

**UNIVERSIDADE TECNOLÓGICA FEDERAL DO PARANÁ
PROGRAMA DE PÓS-GRADUAÇÃO EM ENGENHARIA MECÂNICA E DE
MATERIAIS**

CAROLINA CIMARELLI RODRIGUES

**ESTUDO NUMÉRICO E EXPERIMENTAL DO ESCOAMENTO
BIFÁSICO LÍQUIDO-GÁS EM UM DISTRIBUIDOR**

DISSERTAÇÃO

CURITIBA

2019

CAROLINA CIMARELLI RODRIGUES

**ESTUDO NUMÉRICO E EXPERIMENTAL DO ESCOAMENTO
BIFÁSICO LÍQUIDO-GÁS EM UM DISTRIBUIDOR**

Dissertação de mestrado apresentada ao Programa de Pós-Graduação em Engenharia Mecânica e de Materiais da Universidade Tecnológica Federal do Paraná como requisito parcial para obtenção do título de “Mestre em Engenharia” – Área de Concentração: Engenharia Térmica.

Orientador: Prof. Dr. Paulo H. D. Santos
Coorientador: Prof. Dr. Rigoberto E. M. Morales.

CURITIBA

2019

Dados Internacionais de Catalogação na Publicação

Rodrigues, Carolina Cimarelli

Estudo numérico e experimental do escoamento bifásico líquido-gás em um distribuidor [recurso eletrônico] / Carolina Cimarelli Rodrigues. -- 2019.

1 arquivo de texto, (164 f.): PDF; 7,32 MB.

Texto em inglês com resumo em português.

Modo de acesso: World Wide Web.

Título extraído da tela de título (visualizado em 27 fev. 2019).

Dissertação (Mestrado) - Universidade Tecnológica Federal do Paraná. Programa de Pós-graduação em Engenharia Mecânica e de Materiais. Área de Concentração: Engenharia Térmica, Curitiba, 2019

Bibliografia: p. 158-164.

1. Engenharia mecânica - Dissertações. 2. Engenharia térmica. 3. Escoamento bifásico. 4. Indústria petrolífera. 5. Gás - Distribuição. 6. Gás - Escoamento. 7. Escoamento em golfadas. 8. Modelos matemáticos. I. Santos, Paulo Henrique Dias dos, orient. II. Melgarejo Morales, Rigoberto Eleazar, coorient. III. Universidade Tecnológica Federal do Paraná - Programa de Pós-graduação em Engenharia Mecânica e de Materiais. IV. Título.

CDD: 620.1

Biblioteca Ecoville da UTFPR, Câmpus Curitiba
Bibliotecária: Lucia Ferreira Littiere - CRB 9/1271



Ministério da Educação
Universidade Tecnológica Federal do Paraná
Diretoria de Pesquisa e Pós-Graduação

TERMO DE APROVAÇÃO DE DISSERTAÇÃO Nº377

A Dissertação de Mestrado intitulada **Estudo numérico e experimental do escoamento bifásico líquido-gás em um distribuidor**, defendida em sessão pública pela Candidata Carolina Cimarelli Rodrigues, no dia 17 de dezembro de 2019, foi julgada para a obtenção do título de Mestre em Engenharia, área de concentração Engenharia Térmica, e aprovada em sua forma final, pelo Programa de Pós-Graduação em Engenharia Mecânica e de Materiais – PPGEM.

BANCA EXAMINADORA:

Prof.Dr.Paulo Henrique Dias dos Santos- Presidente -UTFPR

Prof.Dr.Luís Mauro Moura - PUC

Prof.Dr.Moises Alves Marcelino Neto – UTFPR

A via original deste documento encontra-se arquivada na Secretaria do Programa, contendo a assinatura da Coordenação após a entrega da versão corrigida do trabalho.

Curitiba, ____ de _____ de 20__.

AGRADECIMENTOS

Primeiramente agradeço a Deus, por todas as oportunidades que Ele me deu e por todas as pessoas que fazem parte da minha vida. Gostaria de agradecer-Lo também pela força e perseverança que me proporcionou para terminar mais essa etapa.

Aos meus amados pais, Claudia e Luiz Alberto, por todo apoio, carinho, compreensão e confiança depositada em mim. Ao meu namorado Diogo, por ter me ajudado inúmeras vezes. A toda a minha família e amigos pelo suporte e motivação.

Aos meus orientadores, Paulo e Rigoberto, pela oportunidade e confiança em mim para a elaboração deste trabalho. Mas principalmente pelo apoio durante a elaboração do trabalho e nas minhas escolhas durante esse período.

Agradeço também aos colegas e amigos do NUEM, mas principalmente Rafael Dunaiski, Rafael Fabricio e Henrique Eidt pela imensa ajuda, sugestões e suporte com todas as etapas desse trabalho, pelos momentos de discussão e análise do problema, que foram fundamentais para a realização deste trabalho. Ao Cesar Ofuchi pela ajuda com a parte eletrônica e com o tratamento de dados experimentais. Ao Reinaldo Justiniano, Luiz Lino, Juan Carlos e Lucas Beltrão por toda ajuda com a bancada experimental.

À PETROBRAS, à UTFPR, ao NUEM e à CAPES pelo apoio financeiro e incentivo à pesquisa. Aos membros do NUEM pela amizade e as sugestões para este trabalho. Por fim, a todos os professores que fizeram parte da minha trajetória acadêmica e que possibilitaram a chegada a esta etapa final do curso, muito obrigada.

“Tenho a impressão de ter sido uma criança brincando à beira-mar, divertindo-me em descobrir uma pedrinha mais lisa ou uma concha mais bonita que as outras, enquanto o imenso oceano da verdade continua misterioso diante de meus olhos”.

(Isaac Newton)

RESUMO

RODRIGUES, Carolina Cimorelli. **Estudo Numérico e Experimental do Escoamento Bifásico Líquido-Gás em Distribuidor**, 2019.164p. Dissertação (Mestrado em Engenharia Térmicas no Programa de Pós-Graduação em Engenharia Mecânica e de Materiais) - Universidade Tecnológica Federal do Paraná, Curitiba, 2019.

Na indústria petrolífera são utilizados separadores bifásicos no processo de separação das fases, entretanto esses equipamentos (GLCC, VASPS, Pazflor, entre outros) têm grandes dimensões, dificultando o seu manuseio, instalação e manutenção. A dimensão desses separadores é proporcional à vazão que escoam por eles, logo uma alternativa para reduzir a geometria seria a implementação de um distribuidor prévio capaz de distribuir de forma equitativa as vazões que chegam no separador. Desta forma, neste trabalho foi estudada a dinâmica do escoamento bifásico líquido-gás vertical ascendente em um sistema de distribuição - composto por um condicionador, uma câmara ciclônica e quatro saídas - com auxílio de testes experimentais e simulações numéricas tridimensionais e transientes. Nos testes experimentais foram utilizados sensores *wire-mesh* e uma câmera de alta velocidade. As simulações numéricas foram realizadas no *software* comercial ANSYS-CFX 19.1 utilizando o método dos volumes finitos baseados em elementos finitos para discretizar o domínio. Para a modelagem numérica foi usado o modelo de dois fluidos euleriano-euleriano não homogêneo, com o modelo de turbulência SST e o esquema compressivo para a captura da interface líquido-gás. A grade de teste foi a mesma para os experimentos e para as simulações numéricas com a velocidade superficial de líquido variando de 0,5 até 1,5 m/s e a velocidade superficial de gás variando de 0,07 até 0,92 m/s. Para esses pares de velocidades foi avaliada a eficiência do sistema de distribuição em questão para os padrões de escoamento com bolhas dispersas e de transição entre bolhas dispersas e golfadas. A partir dos resultados experimentais concluiu-se que o sistema de distribuição consegue dividir o escoamento equitativamente para o padrão de bolhas, capa esférica e transição para golfadas, com desvio máximo de 2,3% e mínimo de 0,43%. O modelo numérico desenvolvimento reproduziu de forma satisfatória a física e a tendência do comportamento observado experimentalmente.

Palavras-chave: Distribuidor. Escoamento Bifásico. Estudo Experimental e Numérico.

ABSTRACT

RODRIGUES, Carolina Cimorelli. **Numerical and Experimental Study of a Two-Phase Flow Liquid-Gas in a Distribution System**. 2019. 164p. MSc Thesis - Postgraduate Program in Mechanical and Materials Engineering, Federal University of Technology - Paraná, Curitiba, 145p.

In the oil industry, two-phase separators are used in the phase separation process, however these separators (GLCC, VASPS, Pazflor, among others) have large dimensions, making their handling, installation and maintenance difficult. The size of these separators is proportional to the flow that flows through them, so an alternative to reduce the geometry would be the implementation of a previous distributor capable of equitably distributing the flows that arrive in the separator. Thus, in this work the dynamics of vertical upward liquid-gas two-phase flow in a distribution system is studied. This distribution system is composed of a conditioner, a cyclonic camera and four outlets - with the aid of experimental tests and three-dimensional transient numerical simulations. In the experimental tests were used *wire-mesh* sensors and a high-speed camera for the flow characterization. Numerical simulations were performed using the commercial software ANSYS – CFX R19.1. The balance equations were discretized using the finite volume based on finite elements method. For the numerical modeling was used the inhomogeneous eulerian-eulerian two-fluid model, with the SST turbulence model and the compressive scheme for capture the liquid-gas interface. The grid test was the same for the experiments and numerical simulations with the liquid surface velocity ranging from 0.5 to 1.5 m/s and the gas surface velocity ranging from 0.07 to 0.92 m/s. For these velocity pairs, the efficiency of the distribution system in question for the dispersed bubble flow pattern and the transition between dispersed and slug flow was evaluated. From the experimental results it was concluded that the distribution system can divide the flow evenly for the bubble pattern, spherical cap and transition to slug flow, with maximum deviation of 2.3% and minimum of 0.43%. The numerical model developed satisfactorily reproduced the physics and behavioral observed experimentally.

Keywords: Distributor. Two-Phase Flow. Experimental and Numerical Study.

LISTA DE ILUSTRAÇÕES

Figura 1.1 – Esquema ilustrativo do sistema de distribuição com os separadores. ...	26
Figura 2.1 – Padrões de escoamento bifásico vertical ascendente.....	30
Figura 2.2 – Mapa de fluxo generalista para uma tubulação com 52 mm de diâmetro e escoamento com direção vertical ascendente.	31
Figura 2.3 – Métodos de vórtice livre para geração de redemoinho: (a) vista seccional de várias entradas de separadores ciclônicos, (b) entrada tangencial, (c) hélice interna e (d) palheta torcida/espiral.	33
Figura 2.4 – Mapa de padrão de escoamento mostrando a diferença entre escoamento (a) com redemoinho e (b) sem redemoinho.	36
Figura 2.5 – (a) equipamento experimental e (b) unidade de mistura.	37
Figura 2.6 – Padrões de escoamento vertical ascendente bifásico sem e com redemoinho.	38
Figura 2.7 – Mapa dos padrões de escoamento comparando escoamento com e sem redemoinho.	38
Figura 2.8 – Separador em Linha.....	41
Figura 2.9 – Esquema do funcionamento do <i>Degasser</i> em linha.....	42
Figura 2.10 – Deliquificador em linha: (a) desenho esquemático do módulo e (b) esquema do funcionamento do separador.	43
Figura 2.11 – Separador Multi-tubos.	43
Figura 2.12 – Separador multi-tubos da SAIPEM.....	45
Figura 2.13 – Separador Ciclônico – VASPS da Petrobras e UNICAMP.	46
Figura 2.14 – (a) Esquema e (b) foto do separador ciclônico líquido-gás GLCC.	50
Figura 2.15 – (a) Esquema representativo do GLCC; (b) Representação dos bocais e principais dimensões do GLCC, fora de escala.	51

Figura 2.16 – (a)Esquema do separador tipo GLCC utilizado pela Caisson; (b) Foto do módulo de separação da Caisson na Shell Perdido.....	53
Figura 2.17 – Esquema dos separadores Pipe-Sep e Hi-Sep.....	54
Figura 2.18 – Separador SPLIT-FLO.	56
Figura 3.1 – Representação esquemática simplificada do circuito experimental.	59
Figura 3.2 – Esquema do misturador.	60
Figura 3.3 – Circuito hidráulico com detalhe na seção de testes.	61
Figura 3.4 – (a) Descrição dos componentes do <i>wire mesh</i> . (b) Representação simplificada da eletrônica de um <i>wire mesh</i> 4x4	62
Figura 3.5 – Posição onde os sensores <i>wire-mesh</i> , ou a caixa de visualização para o ultrassom e a câmera de alta velocidade são instalados.	64
Figura 3.6 – Sensores <i>Wire-Mesh</i> instalados: (a) na entrada do sistema antes do condicionador e (b) na câmara ciclônica e saídas do sistema de distribuição. (c) Câmara de visualização utilizada na filmagem da câmara ciclônica.	65
Figura 3.7 – Pontos de filmagem do escoamento bifásico na bancada experimental.	66
Figura 3.8 – Fração de gás para um instante de tempo.....	68
Figura 3.9 – Fração de gás média no tempo.....	69
Figura 3.10 – Fração de gás média no espaço.	69
Figura 4.1 – Curva de uma propriedade genérica de um escoamento turbulento em função do tempo.	72
Figura 4.2 – Domínio de estudo.	80
Figura 4.3 – Valores médios espaciais da fração de gás ao longo do tempo para $J_L = 1,5$ m/s e $J_G = 0,73$ m/s.	81
Figura 5.1 – Volume de controle criado num vértice dos elementos finitos.....	85
Figura 5.2 – Volume de controle bidimensional para a discretização das equações.....	87

Figura 5.3 – Progressivo aumento da compressão de um filme de líquido escoando com superfície livre através da utilização do esquema compressivo.	92
Figura 5.4 – Redução da espessura da interface ao utilizar o esquema compressivo.	93
Figura 5.5 – Malha numérica híbrida.	94
Figura 5.6 – Comparação da fração de vazio para a altura de 312 mm ($H=L/2$) na câmara ciclônica para as malhas M1 e M2.	96
Figura 5.7 – Comparação da fração de vazio para a altura de 312 mm ($H=L/2$) na câmara ciclônica para as malhas M3 e M4.	97
Figura 5.8 – Teste de tempo total de escoamento com a análise da fração de vazio em uma seção transversal na câmara ciclônica ($H= 312$ mm).	98
Figura 5.9 – PDFs dos escoamentos para diferentes passos de tempo	99
Figura 6.1 – Mapa de fluxo água-ar para escoamento vertical ascendente de Mishima e Ishii (1984) para tubulação com 52 mm de diâmetro interno.	102
Figura 6.2 – Comparação de mapas de fluxo para transição de bolhas dispersas para golfadas para escoamento bifásico água e ar.	103
Figura 6.3 – Comparação das PDFs de fração de gás na entrada e câmara ciclônica para as três baterias de medição.	105
Figura 6.4 – Comparação das PDFs de fração de gás nas saídas para as três baterias de medição.	106
Figura 6.5 – Escoamento na região da entrada da seção de testes para o ponto 1107	
Figura 6.6 – Escoamento na região da entrada da seção de testes para o ponto 3.	108
Figura 6.7 – Escoamento na região da entrada da seção de testes para o ponto 5.	109
Figura 6.8 – Sinal do sensor <i>wire-mesh</i> da fração de gás ao longo do tempo.	110
Figura 6.9 – Sinal do sensor <i>wire-mesh</i> da fração de gás ao longo do tempo, comparando sinal do <i>wire-mesh</i> com a imagem real do escoamento.	111

Figura 6.10 – Influência do condicionador no escoamento para o ponto 3 – $J_L = 0,5$ e $J_G = 0,20$ m/s: (a) representação esquemática da entrada, condicionador e câmara ciclônica; (b) imagens reais do escoamento; (c) reconstrução 3D do escoamento a partir de sinais de fração de gás do sensor <i>wire-mesh</i> ; (d) variação da fração de gás ao longo do tempo obtido com o sensor <i>wire-mesh</i> ; (e) PDF da fração de gás.	114
Figura 6.11 – Fração de gás média na seção transversal na entrada e na câmara ciclônica para os pontos 1 ($J_L = 0,5$ m/s e $J_G = 0,07$ m/s), 3 ($J_L = 0,5$ m/s e $J_G = 0,20$ m/s) e 5 ($J_L = 0,5$ m/s e $J_G = 0,33$ m/s).....	115
Figura 6.12 – Escoamento na região da câmara ciclônica da seção de testes para o ponto 1.	117
Figura 6.13 – Escoamento na região da câmara ciclônica da seção de testes para o ponto 3.	119
Figura 6.14 – Escoamento na região da câmara ciclônica da seção de testes para o ponto 5.	120
Figura 6.15 – Variação da espessura do filme de líquido na região da câmara ciclônica da seção de testes para o ponto 5.	121
Figura 6.16 – Representação esquemática da área ocupada pela fração de gás, espessura e espessura média em qualquer plano transversal da câmara ciclônica (Fonte: EDIT, 2017).	122
Figura 6.17 – Escoamento em uma das saídas da seção de testes para o ponto 1.	125
Figura 6.18 – Escoamento em uma das saídas da seção de testes para o ponto 3.	126
Figura 6.19 – Escoamento em uma das saídas da seção de testes para o ponto 5.	127
Figura 6.20 – Variação da fração de gás nas saídas da seção de testes para: (a) ponto 1, (b) ponto 3 e (c) ponto 5.....	128

Figura 6.21 – Sobreposição das imagens reais do ponto 1 com a fração de líquido obtido através do sensor <i>wire-mesh</i>	129
Figura 6.22 – Fração de gás média na seção transversal das saídas para o ponto 1 ($J_L = 0,5$ m/s e $J_G = 0,07$ m/s).	130
Figura 6.23 – Fração de gás média na seção transversal das saídas para o ponto 5 ($J_L = 0,5$ m/s e $J_G = 0,33$ m/s).	130
Figura 6.24 – Comparação entre os resultados experimentais e numéricos da fração de gás média no tempo na seção transversal das saídas dos para os pontos 1, 3 e 5.	134
Figura 6.25 – Comparação da fração de gás nas saídas dos resultados experimentais e numéricos para os pontos com $J_L = 0,5$ m/s (pontos 1, 2, 3, 4 e 5).	135
Figura 6.26 – Comparação da fração de gás nas saídas dos resultados experimentais e numéricos para os pontos com $J_L = 1,5$ m/s (pontos 11, 12, 13, 14 e 15). ...	137
Figura 6.27 – Comparação do escoamento nas saídas entre experimental e numérico para o ponto 1.	138
Figura 6.28 – Comparação do escoamento nas saídas entre experimental e numérico para o ponto 1.	139
Figura 6.29 – Representação da seção transversal do tubo na entrada e na câmara ciclônica para comparação da fração de gás média entre resultados experimental e numérico.	140
Figura 6.30 – Comparação da fração de gás média entre resultados experimental e numérico para as regiões de entrada e câmara ciclônica.	141
Figura 6.31 – Comparação da fração de gás na câmara ciclônica dos resultados experimentais e numéricos para os pontos com $J_L = 0,5$ m/s (pontos 1, 2, 3, 4 e 5), $J_L = 1,0$ m/s (pontos 6, 7, 8, 9 e 10) e $J_L = 1,5$ m/s (pontos 11, 12, 13, 14 e 15).	142
Figura 6.32 – Campo da fração de gás médio no tempo ao longo da câmara ciclônica para os pontos 1, 3 e 5.	144

Figura 6.33 – Imagem real do escoamento na câmara ciclônica para os pontos 1, 3 e 5.	145
Figura 6.34 – Campo médio da pressão dinâmica no tempo ao longo da câmara ciclônica.	146
Figura 6.35 – Variação da velocidade, velocidade axial e tangencial da mistura ao longo da câmara ciclônica para os pontos 1, 3 e 5.	147
Figura 6.36– Comparação da velocidade axial da mistura com a área ocupada pela fase líquida.....	148
Figura 6.37 – Variação da velocidade, velocidade axial e tangencial da mistura ao longo da câmara ciclônica para os pontos 5, 8 e 12.	149
Figura 6.38 – Linha de corrente com componentes do vetor velocidade ao longo da câmara ciclônica.	150
Figura 6.39 – Fração de gás média no tempo nas quatro saídas para os pontos...	151
Figura 6.40 – Representação da fase gasosa média no tempo com uma linha de corrente da fase líquida.....	152
Figura 6.41 – Fração de gás média no tempo nas quatro saídas para os pontos 5, 8 e 12.	153
Figura 6.42 – Campo de fração de gás médio no plano transversal para uma das saídas com linhas de corrente médias de velocidade para os pontos 5, 8 e 12.	154

LISTA DE TABELAS

Tabela 4.1 – Significado físico para cada termo da equação de Navier-Stokes.....	71
Tabela 4.2 – Média espacial e temporal da fração de gás para cada bateria experimental.....	82
Tabela 4.3 – Equações a serem resolvidas pelo método numérico	83
Tabela 5.1 – Comparação do número de elementos, y^+ , α para as malhas testadas	95
Tabela 5.2 – Comparação das frações de vazão médias ao longo de dois intervalos de tempo.	99
Tabela 5.3 – Resumos das equações.	100
Tabela 5.4 – Resumo dos resultados dos testes de malha.	100
Tabela 6.1 – Grade de teste.....	101
Tabela 6.2 – Fração de gás (α), desvio padrão e espessura do filme na câmara ciclônica	123
Tabela 6.3 – Comparação entre a fração de gás das saídas.....	131
Tabela 6.4 – Percentual da vazão de mistura em cada saída para os pontos 5, 8 e 12	154

LISTA DE SÍMBOLOS

A	- Superfície de controle de integração	$[m^2]$
∇	- Volume de controle	$[m^3]$
$C_{\varepsilon 1}$	- Coeficiente de fechamento do modelo de turbulência	$[-]$
$C_{\varepsilon 2}$	- Coeficiente de fechamento do modelo de turbulência	$[-]$
C_{μ}	- Coeficiente de fechamento do modelo de turbulência	$[-]$
d_p	- Diâmetro da partícula	$[m]$
D	- Diâmetro	$[m]$
F_c	- Força centrífuga	$[N]$
F_1	- Função de mistura do modelo de turbulência	$[-]$
F_2	- Função de mistura do modelo de turbulência	$[-]$
Fr	- Número de Froude	$[-]$
g	- Aceleração da gravidade	$[m \cdot s^{-2}]$
J_G	- Velocidade superficial da fase gasosa	$[m \cdot s^{-1}]$
J_L	- Velocidade superficial da fase líquida	$[m \cdot s^{-1}]$
k	- Energia cinética turbulenta	$[m^2 \cdot s^{-2}]$
M	- Transferência de quantidade de movimento na interface	$[kg \cdot m \cdot s^{-2}]$
\dot{m}	- Fluxo mássico	$[kg \cdot s^{-1}]$
P	- Média da pressão	$[Pa]$
p	- Pressão	$[Pa]$
p_i'	- Flutuação da pressão	$[Pa]$
P_k	- Produção de energia turbulenta	$[m^2 \cdot s^{-3}]$
Q_L	- Vazão volumétrica	$[m^3 \cdot s^{-1}]$
R_0	- Raio da câmara de ciclônica	$[m]$
R/r	- Raio da tubulação	$[m]$
Re	- Número de Reynolds	$[-]$
S	- Termo fonte	$[-]$
S_{ij}	- Tensor tensão deformação	$[Pa]$
t	- Tempo	$[s]$

t_1	- Tempo do pistão	[s]
T	- Período da célula unitária	[s ⁻¹]
u	- Velocidade na direção x	[m·s ⁻¹]
u_i'	- Flutuação de velocidade associada à componente de velocidade U_i	[m·s ⁻¹]
u_j'	- Flutuação de velocidade associada à componente de velocidade U_j	[m·s ⁻¹]
\bar{V}_i	- Média temporal da velocidade	[m·s ⁻¹]
\mathbf{v}	- Vetor velocidade	[m·s ⁻¹]
v	- Velocidade na direção y	[m·s ⁻¹]
ν_t	- Viscosidade turbulenta	[kg·m ⁻¹ ·s ⁻¹]
ϑ	- Escala característica de turbulência de velocidade	[-]
w	- Velocidade na direção z	[m·s ⁻¹]
y^+	- Distância adimensional	[-]
z_0	- Comprimento de persistência (<i>persistence length</i>) do redemoinho	[m]
α	- Fração volumétrica	[-]
α_0	- Coeficiente de fechamento do modelo de turbulência	[m ² ·s ⁻³]
α_1	- Coeficiente de fechamento do modelo de turbulência	[m ² ·s ⁻³]
α_2	- Coeficiente de fechamento do modelo de turbulência	[m ² ·s ⁻³]
α_3	- Coeficiente de fechamento	[m ² ·s ⁻³]
α_k	- Fração volumétrica	[m ² ·s ⁻³]
$\bar{\alpha}$	- Valor médio da fração de gás	[-]
β'	- Função não linear para interpolação dos termos advectivos	[-]
β^*	- Coeficiente de fechamento do modelo de turbulência	[m ² ·s ⁻³]
β_3	- Coeficiente de fechamento	[m ² ·s ⁻³]
β_ω	- Coeficiente de fechamento do modelo de turbulência	[m ² ·s ⁻³]
$\beta_{\omega 1}$	- Coeficiente de fechamento do modelo de turbulência	[m ² ·s ⁻³]
$\beta_{\omega 2}$	- Coeficiente de fechamento do modelo de turbulência	[m ² ·s ⁻³]
Δ	- Variação	[-]
δ	- Espessura do filme	[m]

$\bar{\delta}$	- Espessura do filme de líquido média	$[m]$
Γ	- Transferência de massa entre as fases	$[kg \cdot s^{-1}]$
Δn	- Distância entre o primeiro e segundo ponto de integração a partir da parede	$[m]$
ε	- Taxa de dissipação turbulenta	$[m^2 \cdot s^{-3}]$
ℓ	- Escala característica da turbulência de comprimento	$[kg \cdot m^{-1} \cdot s^{-1}]$
μ	- Viscosidade dinâmica	$[kg \cdot m^{-1} \cdot s^{-1}]$
μ_T	- Viscosidade dinâmica turbulenta	$[kg \cdot m^{-1} \cdot s^{-1}]$
ν	- Viscosidade cinemática	$[m^2 \cdot s]$
v_z	- Velocidade axial	$[m \cdot s^{-1}]$
v_θ	- Velocidade tangencial	$[m \cdot s^{-1}]$
\mathbf{v}_k	- Vetor velocidade	$[m \cdot s^{-1}]$
ν_T	- Viscosidade cinemática turbulenta	$[m^2 \cdot s]$
ρ	- Massa específica da fase	$[kg \cdot m^{-3}]$
σ_{k1}	- Coeficiente de fechamento do modelo de turbulência	$[-]$
σ_{k2}	- Coeficiente de fechamento do modelo de turbulência	$[-]$
σ_{k3}	- Coeficiente de fechamento do modelo de turbulência	$[-]$
σ_ε	- Coeficiente de fechamento do modelo de turbulência	$[-]$
σ_ω	- Coeficiente de fechamento do modelo de turbulência	$[-]$
$\sigma_{\omega 1}$	- Coeficiente de fechamento do modelo de turbulência	$[-]$
$\sigma_{\omega 2}$	- Coeficiente de fechamento do modelo de turbulência	$[-]$
$\sigma_{\omega 3}$	- Coeficiente de fechamento do modelo de turbulência	$[-]$
\mathbf{T}	- Tensor de Tensões	$[Pa]$
τ_ω	- Tensão de cisalhamento na parede	$[Pa]$
Φ	- Média da propriedade genérica	$[-]$
ϕ	- Propriedade genérica	$[-]$
ϕ'	- Flutuação da propriedade genérica	$[-]$
Φ_1	- Modelo de turbulência k – ω	$[-]$
Φ_2	- Modelo de turbulência k – ε	$[-]$
Φ_3	- Modelo de turbulência SST	$[-]$
$\phi(t)$	- Valor instantâneo	$[-]$

$\phi'(t)$	- Valor instantâneo da flutuação	[–]
$\bar{\phi}_i$	- Valor médio temporal	[–]
ϕ_{ip}	- Valor da variável genérica no ponto de integração	[–]
ϕ_{up}	- Valor da variável genérica no nó a montante	[–]
Ψ	- Média da propriedade genérica	[–]
ψ	- Propriedade genérica	[–]
ψ'	- Flutuação da propriedade genérica	[–]
ω	- Taxa de dissipação turbulenta específica	$[s^{-1}]$

Subscritos

E	- Leste
L	- Líquido
G	- Gás
N	- Norte
n	- Entrada da câmara (nozzle)
k	- Fase
D	- Arrasto
S	- Sul
W	- Oeste
cvc	- Centro do volume de controle
ip	- Ponto de integração
up	- Upwind

LISTA DE ABREVIATURAS E SIGLAS

ANP	- Agência Nacional de Petróleo
ASB	- Extrator de névoa
BCP	- Bombeio por cavidades progressivas
BCS	- Bomba Centrífuga Submersa / bombeio centrífugo submerso
BM	- Bombeio mecânico com hastes
CDS	- <i>Continuous Deflective Separation</i>
CFD	- <i>Computational Fluid Dynamics</i> – Dinâmica dos Fluidos Computacional
CS	- Separador Ciclônico
FER	- Anel de eliminação de filme/anel de eliminação de película
GCU	- <i>Gas Carry Under</i>
GLC	- Gás-Lift Contínuo
GLCC	- <i>Gas/Liquid Cylindrical Cyclone</i>
GLI	- Gás-Lift Intermitente
KTP	- <i>Knowledge Transfer Partnership</i>
LCO	- <i>Liquid Carry-Over</i>
LFD	- Medidor de deslocamento de foco a laser
MVbEF	- Método de Volumes Finitos baseado em Elementos Finitos
NUEM	- Núcleo de Escoamento Multifásico
PDF	- Função Densidade de Probabilidade
Pipe-Hi-SEP	- Pipe separator and Hi separator
RANS	- Reynolds-Averaged Navier-Stokes
SGLSB	- Subsea Gas Liquid Separation and Boosting
SSAO	- Separador Submarino Água-Óleo
SST	- <i>Shear Stress Transport</i>
UDF	- <i>User Defined Function</i>
UTFPR	- Universidade Tecnológica Federal do Paraná
VASPS	- <i>Vertical Annular Separation and Pumping System</i>
WMS	- <i>Wire-mesh sensor</i>

SUMÁRIO

1. Introdução	23
1.1 Caracterização do Problema	25
1.2 Objetivos	27
1.2.1 Objetivos específicos	27
1.3 Justificativa	27
2. Revisão Bibliográfica	29
1.4 escoamento Vertical Ascendente	29
1.5 escoamento Bifásico Vertical Ascendente com Força Centrífuga	32
1.5.1 Padrões para escoamentos bifásicos sob campos centrífugos	35
1.6 Separação Líquido-Gás	39
1.6.1 Processos ou métodos de separação	39
1.7 Comentários Finais	56
3. Metodologia Experimental	58
1.8 Descrição do Circuito Experimental	58
1.8.1 Sensor <i>Wire-Mesh</i>	62
1.8.2 Posicionamento dos Sensores <i>Wire-Mesh</i> e das Câmeras de Alta Velocidade	63
1.9 Procedimentos de Medição	66
1.10 Processamento dos Dados do Sensor <i>Wire-Mesh</i>	68
4. Modelagem Matemática	70
1.11 Equações de Conservação	70
1.12 Modelos de Turbulência	72
1.12.1 Modelo k- ω Shear Stress Transport (SST)	75
1.13 Condições Iniciais e de Contorno	80
1.14 Síntese do Capítulo	82
5. Modelagem Numérica	84
1.15 Método de Volumes Finitos Baseado em Elementos Finitos	84
1.15.1 Aproximação do termo difusivo	87
1.15.2 Aproximação do termo advectivo	88
1.15.3 Acoplamento pressão-velocidade	89
1.15.4 Aproximação do termo transiente	90
1.16 Tratamento da interface	90
1.16.1 Força de arrasto	91
1.16.2 Esquema compressivo para a superfície livre	91
1.17 Geometria e Malha Numérica	93
1.17.1 Teste de malha	94
1.17.2 Teste de tempo total	97
1.17.3 Teste de passo de tempo	98
1.18 Síntese do Capítulo	100
6. Resultados	101
1.19 Grade de testes	101
1.20 Resultados Experimentais	104
1.20.1 Repetitividade das Medições	104
1.20.2 Descrição e análise do escoamento experimental	106
1.21 Resultados numéricos	132
1.21.1 Validação do Modelo Numérico	132

1.21.2 Análise dos Resultados Numéricos.....	143
7. Conclusão.....	155
Referências.....	158

1.INTRODUÇÃO

No Brasil, entre setembro de 2018 e setembro de 2019, 96% do petróleo produzido foi proveniente de produção *offshore* – marítima (ANP, 2019), sendo que a produção do Pré-sal correspondeu a 61,2%. Nesse tipo de operação, o petróleo é constituído de uma mistura de óleo, gás, areia e água salina. Para extrair essa mistura de poços que não são surgentes, ou seja poços em que a pressão do reservatório não é suficiente para que o escoamento ocorra, são utilizados métodos de elevação artificial. Segundo Thomas (2001), os métodos mais utilizados na indústria de petróleo são: gás-lift contínuo e intermitente (GLC e GLI), bombeio centrífugo submerso (BSC), bombeio mecânico com hastes (BM) e bombeio por cavidades progressivas (BCP).

No entanto, a presença de mais de uma fase no escoamento prejudica o funcionamento desses equipamentos originalmente projetados para escoamentos monofásicos como, por exemplo, bombas e compressores. Nessas situações, a separação das fases se torna necessária. Para isso foram desenvolvidos equipamentos denominados separadores, que podem ser usados para a separação de diversos tipos de escoamento, tais como: líquidos imiscíveis escoando simultaneamente, escoamento de líquido com partículas sólidas, ou mesmo para o escoamento bifásico de líquido-gás (OFUCHI, 2015).

Separar este tipo de mistura nas suas fases (líquido e gás) ainda na cabeça do poço traz várias vantagens para o processo. A maioria dessas vantagens está relacionada a problemas operacionais típicos de escoamentos multifásicos, tais como intermitência, formação de hidratos, baixa eficiência da bomba centrífuga multifásica, dificuldades em medições de vazões e gestão de reservatórios (NINAHUANCA, 2015).

No caso específico de separação líquido-gás foram desenvolvidos alguns equipamentos que utilizam o efeito da gravidade. Os mais convencionais são os separadores horizontais e verticais. De acordo com Rosa *et al.* (2001), os separadores que utilizam esse princípio, são os mais utilizados pela indústria de petróleo ao longo das últimas décadas.

Normalmente, em conjunto com esses separadores, são empregadas técnicas químicas, elétricas ou mecânicas para melhorar a eficiência do processo,

mas ainda assim o tempo de separação é relativamente elevado: de 2 a 20 minutos para a separação líquido-gás (MORANDIN, 1999). Além disso, segundo Hreiz *et al.* (2014), esses sistemas ainda são volumosos, pesados e dispendiosos para se fabricar e operar.

A predominância, no Brasil, de explorações de petróleo *offshore* e a necessidade de reduzir os custos dos equipamentos têm motivado essa indústria a procurar separadores de líquido-gás inovadores e compactos, uma vez que na plataforma o espaço é limitado e as dimensões dos equipamentos de separação são aspectos de grande relevância (HREIZ, 2014).

Nesse contexto de busca pela redução de custos, tecnologias alternativas têm sido desenvolvidas para viabilizar a separação de escoamentos multifásicos. Dentre essas, uma das mais promissoras é a que utiliza o conceito de separação por campo centrífugo, cujos equipamentos são comumente denominados separadores ciclônicos.

Segundo Rietema (1960), a separação de fases utilizando o conceito de campos centrífugos foi introduzida logo após a Segunda Guerra Mundial, como uma nova técnica para separar sólidos dispersos em meios fluidos menos densos, com importantes vantagens quando comparados com técnicas de separação convencional por gravidade.

Conforme Nebrensky *et al.* (1980), esse equipamento é de mais fácil instalação e operação, já que demanda menor área para instalação (cerca de 25% menor), menor peso total de equipamentos (da ordem de 70 a 85%), maior eficiência de separação e tempo de separação aproximadamente cinco vezes menor. Em razão disso, essa metodologia vem ganhando espaço como alternativa tecnicamente viável na extração de petróleo *offshore*, onde a facilidade de instalação e a eficiência são fatores críticos.

Atualmente esse conceito da utilização de campos centrífugos (ou hidrociclone) na separação de fases em escoamento multifásico é aplicado na concepção de dois sistemas de separação submarina: o Separador Ciclônico Líquido-Gás (GLCC – *Gas-Liquid Cylindrical Cyclone*) e o Sistema de Bombeamento e Separação Anular Vertical (VASPS – *Vertical Annular Separation and Pumping System*).

1.1 CARACTERIZAÇÃO DO PROBLEMA

Os separadores do tipo VASPS, por exemplo, possuem diâmetro entre 0,8 e 1 m e comprimento de 30 a 70 m (FOWLER e FIELDING 2012). A proporção entre diâmetro e comprimento desses tipos de separadores faz com que eles estejam sujeitos a problemas de deflexão, uma vez que, instalados no leito marinho, são constantemente submetidos às oscilações das correntes marítimas (STORTI, 2013).

Uma possível solução para esse problema seria reduzir o comprimento do equipamento, porém manter a vazão e a eficiência da separação semelhantes à da geometria original seria muito complicado. Outra alternativa seria a implementação de um sistema de distribuição prévio, que, além de realizar uma eventual separação prévia, poderia direcionar o escoamento para mais separadores, dividindo a vazão de forma equitativa e possibilitando separadores mais compactos, mantendo a mesma vazão e eficiência de separação do separador com dimensões maiores.

