alpha_g \rangle} = 0,0$, (b) $\overline{\langle \alpha_g \rangle} = 0,006$, (c) $\overline{\langle \alpha_g \rangle} = 0,012$, (d) $\overline{\langle \alpha_g \rangle} = 0,018$



Fonte – A autora.

Ao analisar a velocidade de flutuação em que $\overline{\langle j_l \rangle} = 131,53 \cdot 10^{-3}$ m/s, Figura 37 nota-se a mesma tendência daqueles em que $\overline{\langle j_l \rangle} = 54,81 \cdot 10^{-3}$ m/s, e claro, em maior intensidade, uma vez que a velocidade superficial de líquido é maior.

Quanto a distribuição de velocidade radial RMS, até o início da garganta observa-se um incremento da mesma de modo uniforme. Porém na região de entrada, z/R até ≈ 1 , no caso de menor fração de vazio, Figura 38 (b), observa-se que $u_{l,rms}$ é maior na região próxima à parede. Ao comparar os três casos bifásicos, Figura 38, curiosamente essa variável atinge valor máximo no caso do valor de fração de vazio intermediário.

A partir destes resultados fica mais clara a hipótese amplamente aceita de que, a turbulência da fase líquida em um escoamento bifásico é resultado da soma da turbulência induzida pela tensão de cisalhamento na parede e turbulência induzida pelas bolhas. E, de fato de acordo com essa hipótese, as flutuações turbulentas tendem a aumentar com o aumento da quantidade de gás no escoamento.

5 CONCLUSÃO

Neste trabalho foi abordado o estudo do escoamento em padrão de bolhas em uma seção convergente-divergente com diferentes velocidades superficiais de líquido e gás. Um total de 12 experimentos foram realizados, estudando como as variáveis que caracterizam o escoamento influenciam a fase líquida.

O estudo da estrutura bidimensional da fase líquida em constrições e/ou seções com variação de diâmetro é pouco abordado na literatura. Em geral, os estudos encontrados até o presente momento, estão com enfoques na fase dispersa: quebra ou coalescência das bolhas. Já os estudos que estudaram o comportamento da fase líquida com presença de uma fase dispersa, foram em colunas de bolhas, na qual a velocidade superficial do líquido é zero.

Para tal propósito foram utilizadas duas técnicas de medição. A fase líquida foi medida pela técnica de Velocimetria por Imagem de Partículas, usando partículas traçadoras fluorescentes. Para superar os problemas causados pela presença das bolhas nos resultados do PIV/LIF, foi empregada uma técnica de discriminação de fases para remover a contribuição da fase dispersa nos resultados médios da velocidade do líquido. A Velocimetria por Rastreamento de Partícula foi usada para obter a velocidade e o diâmetro das bolhas.

A validação dos experimentos e ambas as técnicas se deu através de resultados analisados somente na entrada da seção convergente-divergente, a qual foi considerada um duto de seção constante, comparando os resultados de velocidade média do líquido obtidos diretamente pelo PIV e os resultados de velocidade média do líquido obtidos de forma indireta do PTV, ou seja, por meio da velocidade da fase gasosa.

Inicialmente, foram realizadas medições dos campos de velocidade para o escoamento monofásico em regime laminar e turbulento, com a técnica PIV. Esses resultados, demonstraram que a técnica PIV foi capaz de reproduzir muito bem os resultados disponíveis na literatura. Em seguida, os resultados dos escoamentos em padrão de bolhas, obtidos na seção de entrada, demonstraram que os valores de velocidade média do líquido obtidos pelo PIV concordaram muito bem com os dados de velocidade média oriundos do PTV. Além disso, a técnica aplicada para superar os problemas das bolhas nas aquisições do PIV se mostrou eficiente, obtendo uma redução de até 27% no valor da velocidade média do líquido.

Após a validação das técnicas de medição e processamento de imagens, o escoamento foi avaliado em toda a seção convergente-divergente. Em primeiro instante foi analisado o comportamento da conservação da massa para o escoamento em monofásico para os valores de velocidade superficial de líquido do presente trabalho. Esses resultados mostraram que a massa se conserva ao longo de todo o domínio, ou seja, a vazão de entrada se manteve constante.