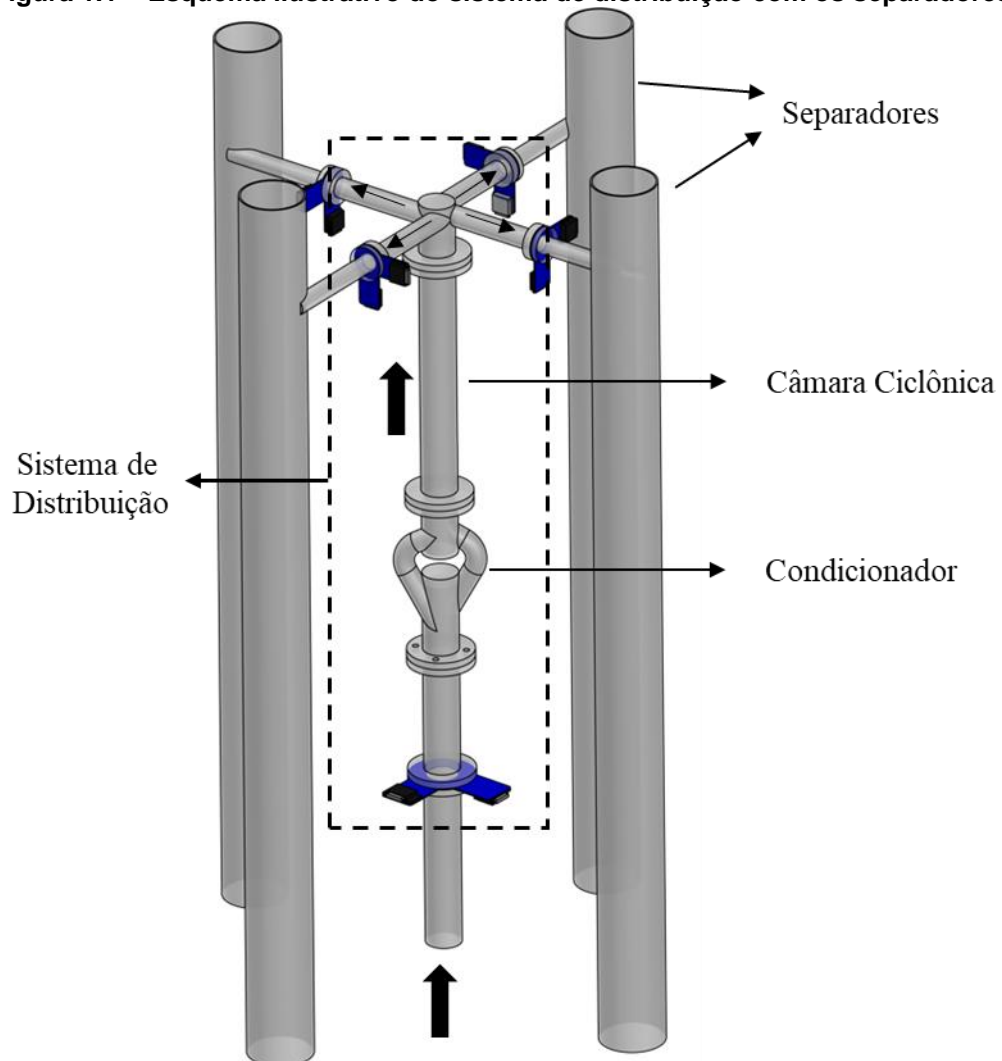
O sistema de distribuição estudado neste trabalho é apresentado na Figura 1.1, delimitado pela linha tracejada. Essa concepção foi patenteada (Nº da patente: BR 10.2017.003251-5) durante a vigência do projeto Distribuidor-Fase I, que foi executado em parceria entre o NUEM/UTFPR e a Petrobras (Processo 2014/00369-7). Basicamente, este equipamento foi concebido a fim de dividir de forma equitativa o escoamento bifásico nas quatro saídas, para possibilitar a redução dos separadores que se conectam à jusante dele.

De acordo com o diagrama esquemático da Figura 1.1, o escoamento bifásico entra pela parte inferior do sistema de distribuição e é dividido em dois braços laterais tangentes à de entrada, semelhante a uma bifurcação em Y. Neste trabalho o conjunto desses braços laterais é chamado de condicionador, que é composto por dois cotovelos de 90° e têm como objetivo modificar o padrão de escoamento (bolhas dispersas, golfadas, caótico ou até anular). Após passar pelo condicionador, o escoamento entra tangencialmente na câmara ciclônica se tornando um escoamento em forma de redemoinho (*swirling flow*).

Ao entrar na câmara ciclônica, o escoamento bifásico líquido-gás sofrerá ação do campo centrífugo, imposto pelo posicionamento tangencial dos tubos laterais e pela curvatura da parede da câmara ciclônica. Induzidas por esse campo centrífugo

gerado, as fases irão se separar de acordo com a massa específica, de modo que um filme de líquido se formará na parede da câmara e o gás irá escoar pela parte central da tubulação. Ambas as fases deixarão a câmara ciclônica pelas saídas posicionadas na parte superior. Estas linhas de saídas estarão ligadas aos separadores do tipo gravitacional ou ciclônico que poderão ter dimensões menores, pois as vazões que eles irão operar serão quatro vezes menores de acordo com esse sistema de distribuição aqui proposto.

Figura 1.1 – Esquema ilustrativo do sistema de distribuição com os separadores.



Fonte: Autoria própria.

1.2 OBJETIVOS

O objetivo deste trabalho é avaliar experimentalmente a eficiência da distribuição do escoamento bifásico líquido-gás no padrão bolhas dispersas e de transição para escoamento em golfadas em um sistema de distribuição e desenvolver um modelo numérico capaz de reproduzir a distribuição do escoamento como observado experimentalmente.

1.2.1 Objetivos específicos

1. Obter dados experimentais com sensor *wire-mesh* e câmera de alta velocidade para avaliar o escoamento no sistema de distribuição.
2. Implementar e simular no *software* ANSYS-CFX 19.1 o escoamento bifásico no sistema de distribuição.
3. Validar as simulações numéricas com dados experimentais obtidos na bancada experimental construída no NUEM/UTFPR.

1.3 JUSTIFICATIVA

Uma grande fração do investimento para exploração em todas as grandes companhias de petróleo é dedicado a reservatórios sob águas profundas e ultra profundas. No entanto, muitas vezes os custos de produção associados com planos de desenvolvimento para campos de petróleo são inviáveis, mesmo com uma exploração tecnicamente bem sucedida. Como consequência, desde os anos 1990, muitos dos operadores estiveram envolvidos no desenvolvimento de tecnologias de processamento submarino rentáveis e competitivos para maximizar as taxas de produção e reservas recuperáveis (DO VALE e GARCIA, 2002). Os separadores aprimorados e desenvolvidos para esse fim possuem alta eficiência de separação, entretanto a instalação no leito marinho é dificultada devido as suas grandes dimensões.

Uma alternativa para essa redução no comprimento dos separadores, como já dita anteriormente, é a implementação de um sistema de distribuição, que dividirá o escoamento em vários separadores de forma eficiente e com vazões de líquido e gás equitativas. Desta maneira, as vazões de líquido e de gás entrariam no separador com menores magnitudes, fazendo com que o separador fosse dimensionado de forma mais compacta. Logo, no presente trabalho é apresentado um estudo experimental (em escala de laboratório) e numérico de um sistema de distribuição para a aplicação futura na indústria de petróleo.

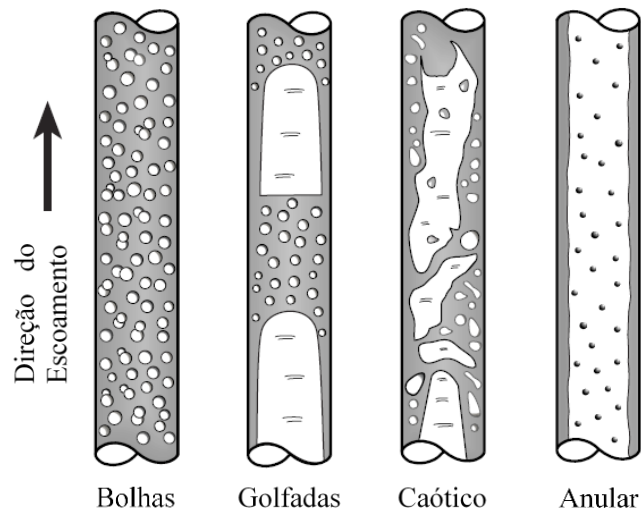
2. REVISÃO BIBLIOGRÁFICA

Neste capítulo é apresentada revisão bibliográfica sobre estudos publicados na literatura e conceitos necessários para o desenvolvimento deste trabalho. Inicialmente é detalhado o escoamento vertical ascendente e em seguida são mostrados alguns métodos de separação e sua utilização na indústria do petróleo.

1.4 ESCOAMENTO VERTICAL ASCENDENTE

Ao longo do escoamento, desde o poço até a plataforma, a mistura bifásica de líquido e gás pode assumir diferentes formas e distribuições no interior da tubulação, que estão diretamente relacionadas com as vazões das fases do escoamento, as propriedades físicas dos fluidos e a geometria do duto. Essas distribuições geométricas das fases são chamadas de padrões de escoamento e dependem de parâmetros operacionais, tais como velocidades de líquido e de gás, variáveis geométricas (diâmetro da tubulação, ângulo de inclinação, comprimento) e propriedades físicas das duas fases - como tensão superficial entre os fluidos, massa específica e viscosidade do líquido e do gás (SHOHAM, 2006). Na Figura 2.1 são mostrados os padrões de escoamentos mais comuns em dutos verticais: bolhas dispersas, golfadas, caótico (*churn*) e anular.

Figura 2.1 – Padrões de escoamento bifásico vertical ascendente.



Fonte: Adaptado de TAITEL *et al.*, 1980.

Para baixas vazões de gás, o escoamento possui o padrão de bolhas com a fase gasosa dispersa em pequenas bolhas discretas em um meio contínuo da fase líquida. A medida que essa vazão de gás aumenta, as pequenas bolhas coalescem até formar bolhas maiores e alongadas com diâmetro próximo ao da tubulação. Esse padrão intermitente, denominado golfadas, é caracterizado por alternar uma bolha alongada e um pistão de líquido.

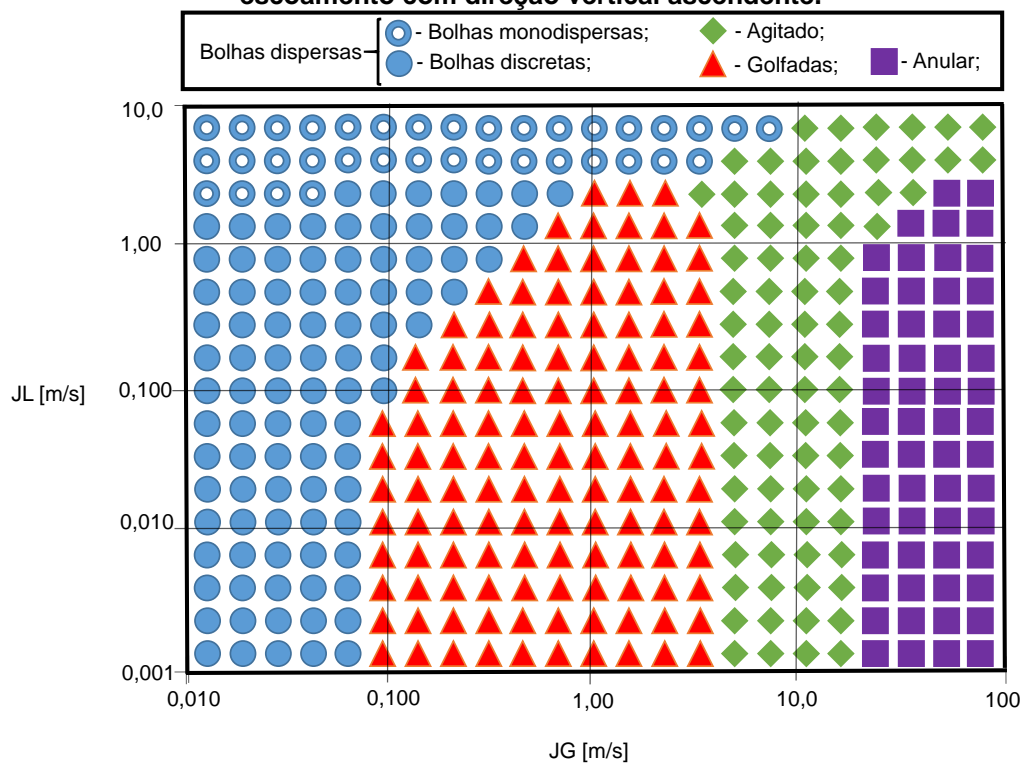
Aumentando mais a vazão de gás, o escoamento se torna caótico (*churn*), em que a fase líquida possui movimento oscilatório e a interface líquido-gás não é facilmente identificável. Para vazões ainda maiores de gás, ocorre o padrão anular que é caracterizado por uma fase contínua de gás no centro da tubulação, com velocidade maior, arrastando gotículas de líquido para o escoamento de gás, enquanto a fase líquida escoar, com velocidade menor, ao redor da parede interna da tubulação. O escoamento de bolhas também ocorre, excepcionalmente, para altas vazões de líquido, situação em que a turbulência impede a coalescência das bolhas de gás.

A partir do comportamento e das propriedades físicas de um escoamento bifásico líquido-gás vertical ascendente é possível determinar o padrão de escoamento. No entanto, os modelos ou mapas de padrões de fluxos, a princípio, divergem uns dos outros quanto a valores absolutos e tendências, principalmente para escoamentos verticais.

Barnea (1986) desenvolveu um modelo generalista capaz de descrever o mapa de fluxo em função do diâmetro e da inclinação da tubulação. Esse modelo foi desenvolvido a partir da unificação de diversos trabalhos experimentais. Baseado nesse modelo, foi possível determinar o mapa de fluxo para o diâmetro de 52 mm com o escoamento no sentido vertical ascendente, como mostrado na Figura 2.2.

Na Figura 2.2, é possível observar os quatro tipos de escoamentos verticais ascendentes (bolhas dispersas, golfadas, caótico/*churn* e anular) mapeados em função da velocidade superficial do líquido (J_L) e do gás (J_G). Nota-se que o padrão de bolhas dispersas possui as duas regiões explicadas anteriormente, em que o comportamento do escoamento difere pela intensidade da turbulência.

Figura 2.2 – Mapa de fluxo generalista para uma tubulação com 52 mm de diâmetro e escoamento com direção vertical ascendente.



Fonte: Adaptado de BARNEA, 1986.

1.5 ESCOAMENTO BIFÁSICO VERTICAL ASCENDENTE COM FORÇA CENTRÍFUGA

Em um escoamento bifásico vertical ascendente pode-se utilizar a força centrífuga para gerar um escoamento rotacional conhecido como *swirlig flow* (ZHOU, 2013). Esse fenômeno, por causa da diferença de massa específica entre as fases, resulta na fase gasosa sendo separada da fase líquida e é utilizado nos separadores ciclônicos líquido-gás existentes na indústria (LOBDELL e AYERS 1974; SHOHAM e KOUBA 1998; ROSA *et al.* 2001).

A força centrífuga (F_c) é uma força que age na partícula fluida quando esta é forçada a percorrer um caminho circular. Pode-se estimar F_c para o escoamento bifásico por meio da Equação (2.1).

$$F_c = \frac{\pi d_p^3}{6} (\rho_L - \rho_G) r \omega^2 \quad (2.1)$$

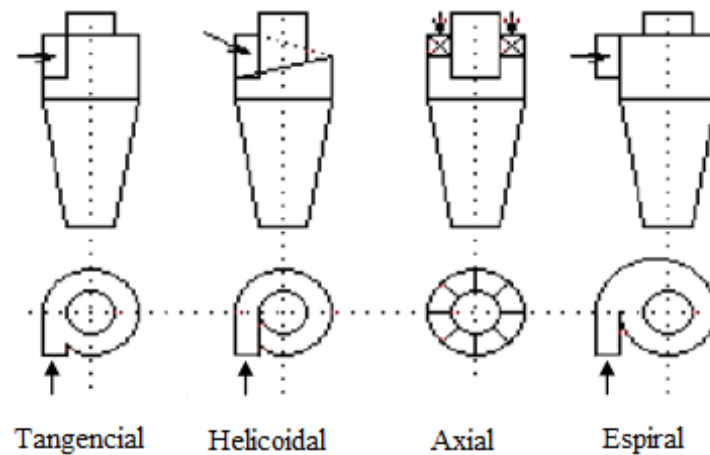
onde d_p é o diâmetro da partícula em metros, r o raio da curvatura da trajetória em metros, ω velocidade angular em rad/s, ρ massa específica da partícula em kg/m³, sendo que os subscritos L e G representam líquido e gás, respectivamente.

A separação das fases depende principalmente do método para gerar o redemoinho, que pode ser com vórtice forçado ou vórtice livre (MURAKAMI *et al.* 1976). O método de vórtice forçado envolve o uso de rotor, porém esse método não é adequado para aplicação em campo na indústria de petróleo e gás devido à segurança e às dificuldades operacionais.

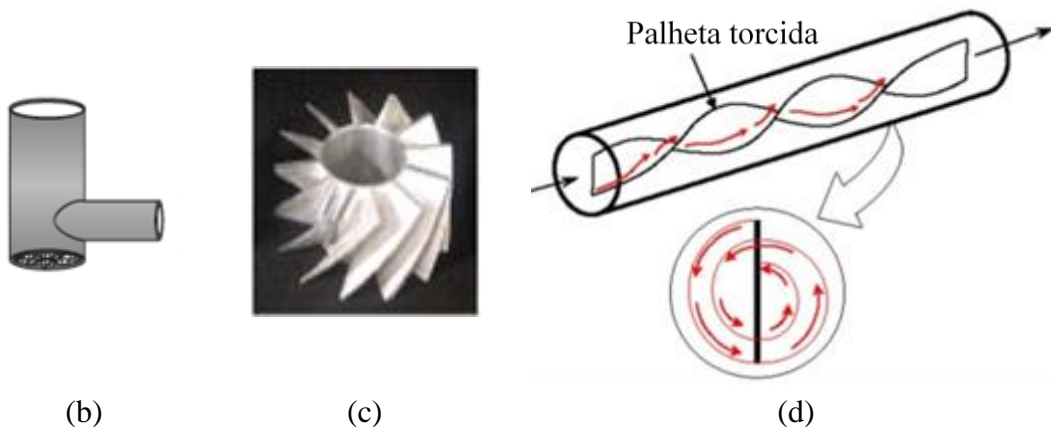
O método de vórtice livre para geração de redemoinho é praticável para aplicação em campo e alguns exemplos de geração de redemoinho são mostrados na Figura 2.3 (a) vista seccional de quarto tipos de entradas ou bocais, (b) entrada tangencial, (c) hélice interna, (d) palheta torcida-espiral. Esses dispositivos podem ser colocados em um tubo como bocal de entrada ou internamente para formar um

separador ciclônico compacto (HOFFMANN e STEIN 2008; ROSA *et al.* 2001; MURAKAMI *et al.* 1976).

Figura 2.3 – Métodos de vórtice livre para geração de redemoinho: (a) vista seccional de várias entradas de separadores ciclônicos, (b) entrada tangencial, (c) hélice interna e (d) palheta torcida/espiral.



(a)



(b)

(c)

(d)

Fonte: Adaptado de KANSHIO 2015.

Para o método de entrada tangencial, o turbilhão/redemoinho (*swirl*) é gerado quando o escoamento multifásico entra tangencialmente no corpo do ciclone. O tubo de entrada tangencial muda abruptamente a direção do escoamento e, conseqüentemente, gera o escoamento rotacional (*swirling flow*). A força centrífuga é gerada por causa desse movimento de turbilhão. O ciclone com entrada tangencial é o mais utilizado na indústria de petróleo e gás (HOFFMANN *et al.*, 2008).

O alto desempenho do separador centrífugo depende em grande parte da estrutura do redemoinho. Essa estrutura depende da intensidade do redemoinho (*swirl*)

intensity number) que pode ser definida como a razão entre velocidade angular e velocidade axial (MADDAHIAN *et al.*, 2011). A expressão matemática geral da intensidade do redemoinho (S_i) apresentada no trabalho de Murakami *et al.*, (1976) é dada por:

$$S_i = \frac{\int_0^R v_\theta v_z r^2 dr}{R \int_0^R v_z^2 r dr} \quad (2.2)$$

sendo v_θ a velocidade tangencial, v_z a velocidade axial e R o raio da tubulação.

O método de entrada tangencial para iniciar o redemoinho pode ser classificado como *swirling decaying flow*, escoamento de decaimento rotacional, em oposição ao *continuous swirling flow*, de redemoinho contínuo, (LEGENTILHOMME *et al.*, 1993). Isso significa que o redemoinho gerado na entrada do separador ciclônico irá decair ao longo do comprimento do separador. O comprimento de persistência (*persistence length* – z_0) do redemoinho pode ser estimado aproximadamente aplicando a expressão proposta por Whalley (1979), como segue:

$$z_0 = \frac{R}{2c_f^{TP}} \quad (2.3)$$

onde R é o raio da tubulação e c_f^{TP} é o fator de atrito bifásico de Fanning, que é obtido a partir da equação de Wallis (1961):

$$c_f^{TP} = 0.079 \text{Re}_G^{-1/4} \left(1 + 360 \frac{m}{2R} \right) \quad (2.4)$$

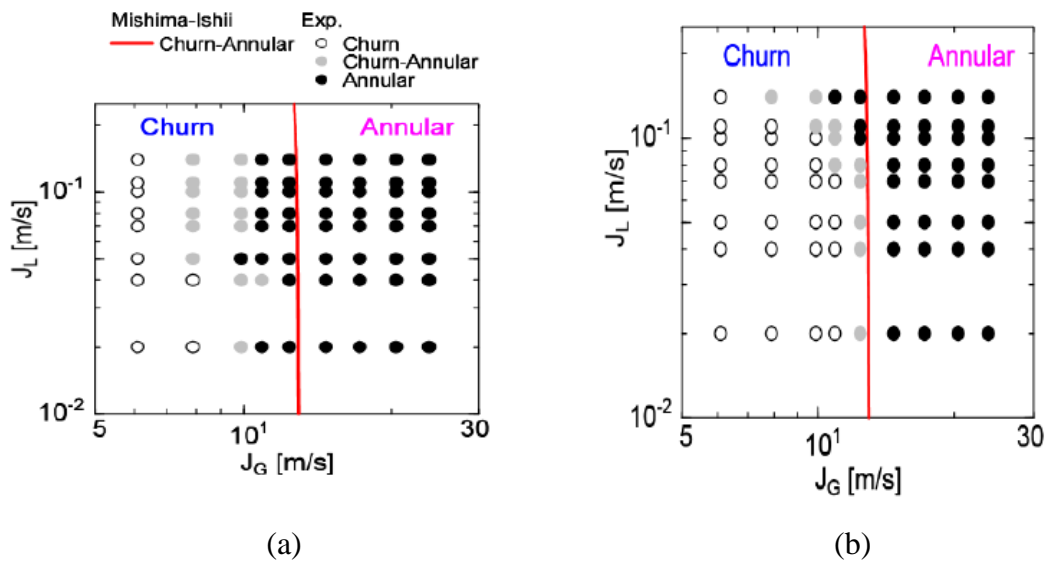
sendo que m é a espessura do filme de líquido na parede e Re_G o número de Reynolds do gás.

1.5.1 Padrões para escoamentos bifásicos sob campos centrífugos

O padrão de escoamento para o escoamento bifásico líquido-gás com redemoinho é diferente do sem redemoinho para o tubo vertical e horizontal devido à influência da força centrífuga no escoamento. Kataoka *et al.* (2008) realizaram um estudo experimental com o objetivo de validar um modelo numérico para escoamentos com redemoinho no separador de vapor. No estudo, uma palheta torcida foi usada para induzir o escoamento de redemoinho no tubo vertical (Figura 2.3 – d). A influência do redemoinho nas características de separação e escoamento concêntrico no tubo vertical foi estudada comparando os resultados experimentais para os escoamentos com e sem redemoinho. Ar e água foram usados como fluidos de teste.

O escoamento bifásico foi obtido pela introdução de ar na câmara da seção de mistura na região inferior, enquanto a água entrou na seção de mistura através da parede da câmara feita de um misturador poroso. Os padrões de escoamento foram observados usando uma câmera de alta velocidade e a espessura do filme foi medida usando medidor de deslocamento de foco a laser (LFD). Os autores observaram que a transição do caótico (*churn*) para o anular ocorreu para velocidades superficiais mais baixas para escoamentos com redemoinhos quando comparados com escoamentos sem redemoinho, como mostrado na Figura 2.4.

Figura 2.4 – Mapa de padrão de escoamento mostrando a diferença entre escoamento (a) com redemoinho e (b) sem redemoinho.



Fonte: KATAOKA, 2009.

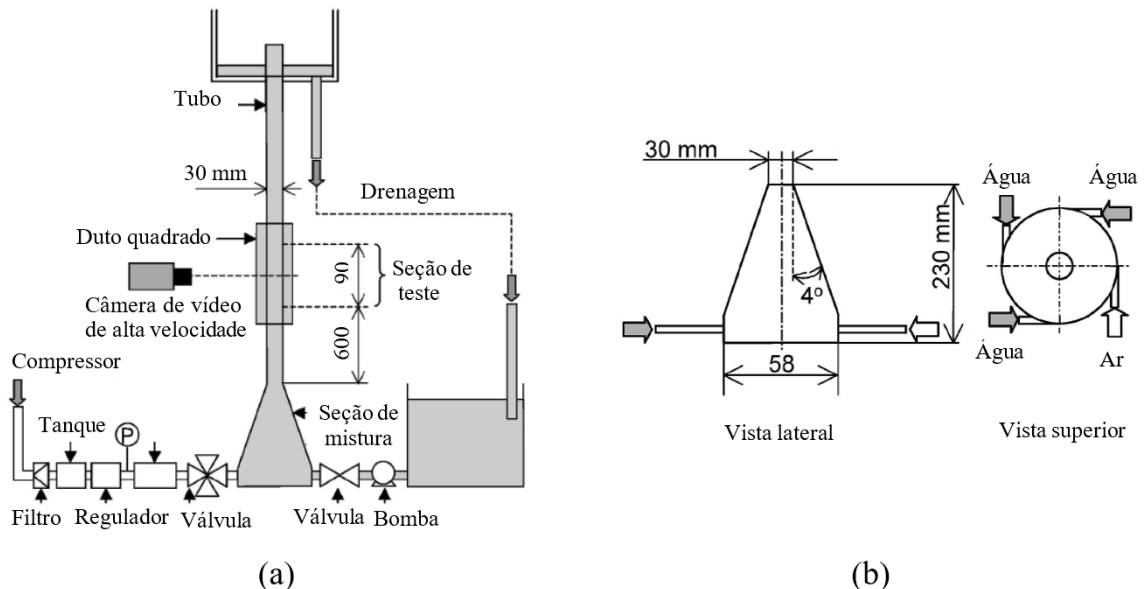
Além disso, eles constataram que a espessura do filme de líquido é maior para escoamentos com redemoinhos. Essa discrepância na espessura do filme, segundo os autores, é causada pela alta taxa de deposição de gotículas ocasionada pela força centrífuga que foi induzida pelo *swirl-vane* (palheta torcida).

Kataoka *et al.* (2009) estudaram experimentalmente o escoamento anular com redemoinho no separador de vapor e observaram que o número de gotículas no núcleo do gás para o escoamento com redemoinho foi menor do que para o sem redemoinho nas mesmas condições. Isso ocorre porque o efeito da força centrífuga sobre as gotículas, no caso de um fluxo com redemoinho, fez com que elas fossem deslocadas para a parede do tubo, deixando assim o núcleo de gás com menos gotículas de líquido. No entanto, a queda de pressão no caso com redemoinho foi observada como sendo maior do que o sem redemoinho para as mesmas condições. Kataoka *et al.* (2009b) também relataram que a queda de pressão para um único escoamento é cerca de cinco vezes maior em um caso de escoamento com redemoinho comparado ao sem redemoinho sob as mesmas condições de operação.

Shakutsui *et al.* (2010), por sua vez, estudaram a hidrodinâmica do escoamento bifásico líquido-gás em tubulações verticais com redemoinho. A seção de teste do equipamento experimental, Figura 2.5 (a), consiste em 30 mm de diâmetro

interno e 8 m de comprimento. Ar e água foram usados como fluidos de teste e foram misturados em uma unidade de mistura, Figura 2.5 (b), que tem uma forma cônica como um separador ciclônico.

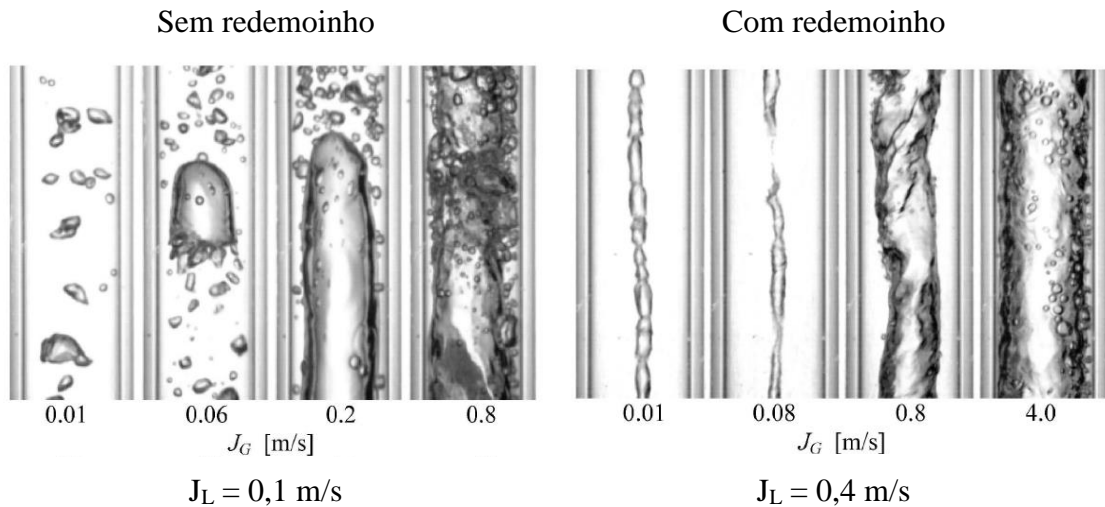
Figura 2.5 – (a) equipamento experimental e (b) unidade de mistura.



Fonte: Adaptado de SHAKUTSUI *et al.*, 2010.

A unidade de mistura tem quatro entradas tangenciais: uma para o escoamento de ar e três para o escoamento de água. Uma câmera de alta velocidade foi usada para a visualização do padrão de escoamento, Figura 2.6. As imagens da câmera foram então processadas para desenvolver um mapa de padrão de escoamento, que foi diferente do mapa para escoamento sem redemoinho, como pode ser visto na Figura 2.7.

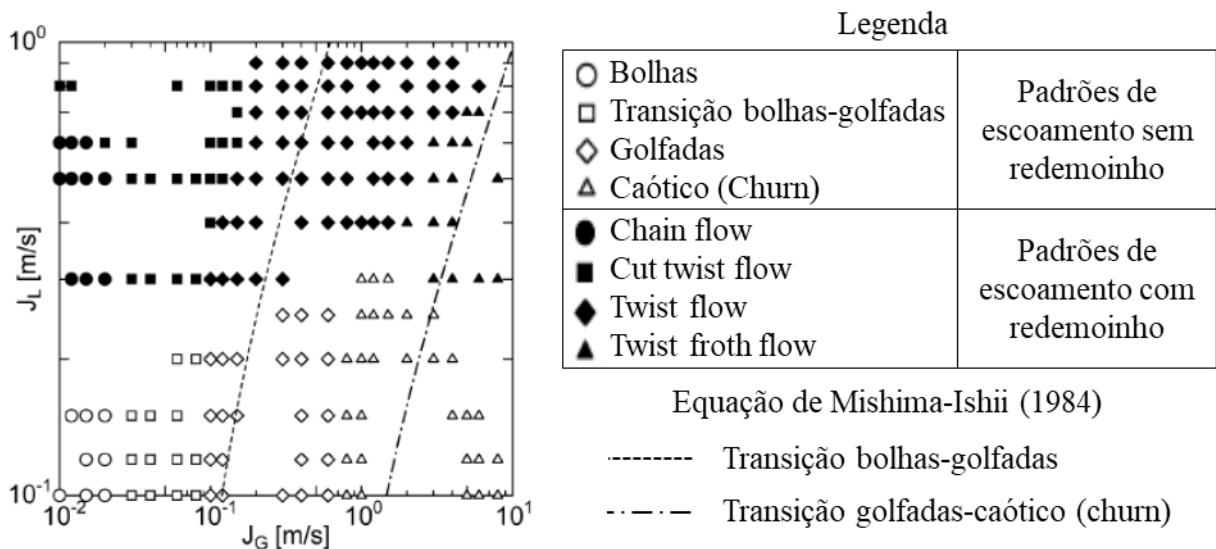
Figura 2.6 – Padrões de escoamento vertical ascendente bifásico sem e com redemoinho.



Fonte: SHAKUTSUI *et al.*, 2010.

Esses padrões de escoamento foram identificados e classificados como escoamento de corrente, de torção cortado, de torção e de espuma torcido (*chain flow*, *cut twist flow*, *twist flow* e *twist froth flow*, respectivamente), conforme mostrado no mapa de escoamento.

Figura 2.7 – Mapa dos padrões de escoamento comparando escoamento com e sem redemoinho.



Fonte: Adaptado de SHAKUTSUI *et al.*, 2010.

Apesar das vazões volumétricas de líquido e gás não serem as mesmas para os escoamentos com e sem redemoinho, Figura 2.6, os autores observaram que a

força centrífuga induzida pelo redemoinho alterou o escoamento de bolhas para o de corrente (*chain flow*) e o escoamento em golfadas para o de torção (*twist flow*).

1.6 SEPARAÇÃO LÍQUIDO-GÁS

Os fluidos que saem de um poço de petróleo são misturas complexas de diferentes compostos de hidrogênio e carbono, todos com diferentes massas específicas, pressões de vapor e outras características físicas. À medida que o escoamento flui do reservatório de petróleo para a unidade de separação primária, ocorrem alterações de pressão e temperatura. Parte dos líquidos se tornam gases e as características do escoamento mudam.

A separação física dessas fases é uma das operações básicas na produção, processamento e tratamento de petróleo e gás, pois equipamentos a jusante podem não conseguir operar com escoamento bifásico líquido-gás. Por exemplo, bombas centrífugas necessitam de escoamento de líquido sem gás a fim de evitar problemas com cavitação, enquanto compressores demandam gás sem líquido.

Separadores líquido-gás são classificados como bifásicos se separam a fase líquida da gasosa e trifásico se além de separar líquido do gás, separam água do óleo. Essa seção aborda os separadores bifásicos. Informações sobre separadores trifásicos podem ser encontradas em Arnold e Stewart (2008) e Jaworski e Meng (2009).

1.6.1 Processos ou métodos de separação

A separação de fluidos (hidrocarbonetos) na cabeça do poço, em várias fases, utilizando vasos de pressão é frequentemente denominada como separação convencional ou gravitacional. Esses separadores são comumente usados em campos de petróleo *onshore* (em terra), onde o espaço não é uma restrição.

No entanto, para aplicações *offshore* (no mar) e submarinas, o interesse em separadores compactos tem aumentado cada vez mais, à medida que o investimento na exploração de ativos de petróleo e gás em águas profundas aumenta. Isso porque, na produção *offshore*, o peso e as dimensões do equipamento são críticos devido às preocupações com segurança, despesas de capital e despesas operacionais.

Separadores compactos líquido-gás são baseados, geralmente, em dois princípios: campo gravitacional e campo centrífugo (força centrífuga). Nas aplicações em águas profundas, separadores compactos baseados em diferentes princípios de separação de fases são algumas vezes integrados para formar um único conjunto de separação. Um bom exemplo desse tipo de sistema é o Sistema de Separação Submarina Água-Óleo (SSAO) que opera no campo Marlim na bacia de Campos. O SSAO combina princípios gravitacionais e centrífugos para projetar um conjunto de separação, que consiste em um separador de tubo acoplado com o separador ciclônico (ORLOWSKI *et al.*, 2012).

Separação gravitacional é baseada na diferença de massa específica entre os fluidos. A força gravitacional atua sobre o líquido, fazendo com que ele se separe do gás. A separação ciclônica é baseada na força centrífuga, que é uma força aparente causada pela inércia da partícula. Quando a mistura gás-líquido é submetida a movimento circular, a força centrífuga atua nos fluidos. O líquido é forçado no sentido da direção da parede devido à massa específica ser maior, formando um filme de líquido, enquanto o gás escoar no centro do tubo.

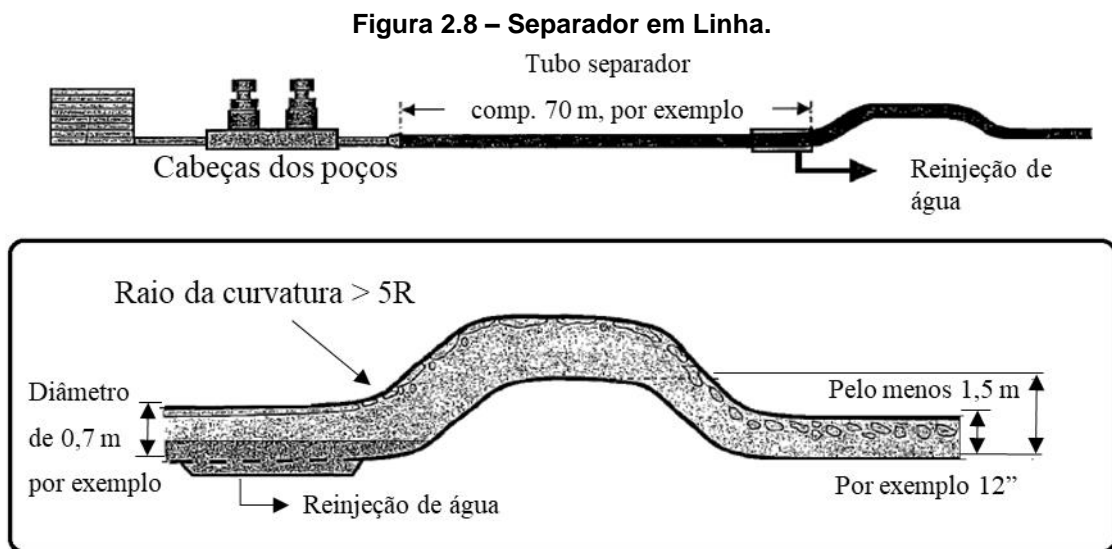
1.6.1.1 Separadores em linha ou de Tubo

Um separador em linha é um separador compacto pelo qual a separação de fases é alcançada em um tubo em vez de um vaso de pressão. O princípio desse equipamento é o mesmo que o de vasos de pressão, ou seja, a separação ocorre devido à gravidade e às forças de empuxo, sendo melhorada pela manipulação da geometria e orientação do tubo para fazer com que os fluidos se estratifiquem.

Um separador em linha para separar fluidos na cabeça de poço submarino foi desenvolvido de acordo com a Patente US7516794B2 (GRAMME e IVAR, 2009),

como mostrado na Figura 2.8. Este equipamento possui entrada e saída correspondentes à tubulação de transporte à qual está conectado. No entanto, seu diâmetro é maior do que o da tubulação de transporte para que a estratificação do escoamento possa ocorrer. A jusante do separador de tubo encontra-se uma região curva com o objetivo de garantir que o fluido escoe apenas na parte inferior de modo a facilitar a drenagem.

O separador em linha necessita de um separador ciclônico como pré-separador, uma vez que apenas pode operar com misturas com razão gás-óleo muito baixa. Este separador exige tempo de retenção para a estagnação do líquido separado, uma vez que é horizontal. Para isso o comprimento precisa ser extremamente longo ou o diâmetro precisa ser extremamente grande para estratificar altas vazões. Sob este arranjo, a tecnologia não pode mais ser compacta e, portanto, perde a atratividade de um separador compacto.

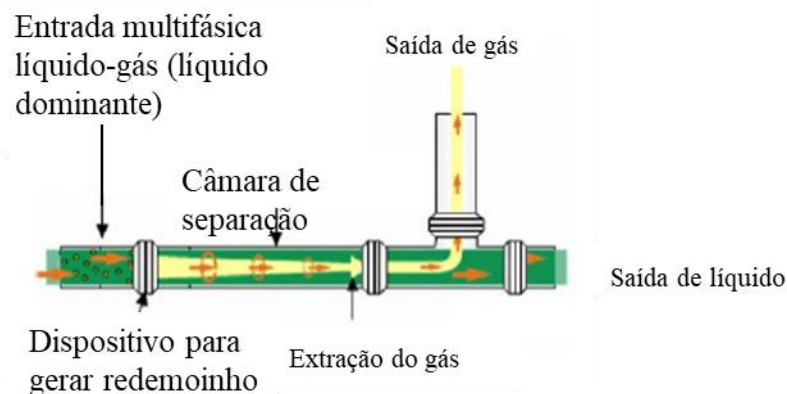


Fonte: Adaptado de GRAMME & IVAR, 2009.

Statoil e CDS (*Continuous Deflective Separation*) desenvolveram separadores em linha/tubo que utilizam de ciclones nas tubulações, a fim de melhorar a eficiência da separação (SCHOOK e ASPEREN, 2005). Alguns exemplos de separadores em linha com força centrífuga são comentados a seguir.

- *Dewaterer*: é usado para remover a água do fluxo de óleo. Ele pode ser usado como a segunda linha de separação após o ciclone líquido-gás, em um trem de separação feito principalmente de separadores ciclônicos.
- Separador de fases em linha: usado para dividir o fluxo em uma fração de volume de gás entre 10% e 90%. Normalmente, atua no primeiro estágio de separação antes que alguma separação mais fina seja realizada no escoamento. Permite a separação de duas fases uniformes.
- *Degasser* em linha: remove gás de um fluxo líquido, mostrado na Figura 2.9. A saída de gás inclui um sistema separador de segundo estágio para a remoção de gotículas de líquido que foram arrastadas no gás.

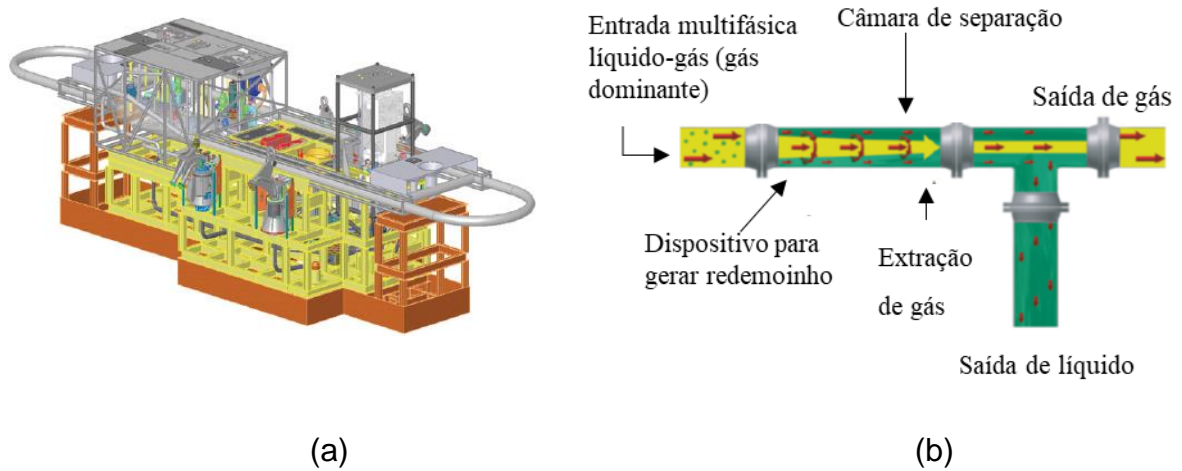
Figura 2.9 – Esquema do funcionamento do *Degasser* em linha.



Fonte: Adaptado de SCHOOK e ASPEREN, 2005.

- Deliquidificador em linha, como mostrado na Figura 2.10, separa o líquido de um fluxo de gás. A saída de líquido inclui um sistema separador de segundo estágio para a remoção de bolhas de gás que foram arrastadas com líquido.

Figura 2.10 – Deliquidificador em linha: (a) desenho esquemático do módulo e (b) esquema do funcionamento do separador.

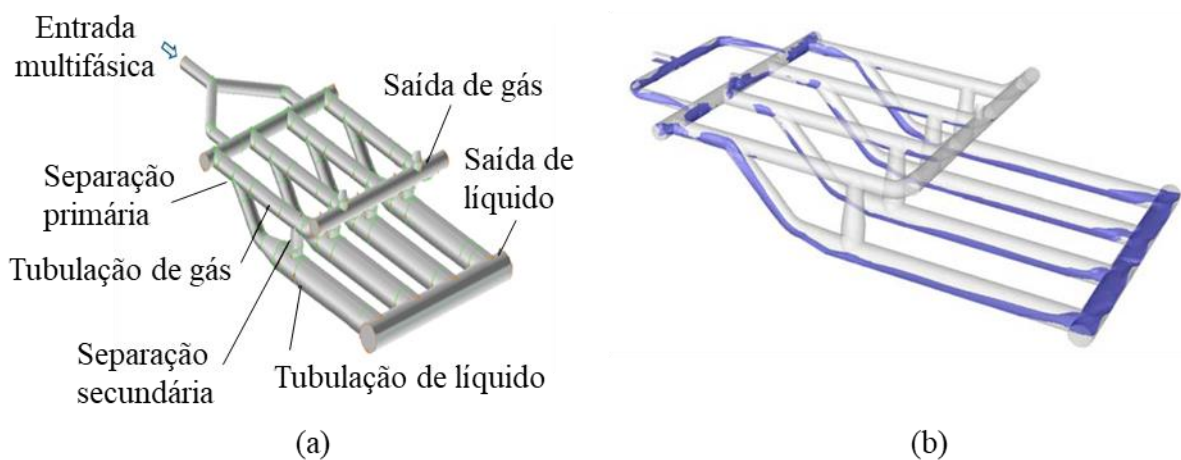


Fonte: Adaptado de SCHOOK e ASPEREN, 2005.

1.6.1.2 Multi-pipe

Grenstad *et al.*, (2012) desenvolveram um separador multi-tubo para separação líquido-gás no fundo do mar, conforme Figura 2.11. O separador de tubos múltiplos é um separador submarino compacto com a configuração semelhante ao *finger-type slug catcher*.

Figura 2.11 – Separador Multi-tubos.



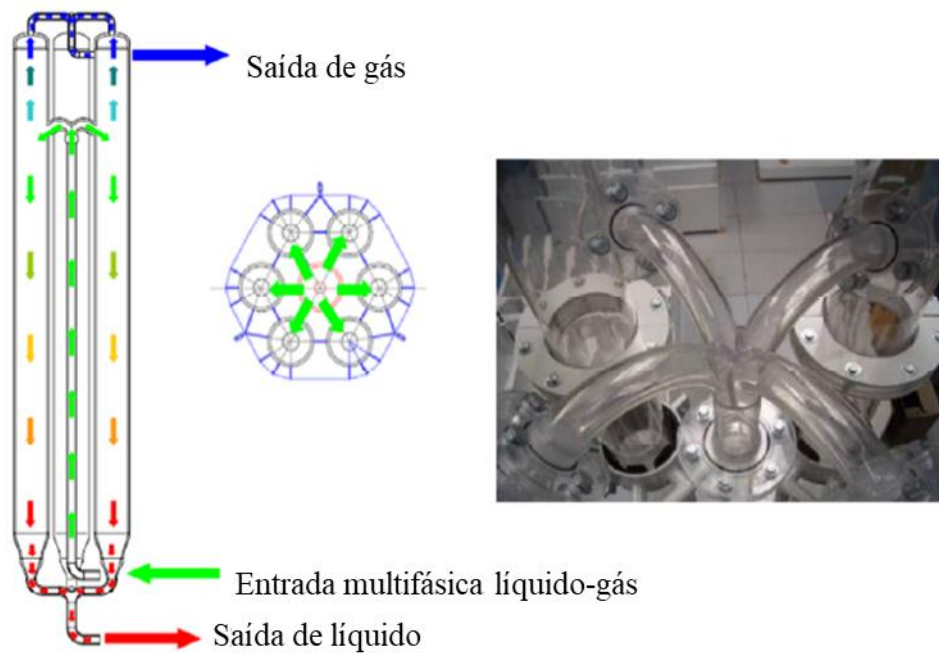
Fonte: Adaptado de HANNISDAL, 2012.

Vários tubos são colocados juntos para formar a estrutura, dessa forma esse separador pode ser projetado de acordo com o código de tubulação padrão, reduzindo assim a espessura da parede do separador consideravelmente quando comparado com o separador convencional que é projetado com base no código do vaso de pressão. Embora se afirme que este separador é compacto, os custos de instalação e manutenção são consideravelmente superiores ao tipo ciclônico, devido ao tamanho e à complexidade operacional.

1.6.1.3 Separador Vertical de Tubos Múltiplos

Di Silvestro *et al.* (2011) relataram que a SAIPEM desenvolveu um Separador Vertical de Tubos Múltiplos, mostrado na Figura 2.12, que distribui o volume de separação, normalmente alocado para um único vaso, em um conjunto de tubos verticais paralelos. O diâmetro relativamente reduzido permite um projeto mecânico mais eficiente para sustentar a pressão hidrostática externa e as pressões internas, que são tipicamente associados aos desenvolvimentos em águas profundas e ultra profundas. Cada tubo de separação é projetado de forma similar a um separador gravitacional convencional. Alguns adicionais internos podem ser implementados para otimizar ainda mais os desempenhos de separação.

Figura 2.12 – Separador multi-tubos da SAIPEM.



Fonte: Adaptado de Di Silvestro *et al.*, 2011.

O escoamento multifásico é elevado verticalmente através de um tubo vertical central e é distribuído em vários tubos separadores onde ocorre a separação líquido-gás. A capacidade de lidar com escoamento em golfadas é determinada pela altura dos tubos separadores. As fases separadas de líquido e gás possuem saídas individuais, na parte inferior e superior dos tubos separadores, respectivamente.

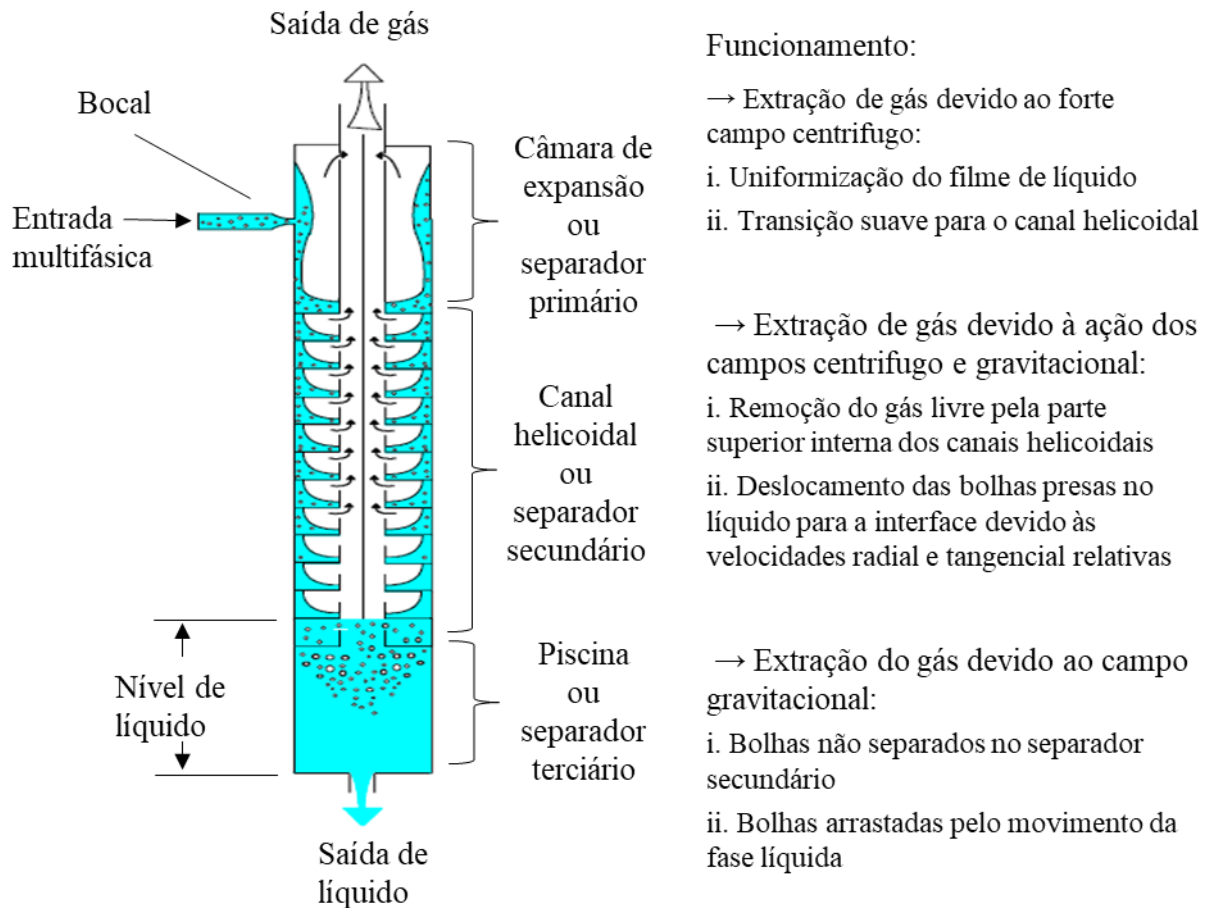
Testes experimentais e simulações numéricas (CFD) foram realizadas para determinar a eficácia do separador. De acordo com Roberto *et al.*, (2011), em condições de projeto e condições extremas de teste (125% das condições de projeto), o separador multi-tubo possui o desempenho de separação exigido com menos de 0,1% de líquido arrastado pela saída de gás e com arrasto de gás na saída de líquido inferior a 10%.

1.6.1.4 Separador Ciclônico – VASPS

Separador Ciclônico (CS), como mostrado na Figura 2.13, é um separador compacto desenvolvido em conjunto pela Petrobras e Universidade de Campinas (ROSA *et al.*, 2001) e é o utilizado no sistema do VASPS (*Vertical Annular Separation*

and Pumping System – Sistema de Separação e Bombeamento Vertical Anular). O separador ciclônico, projetado para aplicações de campo em águas profundas e marginais (FRANÇA *et al.*, 1996), consiste em seções de separação primária, secundária e terciária.

Figura 2.13 – Separador Ciclônico – VASPS da Petrobras e UNICAMP.



Fonte: Adaptado de FRANÇA *et al.*, 1996.

Cada uma das seções contribui para o desempenho geral do separador. A seção primária consiste em uma câmara de expansão onde a maior parte do gás é separada devido ao intenso campo de força centrífuga que age na mistura líquido-gás. A força centrífuga faz com que essa mistura rotacione sobre a parede, liberando assim o gás do líquido, deixando o filme de líquido com bolhas dispersas escoar para a seção secundária.

A seção secundária consiste em um canal helicoidal como escoamento de canal aberto onde a combinação de força gravitacional e centrífuga faz com que mais bolhas migrem, através dos orifícios internos superiores, para o tubo interno. O líquido, ao entrar na terceira seção, contém algumas bolhas remanescentes que são separadas por gravidade. Além da remoção das bolhas restantes, o líquido é direcionado para a bomba para drenagem. Vários trabalhos científicos foram realizados para estudar os comportamentos do escoamento no separador do VASPS, alguns deles serão comentados a seguir.

Rosa *et al.* (1996) mediram a espessura e a direção do fluxo de filme líquido na parede da câmara e a forma da seção transversal do filme no canal helicoidal usando sondas condutoras elétricas e ultrassônicas. Além disso, uma simulação numérica que assume que o fluxo é axissimétrico foi usada para prever as quantidades médias de filme. Morandin (1999) desenvolveu um modelo matemático e analisou um filme de líquido sob a ação do campo centrífugo e gravitacional no interior da câmara de expansão do separador VASPS. No seu trabalho foi utilizada a bancada experimental desenvolvida por Rosa *et al.* (1996) para a validação dos resultados. Morandin (1999) obteve uma correlação teórica para prever o comportamento hidrodinâmico do filme de líquido em função dos números adimensionais de Reynolds e de Froude.

Rosa *et al.* (2001) testaram três tipos de modelos do CS em escala reduzida. Em seu estudo, três diferentes fluidos líquidos foram utilizados durante os testes com viscosidade líquida de 1 cP a 150 cP, a 25°C. Como esperado, a capacidade do separador para lidar com os pistões de líquido, do escoamento em golfadas, diminui à medida que a viscosidade do líquido aumenta. Eles também afirmaram que o diâmetro da bolha de gás crítica é proporcional à viscosidade do líquido.

Azevedo *et al.* (2012) realizaram um estudo numérico do escoamento bifásico também no interior de uma câmara de expansão do VASPS. O modelo foi capaz de calcular a eficiência de separação das fases, a espessura do filme de líquido, a angulação das linhas de correntes, tempo de residência do líquido no interior da câmara de expansão e a altura de elevação do filme de líquido em função dos parâmetros adimensionais $Re_{\delta f}$ e Fr_{gr}^2 .

O modelo desenvolvido por Azevedo *et al.* (2012) utiliza dados obtidos de simulações numéricas fazendo uso dos mesmos modelos utilizados por Sant'anna (2010). As simulações numéricas foram realizadas usando o modelo de dois fluidos para o escoamento bifásico, o modelo SST para a turbulência e o esquema compressivo para a captura da interface com o *software* ANSYS-CFX 12.0. Com esse estudo, Azevedo *et al.* (2012) observaram que com o aumento do número de Froude e a diminuição do número de Reynolds a espessura de filme aumentava, tanto no regime laminar quanto para o regime turbulento. E o aumento dos dois parâmetros adimensionais, Re_{δ_f} e Fr_{Q_f} , eleva os valores das velocidades tangencial e axial. Por fim, quando comparado o modelo desenvolvido pelo autor com os dados das simulações numéricas as diferenças ficaram abaixo de 10%.

Ninahuanca *et al.* (2016) realizaram um estudo numérico e experimental do escoamento no interior da câmara de expansão do separador VASPS, semelhante ao estudo de Morandin (1999). Na bancada experimental utilizaram escoamento monofásico de líquido para analisar o desenvolvimento do filme de líquido. Os dados experimentais coletados foram: espessura do filme de líquido (sensor de ultrassom), velocidade (câmera de alta velocidade) e altura de elevação do filme de líquido (sensor resistivo).

No modelo desenvolvido por Ninahuanca *et al.* (2016) o conceito de uma linha de corrente média foi utilizado para a análise da espessura e das velocidades do filme de líquido. Tais parâmetros variavam em função dos números adimensionais Reynolds e Froude, apresentados nas equações (2.5) e (2.6), respectivamente. Para realizar o fechamento das equações do modelo, foi necessário determinar os coeficientes extraídos de um estudo numérico devido à limitação do experimento, uma vez que a variação da vazão e da viscosidade de líquido, na bancada experimental, era inviável.

$$Re_{\delta_f} = \frac{Q_L}{2\pi R_0 \nu} \quad (2.5)$$

$$Fr_{Qf} = \frac{Q_L}{\sqrt{gR_0^5}} \quad (2.6)$$

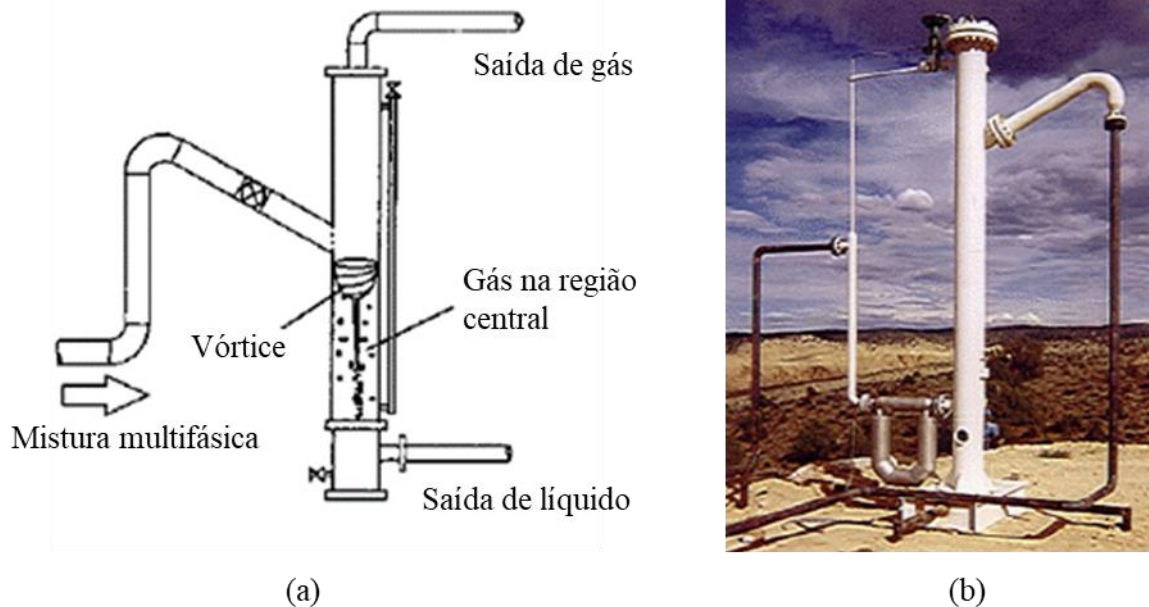
Com auxílio de algumas simulações em geometrias com dimensões maiores da câmara de expansão do separador, Ninahuanca *et al.* (2016) generalizou o modelo para os seguintes limites de condições de operações: $500 < Re_{\delta f} < 1000$, $0,05 < Fr_{Qf}^2 < 1,75$ e $0,085 < \phi_{bocal} / \phi_{câmara} < 0,148$. Dentro dessas faixas operacionais, o modelo desenvolvido pelos autores foi capaz de determinar o desenvolvimento da fase líquida, as velocidades tangencial e axial, e a espessura do filme de líquido em um escoamento descendente sob o efeito do campo centrífugo e gravitacional com alta precisão e em menor tempo que um estudo numérico.

1.6.1.5 GLCC

GLCC é um tipo de separador ciclônico que foi patenteado pela Chevron em 1992 e tornou-se disponível para a indústria petrolífera por meio de um projeto compartilhado (*Joint Industry Project*) que envolveu treze empresas do setor petrolífero e a Universidade de Tulsa (ARPANDI *et al.*, 1996).

O GLCC, conforme mostrado na Figura 2.14, é um tubo vertical com bocal de entrada inclinado para baixo e duas saídas, uma na parte superior axial e uma na parte inferior tangencial para saída de gás e líquido, respectivamente. A separação de fases nesse separador ocorre com base no efeito combinado de forças centrífugas, de empuxo e gravitacionais.

Figura 2.14 – (a) Esquema e (b) foto do separador ciclônico líquido-gás GLCC.



Fonte: Adaptado de ARPANDI *et al.*, 1996.

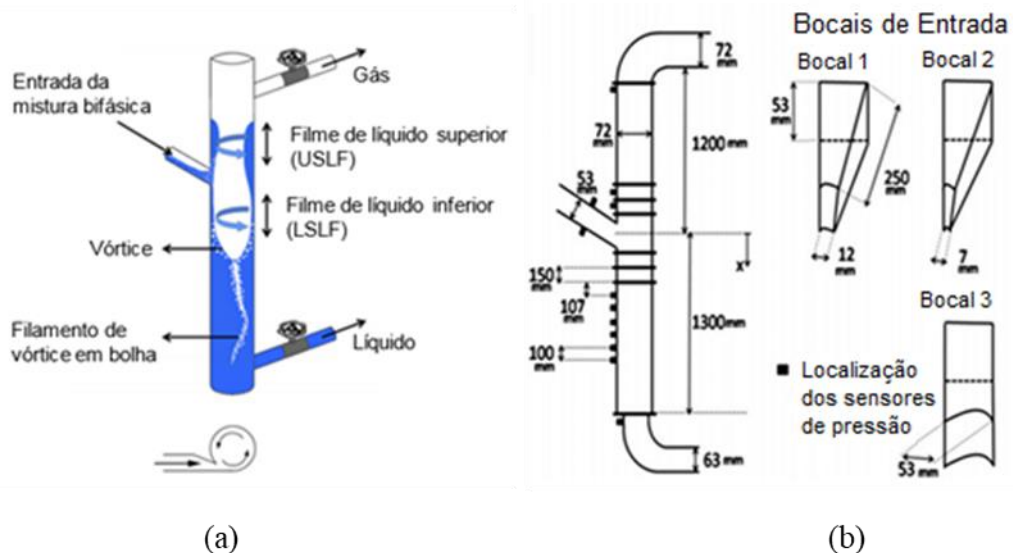
O fluxo multifásico entra tangencialmente no GLCC através do bocal de entrada tangencial, que acelera os fluidos e cria um redemoinho produzindo força centrífuga. A força centrífuga empurra o filme líquido radialmente para fora, enquanto a força gravitacional faz com que o filme líquido escoe descendente para saída na região inferior. À medida que o líquido é empurrado em direção à parede, o gás forma um núcleo no centro e flui para cima devido à influência dominante da força de empuxo e, finalmente, sai do topo do GLCC. Inicialmente, o GLCC foi projetado para fornecer separação grosseira de líquido-gás como parte de um sistema de medição.

Arpandi *et al.* (1996) propuseram o projeto conceitual e as aplicações do GLCC. Shoham e Kouba (1998) relataram aplicações de campo na Indonésia, na China e na Nigéria. Os resultados mostram que o GLCC pode melhorar consideravelmente a precisão de medição e economizar custos significativos. Apesar de possuir dimensões menores que outros separadores, os GLCCs raramente são escolhidos para operações de produção devido à sensibilidade do projeto com a vazão (ZHOU, 2013). Porém, esse equipamento ainda é muito eficaz como separador parcial. Nos projetos BC-10 (Brasil) e Perdido (Golfo do México) da Shell, por exemplo, o GLCC é utilizado como separador primário (*top assembly*) para promover a separação inicial (LIM e GRUEHAGEN, 2009). Kouba *et al.*, (2006) relataram que mais

de 1000 unidades foram instaladas ao redor do mundo principalmente em campos terrestres em 2006.

Hreiz *et al.* (2013) realizaram um estudo experimental do desempenho da separação de líquido-gás no separador cilíndrico ciclônico (GLCC). O comportamento hidrodinâmico global no GLCC, Figura 2.15 (a), é caracterizado por meio da visualização do escoamento sob várias condições operacionais de vazões. O efeito da geometria do bocal de entrada no desempenho do separador é estudado avaliando três bocais diferentes - bocais 1, 2 e 3, como mostrado pela Figura 2.15 (b).

Figura 2.15 – (a) Esquema representativo do GLCC; (b) Representação dos bocais e principais dimensões do GLCC, fora de escala.



Fonte: Adaptado de HREIZ *et al.*, (2013).

Segundo estes autores, a restrição do bocal é um dos principais parâmetros geométricos, pois controla diretamente a intensidade do campo centrífugo. Utilizando um bocal sem convergência, bocal 3 da Figura 2.15 (b), intensidade do campo centrífugo não é suficiente para separar as fases, com isso o líquido é carregado na saída de gás e gás na saída de líquido. Por outro lado, se o bocal tiver uma convergência muito severa, como mostrado pelo bocal 2 na Figura 2.15 (b), o campo centrífugo é muito intenso e com isso a altura do filme de líquido superior aumenta e bloqueia a saída de gás, ocorrendo um escoamento de líquido nessa saída.

Hreiz *et al.* (2013) estudaram ainda as condições de *Liquid Carry-Over* (LCO) e *Gas Carry Under* (GCU) analisando os diferentes padrões de escoamento e a influência da geometria para essas condições.

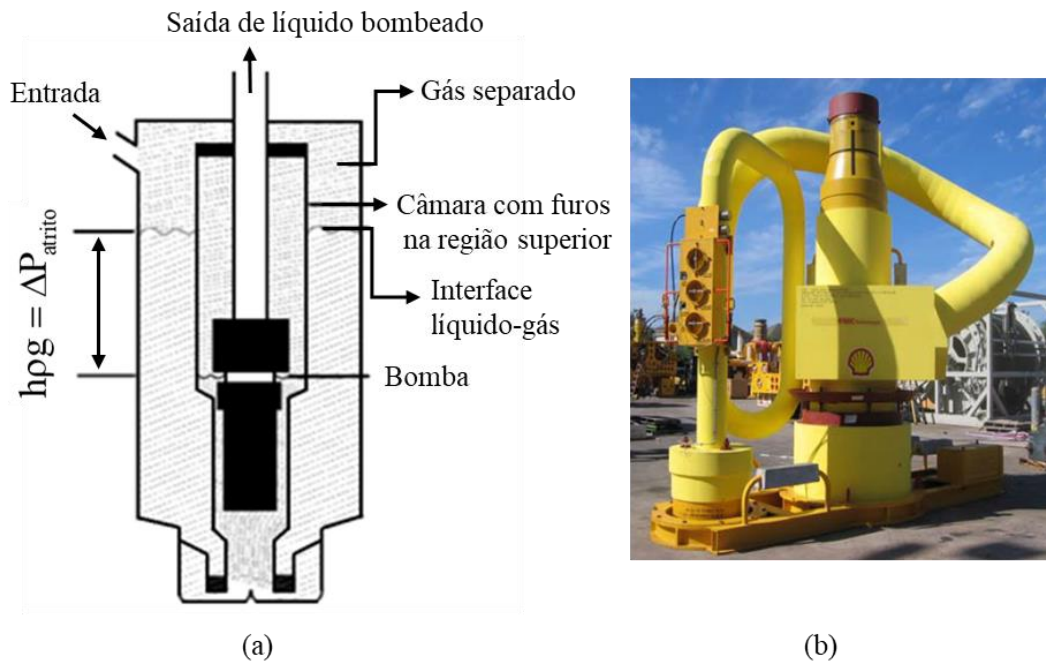
O GLCC tem algumas vantagens em relação ao separador gravitacional convencional: é simples, sem partes internas ou móveis, leve, fácil de instalar e operar, requer pouca manutenção, baixo custo e pode ser classificado com base no código da tubulação. Comparação de tamanho entre GLCC e separador convencional revelou que sob as mesmas condições operacionais, o diâmetro interno pela altura do GLCC é de 1,5 m x 6,1 m (5 pés x 20 pés), enquanto o separador gravitacional convencional vertical e horizontal é 2,7 m x 10,7 m (9 pés x 35 pés) e 5,8 m x 22,9 m (19 pés x 75 pés), respectivamente (SHOHAM e KOUBA, 1998). Sua aplicação inclui testes de poços portáteis, medidores multifásicos, válvulas de vazamento para melhorar o desempenho de equipamentos e instrumentos de processo, como bombas, compressores, medidores multifásicos, lavadores de gases de combustão (*flare gas scrubbers*) e coletores de golfadas. É especialmente aplicado onde a separação parcial é necessária, por exemplo, poços com altas razões gás-óleo (ARPANDI *et al.* 1996).

1.6.1.6 Caisson

O separador *Caisson* é um separador de 90 m de altura com entrada tangencial. É o exemplo prático da instalação do GLCC em campos de petróleo e gás em águas profundas (IYER *et al.*, 2010). Esse separador está atualmente em operação em lâmina d'água de 2.377 m (7.800 pés) no campo de águas profundas da Shell *Perdido* no Golfo do México a 1.798 m (5.900 pés) no campo de águas profundas Shell *BC-10* no Brasil (HANNISDAL *et al.*, 2012). Separação e bombeamento submarino foram preferidos nestes casos por causa da alta pressão hidrostática e da tendência de experimentar os efeitos de resfriamento de *Joule Thomson* devido à expansão de gás no *riser*.

A separação de fases é obtida devido à força centrífuga que ocorre quando os fluidos entram na entrada tangencial inclinada, Figura 2.16, e giram em torno da seção transversal do tubo.

Figura 2.16 – (a) Esquema do separador tipo GLCC utilizado pela Caisson; (b) Foto do módulo de separação da Caisson na Shell Perdido.



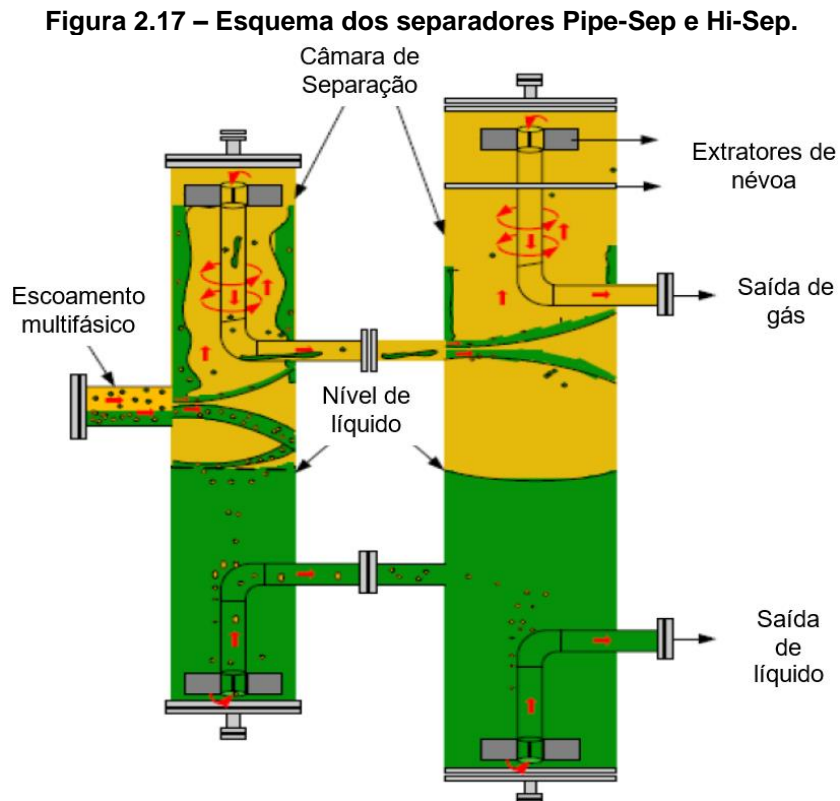
Fonte: Adaptado de DAIGLE *et al.*, 2012.

O movimento giratório faz com que o líquido se desloque para a parede do separador e, então escoar para baixo sob a influência da gravidade, enquanto o gás flui para o topo do separador e entra na linha dedicada de gás. O líquido é coletado na parte inferior e impulsionado para o topo usando bomba centrífuga submersa (BCS).

1.6.1.7 Pipe-SEP e Pipe-Hi-SEP

O sistema *Pipe-Hi-SEP* (*Pipe separator and Hi separator*) é um separador ciclônico compacto inventado e patenteado pela CALTEC Ltd (ARATO *et al.*, 2002). Um projeto de *Knowledge Transfer Partnership* (KTP) foi estabelecido entre a CALTEC Ltd e a Universidade de Cranfield para explorar a tecnologia SGLSB (*Subsea*

Gas Liquid Separation and Boosting - separação e bombeamento de líquido e gás submarino). A integração do sistema compacto Pipe-Hi-SEP no sistema SGLSB torna a estrutura submarina global mais leve e fácil de fabricar (ZHOU 2013). Como mostrado na Figura 2.17, o sistema Pipe-Hi-SEP é um sistema de separação de dois estágios, que consiste em dois separadores ciclônicos em sequência.



Fonte: Adaptado de ZHOU, 2013.

O Pipe-SEP e o Hi-SEP têm a mesma configuração, mas são diferentes em tamanho. O primeiro é usado principalmente como um pré-separador e a separação líquido-gás é realizada em três etapas. A maior parte ocorre quando o fluxo entra tangencialmente no Pipe-SEP. O líquido se agita como um filme líquido com bolhas dispersas sobre a parede interna da câmara. O filme líquido encontra o anel de eliminação de filme (FER) e, em seguida, perde a inércia tangencial ao longo da direção vertical e desce pela câmara de líquido, da qual é descarregada. O redemoinho radial para cima da película líquida na parede do tubo pode ser evitado usando um anel de eliminação de película (FER).