Assim sendo, o escoamento em padrão de bolhas foi avaliado em toda a seção

convergente-divergente e os objetivos traçados inicialmente foram cumpridos e a seguir, cita-se as principais conclusões obtidas no presente estudo:

- No caso em que a fase líquida se encontra em regime “laminar” a fase gasosa atinge velocidade máxima na garganta e a mantém até a saída da seção de testes. Já naqueles em que a fase líquida se encontra em regime “turbulento”, a fase gasosa sofre uma brusca aceleração na seção convergente e uma brusca desaceleração na seção divergente. Nesses casos a velocidade média do gás ao deixar o duto tem praticamente a mesma velocidade de entrada;
- nos casos que o líquido escoar em regime “turbulento” a velocidade da fase contínua apresenta um comportamento típico de escoamento em tubos de Venturi: sofrem aceleração até o início da garganta e uma desaceleração posterior a essa região.
- no caso de menor velocidade superficial de líquido, o comportamento das bolhas na saída da garganta é do tipo “jato livre de bolhas”. Picos de velocidade máxima do líquido na parede são observados na metade da seção convergente. Esse efeito se mantém até a saída da garganta e após essa região há formação de duas regiões de recirculação do líquido;
- nos casos em que o regime de escoamento da fase líquida é “turbulento”, há um aumento significativo das variáveis turbulentas na seção divergente, devido ao maior gradiente adverso de pressão e gradiente de velocidade. Nesses casos, fica evidente que a turbulência da fase líquida é uma soma das flutuações de velocidade da fase líquida e da turbulência induzida pelas bolhas.

5.0.1 Sugestões para trabalhos futuros

Por fim, a autora deixa as seguintes sugestões para trabalhos futuros:

- validação dos resultados apresentados nessa dissertação através de técnicas de CFD e assim obter informações mais precisas do escoamento. Inclusive analisar as variáveis que não são possíveis obter com as técnicas ópticas disponíveis no laboratório, tais como: distribuição radial das bolhas, e a terceira componente de velocidade da fase líquida;
- desenvolvimento de uma técnica que possa analisar as distribuições de velocidade das bolhas dispersas e fração de gás em um plano central do escoamento permitindo obter informações da fase gás no mesmo plano onde são medidas as velocidade da fase líquida através das imagens de PIV;
- aplicar as técnicas usadas neste trabalho a outro tipo de contrições, como joelhos e placas de orifício;

- avaliar através de perfis de fração de vazão radial ao longo da seção de testes, o aumento e/ou suprimento da energia cinética turbulenta.

REFERÊNCIAS

- ACUÑA, CA; FINCH, JA. Tracking velocity of multiple bubbles in a swarm. **International Journal of Mineral Processing**, Elsevier, v. 94, n. 3-4, p. 147–158, 2010.
- ADRIAN, Ronald J. Particle-imaging techniques for experimental fluid mechanics. **Annual review of fluid mechanics**, Annual Reviews 4139 El Camino Way, PO Box 10139, Palo Alto, CA 94303-0139, USA, v. 23, n. 1, p. 261–304, 1991.
- BOOTHE, Willis A. **Fluid control devices**. [S.l.]: Google Patents, mai. 1965. US Patent 3,181,546.
- BRÖDER, D; SOMMERFELD, M. A PIV/PTV system for analysing turbulent bubbly flows. *In*: PROCEEDINGS of the 10th International Symposium Application of Laser Techniques to Fluid Mechanics, Lisbon, Portugal. [S.l.: s.n.], 2000.
- CERQUEIRA, RFL; PALADINO, EE; YNUMARU, BK; MALISKA, CR. Image processing techniques for the measurement of two-phase bubbly pipe flows using particle image and tracking velocimetry (PIV/PTV). **Chemical Engineering Science**, Elsevier, v. 189, p. 1–23, 2018.
- COSTA, Karina Klock da *et al.* Análise fluidodinâmica multifásica de uma coluna de bolhas com expansão de diâmetro por PIV e CFD= Multiphase fluid dynamic analysis of a bubble column with diameter expansion using PIV and CFD. [sn], 2016.
- DYNAMICS, Dantec. **Measurement Principles of PIV**. [S.l.], 2019. Disponível em: <https://www.dantecdynamics.com/solutions-applications/solutions/fluid-mechanics/particle-image-velocimetry-piv/measurement-principles-of-piv/>. Acesso em: 16 ago. 2019.
- EGGELS, JGM; UNGER, F; WEISS, MH; WESTERWEEL, J; ADRIAN, RJ; FRIEDRICH, R; NIEUWSTADT, FTM. Fully developed turbulent pipe flow: a comparison between direct numerical simulation and experiment. **Journal of Fluid Mechanics**, Cambridge University Press, v. 268, p. 175–210, 1994.
- FU, Yucheng; LIU, Yang. Experimental study of bubbly flow using image processing techniques. **Nuclear Engineering and Design**, Elsevier, v. 310, p. 570–579, 2016.