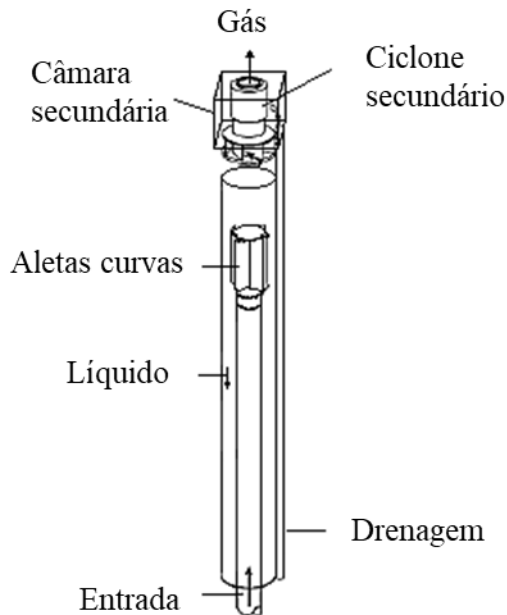
O estágio seguinte é o desprendimento de gotículas de líquido, que foram arrastadas com o fluxo de gás e se movem em direção radial para a parede devido à força centrífuga. Os tempos de migração e residência das gotículas definem se as gotículas atingem a parede radial, ou saem com a fase gasosa. O estágio final é a eliminação da névoa, durante a qual pequenas gotas são capturadas pelo extrator de névoa (ASB) e coalescidas em gotas maiores, que são separadas do gás pela gravidade. A saída de líquido, além de atuar como mantenedor de nível de líquido, direciona o líquido para a entrada inferior da Hi-SEP. A bolha de gás arrastada com o líquido do Pipe-SEP será separada no Hi-SEP, onde a bolha de gás se move em direção ao centro e emerge na interface líquido-gás. O gás que se separou no Pipe-SEP flui através da saída existente para a parte superior do Hi-SEP, onde o gás com gotículas de líquido arrastadas é separado.

O Hi-SEP tem características semelhantes às do Pipe-SEP. Devido à existência do Pipe-SEP, torna a separação no Hi-SEP muito mais fácil. O desempenho geral do Pipe-Hi-SEP depende do desempenho de cada separador. Essa tecnologia é relativamente nova e sua aplicação em águas profundas ainda não está estabelecida (KANSHIO 2015).

1.6.1.8 SPLIT-FLO™

O separador SPLIT-FLO™, mostrado na Figura 2.18, foi originalmente desenvolvido pela empresa Babcock e Wilcox para uso na indústria nuclear, mas sua aplicação foi estendida para a indústria de petróleo e gás (BIRMINGHAM, 1998). É um separador ciclônico vertical de dois estágios, com um tubo de 0,61 m (24 polegadas). O separador não tem partes móveis, pois a força centrífuga necessária para a separação é produzida quando os fluidos passam por uma superfície curva. O separador primário compreende braço curvo; tubo de retorno e um tubo de elevação.

Figura 2.18 – Separador SPLIT-FLO.



Fonte: Adaptado de BIRMINGHAM, 1998.

A mistura multifásica entra no separador através do bocal na parte inferior e flui verticalmente para a unidade de separação primária. Enquanto o gás separado flui para o raio interno, o líquido espirala para baixo e é drenado no fundo. O gás com gotas arrastadas de líquido entra no separador secundário através de uma palheta tangencial. Enquanto o gás limpo sai pela parte superior, o líquido separado entra no compartimento secundário e é canalizado para o tubo de drenagem até o tanque de recebimento de fundo.

1.7 COMENTÁRIOS FINAIS

Nesse capítulo, foi apresentada uma revisão sobre o escoamento vertical ascendente, descrevendo os padrões de escoamento que ocorrem. Em seguida abordam-se os métodos de geração de força centrífuga e alguns estudos realizados experimentalmente para escoamentos verticais com força centrífuga. Por fim, foi mostrada uma revisão sobre processos de separação.

A partir dos trabalhos apresentados, observou-se que o Separador Vertical de Tubos Múltiplos da SAIPEM é o equipamento que mais se parece com o estudado. A principal semelhança é a distribuição da vazão em vários separadores. Por outro lado, esse separador não utiliza a força centrífuga antes da distribuição. Por esse motivo, trabalhos como o de Zhou (2013) e Shakutsui *et al.* (2010), foram importantes para compreender os fenômenos da força centrífuga no escoamento.

Além disso, por ser uma geometria desenvolvida pelo NUEM/UTFPR em parceria com a Petrobrás, há poucos trabalhos desenvolvidos sobre esse tema e principalmente com uma comparação entre o estudo experimental e numérico avaliando escoamento vertical ascendente com influência de força centrífuga. Logo, neste contexto, acredita-se que o presente trabalho trará uma contribuição importante para a compreensão dos fenômenos físicos envolvidos nessa situação de escoamento.

3.METODOLOGIA EXPERIMENTAL

Este capítulo tem o objetivo de apresentar e descrever a metodologia experimental utilizada para analisar o escoamento bifásico líquido-gás no sistema de distribuição aqui estudado. Inicialmente é descrito o circuito experimental com os equipamentos usados na realização dos testes. Em seguida o funcionamento do sensor *wire-mesh* é explicado e mostrado o posicionamento deste sensor e da câmera de alta velocidade na bancada. Na sequência é descrito o procedimento de medição. Por fim, é mostrado o processamento dos dados obtidos com o sensor *wire-mesh*.

1.8 DESCRIÇÃO DO CIRCUITO EXPERIMENTAL

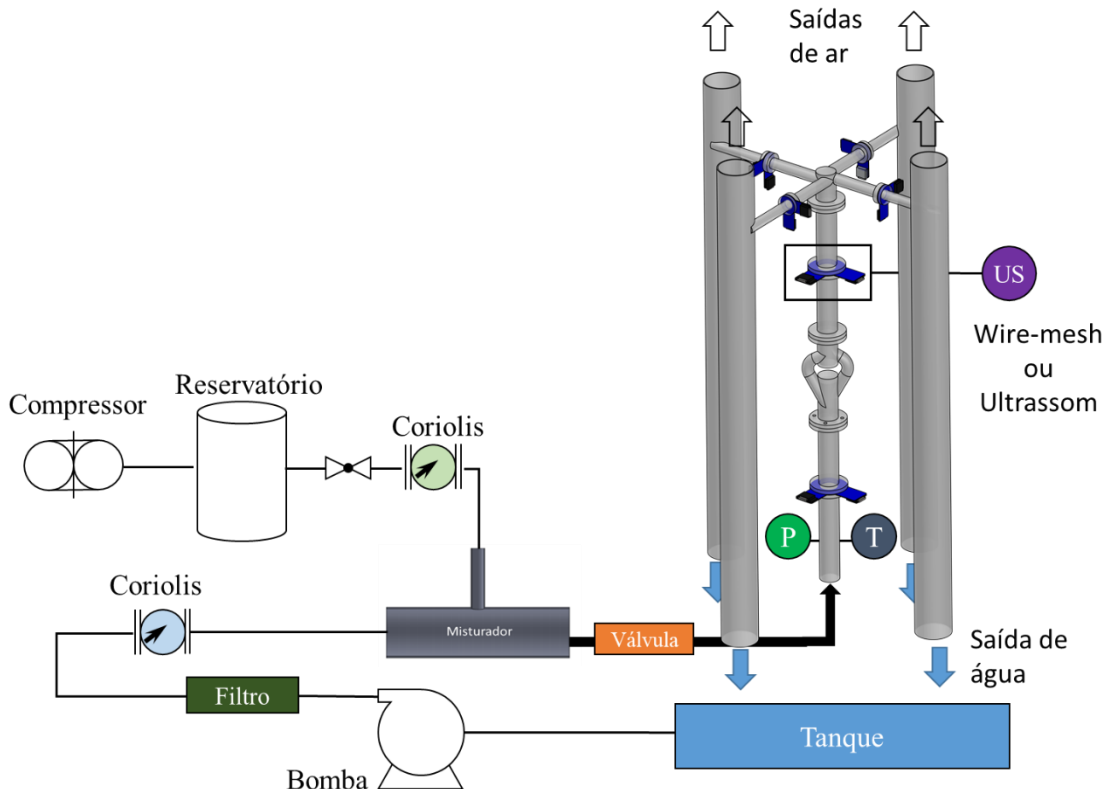
Os testes foram realizados utilizando o circuito experimental projetado e construído no Núcleo de Escoamento Multifásico (NUEM) da UTFPR, *campus* Curitiba, mostrado esquematicamente na Figura 3.1.

O circuito possui duas linhas de alimentação, uma de gás e outra de líquido, além de uma linha bifásica. O circuito é formado por tubos de PVC e de acrílico transparente, uma bomba helicoidal, medidores de vazão e de pressão, um compressor e um vaso de pressão (reservatório). Todos os equipamentos de medição estão conectados a um sistema supervisor, que faz o monitoramento das condições do escoamento. Para avaliar a fração de gás nas regiões de entrada, câmara ciclônica e saídas foram instalados sensores *wire-mesh*. Além disso, foi utilizada uma câmera de vídeo de alta velocidade para a obtenção de imagens reais do escoamento na entrada, na câmara ciclônica e nas saídas.

O circuito de líquido caracteriza-se como um circuito fechado composto por um reservatório de água, uma bomba helicoidal, dois medidores de vazão e um filtro. O reservatório é um tanque com capacidade para 1100 litros, que tem como função fornecer o líquido para o circuito durante a realização dos experimentos. O deslocamento do líquido é feito por uma bomba helicoidal do modelo GD-60 (2HT90/F) fabricada por Geremia, com uma pressão máxima de 11,8 bar (12 kgf/cm²), vazão

máxima de 70 m³/h e rotação de 225 rpm, que é alimentada por um motor trifásico 380 volts da WEG de 30 CV, e tem o controle de rotação feito por intermédio de um inversor de frequência da WEG (CFW500), com tensão de funcionamento de 380 volts.

Figura 3.1 – Representação esquemática simplificada do circuito experimental.

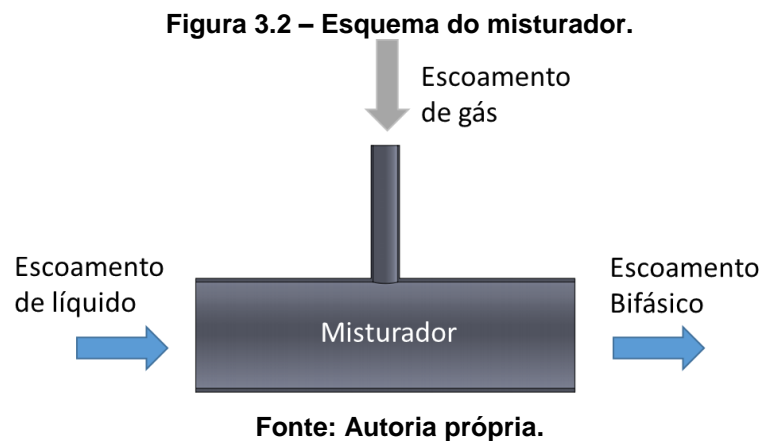


Fonte: Autoria própria.

A medição de vazão de líquido é feita por dois medidores do tipo Coriolis da marca Yokogawa® (RCCT38), para vazões de 0,1 a 2,5 m³/h e para vazões de 1,0 a 35 m³/h, com incerteza de medição de $\pm 0,1\%$. Os medidores da Yokogawa utilizados apresentam compatibilidade com o protocolo *Foundation Fieldbus*, possibilitando dessa forma a comunicação com o sistema supervisório. Após o medidor de vazão, o líquido passa por um filtro, é conduzido até o misturador e depois à tubulação de acrílico.

O circuito de gás é composto por um compressor elétrico rotativo da marca Kaeser AS25T do tipo parafuso, com potência de 18,5 kW que pode atingir uma

pressão máxima de 15 bar e vazão máxima de 2,5m³/min, um vaso de pressão (reservatório) com 2.000 litros, e dois medidores de vazão do tipo Coriolis da marca Yokogawa®, semelhantes aos de líquido, para vazões de 0,1 a 8,0 Nm³/h (RCCS30) e de 8,0 a 80 Nm³/h (RCCS32), com incerteza de medição de $\pm 0,5\%$. O circuito de gás se une ao de líquido através de um misturador, que está na posição horizontal conforme representado na Figura 3.2.

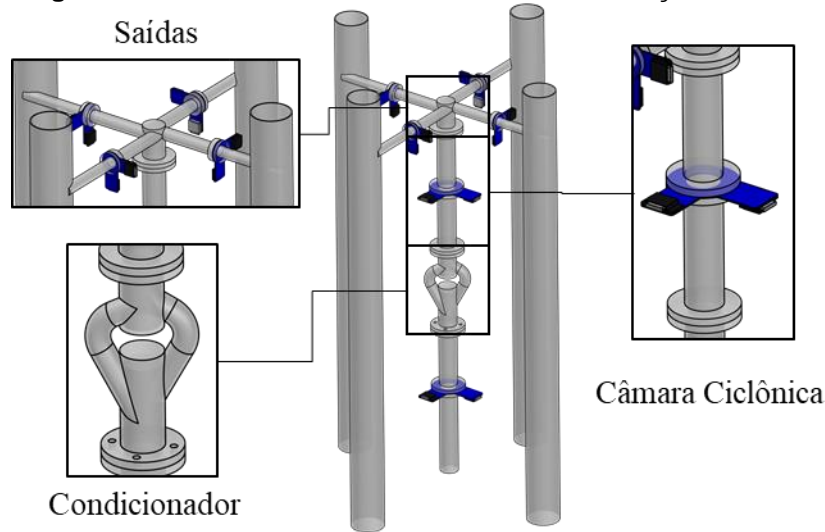


Esse misturador promove a interação entre as fases injetando gás na região superior da tubulação de líquido. Inicialmente, o escoamento é estratificado, porém devido às instabilidades de Kelvin-Helmholtz, o padrão de escoamento se desenvolve para bolhas ou golfadas – nas faixas de vazões de líquido e gás estudadas.

Após o misturador, há uma mudança de direção horizontal para vertical para a região de desenvolvimento do escoamento (tubulação vertical) com cerca de quatro metros de comprimento e 52 mm de diâmetro interno. Conectada a esse tubo, à jusante, está a seção de testes, composta por: um condicionador, uma câmara ciclônica e as saídas do sistema de distribuição.

A seção de testes é mostrada esquematicamente na Figura 3.3, demarcada por um retângulo, e as três regiões que a compõem são mostradas com mais detalhes: condicionador, câmara ciclônica e saídas. O conjunto dessas três partes é chamado de sistema de distribuição.

Figura 3.3 – Circuito hidráulico com detalhe na seção de testes.



Fonte: Autoria própria.

Após a tubulação de desenvolvimento, a mistura bifásica entra no condicionador, um equipamento que divide o escoamento em dois braços laterais para facilitar e propiciar uma entrada tangencial na câmara ciclônica. Devido ao posicionamento desses braços laterais e da curvatura da parede da câmara ciclônica, o escoamento sofre a influência de um campo centrífugo. Esse campo faz com que o líquido escoe próximo à parede e o gás na região central, devido à diferença de massa específica das fases. À jusante da câmara ciclônica estão as saídas do sistema de distribuição, que divide a mistura bifásica para as quatro saídas, cada uma conectada com um possível separador (representados por tubos com 101,6 mm de diâmetro interno). Nos separadores, o fluxo tende a se separar, com o gás sendo liberado para a atmosfera e o líquido retornando para o reservatório de água.

A tubulação da entrada, da câmara ciclônica e das saídas do sistema de distribuição foram construídos com tubos de acrílico para permitir a visualização do escoamento. O condicionador foi construído com poliacetal e o distribuidor (região das saídas antes dos sensores *wire-mesh*) com PVC branco, devido à relação custo/benefício de fabricação.

Para avaliar o padrão e o comportamento do escoamento através da fração de gás, foram posicionados sensores *wire-mesh* nos seguintes pontos da seção de teste: um antes do condicionador, um na câmara ciclônica e um em cada uma das quatro saídas (mostrado esquematicamente na Figura 3.3).

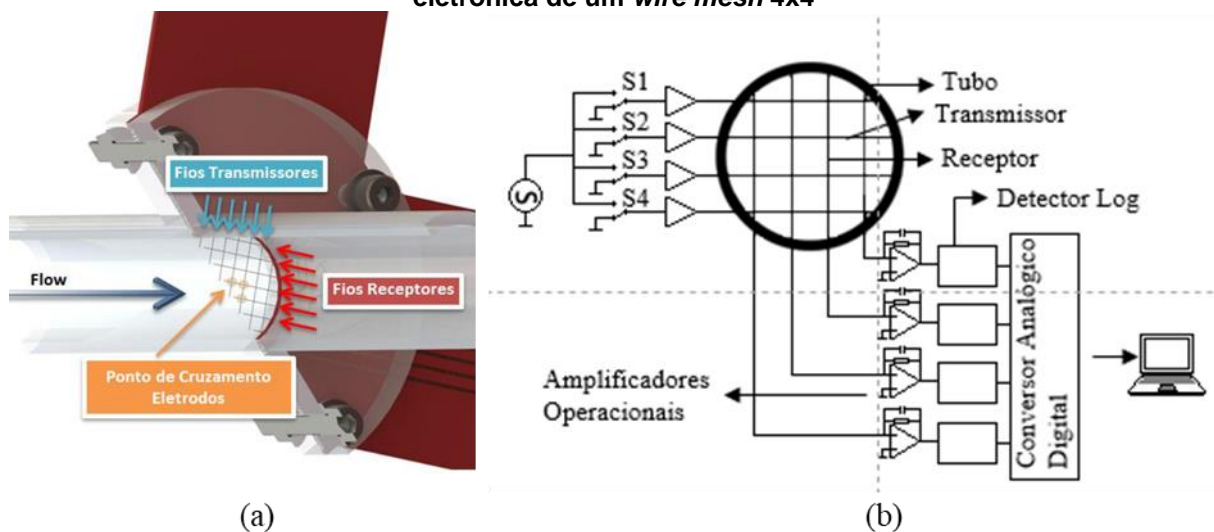
Para visualizar o escoamento, foram realizadas filmagens: antes do condicionador para avaliar o padrão de escoamento na entrada, na câmara ciclônica para avaliar se o campo centrífugo era suficiente para formar e manter um escoamento com redemoinho (*swirling flow*) e em uma das saídas para verificar o padrão de escoamento. Essas imagens foram utilizadas para validar os resultados obtidos pelos sensores *wire-mesh* e o modelo numérico desenvolvido.

1.8.1 Sensor *Wire-Mesh*

O sensor *wire-mesh* (WSM), ou sensor de malha de eletrodos capacitiva, é uma técnica de medição intrusiva, capaz de medir a fração de gás do escoamento na seção transversal do tubo, independentemente do regime de escoamento, com boa resolução espacial e temporal e com taxa de captura de até 10 kHz (Prasser *et al.*, 1998).

A Figura 3.4 (a) ilustra o sensor *wire mesh* e suas partes constituintes. Este sensor consiste em dois planos de eletrodos perpendiculares, um transmissor e um receptor, com separação axial de 1,5 mm, ou seja, eles não estão em contato. Os fios utilizados são de aço inoxidável com 0,12 mm de diâmetro e o espaçamento entre os eletrodos é constante ao longo da seção transversal da tubulação de 3 mm.

Figura 3.4 – (a) Descrição dos componentes do *wire mesh*. (b) Representação simplificada da eletrônica de um *wire mesh* 4x4



Fonte: (a) Adaptado Dos SANTOS, 2011. (b) Adaptado de PRASSER *et al.*, 1998.

O funcionamento do sensor, mostrado na Figura 3.4 (b), ocorre com a aplicação de uma tensão em um dos eletrodos transmissores (ao transmissor S1, por exemplo), enquanto os outros eletrodos transmissores não ativos (S2, S3, S4 e assim por diante), são conectados a um potencial nulo. Dessa forma, o potencial elétrico se concentra ao longo do eletrodo ativo e, com isso, as correntes medidas pelos eletrodos receptores são referentes a uma dada região do sensor.

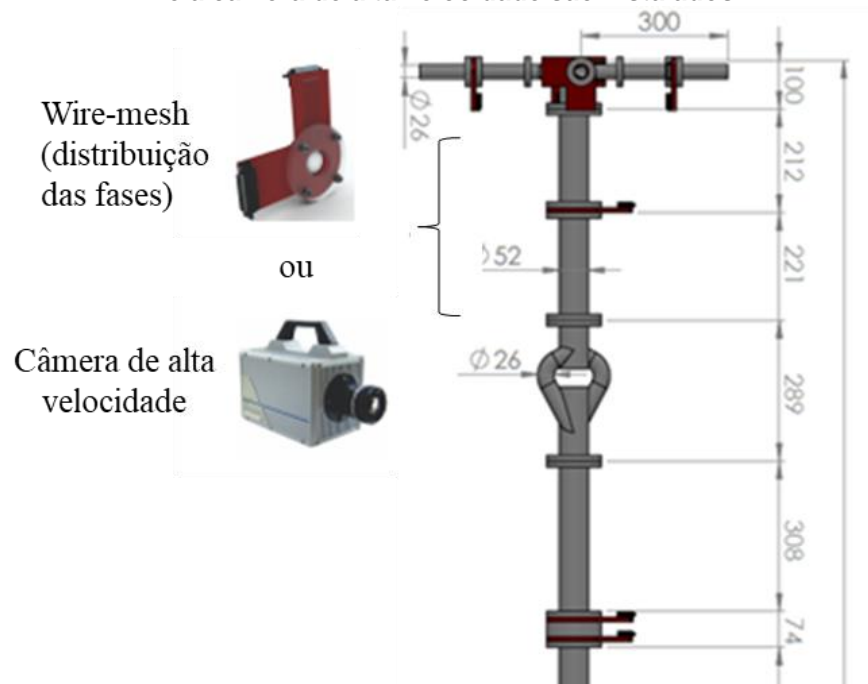
O processo é repetido sequencialmente para cada transmissor, de forma que o sensor avalia cada sub-região da seção transversal individualmente. Ao final do processo, a capacitância em cada cruzamento é obtida e correspondem à distribuição instantânea das fases na seção transversal do tubo (DOS SANTOS, 2011). Além disso, a capacitância de todos os cruzamentos entre os eletrodos (uma imagem completa) é mensurada com uma taxa de repetição de até 1 kHz. Desse modo, essa técnica permite mensuração da distribuição das fases em uma seção transversal do escoamento bifásico com alta resolução temporal e espacial (DA SILVA, 2007).

Após a aquisição dos dados, o processamento é realizado por meio do *software* MATLAB. A partir desses dados, é possível calcular e determinar parâmetros referentes ao experimento, tais como fração de gás e regime de escoamento na entrada. Com essas medidas e juntamente com as vazões das fases fornecidas pelos medidores *Coriolis*, foram realizadas simulações numéricas com condições de contorno e inicial semelhantes ao da bancada experimental. Dessa forma, os resultados experimentais e numéricos foram comparados para validar os resultados do modelo numérico desenvolvido para a realização desse estudo.

1.8.2 Posicionamento dos Sensores *Wire-Mesh* e das Câmeras de Alta Velocidade

Os sensores *wire-mesh* foram instalados em três pontos distintos: entrada, câmara ciclônica e saídas do sistema de distribuição, como mostrado na Figura 3.5. O sensor *wire-mesh* de 16 x 16 fios foi instalado na entrada e na câmara ciclônica, ambas com 52 mm de diâmetro interno. Nas quatro saídas do sistema de distribuição, que possuem diâmetro interno de 26 mm, foram instalado sensores *wire-mesh* de 8 x 8 fios. Dessa forma todos os sensores possuem a mesma resolução de 3 x 3 mm.

Figura 3.5 – Posição onde os sensores *wire-mesh*, ou a caixa de visualização para o ultrassom e a câmera de alta velocidade são instalados.

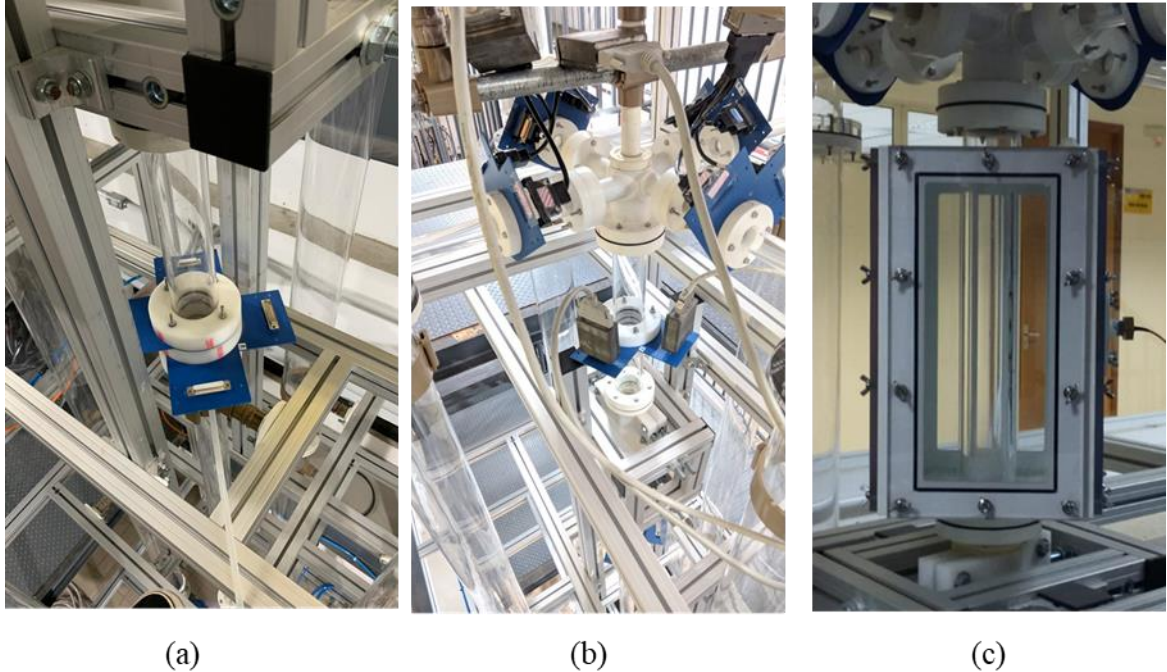


Fonte: Autoria própria.

Para posicionar o sensor na câmara ciclônica foi necessário seccioná-la 221 mm acima do condicionador, como podemos ver na Figura 3.5. Este é o ponto de referência também utilizado pela malha numérica para comparação. Por conta de o sensor *wire-mesh* reduzir o espaço disponível para filmar, a tubulação da câmara ciclônica foi trocada para às filmagens.

A Figura 3.6 (a) mostra uma imagem real do sensor *wire-mesh* na região de entrada da seção de teste e a Figura 3.6 (b) para a câmara ciclônica e as quatro saídas. Na Figura 3.6 (c) é mostrado a câmara de visualização, que foi preenchida com água, utilizada na câmara ciclônica para evitar distorções óticas na filmagem.

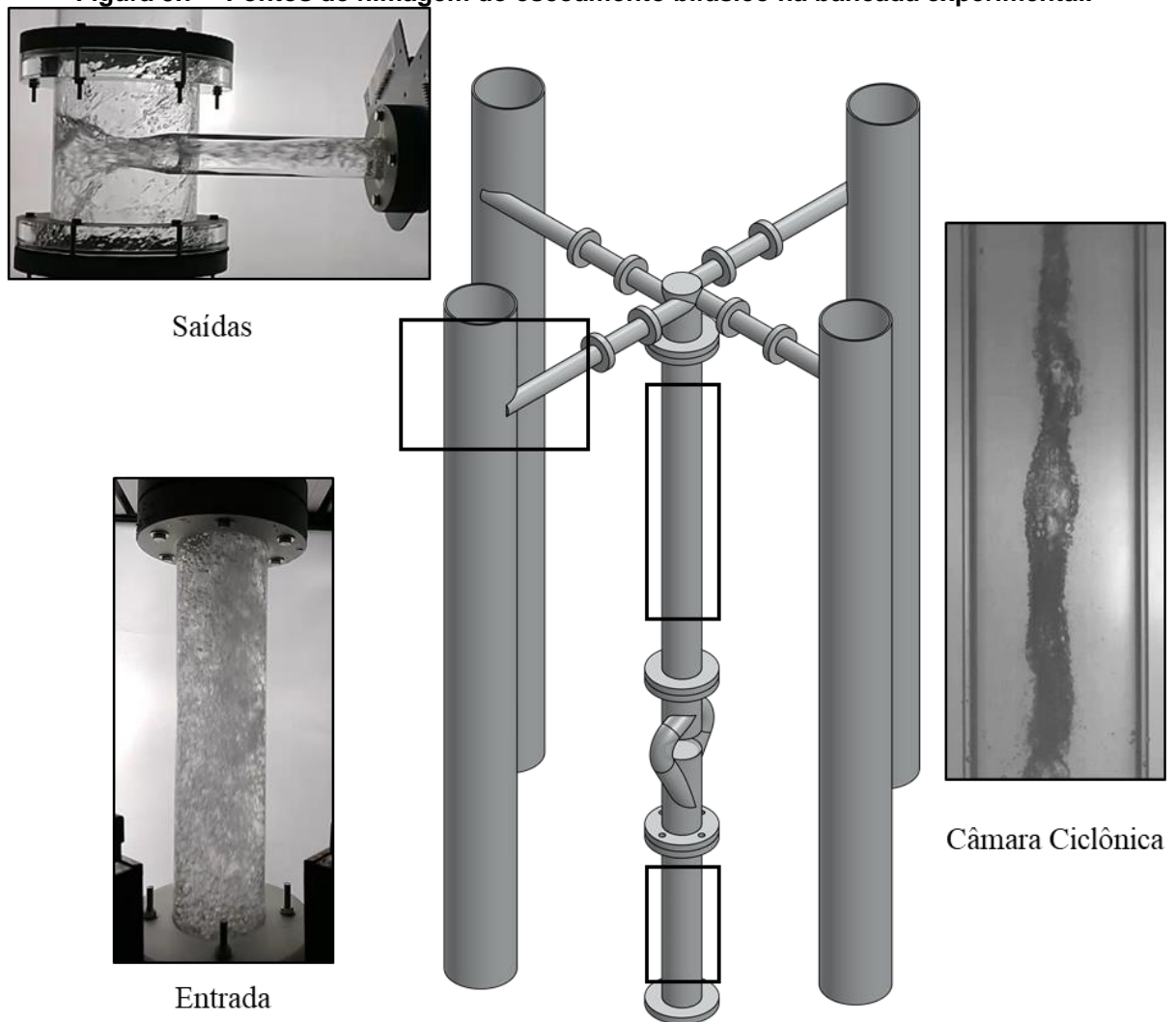
Figura 3.6 – Sensores *Wire-Mesh* instalados: (a) na entrada do sistema antes do condicionador e (b) na câmara ciclônica e saídas do sistema de distribuição. (c) Câmara de visualização utilizada na filmagem da câmara ciclônica.



Fonte: Autoria própria.

Para analisar o comportamento hidrodinâmico do escoamento nas três regiões da seção de teste e complementar a análise da fração de gás com o sensor *wire-mesh*, foram realizadas filmagens com câmeras de alta velocidade nos mesmos pontos onde foram instalados os sensores. A Figura 3.7 mostra as regiões filmadas e exemplos de imagens obtidas em cada um dos pontos de interesse.

Figura 3.7 – Pontos de filmagem do escoamento bifásico na bancada experimental.



Fonte: Autoria própria.

1.9 PROCEDIMENTOS DE MEDIÇÃO

O procedimento para realizar as medições experimentais inicia-se ligando o *software* de controle do *wire-mesh*, seguido pelo sistema supervisor, inversor de frequência da bomba e medidores de vazão e de pressão. Então, o posicionamento da câmera na região de interesse (antes do condicionador ou na câmara ciclônica ou nas saídas) e a iluminação são ajustadas. As taxas de aquisições usadas foram de 240 imagens por segundo.

Antes de iniciar os testes experimentais é preciso realizar a calibração dos sensores *wire-mesh*, para capturar a imagem padrão de líquido e de gás necessária

na etapa de processamento de imagens obtidas. Essa calibração consiste em duas etapas: a primeira é um teste de gás, no qual não há escoamento na seção de teste, apenas o ar atmosférico, assegurando-se que não haja resquícios da fase líquida nos sensores; na segunda etapa, realiza-se o teste líquido, em que é produzido um escoamento monofásico de líquido com velocidade superficial, J_L , igual a 0,3 m/s (velocidade mínima da bomba). A calibração desses sensores é repetida para cada dia de medições, pois se observou que há variação na temperatura do líquido que afeta significativamente a sua condutividade elétrica e, conseqüentemente, a resposta dos sensores.

São então ajustadas as vazões das fases que correspondem às velocidades superficiais do ponto que será medido. A vazão de líquido é informada na interface gráfica do sistema supervisor, que ajusta automaticamente a rotação da bomba para atingir e manter o valor desejado, enquanto a vazão do gás é ajustada manualmente por meio de uma válvula do tipo agulha.

Após aguardar um período para a estabilização das vazões, é iniciada a aquisição dos dados. É necessário que o usuário inicie simultaneamente a gravação no sistema supervisor e no programa dos sensores *wire-mesh*, além de iniciar a gravação na câmera. O tempo de gravação foi de 30 segundos, sendo repetido 3 vezes para cada par de velocidades superficiais de líquido e gás.

Após o término da aquisição, são transferidos os dados do *software* do *wire-mesh* para o disco rígido do computador. Então, iniciam-se os ajustes das vazões das fases para o próximo ponto experimental.

De forma resumida, os principais passos para realização das medidas experimentais são:

1. Posicionar e ajustar os parâmetros de filmagem das câmeras;
2. Ligar o inversor de frequência;
3. Ligar os medidores de vazão para gás e líquido (selecionar medidor de alta ou baixa vazão);
4. Ligar o sistema supervisor;
5. Ligar o *software* do *wire-mesh*
6. Verificar o funcionamento dos medidores;
7. Fazer a calibração dos sensores *wire-mesh*;
8. Ajustar as vazões das fases e aguardar estabilização;

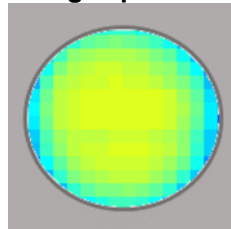
9. Iniciar a aquisição de dados;
10. Transferir os dados do programa do *wire-mesh* para o computador;
11. Ajustar as vazões para o próximo ponto e repetir o processo a partir do item 8.

1.10 PROCESSAMENTO DOS DADOS DO SENSOR *WIRE-MESH*

Os resultados de fração de gás, fornecidos pelo *wire-mesh*, correspondem a uma matriz de pontos dividida pelo plano. Então para manter a mesma resolução foram utilizados sensores de 16 x 16 fios para a entrada e câmara ciclônica (tubulação com 52 mm de diâmetro interno) e de 8 x 8 fios para as saídas (tubulação com 26 mm de diâmetro interno).

A aquisição do sinal analógico gerado pelo sensor de malha de eletrodos, e a conversão para sinal digital são realizadas por uma placa de aquisição da National Instruments. Após converter os sinais recebidos, um programa em linguagem C++ gera, em tempo real, uma representação gráfica da seção da tubulação. A Figura 3.8 mostra uma imagem da fração de gás instantânea para a câmara ciclônica. Os quadrados em azul claro representam água enquanto os tons de verde e amarelo representam a fase gasosa em bolhas dispersas na fase líquida.

Figura 3.8 – Fração de gás para um instante de tempo.

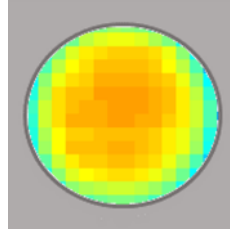


Fonte: Autoria própria.

Para uma malha de 16 x 16 tem-se uma matriz de valores de 16 x 16, ou seja, nesse plano tem-se 256 pontos em que se calcula a fração de gás e para uma malha de 8 x 8 fios a matriz possui 64 pontos.

A partir desse resultado é possível realizar médias ao longo do tempo, no plano e no plano ao longo do tempo. Na média ao longo do tempo se realiza uma sobreposição de imagens para obter uma imagem média, como mostrado na Figura 3.9.

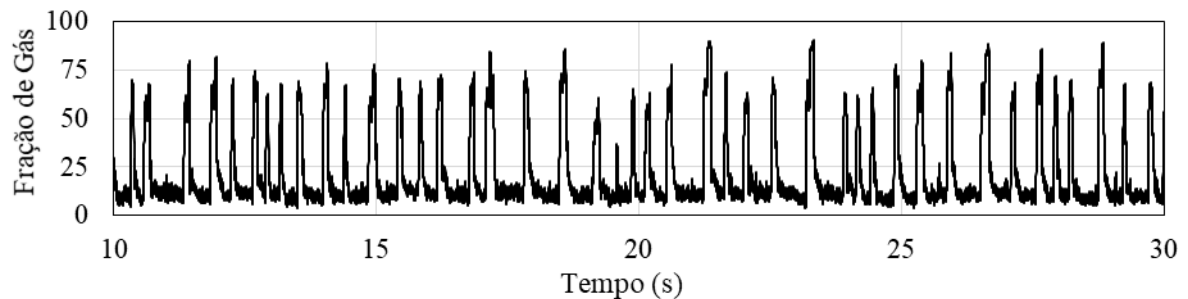
Figura 3.9 – Fração de gás média no tempo.



Fonte: Autoria própria.

Para a fração de gás média no plano é realizado uma média dos 256 pontos, para o caso 16x16, e o mostrado graficamente o valor da fração de gás ao longo do tempo (Figura 3.10). A média realizada tanto no plano como ao longo do tempo resulta em um valor para cada par de velocidades.

Figura 3.10 – Fração de gás média no espaço.



Fonte: Autoria própria.

Para a validação do resultados numéricos foram considerados os *wire-mesh* para avaliar as frações de gás na câmara ciclônica e nas saídas e as filmagens do escoamento com câmera de alta velocidade para comparação qualitativa.

4. MODELAGEM MATEMÁTICA

Neste capítulo são apresentadas as equações de conservação utilizadas para modelar a física do problema e as condições adotadas para simplificá-lo. São apresentadas também as condições de contorno e a geometria do problema.

1.11 EQUAÇÕES DE CONSERVAÇÃO

As equações de conservação apresentadas neste capítulo fazem parte do modelo de dois fluidos Euleriano-Euleriano. Neste modelo é realizado um processo de médias nas equações da conservação da massa e da conservação da quantidade de movimento do escoamento bifásico, de maneira que cada fase é considerada como um fluido contínuo (ISHII & HIBIKI, 2005).

O presente trabalho não irá demonstrar o processo de média das equações do modelo, porém essas informações podem ser encontradas de forma detalhada em Ishii e Hibiki (2005). As equações resultantes após esse processo matemático são apresentadas a seguir.

A equação da conservação da massa aplicada para cada fase do escoamento, é apresentada pela Equação (4.1). O índice k refere-se à fase: 1 para líquido e 2 para gás.

$$\frac{\partial \alpha_k \rho_k}{\partial t} + \nabla \cdot (\alpha_k \rho_k \mathbf{v}_k) = \Gamma, \quad (4.1)$$

onde α_k é a fração volumétrica, ρ_k é a massa específica do fluido, \mathbf{v}_k o vetor velocidade e Γ é a transferência de massa entre as fases. Os termos da Equação 4.1 referem-se à aceleração temporal e à aceleração convectiva da fase k , respectivamente.

A equação de conservação da quantidade de movimento, que também é aplicada para cada fase do escoamento, está descrita na Equação 4.2 (assumindo um fluido newtoniano e incompressível).

$$\frac{\partial \alpha_k \rho_k \mathbf{v}_k}{\partial t} + \nabla \cdot (\alpha_k \rho_k \mathbf{v}_k \mathbf{v}_k) = -\nabla (\alpha_k p_k) + \alpha_k \rho_k \mathbf{g}_k + \nabla \cdot (\alpha_k \mathbf{T}_k) + \mathbf{M}_k, \quad (4.2)$$

onde p_k é a pressão, \mathbf{g}_k é a aceleração da gravidade e \mathbf{T}_k é o tensor de tensões de Reynolds e \mathbf{M}_k é a transferência de quantidade de movimento entre as fases. Os significados dos termos da Equação 4.2 estão descritos na Tabela 4.1.

Tabela 4.1 – Significado físico para cada termo da equação de Navier-Stokes.

Termo	Significado
$\frac{\partial \alpha_k \rho_k \mathbf{v}_k}{\partial t}$	Aceleração temporal da fase k
$\nabla \cdot (\alpha_k \rho_k \mathbf{v}_k \mathbf{v}_k)$	Aceleração convectiva (advecção) da fase k
$\nabla (\alpha_k p_k)$	Gradiente de pressão
$\alpha_k \rho_k \mathbf{g}_k$	Força gravitacional
$\nabla \cdot (\alpha_k \mathbf{T}_k)$	Somatório das difusões viscosas e turbulentas
\mathbf{M}_k	Transferência de quantidade de movimento entre as fases

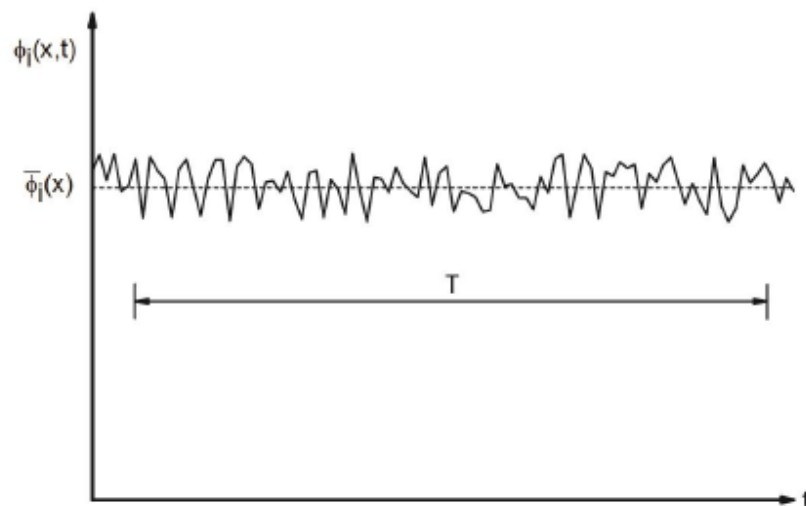
As equações que representam o problema em estudo formam um conjunto de equações diferenciais parciais de segunda ordem, não lineares, e possuem parâmetros acoplados e, até o momento, não existe uma solução analítica genérica para essas equações. O que torna necessário a utilização de simplificações e programas computacionais para a solução deste conjunto de equações.

1.12 MODELOS DE TURBULÊNCIA

As equações de Navier-Stokes e da conservação da massa são capazes de descrever o movimento das partículas durante as flutuações espaço-temporais geradas pela turbulência (TENNEKES; LUMLEY, 1972). No entanto, resolver essas equações para um escoamento turbulento, que é intrinsecamente transiente e tridimensional, pode exigir um esforço computacional elevado. Assim, modelos de turbulência foram desenvolvidos para modelar esse fenômeno caótico, exigindo muito menos capacidade computacional de cálculo.

A Figura 4.1 mostra o comportamento de uma propriedade genérica em função do tempo em um escoamento turbulento. Os parâmetros de um escoamento turbulento flutuam em função do tempo e espaço, porém ao avaliar esses parâmetros por um período de tempo suficientemente longo o valor médio deixa de variar com o tempo.

Figura 4.1 – Curva de uma propriedade genérica de um escoamento turbulento em função do tempo.



Fonte: Adaptado de WILCOX, 2000.

Conforme mostrado na Figura 4.1, um parâmetro genérico $\phi_i(x,t)$ pode ser escrito como uma composição de seu valor médio $\bar{\phi}_i(x)$ e de sua flutuação $\phi_i'(x,t)$.

Essa decomposição de uma propriedade instantânea é chamada de decomposição Reynolds:

$$\phi(t) = \bar{\phi}_i + \phi'(t), \quad (4.3)$$

onde $\phi(t)$ é o valor instantâneo, $\phi'(t)$ o valor instantâneo da flutuação e $\bar{\phi}_i$ o valor médio temporal, que é definido por:

$$\bar{\phi}_i(x) = \lim_{T \rightarrow 0} \frac{1}{T} \int_t^{t+T} \phi(x,t) dt. \quad (4.4)$$

sendo T um período de tempo físico para a realização da média temporal.

Reynolds (1895) aplicou o conceito mostrado pela equação (4.3) nas variáveis das equações de conservação da massa e quantidade de movimento, substituindo as variáveis instantâneas pela soma das respectivas flutuações com os valores médios. Considerando o fluido incompressível, de propriedades constantes e assumindo que seu tensor de tensões viscosas seja simétrico, chega-se nas equações (4.5), para equação da continuidade, e (4.6) para a equação de balanço da quantidade de movimento. Esse conjunto de equações é conhecido como Equações Médias de Reynolds Navier-Stokes, ou, em inglês, RANS (*Reynolds-Averaged Navier-Stokes*) (WILCOX, 2000).

$$\frac{\partial}{\partial x_i} (U_i) = 0. \quad (4.5)$$

$$\frac{\partial U_i}{\partial t} + \frac{\partial}{\partial x_j} (U_i U_j) = -\frac{1}{\rho} \frac{\partial P_i}{\partial x_i} + \frac{\partial}{\partial x_j} \left[\nu \frac{\partial U_i}{\partial x_j} - \overline{u_i' u_j'} \right] + g_i, \quad (4.6)$$

sendo U a velocidade média, P a pressão média, $\overline{u'_i u'_j}$ o tensor de tensões de Reynolds, que representa, fisicamente, a contribuição das flutuações turbulentas na tensão total ou aparente do escoamento.

O Tensor de Reynolds, quando considerado como simétrico, possui seis componentes que, somadas com as variáveis de velocidade e pressão, resultam em um total de dez variáveis a serem calculadas. Logo, são necessárias novas equações para solucionar o sistema, que é o problema de fechamento da turbulência. Para resolvê-lo a maioria dos modelos de turbulência utilizados na atualidade se baseia na modelagem das tensões de Reynolds ($\overline{u'_i u'_j}$).

Neste trabalho, apresenta-se a modelagem de turbulência baseada no conceito de viscosidade turbulenta a partir da hipótese de Boussinesq. De acordo com essa hipótese, as tensões de Reynolds podem ser expressas em função do tensor de deformação relativo ao campo médio de velocidades e da constante de proporcionalidade. De acordo com Wilcox, (2000), as tensões de Reynolds podem ser estimadas por meio da viscosidade turbulenta:

$$\overline{-u'_i u'_j} = \nu_t \left(\frac{\partial U_i}{\partial x_j} \right) + \frac{2}{3} k \delta_{ij}, \quad (4.7)$$

onde ν_t é a viscosidade turbulenta, U_i é a velocidade média, enquanto u'_i e u'_j representam as flutuações de velocidade associadas às componentes de velocidade U_i e U_j , respectivamente. O δ_{ij} é o tensor delta de Kronecker e k é a energia cinética turbulenta, definida pela equação:

$$k = \frac{1}{2} \overline{u'_i u'_i}. \quad (4.8)$$

O próximo passo é determinar a viscosidade turbulenta e, por meio de uma análise dimensional, percebe-se que essa propriedade é proporcional à velocidade vezes a distância, ou seja:

$$v_T = C_v \vartheta \ell \quad (4.9)$$

sendo ϑ e ℓ escalas características da turbulência de velocidade e de comprimento (as que melhor descrevem a turbulência para dado caso), respectivamente e C_v uma constante de proporção (WILCOX, 2000).

Diversos modelos de turbulência foram desenvolvidos realizando diferentes desdobramentos da equação 4.2. Atualmente os modelos mais utilizados são os de duas equações de transporte, isto é, os modelos no qual as escalas características da equação (4.9) são determinadas pela adição de duas equações (ZIKANOV, 2010). Os modelos mais comuns são: Modelo k- ε padrão, Modelo k- ω de Wilcox e o k- ω *Shear Stress Transport* (SST).

1.12.1 Modelo k- ω Shear Stress Transport (SST)

No presente trabalho, a modelagem da turbulência será realizada utilizando o modelo k- ω *Shear Stress Transport* (SST), que é basicamente a combinação dos modelos de turbulência k- ε padrão e k- ω de Wilcox.

No modelo k- ε padrão, desenvolvido por Launder e Spalding (1974), a viscosidade turbulenta é modelada em função da energia cinética turbulenta, k, e da taxa de dissipação turbulenta, ε . Esse modelo é utilizado nas regiões distantes da parede, por meio da equação:

$$v_t = C_v \frac{k^2}{\varepsilon}, \quad (4.10)$$

onde o coeficiente C_v é um coeficiente de fechamento e ε a taxa de dissipação da energia cinética turbulenta, definida por:

$$\varepsilon = \nu \overline{\frac{\partial u_i}{\partial x_k} \frac{\partial u_i}{\partial x_k}}, \quad (4.11)$$

Neste modelo a equação de transporte para a energia cinética turbulenta, k , é modelada por:

$$\frac{\partial k}{\partial t} + U_i \frac{\partial k}{\partial x_j} = \frac{\partial}{\partial x_j} \left[\left(\nu + \frac{\nu_t}{\sigma_k} \right) \frac{\partial k}{\partial x_j} \right] + P_k - \varepsilon, \quad (4.12)$$

onde os termos do lado esquerdo representam a taxa de aumento e o transporte convectivo de k , o primeiro termo do lado direito é a dissipação viscosa e turbulenta, ε é a taxa de dissipação da energia cinética turbulenta e P_k é o termo de produção da energia cinética turbulenta, sendo calculado por:

$$P_k = \nu_t \left(\frac{\partial \overline{U}_i}{\partial x_j} + \frac{\partial \overline{U}_j}{\partial x_i} \right) \frac{\partial \overline{U}_i}{\partial x_j} - \frac{2}{3} \frac{\partial \overline{U}_k}{\partial x_k} \left(3\nu_t \frac{\partial \overline{U}_k}{\partial x_k} + k \right) \quad (4.13)$$

A taxa de dissipação da energia cinética turbulenta, ε , é estimada utilizando a seguinte equação:

$$\frac{\partial \varepsilon}{\partial t} + \overline{V}_j \frac{\partial \varepsilon}{\partial x_j} = \frac{\partial}{\partial x_j} \left[\left(\nu + \frac{\nu_t}{\sigma_\varepsilon} \right) \frac{\partial \varepsilon}{\partial x_j} \right] + \frac{\varepsilon}{k} C_{\varepsilon 1} P_k - \frac{\varepsilon}{k} C_{\varepsilon 2} \varepsilon, \quad (4.14)$$

onde os termos do lado esquerdo representam a taxa de aumento e o transporte convectivo de ε , o primeiro termo do lado direito representa a dissipação viscosa e turbulenta, o último e o penúltimo termos do lado direito são os termos de produção e dissipação de ε , respectivamente, $C_{\varepsilon 1} = 1,44$; $C_{\varepsilon 2} = 1,92$; $\sigma_\varepsilon = 1,3$; $\sigma_k = 1,0$ e $C_\nu = 0,09$.

O modelo de turbulência k - ω , desenvolvido por Komolgorov (1942) e aprimorado por Wilcox (2000), é comumente utilizado por modelar a turbulência

próxima à parede, dentro da camada limite. Nesse modelo, a viscosidade turbulenta é calculada como a razão entre a energia cinética turbulenta, k , e a taxa de dissipação turbulenta específica, ω , através da seguinte equação:

$$\nu_t = \frac{k}{\omega}, \quad (4.15)$$

sendo ν_t entendido como a razão entre ω e k (Wilcox, 2000).

As novas equações de transporte a serem resolvidas para ω e k são:

$$\frac{\partial k}{\partial t} + U_j \frac{\partial k}{\partial x_j} = \frac{\partial}{\partial x_j} \left[\left(\nu + \frac{\nu_t}{\sigma_k} \right) \frac{\partial k}{\partial x_j} \right] + P_k - \beta^* k \omega, \quad (4.16)$$

$$\frac{\partial \omega}{\partial t} + U_i \frac{\partial \omega}{\partial x_j} = \frac{\partial}{\partial x_j} \left[\left(\nu + \frac{\nu_t}{\sigma_\omega} \right) \frac{\partial \omega}{\partial x_j} \right] + \alpha \frac{\omega}{k} P_k - \beta_\omega \omega^2. \quad (4.17)$$

Os termos do lado esquerdo representam a taxa de aumento e o transporte convectivo de k e ω . Já os difusivos são representados pelo primeiro termo do lado direito de cada equação, ao passo que P_k representa a taxa de produção turbulenta definida anteriormente pela equação (4.13) e os últimos termos representam a dissipação de k ou ω . Os coeficientes de fechamento das equações (4.16) e (4.17) são $\alpha = 5/9$, $\beta^* = 0,09$, $\beta_\omega = 0,075$, $\sigma_k = 2$ e $\sigma_\omega = 2$.

O modelo SST, desenvolvido por Menter (1994), modifica as equações do modelo k - ϵ padrão, transformando a taxa de dissipação turbulenta (ϵ) em taxa de dissipação específica (ω), por meio da seguinte equação:

$$\epsilon = \beta^* k \omega, \quad (4.18)$$

onde β^* é um coeficiente de fechamento, ω é a taxa de dissipação específica e k a energia cinética turbulenta.

Com essa modificação, as equações de transporte do modelo k- ϵ passam a ser escritas como:

$$\frac{\partial(k)}{\partial t} + \frac{\partial(u_i k)}{\partial x_i} = \frac{\partial}{\partial x_i} \left[\left(\nu + \frac{\nu_t}{\sigma_{k2}} \right) \frac{\partial k}{\partial x_i} \right] + P_k - \beta^* k \omega, \quad (4.19)$$

$$\frac{\partial(\omega)}{\partial t} + \frac{\partial(u_i \omega)}{\partial x_i} = \frac{\partial}{\partial x_i} \left[\left(\nu + \frac{\nu_t}{\sigma_{\omega 2}} \right) \frac{\partial \omega}{\partial x_i} \right] + \alpha_2 \frac{\omega}{k} P_k - \beta_2 \omega^2 + 2 \frac{1}{\sigma_{\omega 2} \omega} \frac{\partial k}{\partial x_i} \frac{\partial \omega}{\partial x_i}, \quad (4.20)$$

$$P_k = \nu_t \left(\frac{\partial \bar{V}_i}{\partial x_j} + \frac{\partial \bar{V}_j}{\partial x_i} \right) \frac{\partial \bar{V}_i}{\partial x_j} - \frac{2}{3} \frac{\partial \bar{V}_k}{\partial x_k} \left(3 \nu_t \frac{\partial \bar{V}_k}{\partial x_k} + k \right). \quad (4.21)$$

Nas equações (4.20) e (4.21), ν_t é a viscosidade turbulenta, P_k a produção de energia turbulenta. $\sigma_{k2} = 1$, $\sigma_{\omega 2} = 1/0,856$, $\beta_2 = 0,0828$, $\alpha_2 = 0,44$ representam coeficientes de fechamento, obtidos experimentalmente. As equações de transporte do modelo k- ω são dadas por:

$$\frac{\partial(k)}{\partial t} + \frac{\partial(\mathbf{u}_i k)}{\partial x_i} = \frac{\partial}{\partial x_i} \left[\left(\nu + \frac{\nu_t}{\sigma_{k1}} \right) \frac{\partial k}{\partial x_i} \right] + P_k - \beta^* k \omega, \quad (4.22)$$

$$\frac{\partial(\omega)}{\partial t} + \frac{\partial(\mathbf{u}_i \omega)}{\partial x_i} = \frac{\partial}{\partial x_i} \left[\left(\nu + \frac{\nu_t}{\sigma_{\omega 1}} \right) \frac{\partial \omega}{\partial x_i} \right] + \alpha_1 \frac{\omega}{k} P_k - \beta_1 \rho \omega^2, \quad (4.23)$$

sendo $\beta^* = 0,09$, $\sigma_{k1} = 2$, $\sigma_{\omega 1} = 2$, $\beta_1 = 0,075$, $\alpha_1 = 5/9$ representam coeficientes de fechamento, obtidos experimentalmente.

Das equações (4.19) à (4.23), observa-se que existem duas equações para modelar a energia cinética turbulenta e a taxa de dissipação turbulenta. Assim, utilizando uma função, F_1 , que combina os modelos, tem-se o modelo SST, dado por:

$$\Phi_3 = F_1\Phi_1 + (1 - F_1)\Phi_2, \quad (4.24)$$

onde Φ_3 é o resultado da combinação entre os modelos k- ω (Φ_1) e k- ϵ (Φ_2). F_1 é uma função que mescla os dois modelos de turbulência, dada por:

$$F_1 = \tanh \left\{ \left[\min \left[\max \left(\frac{\sqrt{k}}{\beta^* \omega y}, \frac{500\nu}{y^2 \omega} \right), \frac{4\rho\sigma_{\omega 2} K}{CD_{k\omega} y^2} \right] \right]^4 \right\}, \quad (4.25)$$

$$CD_{k\omega} = \max \left(2\rho\sigma_{\omega 2} \frac{1}{\omega} \frac{\partial k}{\partial x_i} \frac{\partial \omega}{\partial x_i}, 10^{-10} \right)$$

Para a região próxima da parede $F_1 \rightarrow 1$, assim a contribuição do modelo k- ω é maior. Já para a região mais afastada da parede, $F_1 \rightarrow 0$, sendo o modelo k- ϵ de maior contribuição (y é a distância até a parede mais próxima).

As equações diferenciais da energia cinética turbulenta e da frequência turbulenta ficam:

$$\frac{\partial(k)}{\partial t} + \frac{\partial(\mathbf{u}_i k)}{\partial x_i} = \frac{\partial}{\partial x_i} \left[\left(\nu + \frac{\nu_t}{\sigma_{k3}} \right) \frac{\partial k}{\partial x_i} \right] + P_k - \beta^* \rho k \omega, \quad (4.26)$$

$$\frac{\partial(\omega)}{\partial t} + \frac{\partial(\mathbf{u}_i \omega)}{\partial x_i} = \frac{\partial}{\partial x_i} \left[\left(\nu + \frac{\nu_t}{\sigma_{\omega 3}} \right) \frac{\partial \omega}{\partial x_i} \right] + 2(1 - F_1) \frac{1}{\sigma_{\omega 2} \omega} \frac{\partial k}{\partial x_i} \frac{\partial \omega}{\partial x_i} + \alpha_3 \frac{\omega}{k} P_k - \beta_3 \omega^2, \quad (4.27)$$

em que σ_{k3} , $\sigma_{\omega 3}$, β_3 e α_3 são os coeficientes de fechamento, sendo os seus valores alterados de acordo com o modelo k- ϵ ou k- ω .

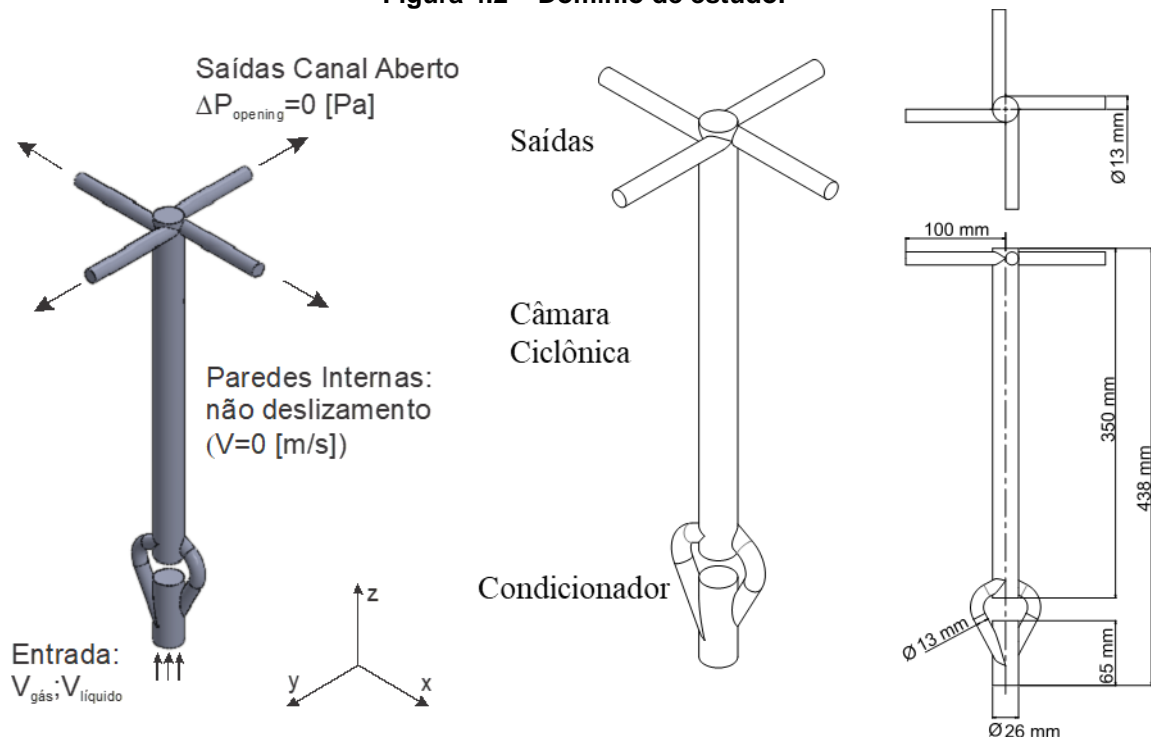
Os modelos de duas equações padrão não consideram o transporte da tensão cisalhante turbulenta, causando a superestimação da viscosidade turbulenta. Uma maneira de evitar esse problema é aplicar um limite na formulação da viscosidade turbulenta, dado por:

$$v_t = \frac{\alpha_1 k}{\max(\alpha_1 \omega, SF_2)}; F_2 = \tanh \left[\max \left(\frac{2\sqrt{k}}{\beta^* \omega y}, \frac{500\nu}{y^2 \omega} \right)^2 \right], \quad (4.28)$$

1.13 CONDIÇÕES INICIAIS E DE CONTORNO

As condições iniciais e de contorno são aplicadas no domínio computacional (Figura 4.2). O escoamento bifásico entra na parte inferior, passa pelo condicionador, escoo um tubo vertical, câmara ciclônica, e sai pelas quatro saídas na parte superior. O escoamento entra de forma tangencial na câmara ciclônica e é formado um filme de líquido próximo à parede devido à ação dos campos gravitacional e centrífugo.

Figura 4.2 – Domínio de estudo.



Fonte: Autoria própria.

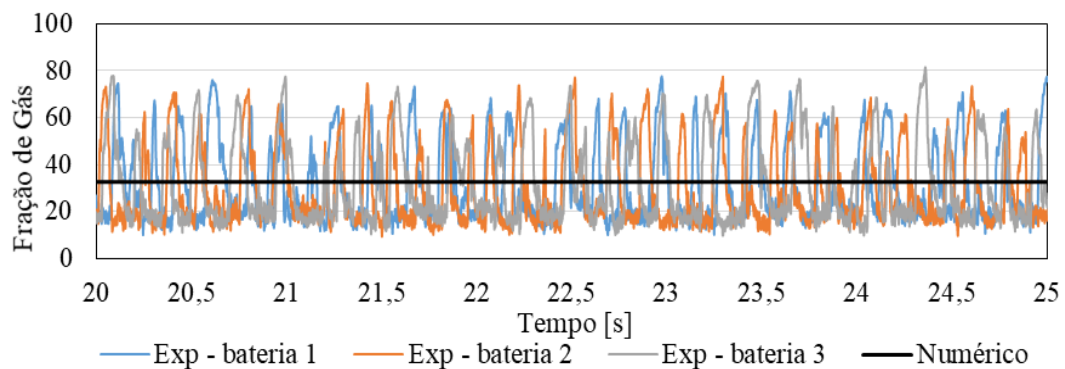
As condições iniciais são: o sistema de distribuição foi considerado inicialmente preenchido de líquido ($\alpha_1|_{t=0} = 1$ e $\alpha_2|_{t=0} = 0$) e com velocidade igual a zero ($v_{liq}|_{t=0} = 0$), pois para as medições experimentais se tem um escoamento monofásico de líquido e após estabilizar, é então injetado gás no misturador.

As condições de contorno consideradas no presente trabalho são:

→ Entrada: as vazões de líquido e gás foram obtidas com os medidores *coriolis* dos testes experimentais. Para a fração de gás na entrada do modelo numérico foi utilizado uma média espacial e temporal dos valores obtidos pelo sensor *wire-mesh*.

A Figura 4.3 mostra os valores médios espaciais da fração de gás ao longo do tempo, para o caso com $J_L = 1,5$ m/s e $J_G = 0,73$ m/s, como exemplo. Esse escoamento intermitente foi simplificado no modelo numérico para o valor médio das três baterias. Ou seja, é realizada a média espacial e temporal da fração de gás para cada bateria, como mostrado na Tabela 4.2, e realizado uma média desses três valores.

Figura 4.3 – Valores médios espaciais da fração de gás ao longo do tempo para $J_L = 1,5$ m/s e $J_G = 0,73$ m/s.



Fonte: Autoria própria.

Por exemplo, para o caso com $J_L = 1,5$ m/s e $J_G = 0,73$ m/s, que está representado na Figura 4.3 e Tabela 4.2, a fração de gás utilizada no modelo numérico foi de 30,75%.

Tabela 4.2 – Média espacial e temporal da fração de gás para cada bateria experimental

Experimental	Valor médio da fração de gás (%)
Bateria 1	31,41
Bateria 2	30,17
Bateria 3	30,68

- Grade de simulações é a mesma utilizada para os testes experimentais. Foram simulados quinze pontos que diferem por terem combinações de velocidade superficial de gás e de líquido diferentes. A grade de testes está descrita no capítulo de resultados.
- Saídas: utiliza-se a condição de canal aberto (*opening*), que permite que os fluidos atravessem a superfície de saída em qualquer direção. A diferença de pressão é zero entre o interior do sistema de distribuição e a parte externa, $\Delta P_{opening} = 0$;
- Parede interna: é assumida a condição de não deslizamento;

$$\vec{V}_k = 0 \begin{cases} u_L = 0, v_L = 0, w_L = 0 \\ u_G = 0, v_G = 0, w_G = 0 \end{cases}$$

- A intensidade turbulenta é igual a 5%, o que equivale a uma razão de viscosidade de 10;

Também foi considerado fluido incompressível, propriedades constantes (viscosidade e massa específica) e sistema isotérmico ($T = 300 \text{ K}$).

1.14 SÍNTESE DO CAPÍTULO

Neste capítulo foi apresentada a modelagem matemática que descreve fisicamente o problema. As equações de conservação da massa, conservação da

quantidade de movimento e as equações do modelo de turbulência SST, mostradas na Tabela 4.3, formam um sistema de equações que pode ser resolvido utilizando um método numérico. As condições de contorno e de inicialização do problema também foram expostas.

Tabela 4.3 – Equações a serem resolvidas pelo método numérico

Conservação da massa
$\frac{\partial \alpha_k \rho_k}{\partial t} + \nabla \cdot (\alpha_k \rho_k \mathbf{U}_k) = \Gamma_k$
Conservação da quantidade de movimento
$\frac{\partial \alpha_k \rho_k \mathbf{U}_k}{\partial t} + \nabla \cdot (\alpha_k \rho_k \mathbf{U}_k \mathbf{U}_k) = -\nabla (\alpha_k P_k) + \alpha_k \rho_k \mathbf{g}_k + \nabla \cdot (\alpha_k \mathbf{T}) + \mathbf{S}_k$
Modelo de turbulência SST
$v_t = \frac{k}{\omega}$
$\frac{\partial (k)}{\partial t} + \frac{\partial (V_i k)}{\partial x_i} = \frac{\partial}{\partial x_i} \left[\left(\nu + \frac{v_t}{\sigma_{k3}} \right) \frac{\partial k}{\partial x_i} \right] + P_k - \beta^* \rho k \omega$
$\frac{\partial (\omega)}{\partial t} + \frac{\partial (V_i \omega)}{\partial x_i} = \frac{\partial}{\partial x_i} \left[\left(\nu + \frac{v_t}{\sigma_{\omega 3}} \right) \frac{\partial \omega}{\partial x_i} \right] + 2 \frac{(1-F_1)}{\sigma_{\omega 2} \omega} \frac{\partial k}{\partial x_i} \frac{\partial \omega}{\partial x_i} + \alpha_3 \frac{\omega}{k} P_k - \beta_3 \omega^2$

5.MODELAGEM NUMÉRICA

Neste capítulo é apresentado o método numérico adotado para a discretização e solução das equações de conservação do modelo matemático apresentado no capítulo anterior. Primeiramente é apresentado o Método de Volumes Finitos baseado em Elementos Finitos (MVbEF), em seguida o tratamento da interface e, por fim, a geração e o teste de malha computacional.

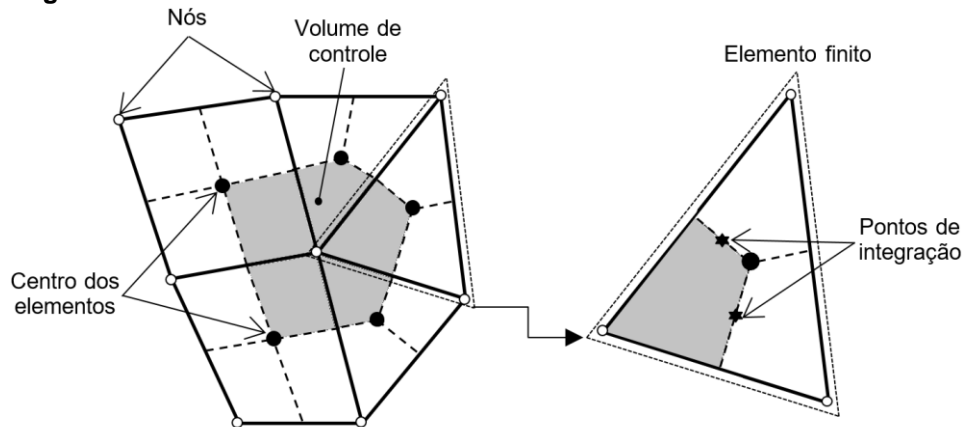
1.15 MÉTODO DE VOLUMES FINITOS BASEADO EM ELEMENTOS FINITOS

Na modelagem numérica foi usado o Método de Volumes Finitos baseado em Elementos Finitos (MVbEF) para a discretização das equações de conservação. O MVbEF, é um método numérico híbrido que utiliza o método de volumes finitos para discretizar as equações de conservação e elementos finitos para a discretização espacial.

No MVbEF os volumes de controle são construídos em torno do centro de cada elemento finito da malha. Na Figura 5.1, um volume de controle poliédrico é indicado esquematicamente como a região sombreada. O domínio utilizado no presente trabalho é tridimensional, no entanto para facilitar o entendimento será apresentada uma malha bidimensional.

Os elementos finitos, na Figura 5.1 **Erro! Fonte de referência não encontrada.**, são definidos pelas linhas sólidas, enquanto os volumes de controle são definidos pelas linhas tracejadas. Nos vértices das linhas sólidas são calculadas as propriedades dos fluidos e as variáveis do problema, marcados como círculos em branco. Já os fluxos de superfície (conservação da massa e conservação da quantidade de movimento), são avaliados entre os volumes de controle adjacentes, em posições denominadas pontos de integração (ip), marcados como círculos abertos.

Figura 5.1 – Volume de controle criado num vértice dos elementos finitos.



Fonte: Adaptado de ANSYS, 2015.

As equações de conservação são integradas em cada volume de controle e a partir do teorema de divergência de Gauss, as integrais volumétricas envolvendo operadores divergente são convertidas em integrais de superfície. Os fluxos através das superfícies são quantificados pelas integrais de superfície, enquanto as integrais volumétricas representam termos fontes ou de acumulação. O efeito gravitacional e a força de arrasto são incorporados no termo fonte.

Integrando as equações de conservação da massa e da quantidade de movimento, equações (5.1) e (5.2), sobre um volume de controle resultam nas seguintes equações:

$$\frac{d}{dt} \int_{\forall} \rho_k d\forall + \int_S \rho_k \mathbf{v}_k dA = 0 \quad (5.1)$$

$$\frac{\partial}{\partial t} \int_{\forall} \alpha_k \rho_k \mathbf{v}_k d\forall + \int_S \alpha_k \rho_k \frac{\partial}{\partial x_i} (\mathbf{v}_k \mathbf{v}_k) dA = - \int_S \frac{\partial}{\partial x_i} (\alpha_k p_{ik}) dA + \int_S \frac{\partial}{\partial x_i} (\alpha_k \mathbf{T}_k) dA + \int_{\forall} S_{ik} d\forall \quad (5.2)$$

onde ρ_k a massa específica, \mathbf{v}_k é a velocidade, \mathbf{T}_k é o tensor de tensões e S_{ik} o termo fonte da fase k . Os subscritos nas integrais \forall e S são o volume e a superfície de controle de integração e \mathbf{n} é o vetor normal à superfície.

Após discretizar as equações (5.1) e (5.2), as integrais de superfície e volumétricas tornam-se:

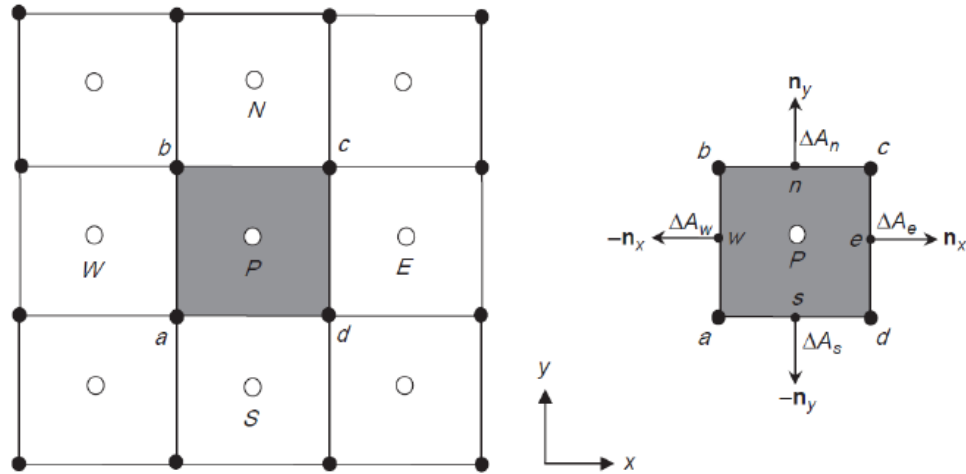
$$\forall \alpha_k \left(\frac{\rho_k - \rho_k^0}{\Delta t} \right) + \sum_{ip} (\alpha_k \rho_k \mathbf{v}_k \Delta \mathbf{n})_{ip} = 0 \quad (5.3)$$

$$\begin{aligned} \forall \alpha_k \left(\frac{\rho_k \mathbf{v}_k - \rho_k^0 \mathbf{v}_k^0}{\Delta t} \right) + \sum_{ip} \alpha_k (\rho_k \mathbf{v}_k \mathbf{v}_k \Delta \mathbf{n})_{ip} \Delta A_{ip} = \\ \sum_{ip} (\alpha_k p_k \Delta \mathbf{n})_{ip} \Delta A_{ip} + \sum_{ip} (\alpha_k \mathbf{T}_k \Delta \mathbf{n})_{ip} \Delta A_{ip} + \overline{S_{kv_i}} \forall \end{aligned} \quad (5.4)$$

onde \forall é o volume de controle, Δt é o passo de tempo, $\Delta \mathbf{n}$ é o vetor na direção normal à superfície e o subscrito ip indica a avaliação no ponto de integração. Os somatórios são realizados sobre todos os pontos de integração do volume de controle, e o sobrescrito 0 refere-se ao tempo anterior, utilizando a formulação implícita.

Uma representação esquemática em 2-D do volume de controle é mostrada na Figura 5.2. Esta figura será utilizada para realizar a aproximação dos termos advectivos, difusivos e de pressão. Considera-se que o ponto P, central ao volume de controle, sobre o qual se discretizam as equações, está cercado por um ponto leste (E) e oeste (W) na direção x, e por pontos norte (N) e sul (S) na direção y.

Figura 5.2 – Volume de controle bidimensional para a discretização das equações.



Fonte: Adaptado de ANSYS, 2015.