- FUJIWARA, Akiko; MINATO, Daiju; HISHIDA, Koichi. Effect of bubble diameter on modification of turbulence in an upward pipe flow. **International Journal of Heat and Fluid Flow**, Elsevier, v. 25, n. 3, p. 481–488, 2004.
- GUPTA, Babita; NAYAK, AK; KANDAR, TK; NAIR, Suma. Investigation of air–water two phase flow through a venturi. **Experimental Thermal and Fluid Science**, Elsevier, v. 70, p. 148–154, 2016.
- HONKANEN, Markus; SAARENINNE, Pentti; STOOR, Tuomas; NIINIMÄKI, Jouko. Recognition of highly overlapping ellipse-like bubble images. **Measurement Science and Technology**, IOP Publishing, v. 16, n. 9, p. 1760, 2005.
- HOSOKAWA, Shigeo; TOMIYAMA, Akio. Bubble-induced pseudo turbulence in laminar pipe flows. **International Journal of Heat and Fluid Flow**, Elsevier, v. 40, p. 97–105, 2013.
- KIM, Minki; LEE, Jun Ho; PARK, Hyungmin. Study of bubble-induced turbulence in upward laminar bubbly pipe flows measured with a two-phase particle image velocimetry. **Experiments in Fluids**, Springer, v. 57, n. 4, p. 55, 2016.
- KIM, Yewon; PARK, Hyungmin. Upward bubbly flows in a square pipe with a sudden expansion: Bubble dispersion and reattachment length. **International Journal of Multiphase Flow**, Elsevier, v. 118, p. 254–269, 2019.
- LAU, YM; DEEN, NG; KUIPERS, JAM. Development of an image measurement technique for size distribution in dense bubbly flows. **Chemical Engineering Science**, Elsevier, v. 94, p. 20–29, 2013.
- LI, Jingjing; SONG, Yuchen; YIN, Junlian; WANG, Dezhong. Investigation on the effect of geometrical parameters on the performance of a Venturi type bubble generator. **Nuclear Engineering and Design**, Elsevier, v. 325, p. 90–96, 2017.
- LIU, TJ; BANKOFF, SG. Structure of air-water bubbly flow in a vertical pipe—I. Liquid mean velocity and turbulence measurements. **International Journal of Heat and Mass Transfer**, Elsevier, v. 36, n. 4, p. 1049–1060, 1993.
- MATOS, Arlindo de *et al.* Distribuição de fases de escoamento a bolhas em duto de secção quadrada através de curva de 180° no plano vertical. [sn], 2004.

PALADINO, Emilio E; MALISKA, Clovis R. Computational modeling of bubbly flows in differential pressure flow meters. **Flow Measurement and Instrumentation**, Elsevier, v. 22, n. 4, p. 309–318, 2011.

PANG, Mingjun; WEI, Jinjia. Experimental investigation on the turbulence channel flow laden with small bubbles by PIV. **Chemical Engineering Science**, Elsevier, v. 94, p. 302–315, 2013.