1.15.1 Aproximação do termo difusivo

Por aproximação do termo de difusão, compreende-se de modo geral a técnica usada para aproximar as derivadas presentes no segundo termo do lado direito da equação 5.1. A aproximação usual da literatura consiste em se discretizar tais derivadas por uma diferença centrada linear de segunda ordem (YEOH e TU, 2009). Assumindo-se as notações da Figura 5.2, tem-se:

$$\left. \frac{\partial \phi_k}{\partial x} \right|_e \approx \frac{\phi_E - \phi_P}{\Delta x_E}; \quad \left. \frac{\partial \phi_k}{\partial x} \right|_w \approx \frac{\phi_P - \phi_W}{\Delta x_W}; \quad \left. \frac{\partial \phi_k}{\partial y} \right|_n \approx \frac{\phi_N - \phi_P}{\Delta y_N}; \quad \left. \frac{\partial \phi_k}{\partial y} \right|_s \approx \frac{\phi_P - \phi_S}{\Delta y_S}, \quad (5.5)$$

onde ϕ pode ser qualquer propriedade, $\Delta x_E = x_E - x_P$, $\Delta x_W = x_P - x_W$, $\Delta y_N = y_N - y_P$, $\Delta y_S = y_P - y_S$. Assim, o termo difusivo da equação (5.4) fica:

$$\sum_{ip} (\alpha_k \mathbf{T}_k \Delta \mathbf{n})_{ip} \Delta A_{ip} = D_e^k (\phi_E^k - \phi_P^k) + D_w^k (\phi_P^k - \phi_W^k) + D_n^k (\phi_N^k - \phi_P^k) + D_s^k (\phi_P^k - \phi_S^k), \quad (5.6)$$

onde os parâmetros $D_{(e,w,n,s)}^k$ são dados por:

$$D_e^k = \frac{(\alpha_k \mathbf{T}_k \Delta A)_e}{\Delta x_E}, \quad D_w^k = \frac{(\alpha_k \mathbf{T}_k \Delta A)_w}{\Delta x_W}, \quad D_n^k = \frac{(\alpha_k \mathbf{T}_k \Delta A)_n}{\Delta y_N}, \quad D_s^k = \frac{(\alpha_k \mathbf{T}_k \Delta A)_s}{\Delta y_S}, \quad (5.7)$$

As áreas das faces e , w , n e s são dadas apenas por fatores geométricos e são conhecidas. As propriedades fração volumétrica, α_k , e tensor de tensões, \mathbf{T}_k , podem ser calculadas por meio de médias ponderadas dos valores dos nós vizinhos, como mostrado, por exemplo, em Versteeg e Malalasekera (2007).

1.15.2 Aproximação do termo advectivo

Os termos advectivos são aproximados por funções que conectam os nós, local de armazenamento da variável genérica ϕ (MALISKA, 2004). O programa computacional ANSYS-CFX possui diversos modelos para interpolar os termos convectivos. Em geral, as propriedades dos termos advectivos são aproximadas com a seguinte equação:

$$\phi_{ip} = \phi_{up} + \beta \nabla \phi \cdot \Delta \mathbf{r}, \quad (5.8)$$

onde ϕ_{ip} é o valor da variável genérica no ponto de integração, ϕ_{up} é o valor da variável genérica no nó a montante, \mathbf{r} é o vetor do nó a montante até o ponto de integração, β é a função que varia entre os valores de 0 a 1 e $\nabla \phi$ é o gradiente da variável genérica em um nó. A formulação de β e $\nabla \phi$ será alterada conforme o esquema de aproximação dos termos advectivos adotado.

ANSYS-CFX desenvolveu um esquema de advecção denominado Alta Resolução (*High Resolution*) que foi utilizado no presente trabalho, e faz uso de uma

formulação não linear para a função β em cada nó. O fluxo advectivo é avaliado usando os valores calculados de β e $\nabla\phi$ do nó a montante.

Essa metodologia consiste em atribuir um valor mínimo e máximo para a variável genérica ϕ em cada nó, usando um arranjo geométrico envolvendo os nós vizinhos e o próprio nó. Dessa forma, resolve-se a equação (5.8) para cada ponto de integração ao redor do nó para β , garantindo que a variável genérica não ultrapasse ϕ_{\max} e nem fique abaixo de ϕ_{\min} . O valor nodal de β adotado é a de menor medida entre todos os pontos de integração ao redor do nó.

1.15.3 Acoplamento pressão-velocidade

O programa computacional ANSYS-CFX utiliza uma malha co-localizada para realizar o acoplamento pressão-velocidade e considera que todos os volumes de controles presentes na malha sejam idênticos para todas as equações de transporte. Dessa forma não é possível utilizar algoritmos clássicos, como SIMPLE ou PISO. Para resolver esse problema o programa computacional utiliza uma equação de transporte similar ao da quantidade de movimento em cada ponto de integração, método desenvolvido por Rie e Chow (1983) e depois aprimorado por Majumdar (1988):

$$V_{i,ip} = \bar{V}_{i,ip} - \frac{\nabla\Delta t}{\mathbf{a}\Delta t + \rho\nabla} \left(\left. \frac{\partial p}{\partial x} \right|_{ip} - \left. \frac{\partial \bar{p}}{\partial x} \right|_{ip} \right) + \frac{\rho\nabla}{\mathbf{a}\Delta t + \rho\nabla} \left(V_{i,ip}^0 - \bar{V}_{i,ip}^0 \right), \quad (5.9)$$

sendo ∇ o volume de controle, \mathbf{a} a aproximação ao coeficiente central da equação da quantidade de movimento, excluindo o termo transiente, e Δt é um passo de tempo (*timestep*). As barras acima dos termos indicam a média dos valores dos vértices vizinhos ao ponto de integração, enquanto o expoente ⁰ indica valores no intervalo de tempo anterior.

1.15.4 Aproximação do termo transiente

Os termos transientes são tratados com o esquema de segunda ordem atrasada de Euler (*Second Order Backward Euler*), em que os valores no início e no fim de um passo de tempo (*timestep*) são aproximados da seguinte forma:

$$(\rho\phi)^{n-1/2} = (\rho\phi)^0 + \frac{1}{2} [(\rho\phi)^0 - (\rho\phi)^{00}], \quad (5.10)$$

$$(\rho\phi)^{n+1/2} = (\rho\phi) + \frac{1}{2} [(\rho\phi) - (\rho\phi)^0], \quad (5.11)$$

$$\frac{\partial}{\partial t} \int_{\forall} \rho\phi d\forall \approx \frac{\forall}{\Delta t} \left[\frac{3}{2} (\rho\phi) - 2(\rho\phi)^0 + \frac{1}{2} (\rho\phi)^{00} \right], \quad (5.12)$$

onde os termos sem sobrescritos são referentes ao passo de tempo atual, os que possuem ⁰ são do passo de tempo anterior e ⁰⁰ são do penúltimo passo de tempo.

Este esquema é implícito, conservador no tempo, e funciona para qualquer tamanho de passo de tempo. Tem precisão de segunda ordem, porém ainda pode originar algumas oscilações numéricas.

1.16 TRATAMENTO DA INTERFACE

A transferência de quantidade de movimento na interface, \mathbf{M}_k , ocorre devido às forças interfaciais que atuam em uma fase devido à interação com outra. A força interfacial total pode surgir de vários efeitos físicos independentes.

1.16.1 Força de arrasto

O arrasto, neste caso, é uma força que atua sobre a massa de gás presente inicialmente no sistema de distribuição, em contato com um meio fluido que possui diferente velocidade. O arrasto resulta de dois mecanismos: o primeiro é devido à tensão de cisalhamento na superfície, enquanto que o segundo à distribuição de pressão em todo o corpo, sendo chamado arrasto de forma. A força de arrasto total é expressa, geralmente, em termos do coeficiente de arrasto adimensional, C_D . A seguir é apresentado o modelo da força de arrasto para superfície livre.

$$M^D = C_D \rho_1 A_{12} |\hat{v}_1 - \hat{v}_2| (\hat{v}_1 - \hat{v}_2), \quad A_{12} = |\nabla \alpha_1| \quad (5.?)$$

Onde A_{12} é a densidade interfacial, sendo que na superfície livre essa área é calculada em função da fração volumétrica da fase contínua (ANSYS, 2015).

1.16.2 Esquema compressivo para a superfície livre

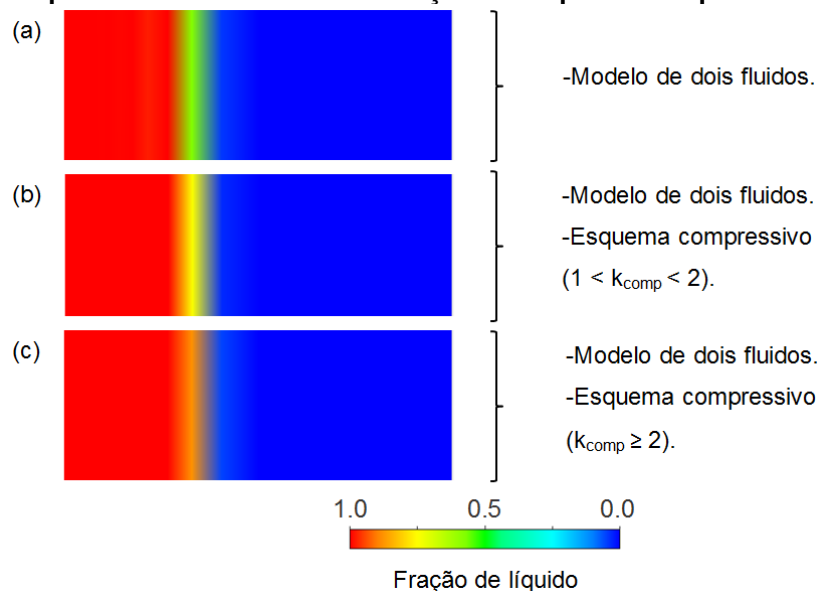
O esquema compressivo foi utilizado para a captura da interface entre as fases líquido-gás. Segundo Zwart (2008), esse esquema é utilizado para obter maior resolução nos resultados numéricos para as interfaces, por meio de uma compressão da interface. Nesse método, a fração volumétrica de cada fase sobre cada ponto de integração, $\alpha_{k,ip}$, é recalculado em função de valores dos vértices vizinhos, como pode ser visto na Equação (5.13):

$$\alpha_{k,ip} = \alpha_{k,up} + k_{comp} \left(\nabla \alpha_k \cdot \vec{\mathbf{R}} \right), \quad (5.13)$$

onde $\alpha_{k,up}$ é o valor da fração volumétrica no nó a montante, \vec{R} é o vetor do vértice vizinho para o ponto de integração e k_{comp} é o coeficiente que permite a compressão da interface quando, $k_{comp} > 1$, (ANSYS, 2015).

A Figura 5.3 mostra um estudo realizado por Ninahuanca (2014), para avaliar a interface utilizando o modelo de dois fluidos com o esquema compressivo. Segundo o autor, a interface é resolvida de forma dispersa se apenas o modelo de dois fluidos for utilizado (Figura 5.3 a), ou seja, há uma região de probabilidade para a interface líquido-gás.

Figura 5.3 – Progressivo aumento da compressão de um filme de líquido escoando com superfície livre através da utilização do esquema compressivo.



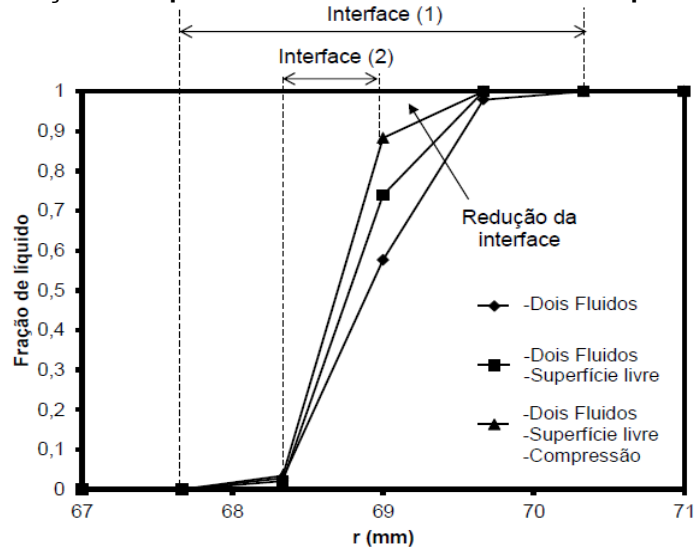
Fonte: NINAHUANCA, 2014.

Ativando-se o esquema de compressão, porém com valor de k_{comp} ainda ligeiramente maior que 1, a região onde a interface pode estar diminui, como observado em (b). Adotando-se uma compressão agressiva, essa região reduz ainda mais, como mostrado em (c).

O comportamento da interface líquido-gás mostrado na Figura 5.3 é apresentado graficamente na Figura 5.4. Segundo Ninahuanca (2015), o uso do esquema compressivo reduz a região onde se encontra a interface, da espessura (1) para a espessura (2) como indicado no gráfico, permitindo uma maior precisão na

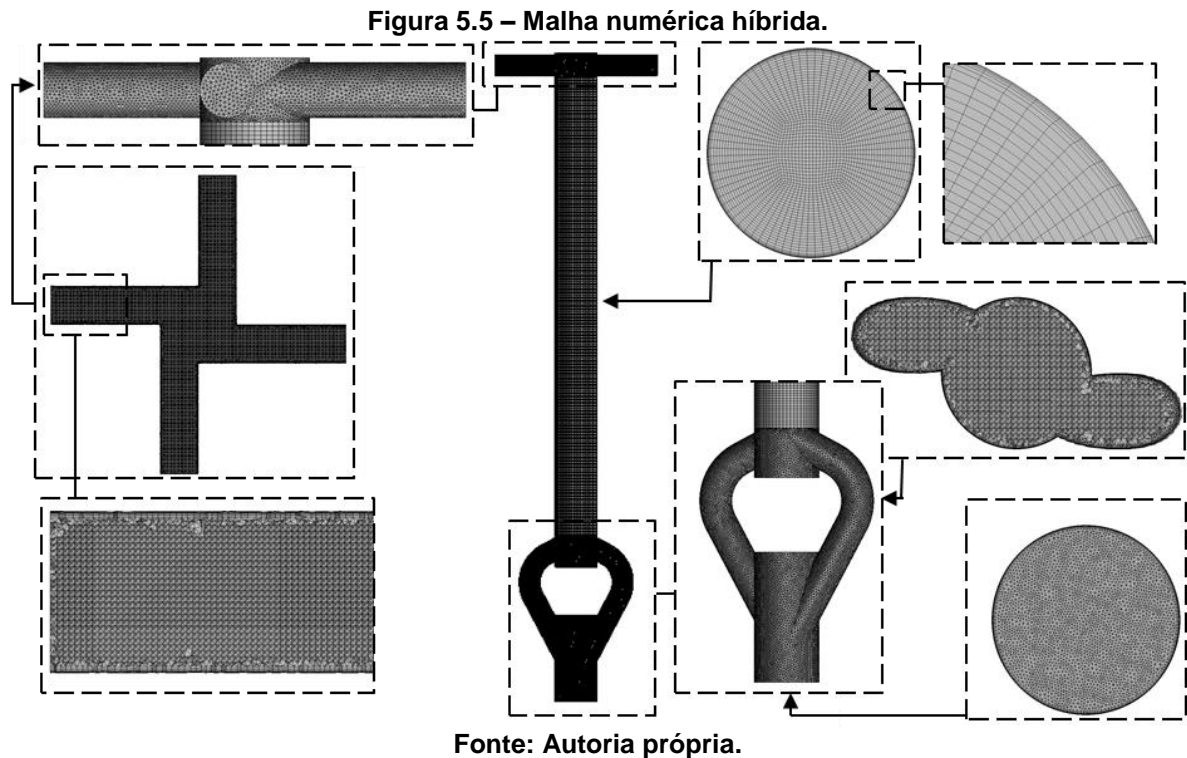
identificação da interface e maior confiabilidade nos resultados da espessura do filme de líquido.

Figura 5.4 – Redução da espessura da interface ao utilizar o esquema compressivo.



1.17 GEOMETRIA E MALHA NUMÉRICA

Na geometria utilizada, desenvolveu-se uma malha híbrida, com elementos tetraédricos e hexaédricos, no programa computacional ICFM-CFX, com a geometria dividida em três regiões. No condicionador e nas saídas a malha utilizada foi com elementos tetraédricos e na câmara ciclônica hexaédricos, como pode ser visto na Figura 5.5.



A necessidade de utilizar elementos hexaédricos na câmara ciclônica se dá pelo fato de que o comportamento do escoamento de filme de líquido é sensível a variação da espessura, e a regularidade dos elementos fornece um melhor detalhamento do escoamento. Então, para resolver esse problema e o da camada limite, foi realizado um refinamento por toda extensão da malha e, também, próximo a parede da câmara ciclônica, detalhado na Figura 5.5. A interface entre as regiões tetraédrica e hexaédrica foi tratada com um acoplamento (*merge*) das superfícies. Para isso, o ICEM-CFD conectou os pontos e os vértices de ambas as malhas unificando-as. Por conta do modelo de turbulência utilizado, foram realizados prismas próximo à parede da malha tetraédrica e estes foram divididos em várias seções para obter o refino necessário na parede.

1.17.1 Teste de malha

Durante a etapa de modelagem numérica foram realizados os testes de malha com o objetivo de obter um modelo que apresente o melhor resultado com o menor custo computacional possível. Esses testes possibilitaram determinar alguns

parâmetros da simulação numérica, como número de elementos da malha, tempo do passo de tempo para a simulação em regime transiente e o tempo total de simulação para representar o fenômeno.

O refinamento necessário para utilização do modelo de turbulência escolhido é outro fator que influencia no número final de elementos da malha. Para o caso do uso do modelo de turbulência SST é necessário que a distância adimensional y^+ seja menor do que cinco (ANSYS, 2015). Portanto, para garantir que todos os parâmetros necessários para a correta caracterização do modelo sejam respeitados, cinco malhas foram testadas e os resultados obtidos para a espessura do filme de líquido foram comparados.

Na Tabela 5.1 pode-se observar o número de elementos de cada malha, o valor para y^+ , a fração de gás média no tempo e no espaço a diferença percentual da fração de gás em relação a malha M5 (menor y^+ e maior número de elementos). A fração de gás média no tempo e no espaço foi medida em um plano transversal da câmara ciclônica, a uma distância de 312 mm do início da câmara ciclônica. Para o y^+ foram testadas duas estruturas com refinamentos diferentes na parede: a primeira estrutura foi utilizada para as malhas M1, M2 e M3, enquanto a segunda estrutura foi utilizada para as malhas M4 e M5.

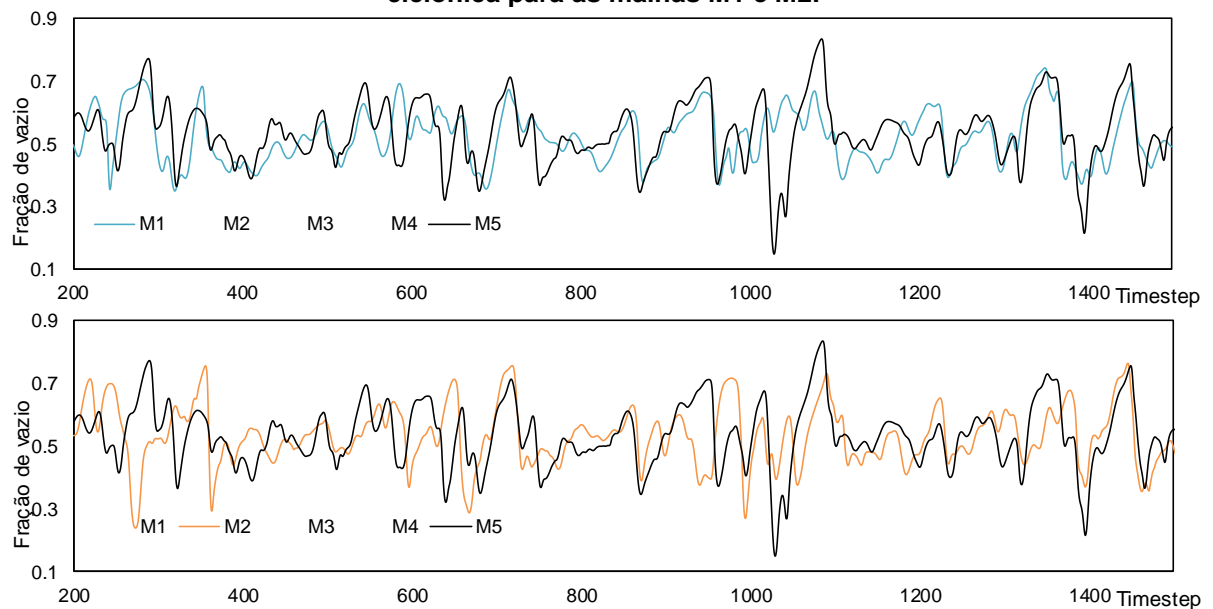
Tabela 5.1 – Comparação do número de elementos, y^+ , α para as malhas testadas

Malha	Número de Elementos	y^+	α	dif %
M1	685.991	5.92	0.519	3.30%
M2	1.759.557	5.24	0.522	2.67%
M3	4.688.436	5.66	0.545	1.62%
M4	1.435.989	2.77	0.523	2.50%
M5	3.976.167	2.77	0.536	-

Os resultados apresentados na Tabela 5.1 são referentes ao valor absoluto (α) e à diferença percentual (dif %) da fração de gás média no tempo e no espaço, para uma velocidade superficial do líquido igual a 0,5 m/s e do gás igual a 0,07 m/s, com os dados de entrada obtidos a partir dos resultados experimentais. Nota-se que todas as malhas possuem resultados, no entanto, a malha M4 é a malha que possui menor y^+ com o maior tempo computacional em comparação com a malha M5.

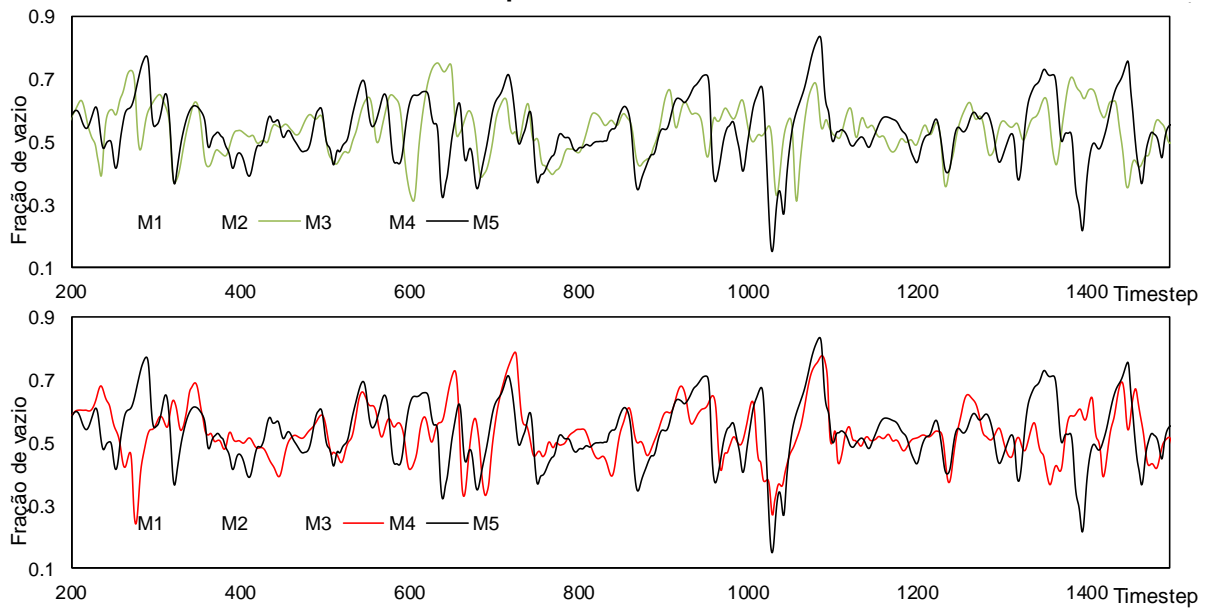
As Figuras 5.6 e 5.7 mostram o comportamento da fração de gás, na altura de 312 mm, ao longo do tempo. É possível notar que a variação da fração de gás para as malhas com menos elementos é menor, pois o tamanho dos elementos são maiores e com isso a resolução da malha é menor, por esse motivo o resultado apresenta uma amplitude da variação menor. Nota-se que a malha M4 possui um comportamento semelhante ao da malha M5 e consegue reproduzir com uma resolução similar à da M5.

Figura 5.6 – Comparação da fração de vazio para a altura de 312 mm ($H=L/2$) na câmara ciclônica para as malhas M1 e M2.



Fonte: Autoria própria.

Figura 5.7 – Comparação da fração de vazio para a altura de 312 mm ($H=L/2$) na câmara ciclônica para as malhas M3 e M4.



Fonte: Autoria própria.

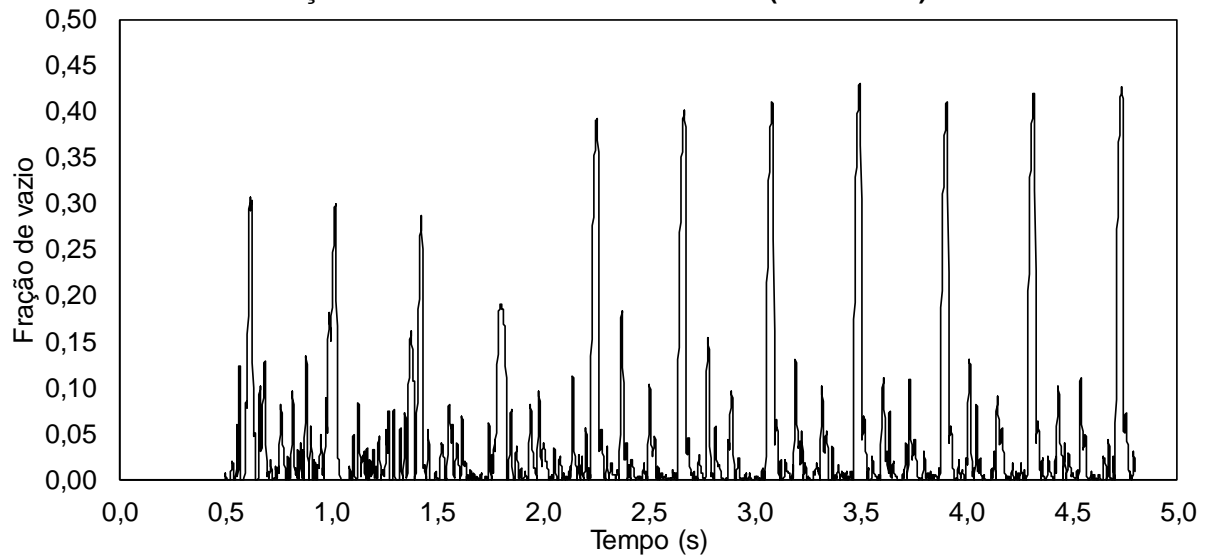
A partir dessas comparações, como a malha M4 necessita de menor tempo computacional em relação a malha M5, preferiu-se utilizar para a realização desse estudo a malha com 1.435.989 elementos.

1.17.2 Teste de tempo total

Após realizar a escolha da quantidade de elementos da malha numérica, é necessário determinar o tempo de simulação capaz de representar o comportamento médio do fenômeno aleatório de um escoamento bifásico. Neste teste foi realizada uma simulação com cinco segundos de duração e com o passo de tempo de 0,50 ms para observar o comportamento do escoamento ao longo do tempo no interior da câmara ciclônica do sistema de distribuição.

A Figura 5.8 apresenta a variação da fração de vazio com o tempo, em uma seção transversal na altura de 312 mm da câmara ciclônica. Nota-se que o comportamento do escoamento tem a característica de um fenômeno transiente, contudo, a fração de vazio não possui o movimento totalmente aleatório, tendo uma frequência de oscilação.

Figura 5.8 – Teste de tempo total de escoamento com a análise da fração de vazio em uma seção transversal na câmara ciclônica (H= 312 mm).



Fonte: Autoria própria.

Para definir o tempo total de simulação utilizou-se a Figura 5.8 como base, por ser o caso com menor par de velocidade superficial. Foi observado que a partir de 2,5 s o escoamento deixava de sofrer influência do efeito do transiente inicial e após esse tempo começa a oscilar de forma periódica. Dessa forma, foi preferido que o tempo total de simulação fosse de 5,0 s com a análise se concentrando no comportamento do escoamento entre o intervalo de 2,5 – 5,0 s.

1.17.3 Teste de passo de tempo

Após a determinação do tempo total de simulação foi realizado o teste de passo de tempo (*timestep*), com o intuito de reduzir o tempo computacional sem que os resultados das simulações numéricas sofram mudança significativa nos resultados. Para isso, foram feitas, com as mesmas velocidades superficiais de líquido e de gás do teste de tempo total, os seguintes passos de tempo: 0,25 ms; 0,50 ms; 0,80 ms; e 1,00 ms. A Tabela 5.2 contempla tais resultados e pode-se observar que a diferença média não é maior que 2%.

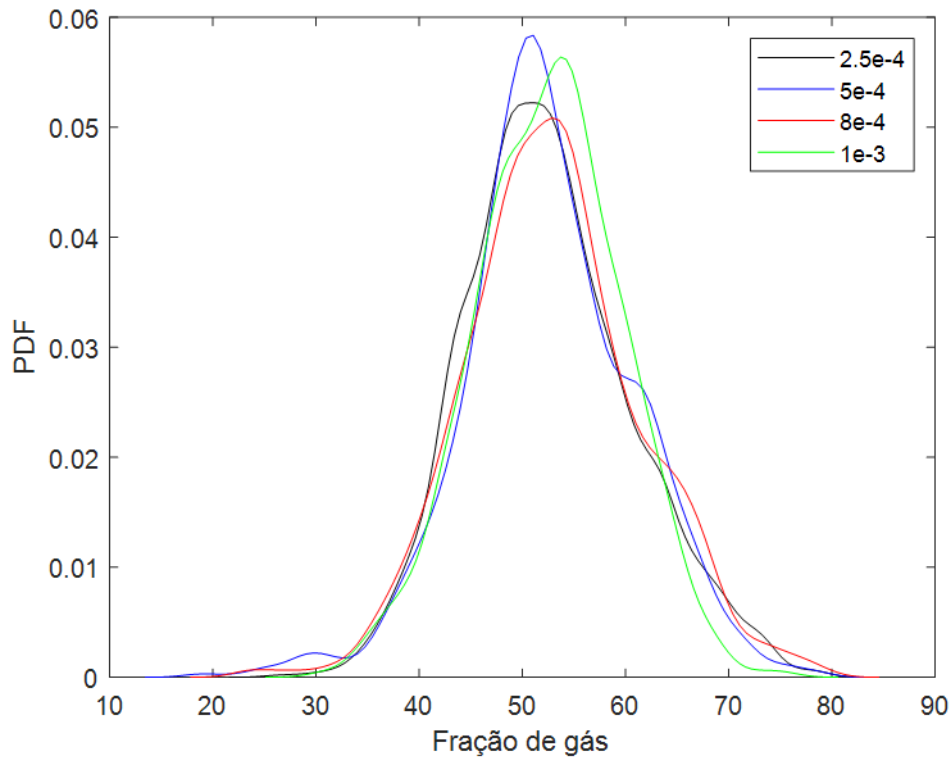
Entretanto, se compararmos as PDFs (Função Densidade de Probabilidade) do escoamento no interior da câmara ciclônica, a simulação que mais se aproxima do

valor de referência (simulação com passo de tempo igual a 0,25 ms) é a de 0,80 ms, como pode ser visto na Figura 5.9. Dessa forma, foi definido o *timestep* de 0,80 ms para as simulações.

Tabela 5.2 – Comparação das frações de vazio médias ao longo de dois intervalos de tempo.

Passo de Tempo (ms)	Média (0,4 – 1,5s)	Desv p.	Média (1,5 – 2,0s)	Desv p.
1,00	0.525	0.23 %	0.524	0.76 %
0,80	0.530	0.66 %	0.525	1.02 %
0,50	0.524	0.40 %	0.526	1.17 %
0,25	0.526	-	0.520	-

Figura 5.9 – PDFs dos escoamentos para diferentes passos de tempo



1.18 SÍNTESE DO CAPÍTULO

Neste capítulo foi apresentada a discretização das equações de balanço pelo método dos Volumes Finitos baseados em Elementos Finitos e a equação da fração volumétrica, como pode ser visto Tabela 5.3.

Tabela 5.3 – Resumos das equações.

Balanço da massa discretizado
$\nabla \left(\frac{\rho - \rho^0}{\Delta t} \right) + \sum_{ip} (\rho \mathbf{U} \Delta \mathbf{n})_{ip} = 0$
Balanço da quantidade de movimento discretizado
$\nabla \left(\frac{\rho \mathbf{U}_i - \rho^0 \mathbf{U}^0}{\Delta t} \right) + \sum_{ip} (\rho \mathbf{U}_i \mathbf{U}_j \Delta \mathbf{n})_{ip} \Delta A_{ip} = \sum_{ip} (p_i \Delta \mathbf{n})_{ip} \Delta A_{ip} + \sum_{ip} \left(\mu_{ef} \left(\frac{\partial \mathbf{U}_i}{\partial x_j} + \frac{\partial \mathbf{U}_j}{\partial x_i} \right) \Delta \mathbf{n}_j \right)_{ip} \Delta A_{ip} + \bar{S}_i \nabla$
Fração volumétrica
$\alpha_{k,ip} = \alpha_{k,up} + k_{comp} (\nabla \alpha_k \cdot \vec{\mathbf{R}})$

Retratou-se também as aproximações utilizadas no modelo numérico para cada termo do balanço, a geração da malha computacional. Por fim, foram apresentados os testes referentes à quantidade de elementos, tempo total de simulação e de passo de tempo, cujos os resultados estão expressos na Tabela 5.4.

Com auxílio do programa computacional ANSYS-CFX 19.1 as equações foram resolvidas de forma iterativa para a obtenção do campo de escoamento de filme de líquido ascendente no interior da câmara ciclônica.

Tabela 5.4 – Resumo dos resultados dos testes de malha.

Tipo de teste	Resultado
Quantidade de elementos	2.126.817 elementos
Passo de tempo	0,8 ms
Tempo total de simulação	5,0 s

6.RESULTADOS

Neste capítulo são apresentados os resultados experimentais e numéricos obtidos nessa dissertação. Primeiramente, é mostrada a grade de testes utilizada tanto nos testes experimentais como nas simulações numérica. Em seguida são analisados os resultados experimentais para diferentes condições de velocidade superficiais. Posteriormente, é realizada a validação do modelo numérico por meio da comparação dos resultados numéricos com os experimentais. Por fim são analisados os resultados numéricos.

1.19 GRADE DE TESTES

Com o objetivo de avaliar o comportamento hidrodinâmico do sistema de distribuição, quando submetido ao padrão de escoamento bifásico de bolhas dispersas, foram definidas para a grade de testes experimental quinze combinações diferentes de velocidades superficiais de líquido e gás (chamadas de pontos – Tabela 6.1). Esses quinze pontos também foram utilizados para validar os resultados numéricos obtidos nas simulações computacionais.

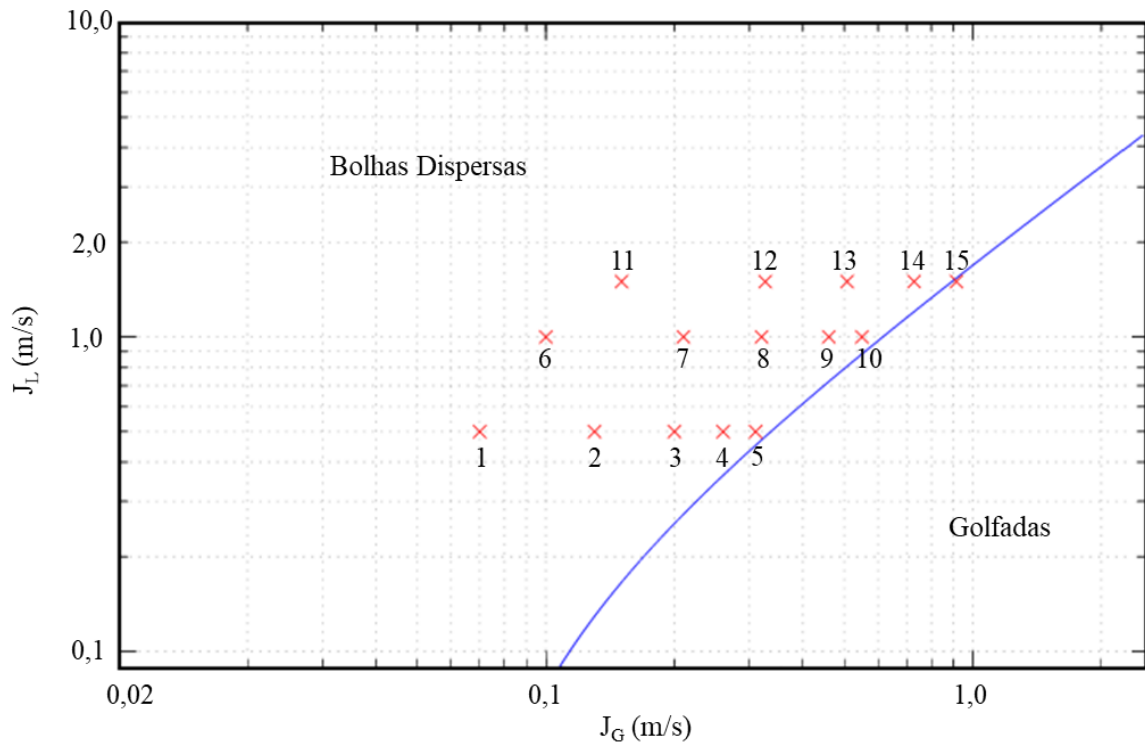
Tabela 6.1 – Grade de teste.

Ponto	J _L (m/s)	J _G (m/s)	Ponto	J _L (m/s)	J _G (m/s)	Ponto	J _L (m/s)	J _G (m/s)
1	0,5	0,07	6	1,0	0,10	11	1,5	0,15
2	0,5	0,13	7	1,0	0,21	12	1,5	0,33
3	0,5	0,20	8	1,0	0,32	13	1,5	0,51
4	0,5	0,26	9	1,0	0,46	14	1,5	0,73
5	0,5	0,33	10	1,0	0,55	15	1,5	0,92

Os pontos da Tabela 6.1 são apresentados em um mapa de fluxo para escoamento bifásico água-ar vertical ascendente para uma tubulação de 52 mm de diâmetro interno (Figura 6.1). Esse mapa foi obtido usando o modelo proposto por

Mishima e Ishii (1984). Os pontos estão representados pelos símbolos em vermelho e a linha azul próxima aos pontos é a região de transição do padrão de bolhas dispersas para o padrão em golfadas. Pode-se observar pelo mapa que a maioria dos pontos estão na região do padrão de bolhas dispersas, apenas dois pontos, ponto 5 ($J_L = 0,5$ m/s e $J_G = 0,33$ m/s) e ponto 10 ($J_L = 1,0$ m/s e $J_G = 0,55$ m/s) se aproximam da região de transição. Já o ponto 15 ($J_L = 1,5$ m/s e $J_G = 0,92$ m/s) está na região de transição para o escoamento em golfadas.

Figura 6.1 – Mapa de fluxo água-ar para escoamento vertical ascendente de Mishima e Ishii (1984) para tubulação com 52 mm de diâmetro interno.

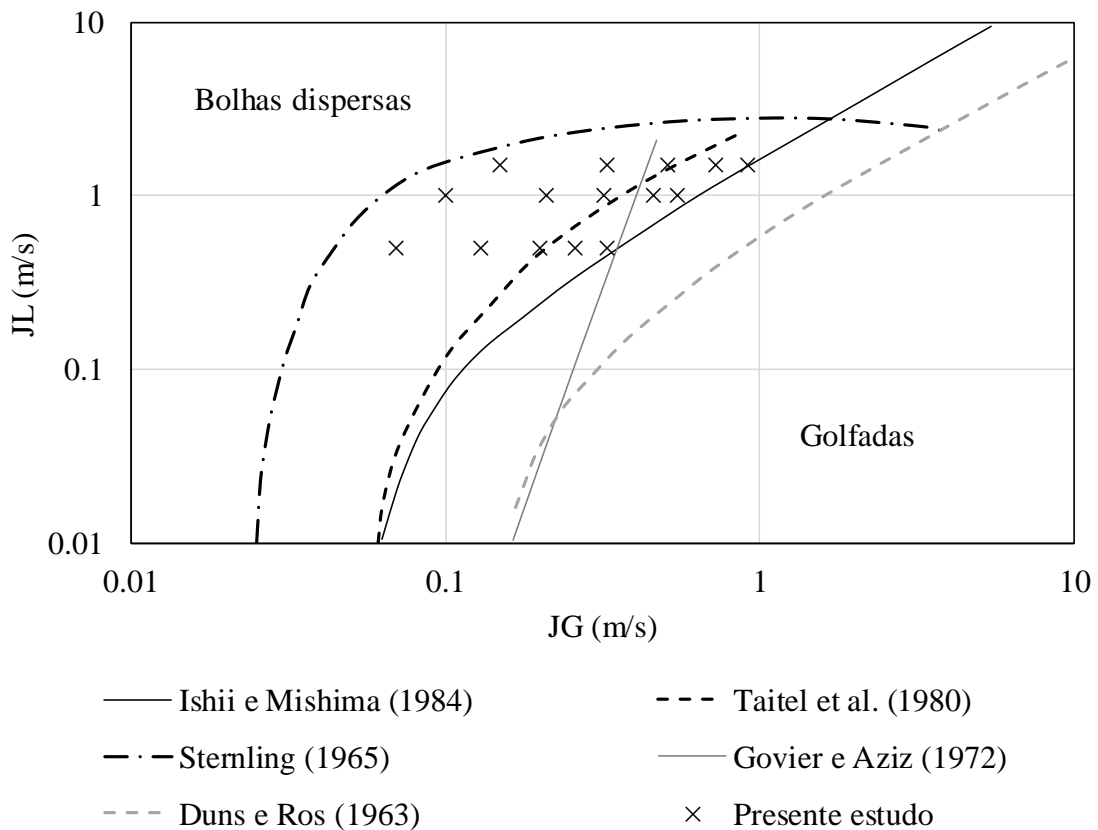


Fonte: Autoria própria.

No entanto, é importante ressaltar que a linha azul é, na realidade, uma faixa de transição e que os modelos para a estimativa dos mapas de padrões de escoamentos divergem uns dos outros quanto a valores absolutos e tendências. Segundo Taitel *et al.* (1980), o motivo dessa discordância entre os modelos se deve à subjetividade das descrições e classificações dos padrões, que geralmente são determinados por observação visual. O escoamento vertical ascendente, por exemplo, é frequentemente caótico e difícil de descrever quando comparado com o escoamento horizontal, o que possibilita diferentes interpretações e julgamentos (SHOHAM, 2006).

A Figura 6.2 apresenta uma comparação de mapas de fluxo, realizada por Mishima e Ishii (1984), para o escoamento bifásico água e ar ascendente vertical, mostrando a transição de bolhas dispersas para golfadas. Segundo os autores, embora exista grandes discrepâncias na localização das curvas de transição, o critério desenvolvido por eles prediz a localização intermediária da faixa de transição. Os autores atribuíram essa discrepância dos modelos principalmente à definição de escoamento com bolhas dispersas, isto é, se inclui bolhas do tipo capa esférica ou não.

Figura 6.2 – Comparação de mapas de fluxo para transição de bolhas dispersas para golfadas para escoamento bifásico água e ar.



Fonte: Adaptado de Mishima e Ishii,1984.

1.20 RESULTADOS EXPERIMENTAIS

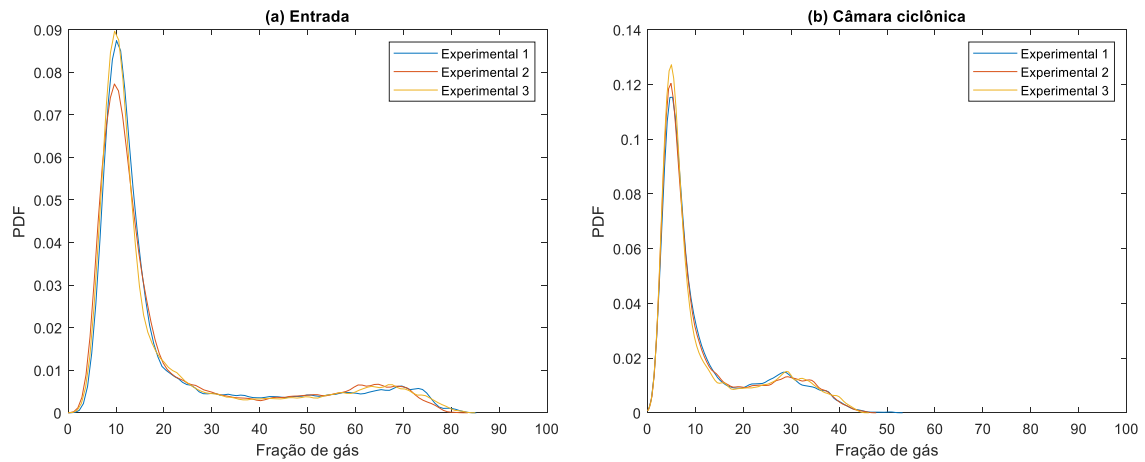
Nesta seção são apresentados os resultados experimentais e a análise hidrodinâmica do escoamento bifásico no sistema de distribuição aqui proposto. Primeiro é realizada uma análise da repetitividade dos resultados, em seguida são mostradas, na sequência, as análises na entrada, na câmara ciclônica e nas saídas do sistema.

1.20.1 Repetitividade das Medições

Com a finalidade de trazer maior confiabilidade nos resultados experimentais as medições de cada ponto foram feitas três vezes. Essas três baterias de medição foram comparadas analisando os sinais obtidos pelos sensores *wire-mesh*.

A comparação dos sinais, em cada bateria, pelos sensores *wire-mesh* alocados nas seções de teste (entrada, câmara ciclônica e saídas) é feita através de funções densidade de probabilidade (PDF) para a fração de gás média no tempo e no espaço do escoamento $\bar{\alpha}$. Dessa forma, nas Figuras 6.3 e 6.4 são apresentadas as PDFs apenas para o ponto 8 ($J_L = 1,0$ m/s e $J_G = 0,32$ m/s), como exemplo, dos valores experimentais de $\bar{\alpha}$ para as três baterias. O padrão de escoamento para esse ponto específico na entrada é bolhas dispersas.

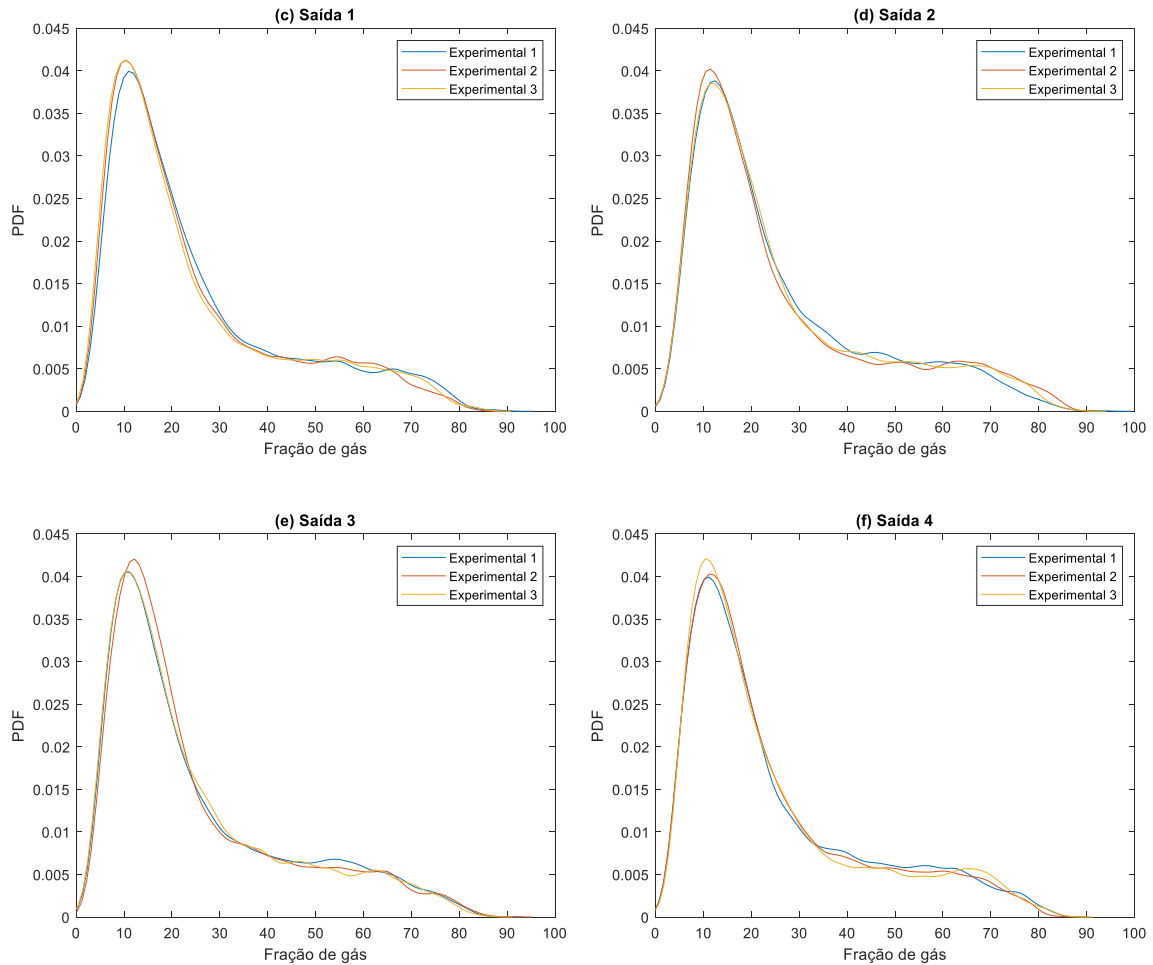
Figura 6.3 – Comparação das PDFs de fração de gás na entrada e câmara ciclônica para as três baterias de medição.



Fonte: Autoria própria.

Observa-se nas Figuras 6.3 e 6.4 que os valores das PDFs de fração de gás são semelhantes para as três baterias de medições realizadas, independentemente da localização do sensor *wire-mesh* na seção de teste (entrada, câmara ciclônica e saídas). Isso indica que não há variações consideráveis nos sinais obtidos em cada bateria do mesmo ponto. Os demais experimentos mostraram um comportamento semelhante ao apresentado para o ponto 8. Como consequência, é possível afirmar que a utilização de apenas uma das três baterias é o suficiente para representar o comportamento hidrodinâmico do escoamento.

Figura 6.4 – Comparação das PDFs de fração de gás nas saídas para as três baterias de medição.



Fonte: Autoria própria.

1.20.2 Descrição e análise do escoamento experimental

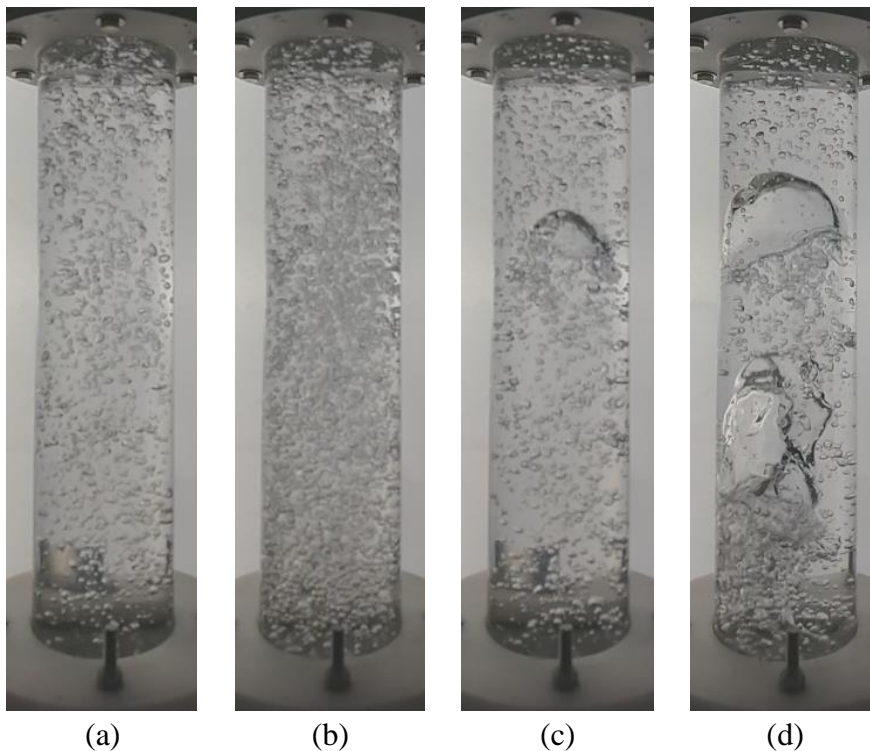
Para facilitar o entendimento do escoamento através da seção de teste será apresentada de forma sequencial: (i) uma análise da região de entrada, realizando uma caracterização através de imagens (obtidas com a câmera de alta velocidade) e através do sinal eletrônico (obtido pelo sensor *wire-mesh*); (ii) uma análise na câmara ciclônica, mostrando a influência do condicionador no escoamento, onde é feita uma comparação entre entrada e câmara ciclônica por meio de imagens reais e reconstruídas (através do sinal do *wire-mesh* para fração de gás); e (iii) uma análise do escoamento nas saídas, para estimar a capacidade de dividir equitativamente o escoamento bifásico.

1.20.2.1 Entrada da seção de testes

Nas Figuras (6.5 – 6.7) são apresentadas imagens reais obtidas com a câmera de alta velocidade na entrada da seção de teste para diferentes instantes. A Figura 6.5 mostra imagens do escoamento na região de entrada da seção de teste para o ponto 1 ($J_L = 0,5$ m/s e $J_G = 0,07$ m/s). Para essa combinação de velocidade superficial de líquido e de gás o escoamento está, de acordo com o mapa de fluxo apresentado na Figura 6.1, no padrão de bolhas dispersas, como mostrado na Figura 6.5 (a). Na Figura 6.5 (b) observa-se que a densidade de bolhas dispersas aumentou, o que propiciou a coalescência de algumas bolhas. Na Figura 6.5 (c) pode-se ver após a coalescência das bolhas a formação de bolhas maiores (capa esférica) e em alguns casos essas bolhas maiores atingem um diâmetro próximo ao da tubulação, como pode ser visto na Figura 6.5 (d).

Figura 6.5 – Escoamento na região da entrada da seção de testes para o ponto 1

Ponto 1 – $J_L = 0,5$ e $J_G = 0,07$ m/s

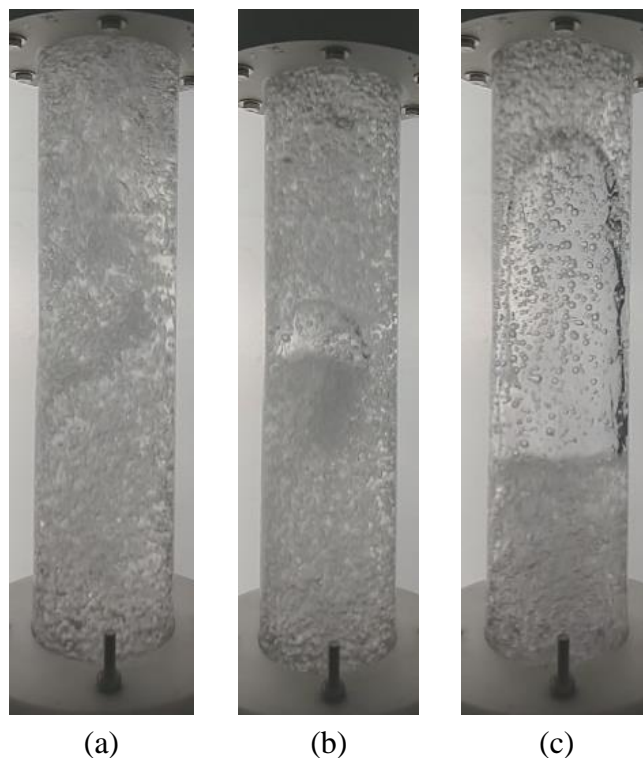


Fonte: Autoria própria.

A Figura 6.6 mostra a mesma região de entrada da Figura 6.5, agora para o ponto 3 ($J_L = 0,5$ m/s e $J_G = 0,20$ m/s), sendo que a velocidade superficial do líquido é a mesma do ponto 1 ($J_L = 0,5$ m/s), porém a velocidade superficial do gás aumenta de $0,07$ m/s para $0,20$ m/s. Por ter uma maior quantidade de gás, a aeração no escoamento como um todo aumenta, Figura 6.6 (a). Além disso, a frequência e o tamanho dos bolsões de gás aumentam, fazendo com que as regiões somente com bolhas dispersas diminuam, Figura 6.6 (b). A coalescência das bolhas aumenta e pode-se agora observar algumas bolhas um pouco alongadas, Figura 6.6 (c), entretanto com uma frequência baixa.

Figura 6.6 – Escoamento na região da entrada da seção de testes para o ponto 3.

Ponto 3 – $J_L = 0,5$ e $J_G = 0,20$ m/s



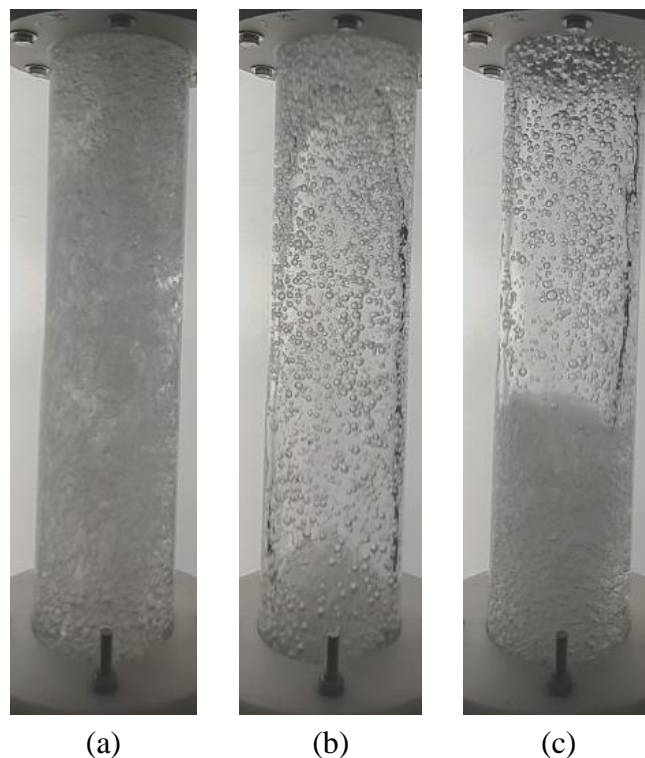
Fonte: Autoria própria.

Na Figura 6.7 é apresentado o ponto 5 ($J_L = 0,5$ m/s e $J_G = 0,33$ m/s), sendo que a velocidade superficial do líquido é mantida igual à dos pontos 1 e 3 ($J_L = 0,5$ m/s) e a velocidade superficial do gás é aumentada para $J_G = 0,33$ m/s. Por conta desse aumento de gás, a aeração e os bolsões de gás ficam ainda maiores. É possível notar, também, o início da distinção de duas estruturas no escoamento: uma delas composta

por regiões contínuas de líquido com bolhas dispersas (Figura 6.7 – a) e outra por bolhas alongadas rodeadas por um filme de líquido com bolhas dispersas (Figura 6.7 – b e c). Nota-se ainda que o comprimento das bolhas se torna mais homogêneo, tendo poucas bolhas semelhantes a capa esférica. Ou seja, o escoamento está dentro de uma região de transição, onde já é possível notar características marcantes do padrão de escoamento em golfadas. Isto é, bolhas alongadas seguidas por pistões de líquido que se repetem ciclicamente. No entanto ainda é possível observar a influência do escoamento em bolhas dispersas que pode ser visto pela intensa aeração do pistão.

Figura 6.7 – Escoamento na região da entrada da seção de testes para o ponto 5.

Ponto 5 – $J_L = 0,5$ e $J_G = 0,33$ m/s

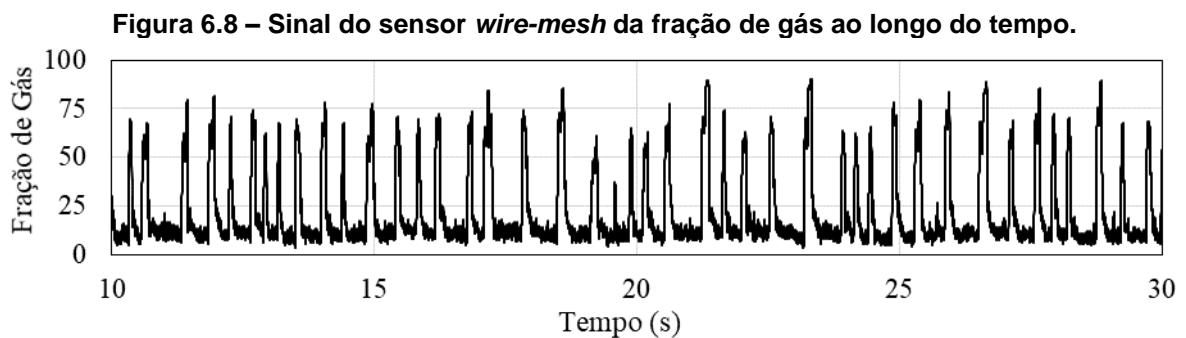


Fonte: Autoria própria.

Padrões semelhantes a esses apresentados nas Figuras (6.5 – 6.7) foram observados para os outros pontos da grade de teste. Os pontos 2, 6, 7, 11 e 12 apresentaram padrões semelhantes ao ponto 1 (bolhas dispersas e do tipo capa esférica). Os pontos 4, 8, 9, 13 e 14 se assemelharam ao ponto 3 (bolhas dispersas, capa esférica e pequenas bolhas de Taylor). Por fim, os pontos 10 e 15 apresentaram

padrões muito semelhantes ao ponto 5, (bolhas de Taylor maiores e pistões de líquido bastante aerados).

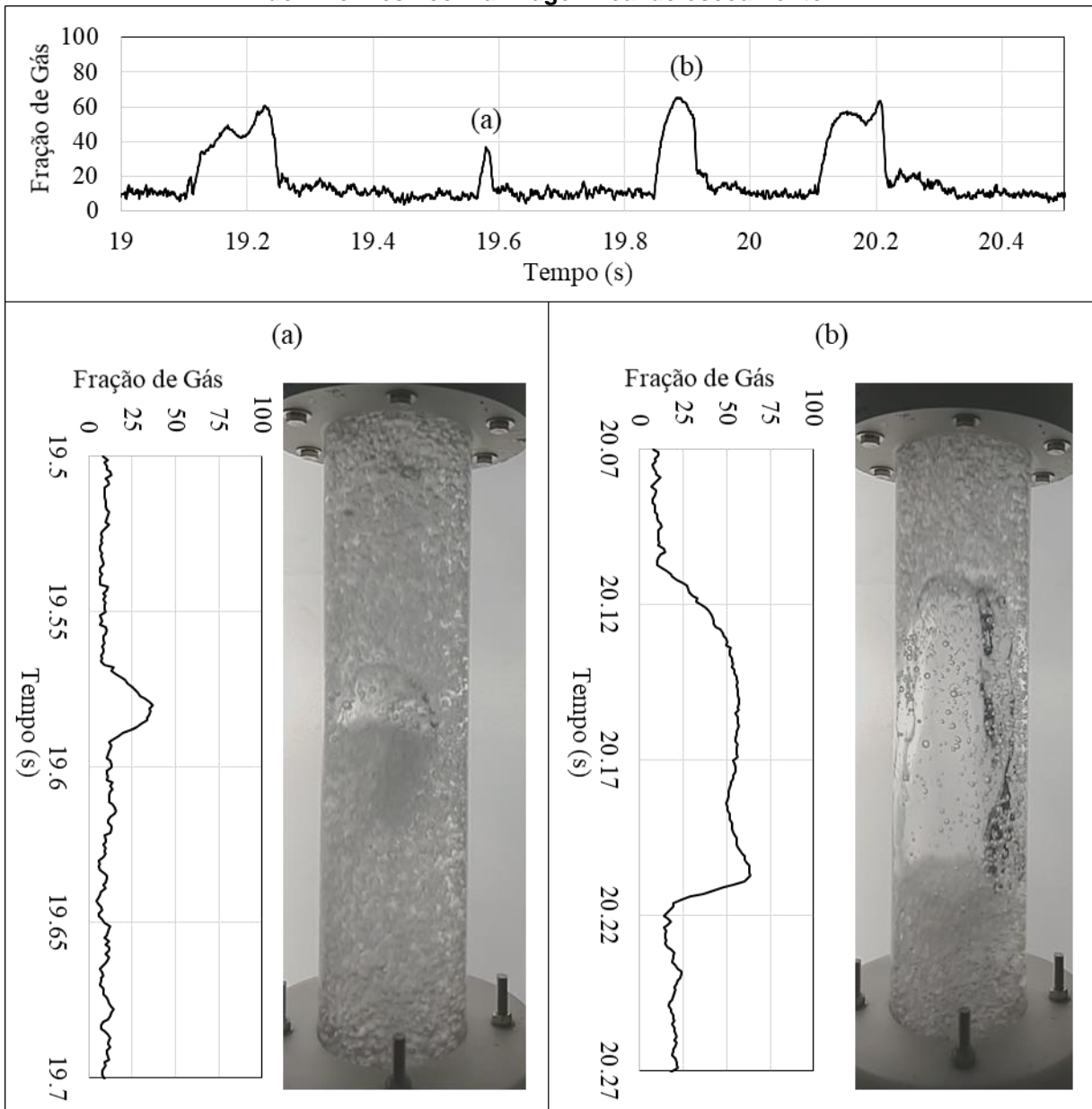
Para avaliar a fração de gás ao longo do tempo na entrada da seção de testes foi utilizado o sensor *wire-mesh*. A Figura 6.8 mostra a fração de gás média no espaço ao longo do tempo apenas para o ponto 3 ($J_L = 0,5$ m/s e $J_G = 0,20$ m/s) como exemplo. A flutuação do sinal ocorre devido à variação da quantidade de gás na seção transversal da tubulação em que o sensor está posicionado. Os picos do sinal representam as regiões com maior concentração de gás, enquanto que os vales representam as regiões com menor concentração de gás.



Fonte: Autoria própria.

Para apresentar maiores detalhes do sinal observado na Figura 6.8, foi selecionada uma janela menor da série temporal, que é mostrada na Figura 6.9 ainda para o ponto 3. Na série temporal mostrada nessa figura, é possível notar que há uma variação na altura e na largura dos picos. Maiores alturas indicam bolhas com seção transversal maior e maiores larguras representam bolhas com um comprimento maior. Na Figura 6.9 (a) é destacado um pico com altura e largura relativamente pequena, o que representa uma bolha com baixa fração de gás e pequeno comprimento. Enquanto a região destacada na Figura 6.9 (b) representa uma bolha com maior fração de gás e comprimento. Nas Figuras 6.9 (a) e (b) são mostradas imagens reais do escoamento correspondentes ao sinal obtido através do sensor *wire-mesh*.

Figura 6.9 – Sinal do sensor *wire-mesh* da fração de gás ao longo do tempo, comparando sinal do *wire-mesh* com a imagem real do escoamento.



Fonte: Autoria própria.

1.20.2.2 Câmara Ciclônica

Após passar pela entrada na seção de testes o escoamento entra no condicionador, onde é dividido por dois braços laterais, que estão posicionados tangencialmente à câmara ciclônica. Devido a esse posicionamento e à curvatura da câmara, gera-se um campo centrífugo que condiciona as fases a um escoamento rotacional (*swirling flow*) e, por conta da diferença de massa específica entre a água

e o ar, a fase líquida escoar próximo à parede do tubo enquanto a fase gasosa escoar na região central.

A Figura 6.10 mostra a influência do condicionador no escoamento também para o ponto 3, apresentando o escoamento na entrada, antes do condicionador, e na câmara ciclônica, depois. Na Figura 6.10 (a) é mostrado um esquema da entrada, condicionador e câmara ciclônica. Em seguida, Figura 6.10 (b), apresenta-se imagens obtidas com câmera de alta velocidade na entrada e na câmara ciclônica.

A Figura 6.9 (c) apresenta uma reconstrução tridimensional da fração de gás obtida com o sensor *wire-mesh*, para a mesma região da Figura 6.9 (b). Essa reconstrução foi feita utilizando o método desenvolvido por Da Silva *et al.* (2007). A variação da fração de gás obtida com o *wire-mesh* em relação ao tempo é mostrada na Figura 6.10 (d). E na Figura 6.10 (e) apresenta-se a PDF da fração de gás para um sinal com 30 segundos.

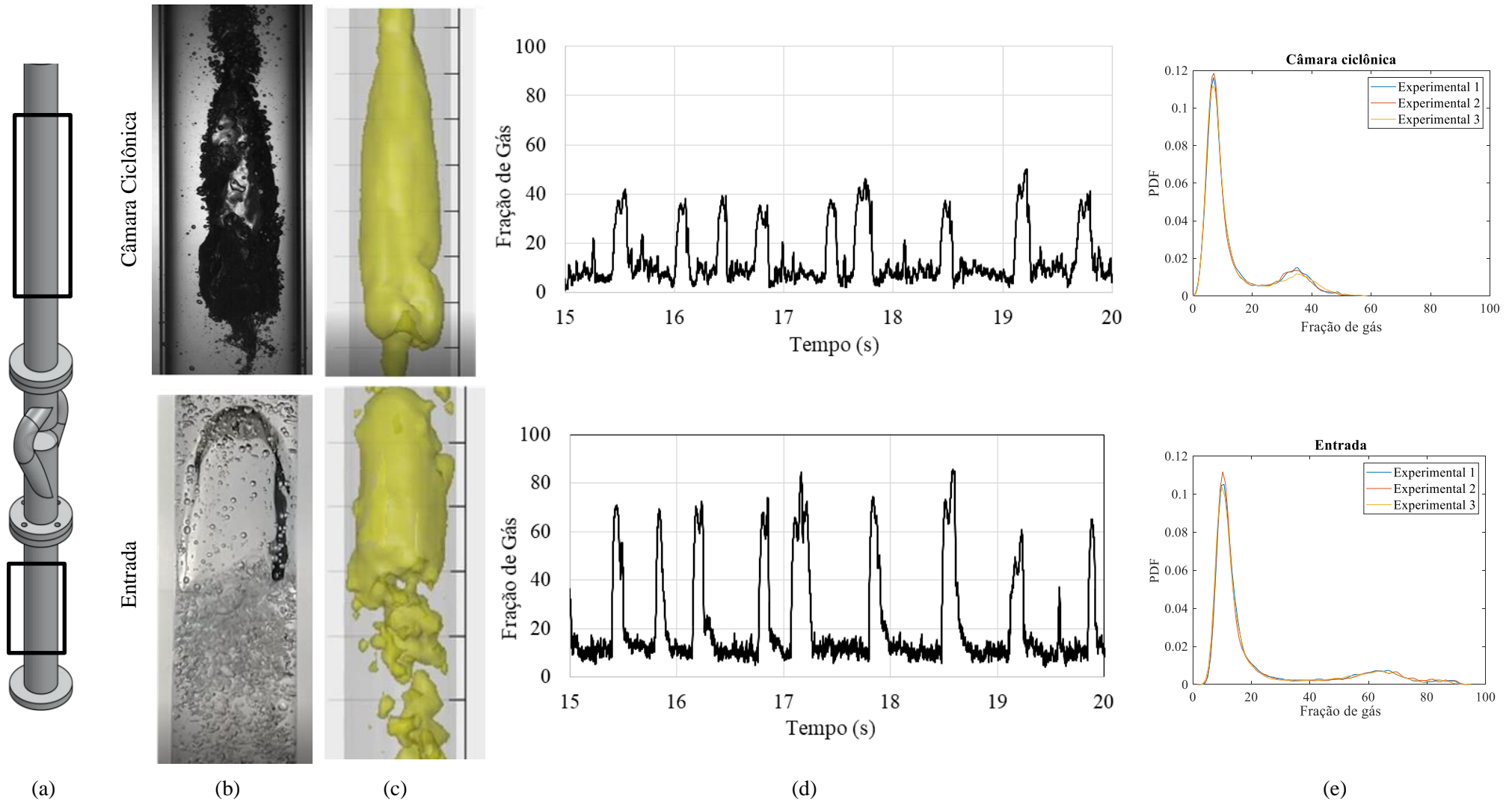
Nas imagens do escoamento obtidas com câmera, Figura 6.10 (b), observa-se que ao passar pelo condicionador o escoamento altera o padrão de bolha alongada e pistão de líquido aerado para um escoamento rotacional (*swirling flow*), com o líquido escoando próximo a parede e o gás na região central. A reconstrução tridimensional do *wire-mesh*, Figura 6.10 (c), possui uma boa concordância com as imagens reais, Figura 6.10 (b), o que permite a caracterização tridimensional do escoamento em tubulações onde a visualização não é possível.

A variação da fração de gás em relação ao tempo, Figura 6.10 (d), na entrada da seção de testes é de 5 a 80% e o gráfico apresenta regiões de picos e vales bem demarcados. Na câmara ciclônica a fração de gás varia de 2 a 50% e a magnitude entre os picos e vales é menor do que na entrada. A partir da comparação desses dois gráficos é possível notar que a variação da fração de gás na câmara ciclônica é menor do que na região de entrada.

A partir da PDF, Figura 6.10 (d), é possível notar que a altura e a largura do primeiro pico são semelhantes entre as regiões de entrada e da câmara ciclônica, o que indica que a dispersão das estruturas com menor fração de gás é similar. Porém, o primeiro pico para a PDF da região de entrada está deslocado para a direita, ou seja, a fração de gás nessas estruturas é maior. Comparando o segundo pico,

observa-se que a PDF da entrada possui uma maior dispersão nessa região quando comparado com a câmara ciclônica, pois apresenta um pico com largura maior e altura menor. Além disso, observa-se que o segundo pico na entrada está deslocado mais para a direita em comparação com o da câmara ciclônica, evidenciando que a fração de gás nessas regiões é maior.

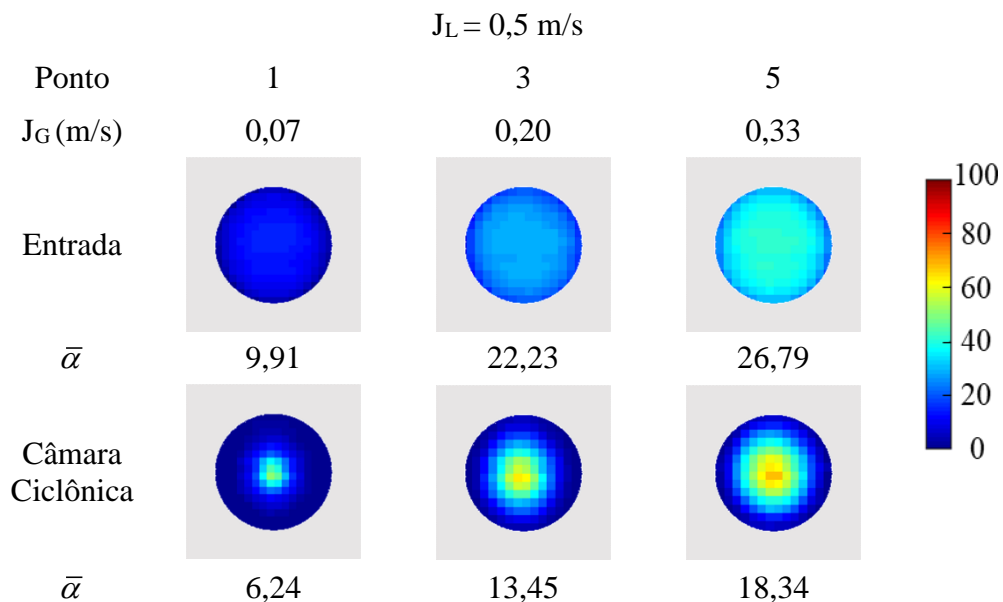
Figura 6.10 – Influência do condicionador no escoamento para o ponto 3 – $J_L = 0,5$ e $J_G = 0,20$ m/s: (a) representação esquemática da entrada, condicionador e câmara ciclônica; (b) imagens reais do escoamento; (c) reconstrução 3D do escoamento a partir de sinais de fração de gás do sensor *wire-mesh*; (d) variação da fração de gás ao longo do tempo obtido com o sensor *wire-mesh*; (e) PDF da fração de gás.



Fonte: Autoria própria.

A fim de avaliar o comportamento da variação da fração de gás entre a entrada e a câmara ciclônica para uma mesma velocidade superficial de líquido, $J_L = 0,5$ m/s, foi realizada uma análise dos campos médios e o do valor médio da fração de gás ($\bar{\alpha}$) para os pontos 1, 3 e 5 (Figura 6.11). Todos esses resultados foram obtidos experimentalmente através do sensor *wire-mesh*. Na Figura 6.11 a cor azul representa água, a cor vermelha representa o ar e as cores intermediárias representam a variação entre água e ar nessa região.