RAFFEL, Markus; WILLERT, Christian E; SCARANO, Fulvio; KÄHLER, Christian J; WERELEY, Steve T; KOMPENHANS, Jürgen. **Particle image velocimetry: a practical guide**. [S.l.]: Springer, 2007.

RASHIMI, W; CHOONG, TSY; CHUAH, TG; HUSSAIN, SA; KHALID, M. Effect of interphase forces on two phase liquid: liquid flow in horizontal pipe. **Inst Eng**, v. 71, p. 35–40, 2010.

ROSA, Eugênio S. **Escoamento multifásico isotérmico: modelos de multífluidos e de mistura**. [S.l.]: Bookman Editora, 2009.

SERIZAWA, Akimi; KATAOKA, Isao. Turbulence suppression in bubbly two-phase flow. **Nuclear Engineering and Design**, Elsevier, v. 122, n. 1-3, p. 1–16, 1990.

SONG, Yuchen; WANG, Dezhong; YIN, Junlian; LI, Jingjing; CAI, Kangbei. Experimental studies on bubble breakup mechanism in a venturi bubble generator. **Annals of Nuclear Energy**, Elsevier, v. 130, p. 259–270, 2019.

TAITEL, Yehuda; BORNEA, Dvora; DUKLER, AE. Modelling flow pattern transitions for steady upward gas-liquid flow in vertical tubes. **AIChE Journal**, Wiley Online Library, v. 26, n. 3, p. 345–354, 1980.

THANG, NT; DAVIS, MR. The structure of bubbly flow through venturis. **International Journal of Multiphase Flow**, Elsevier, v. 5, n. 1, p. 17–37, 1979.

ZHAO, Liang; SUN, Licheng; MO, Zhengyu; TANG, Jiguo; HU, Liuyun; BAO, Jingjing. An investigation on bubble motion in liquid flowing through a rectangular Venturi channel. **Experimental Thermal and Fluid Science**, Elsevier, v. 97, p. 48–58, 2018.

ZHOU, Xinquan; DOUP, Benjamin; SUN, Xiaodong. Measurements of liquid-phase turbulence in gas-liquid two-phase flows using particle image velocimetry.

Measurement Science and Technology, IOP Publishing, v. 24, n. 12, p. 125303, 2013.

APÊNDICE A – PROCEDIMENTO EXPERIMENTAL

A.1 PROCEDIMENTO EXPERIMENTAL PARA A AQUISIÇÃO DE IMAGENS DO PIV

O procedimento experimental para a aquisição de imagens por meio do PIV se deu pelas seguintes etapas:

1. Alinhar a seção de teste, a câmera CCD e o laser;
2. Adicionar partículas traçadoras no fluido;
3. Ajustar o foco da câmera;
4. Calibrar o PIV, para correlacionar a distância em pixels na imagem obtida com a distância percorrida pelas partículas;
5. Ligar a bomba centrífuga através do inversor de frequência;
6. Ligar o laser e o computador de aquisição de dados;
7. Iniciar o programa de aquisição de dados (Insight 4G);
8. Ajustar o rotâmetro da fase líquida e da fase gasosa nas vazões desejadas;
9. Ajustar o intervalo de tempo para satisfazer as exigências do máximo deslocamento das partículas traçadoras;
10. Iniciar a aquisição de imagens.

A.2 PROCEDIMENTO EXPERIMENTAL PARA A AQUISIÇÃO DAS IMAGENS DA CÂMERA DE ALTA VELOCIDADE

A aquisição de imagens por meio da câmera de alta velocidade se deu pelo seguinte procedimento:

1. Alinhar a seção de teste e câmera de alta velocidade;
2. Ajustar o foco da câmera;
3. Ligar a bomba centrífuga através do inversor de frequência;
4. Ligar o computador de aquisição de dados;
5. Iniciar o programa de aquisição de dados *Motion Studio*;
6. Ajustar o rotâmetro da fase líquida e da fase gasosa nas vazões desejadas;
7. Iniciar a aquisição de imagens.