Figura 6.11 – Fração de gás média na seção transversal na entrada e na câmara ciclônica para os pontos 1 ($J_L = 0,5$ m/s e $J_G = 0,07$ m/s), 3 ($J_L = 0,5$ m/s e $J_G = 0,20$ m/s) e 5 ($J_L = 0,5$ m/s e $J_G = 0,33$ m/s).



Fonte: Autoria própria.

Para o ponto 1, a fração de gás na entrada está distribuída ao longo da seção transversal de forma homogênea e com $\bar{\alpha} = 9,91\%$. Isso ocorre pois o escoamento possui predominantemente o padrão de bolhas dispersas com algumas bolhas capesféricas, como mostrado na Figura 6.5. Por não haver uma variação significativa na fração de gás na entrada, o escoamento na câmara ciclônica também possui pouca variação, sendo que o gás se concentra na região central do tubo, o líquido próximo à parede e, na média, a interface líquido-gás se manteve próxima à região central.

Para o ponto 3, Figura 6.11, a fração de gás na entrada possui uma variação: próximo à parede predomina a cor azul escuro e à medida que se aproxima da região

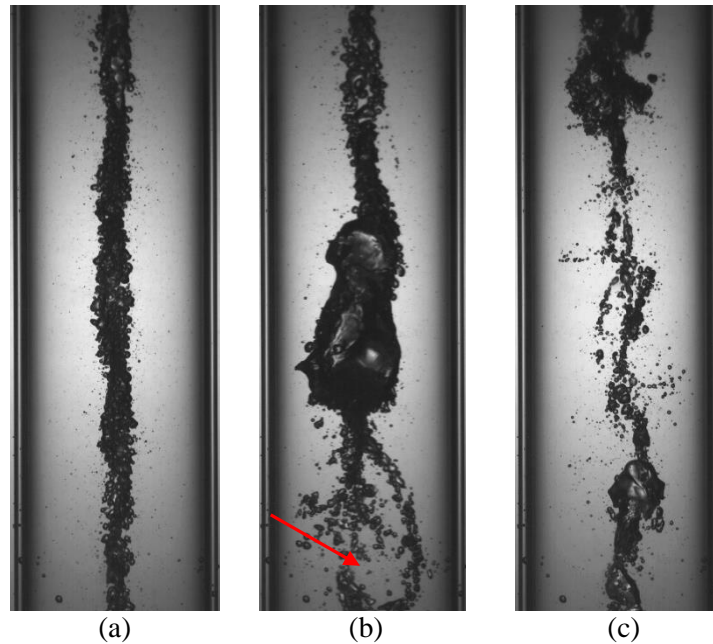
central tende para um azul claro, com fração de gás média igual a 22,23%. Para esse par de velocidades superficiais houve um aumento na coalescência das bolhas. O escoamento, que pelo mapa de fluxo se encontra no padrão de bolhas dispersas, possui um pouco mais de bolhas tipo capa-esférica do que o ponto 1 e algumas bolhas alongadas (Figura 6.6). Por conta dessa maior quantidade de bolhas coalescidas é que ocorre a variação da fração de gás. No entanto, o escoamento na câmara ciclônica se manteve similar ao ponto 1, apenas com o gás ocupando uma área maior por haver uma quantidade maior de gás para esse caso.

Na região de entrada do ponto 5, mostrada na Figura 6.11, a variação da fração de gás é mais perceptível do que no ponto 3, sendo que próximo à parede do tubo possui uma cor azul claro e no centro verde claro, ou seja, a fração de gás média variou de 20%, azul claro, para 40%, verde claro. Esse aumento na variação se deve ao maior número de bolhas alongadas na entrada, como mostrado na Figura 6.7. Todavia, o escoamento na câmara ciclônica continua similar aos pontos 1 e 3, apenas com uma maior área de gás devido ao aumento da quantidade de gás no sistema.

As Figuras 6.12, 6.13 e 6.14 mostram imagens reais de instantes de tempo diferentes para três pontos experimentais na câmara ciclônica obtidos com a câmera de alta velocidade. A Figura 6.12 apresenta o resultado para o ponto 1 ($J_L = 0,5$ m/s e $J_G = 0,07$ m/s).

Figura 6.12 – escoamento na região da câmara ciclônica da seção de testes para o ponto 1.

Ponto 1 – $J_L = 0,5$ e $J_G = 0,07$ m/s



Fonte: Autoria própria.

É observado na Figura 6.12 (a) que o padrão de escoamento é predominantemente do tipo *chain flow*, fenômeno também observado por Shakutsui *et al.* (2010), no qual o filme de líquido escoia próximo à parede e uma região fina de gás escoia no centro da tubulação. Isso ocorre pois o escoamento, ao entrar na câmara ciclônica, sofre influência do campo centrífugo e, por diferença de massa específica, o líquido se concentra próximo à parede do tubo e o gás na região central. Além disso, há pouca variação do escoamento na entrada. Logo, a espessura do filme se mantém constante na maior parte do tempo.

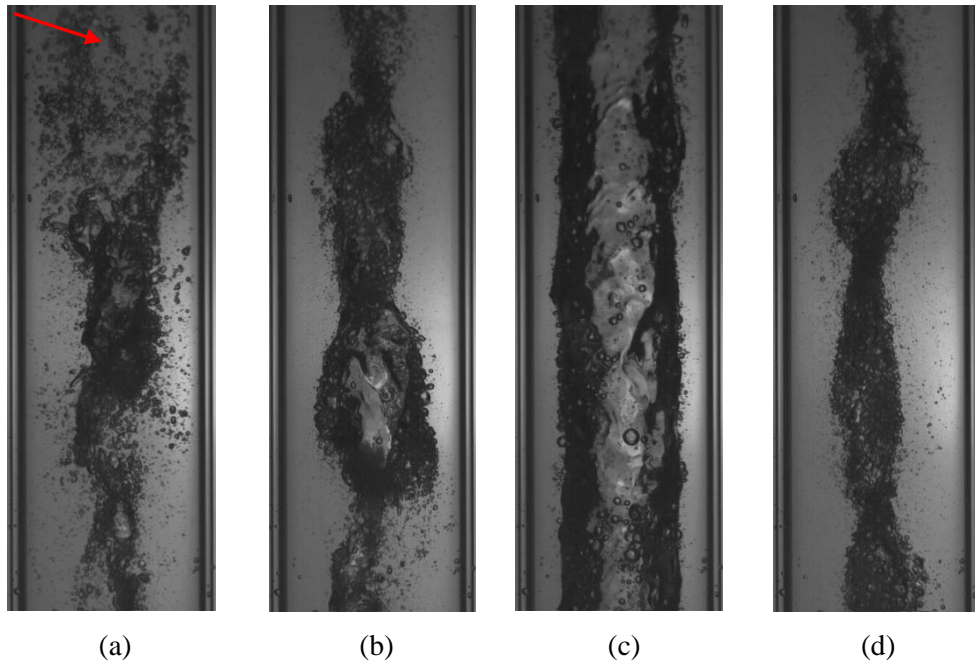
Ainda analisando a Figura 6.12, a segunda estrutura que eventualmente aparece é mostrada na Figura 6.12 (b), na qual ocorre uma redução da espessura do filme de líquido e uma quebra do escoamento de gás na região central (indicada pela seta na parte inferior da imagem). Foi observado ainda que, em alguns instantes, o líquido preenche toda ou quase toda a tubulação (Figura 6.12 – c). As estruturas mostradas na Figura 6.12 (b) e (c), ocorrem em conjunto e sequencialmente, visto que as regiões com redução de espessura acontecem devido à coalescência das bolhas dispersas em bolhas maiores, como bolhas tipo capa esférica. Esse fenômeno faz com que uma maior quantidade de gás entre na câmara ciclônica e forme um bolsão

de gás, como mostrado na Figura 6.12 (b). Com a coalescência de bolhas, o ar que estava disperso na tubulação se concentra em algumas regiões. Como consequência, a concentração de gás nas regiões subsequentes diminui (Figura 6.12 – c). Regiões com espessura do filme de líquido reduzida ocorrem para esse ponto devido aos bolsões de gás, porém com uma frequência menor, uma vez que a coalescência das bolhas dispersas não chega a formar bolhas alongadas.

A Figura 6.13 mostra as imagens reais das estruturas mais recorrentes para o ponto 3 ($J_L = 0,5$ m/s e $J_G = 0,20$ m/s). Na região da entrada, anterior ao condicionador, foi observada maior coalescência das bolhas dispersas que se transformaram em bolhas do tipo capa esférica e bolhas alongadas. Por conta disso, na câmara ciclônica foram observadas algumas regiões com redução da espessura do filme: redução devido às bolhas do tipo capa esférica (Figura 6.13 – b) e devido às bolhas alongadas (Figura 6.13 – c). Devido ao aumento da quantidade de gás em relação ao ponto 1 (Figura 6.12 – a), a estrutura de bolhas dispersas na entrada tem uma fração de gás maior. Com isso, a região do gás na câmara ciclônica ocupa uma área maior, fazendo com que o filme de líquido seja um pouco mais fino (Figura 6.13 – d). Vale ressaltar que ainda foi observada a quebra do escoamento de gás, indicada pela seta na Figura 6.13 (a), de maneira semelhante ao ponto 1 (Figura 6.12 – b).

Figura 6.13 – escoamento na região da câmara ciclônica da seção de testes para o ponto 3.

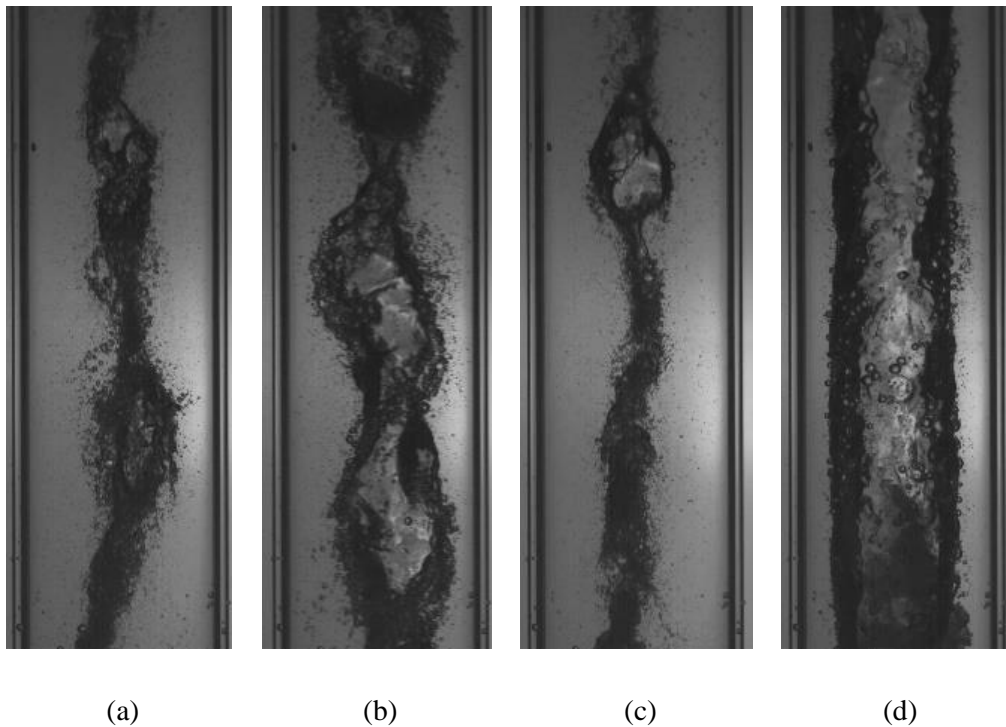
Ponto 3 – $J_L = 0,5 \text{ m/s}$ e $J_G = 0,20 \text{ m/s}$



Fonte: Autoria própria.

O ponto 5, segundo o mapa de fluxo de Ishii e Mishima (1984), encontra-se na região de transição de bolhas dispersas para golfadas, porém visualmente o escoamento na entrada se aproxima mais ao padrão de golfadas, como mostrado na Figura 6.7. Então devido à alternância de pistões de líquido e bolhas de Taylor, o escoamento na câmara ciclônica para o ponto 5, Figura 6.14, possui uma variação na espessura do filme de líquido. A Figura 6.14 (a) e (c) representam a passagem de pistões de líquido, enquanto que as Figura 6.14 (b) e (d) representam a passagem de bolhas alongadas. Para o ponto 5 não foi observado a quebra do escoamento de gás como ocorreu nos pontos 1 e 3.

Figura 6.14 – escoamento na região da câmara ciclônica da seção de testes para o ponto 5.
 Ponto 5 – $J_L = 0,5$ e $J_G = 0,33$ m/s



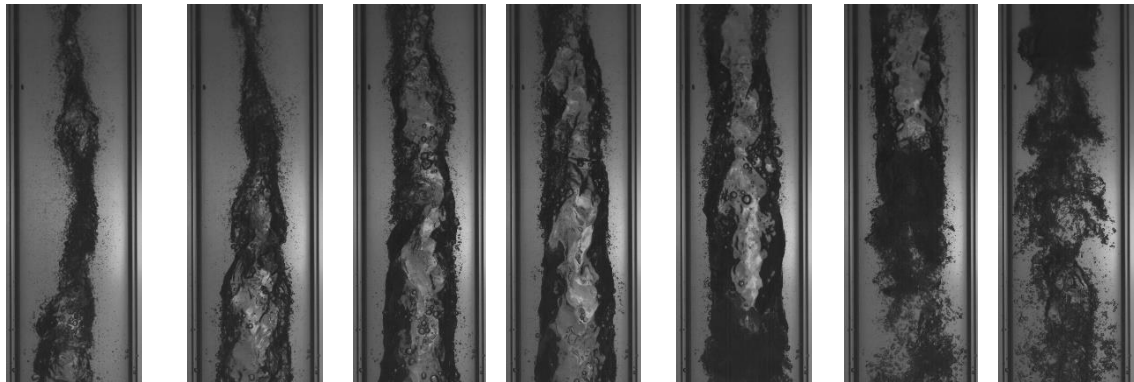
Fonte: Autoria própria.

Padrões semelhantes a esses apresentados nas Figuras (6.12 – 6.14) foram observados para os outros pontos da grade de teste. Os pontos 2, 6, 7, 11 e 12 apresentaram padrões semelhantes ao ponto 1. Os pontos 4, 8, 9, 13 e 14 se assemelharam ao ponto 3. Por fim, os pontos 10 e 15 apresentaram padrões semelhantes ao ponto 5.

Para os pontos mais próximos da região de transição, ocorre uma variação maior da fração de gás na câmara ciclônica, como mostrado na Figura 6.15. Cada imagem mostrada nessa figura tem um acréscimo de tempo de 0,01 s, ou seja, na câmara ciclônica espessura do filme flutua significativamente num curto período de tempo. Para o caso mostrado na Figura 6.15, por exemplo, a espessura reduziu de duas a três vezes em 0,03 s. Isso ocorre devido ao processo de coalescência entre bolhas que propicia um escoamento intermitente na entrada do sistema de distribuição.

Figura 6.15 – Variação da espessura do filme de líquido na região da câmara ciclônica da seção de testes para o ponto 5.

Ponto 5 – $J_L = 0,5 \text{ m/s}$ e $J_G = 0,33 \text{ m/s}$



t = 1,21 s

t = 1,22 s

t = 1,23 s

t = 1,24 s

t = 1,25 s

t = 1,26 s

t = 1,27 s

Fonte: Autoria própria.

Além disso para o tempo de $t = 1,27 \text{ s}$, por exemplo, a quantidade de gás na câmara ciclônica, quando comparada com instantes anteriores, é consideravelmente menor. Além disso, para esse instante de tempo, a fase gasosa está bastante dispersa e com bolhas pequenas de modo que o filme não fica claramente definido. Esse tipo de característica do escoamento é difícil de ser captado através do sensor *wire-mesh*, por ser uma malha de eletrodos com uma resolução espacial limitada – para esse caso a resolução da malha é de $3 \times 3 \text{ mm}$.

O escoamento rotacional (*swirling flow*) na câmara ciclônica é importante, uma vez que auxilia na distribuição do escoamento nas quatro saídas, principalmente para os casos em que se têm bolhas alongadas e do tipo capa esférica. Sem a influência do campo centrífugo as bolhas maiores tenderiam para uma das saídas, o que ocasionaria em sobrecarga para um eventual separador conectado a elas. No entanto, com o líquido escoando próximo à parede em espiral e o gás na região central, a divisão tende a ser axissimétrica, facilitando a distribuição e possibilitando uma vazão de entrada menor para os separadores à jusante. Logo, a ocorrência de um filme de líquido na câmara ciclônica facilita a distribuição do escoamento nas saídas do sistema de distribuição aqui estudado.

O filme de líquido na câmara ciclônica, no entanto, varia ao longo do tempo como mostrado na Figura 6.15. Então para avaliar a influência do aumento de J_L e J_G

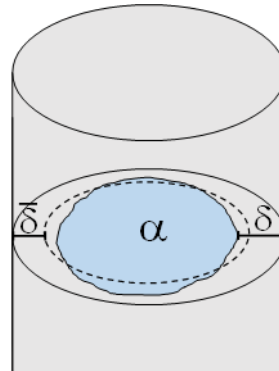
nessa espessura foram calculados os valores de espessura média em um plano. Segundo Edit (2017) é possível estimar a espessura do filme de líquido média, $\bar{\delta}$ a partir da fração de gás média, $\bar{\alpha}$, que foi medida com o sensor *wire-mesh*, através da equação (6.1).

$$\bar{\delta} = R_0(1 - \sqrt{\bar{\alpha}}) \quad (6.1)$$

onde: R_0 é o raio da câmara ciclônica.

A Figura 6.16 mostra um desenho esquemático de como a fração de gás média é determinada. Como $\bar{\alpha}$ é um campo contínuo, o valor $\bar{\alpha} = 0,5$ foi definido para transformar o campo contínuo em discreto, sendo que $\bar{\alpha} \geq 0,5$ representa a região ocupada pelo gás e $\bar{\alpha} < 0,5$ a região ocupada pelo líquido. O valor da $\bar{\delta}$ é representado pela linha pontilhada e o $\delta(t)$ é representado pela linha contínua.

Figura 6.16 – Representação esquemática da área ocupada pela fração de gás, espessura e espessura média em qualquer plano transversal da câmara ciclônica (Fonte: EDIT, 2017).



Fonte: Autoria própria.

A Tabela 6.2 apresenta os valores de fração de gás média ($\bar{\alpha}$), junto com o desvio padrão devido à flutuação do valor temporal, e espessura do filme de líquido média ($\bar{\delta}$) para os quinze pontos da grade de teste.

Ao analisar os pontos de 1 a 5, em que a velocidade superficial de líquido ($J_L = 0,5$ m/s) permanece constante, é possível notar que, com o aumento do J_G , a fração de gás e o desvio padrão de α aumentam. Isso ocorre pois, com o aumento de J_G , a quantidade de gás no sistema aumenta e, devido ao aumento da coalescência, a intermitência do escoamento também aumenta. Como consequência, ocorre a

diminuição da espessura média do filme de líquido, uma vez que a fase gasosa ocupa uma área maior. O mesmo comportamento é observado ao comparar os pontos com o $J_L = 1,0$ m/s constante (pontos 6 a 10), e os pontos de 11 a 15 onde o $J_L = 1,5$ m/s também permanece constante.

Tabela 6.2 – Fração de gás (α), desvio padrão e espessura do filme na câmara ciclônica

Ponto	J_L (m/s)	J_G (m/s)	α (%)	Desv P. de α	Espessura (mm)
1	0,5	0,07	6,24	7,33	19,50
2	0,5	0,13	10,74	9,80	17,48
3	0,5	0,2	13,45	11,28	16,47
4	0,5	0,26	15,33	12,04	15,82
5	0,5	0,33	18,34	13,82	14,87
6	1,0	0,10	6,76	5,13	19,24
7	1,0	0,21	9,85	8,92	17,84
8	1,0	0,32	12,05	10,50	16,98
9	1,0	0,46	15,12	12,09	15,89
10	1,0	0,55	18,61	13,66	14,79
11	1,5	0,15	7,64	4,54	18,81
12	1,5	0,33	11,85	7,76	17,05
13	1,5	0,51	15,71	10,04	15,69
14	1,5	0,73	20,69	12,27	14,17
15	1,5	0,92	26,19	14,57	12,69

O oposto ocorre quando se mantém J_G fixo e varia J_L . Comparando os pontos 5, 8 e 12 que possuem velocidade superficial de gás igual a $J_G = 0,33$ m/s, observa-se que com o aumento de J_L a fração de gás média e o desvio padrão diminuem, enquanto a espessura de líquido aumenta. É interessante notar que a taxa de aumento da espessura diminui. Para o ponto 5 ($J_L = 0,5$ m/s) a espessura de líquido é igual a 14,87 mm e para o ponto 8 ($J_L = 1,0$ m/s) é $\bar{\delta}_{p8} = 16,98$, ou seja, houve um aumento de 34,26%. Porém do ponto 8 para o ponto 12, com $J_L = 1,5$ m/s e $\bar{\delta}_{p12} = 17,05$, o aumento foi de 1,66%. Essa redução na taxa de aumento da espessura ocorre, pois, a proporção de gás para os pontos 8 e 12 são mais próximas.

Vale à pena ressaltar que independente da condição do escoamento bifásico na entrada do sistema de distribuição aqui estudado, o escoamento se torna rotacional após passar pelo condicionador e um filme de líquido é formado na câmara ciclônica. Esta condição de escoamento facilita a divisão e/ou uma pré-separação das fases nas saídas do sistema de distribuição, que é o objetivo desse equipamento proposto.

1.20.2.3 Saídas da seção de teste

Nessa subseção é analisada a hidrodinâmica do escoamento bifásico nas quatro saídas do sistema de distribuição. O escoamento no final da câmara ciclônica é dividido em quatro saídas horizontais (diâmetro interno de 26 mm), que estão conectadas a quatro tubos verticais, com diâmetro interno de 76,2 mm (representando um possível separador ciclônico).

Nas Figuras 6.17 a 6.19 são apresentadas imagens reais obtidas por meio da câmera de alta velocidade para uma das saídas em diferentes instantes de tempo. O sentido do escoamento é da direita para a esquerda, conforme indicado pela seta na Figura 6.17 (a). Ou seja, a câmara ciclônica (que não aparece nas imagens) está à direita das saídas (tubo horizontal) e o tubo do lado esquerdo, na posição vertical, representa um possível separador ciclônico.

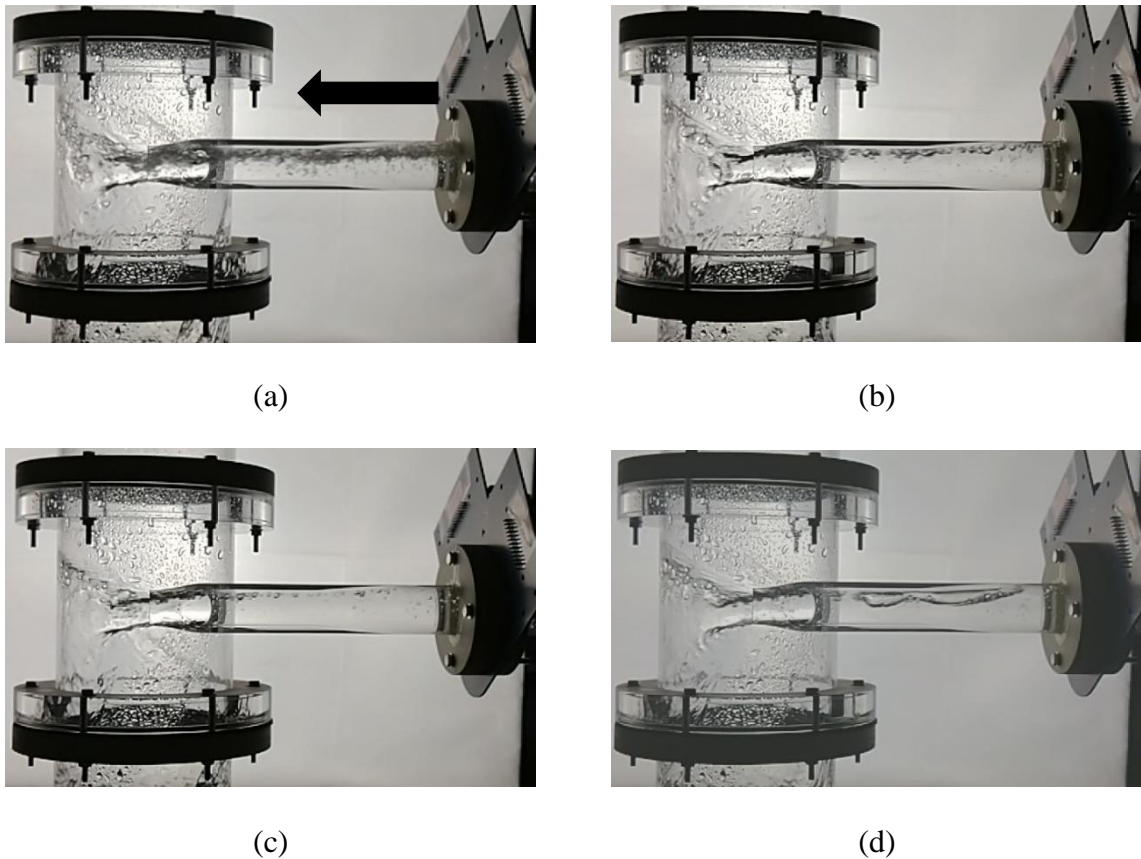
A Figura 6.17 mostra imagens para o ponto 1 ($J_L = 0,5$ m/s e $J_G = 0,07$ m/s). Para essa combinação de velocidades superficiais, o escoamento é predominantemente como mostrado na Figura 6.17 (a), isto é, a fase líquida escoar na parte inferior e a fase gasosa na parte superior. Essa estrutura de escoamento ocorre pois na câmara ciclônica o escoamento se mantém na maior parte do tempo com um filme de líquido com espessura média de 19,50 mm, como mostrado na Figura 6.12 (a) e na Tabela 6.2. No entanto, assim como observado na câmara ciclônica, existe uma variação na quantidade de gás que faz com que o líquido escoar com algumas bolhas dispersas (Figura 6.17 – b), caracterizando um padrão de escoamento intermitente.

Nas Figuras 6.17 (b) e (c) foi observado que o escoamento de gás quase cessa em alguns instantes e apenas uma pequena quantidade de bolhas dispersas

permanece escoando na fase líquida. Esse comportamento era esperado para esse par de velocidades, pois em alguns instantes o líquido preenche quase toda a tubulação da câmara ciclônica, como mostrado na Figura 6.12 (c).

Devido à intermitência do escoamento bifásico na entrada do sistema de distribuição, ora como padrão de bolhas dispersas e ora como bolhas do tipo capa esférica, foram observados bolsões de gás (semelhante a pequenas bolhas de Taylor) e pistões de líquido (Figura 6.12 – b e Figura 6.17 – d) tanto na câmara ciclônica como nas saídas.

Figura 6.17 – Escoamento em uma das saídas da seção de testes para o ponto 1.
Ponto 1 – $J_L = 0,5$ m/s e $J_G = 0,07$ m/s



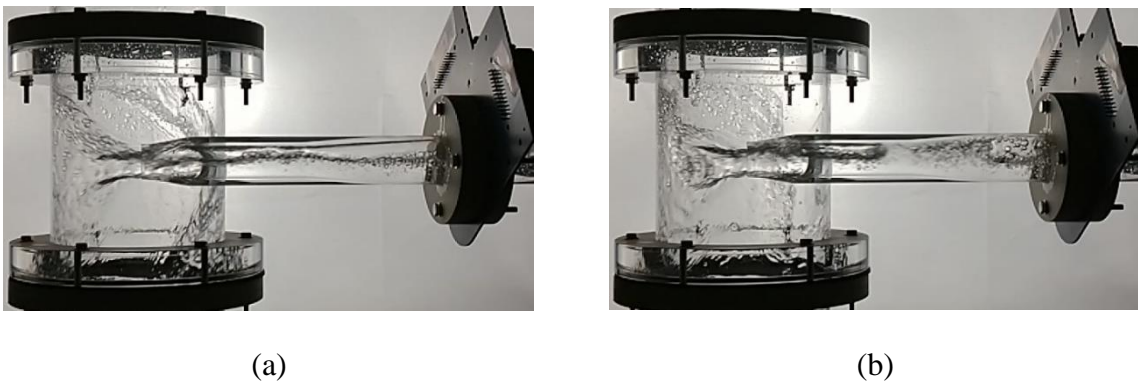
Fonte: Autoria própria.

Para o Ponto 3 ($J_L = 0,5$ m/s e $J_G = 0,20$ m/s) o escoamento nas saídas se mantém intermitente como no ponto 1. No entanto, devido ao aumento da velocidade superficial do gás, os bolsões são mais compridos e homogêneos e a interface líquido-gás se encontra, geralmente, mais próxima da metade do tubo (Figura 6.18 – a).

Os trechos com apenas líquido na saída, semelhante a pistões de líquido, possuem um comprimento menor no ponto 3 (Figura 6.18 – b) quando comparado ao ponto 1 (Figura 6.17 – b e c). Isso ocorre, pois na câmara ciclônica o escoamento de gás tem menos interrupções, como mostrado na Figura 6.13 (b).

Figura 6.18 – Escoamento em uma das saídas da seção de testes para o ponto 3.

Ponto 3 – $J_L = 0,5 \text{ m/s}$ e $J_G = 0,20 \text{ m/s}$

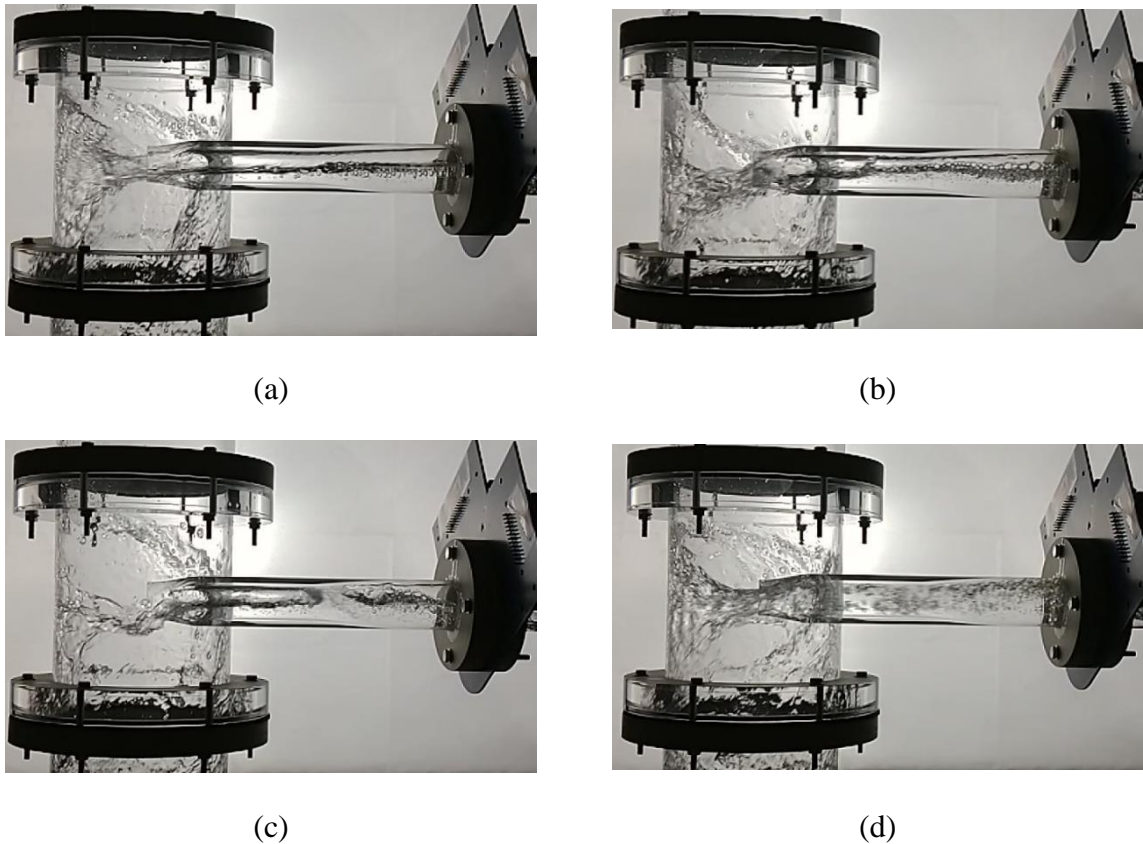


Fonte: Autoria própria.

A Figura 6.19 apresenta os resultados na saída para o Ponto 5 ($J_L = 0,5 \text{ m/s}$ e $J_G = 0,33 \text{ m/s}$), onde foi observado que o comprimento dos bolsões de gás aumenta em relação ao ponto 3, ou seja, o escoamento com a fase líquida na parte superior e a fase gasosa na parte inferior predomina. Neste caso, a interface se localizou aproximadamente na metade da tubulação. Entretanto, como o escoamento possui a característica de ser intermitente, a altura do filme de líquido nas saídas também variou (Figura 6.19 – a e b).

Assim como nos pontos 1 e 3, foi observado para o ponto 5, que o escoamento de gás na câmara ciclônica cessava devido à intermitência do escoamento, porém com uma frequência menor. Como consequência dessa quebra, foram observadas, nas saídas, pequenas regiões em que o líquido ocupa toda a seção transversal do tubo (Figura 6.19 – d).

Figura 6.19 – Escoamento em uma das saídas da seção de testes para o ponto 5.
 Ponto 5 – $J_L = 0,5 \text{ m/s}$ e $J_G = 0,33 \text{ m/s}$

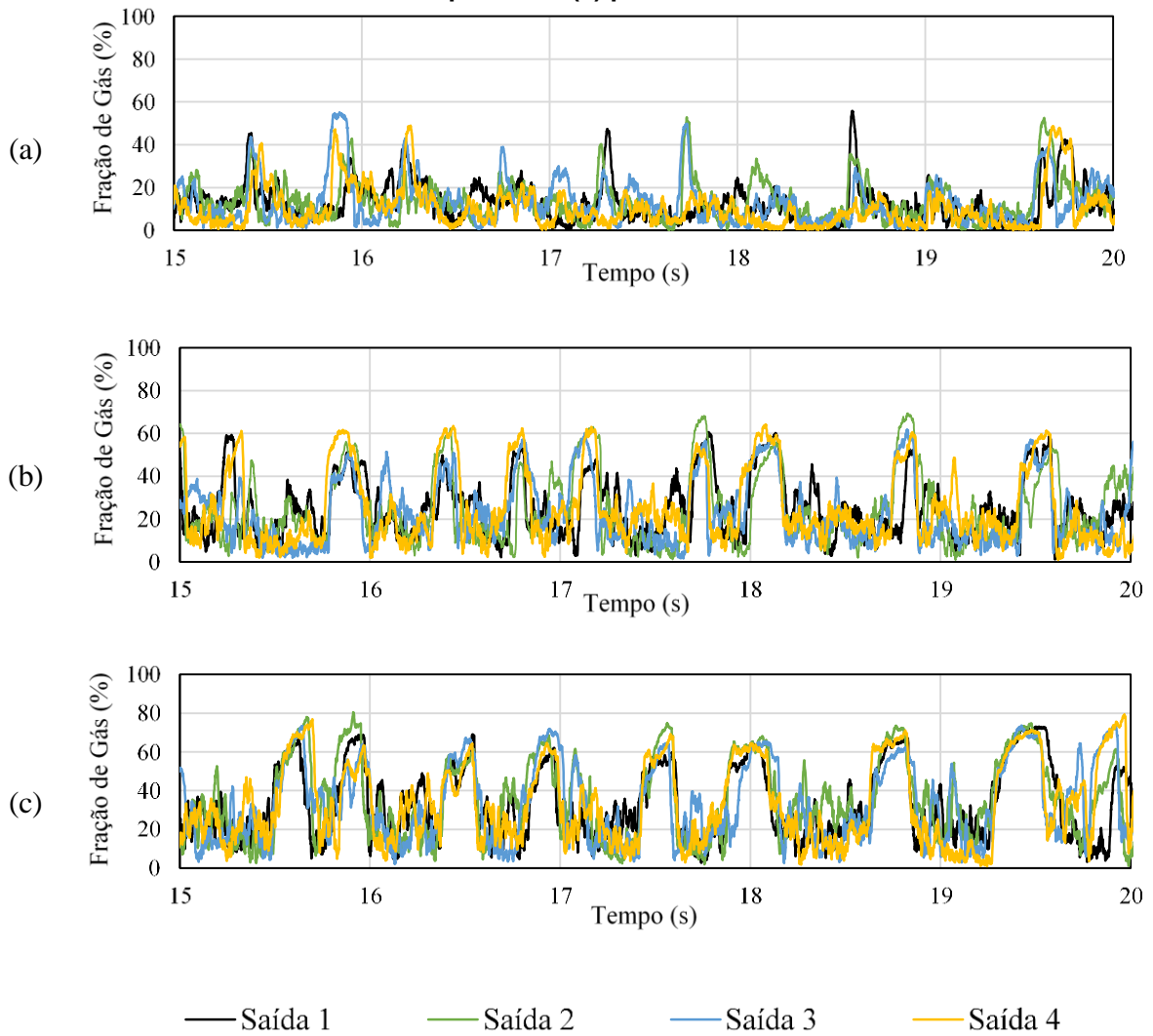


Fonte: Autoria própria.

Através da variação da fração de gás ao longo do tempo, obtida com os sensores *wire-mesh*, é possível visualizar algumas das estruturas citadas anteriormente. A Figura 6.20 mostra a variação dos sinais obtidos pelos sensores *wire-mesh*, que são convertidos em fração de gás, ao longo do tempo para as quatro saídas dos pontos 1, 3 e 5. Apesar da intermitência do escoamento, é possível observar que a fração de gás nas quatro saídas se comportam de forma semelhante.

A fração de gás no ponto 1 permanece na faixa de 0 a 20% na maior parte do tempo (Figura 6.20 – a), condizendo com o que é mostrado na imagem real da Figura 6.17 (a), na qual é mostrada uma pequena quantidade de gás que escoo na parte superior do tubo. O bolsão de gás, mostrado na Figura 6.17 (d) representa os picos do gráfico da Figura 6.20 (a), que chegam a 50% de gás.

Figura 6.20 – Variação da fração de gás nas saídas da seção de testes para: (a) ponto 1, (b) ponto 3 e (c) ponto 5.



Fonte: Autoria própria.

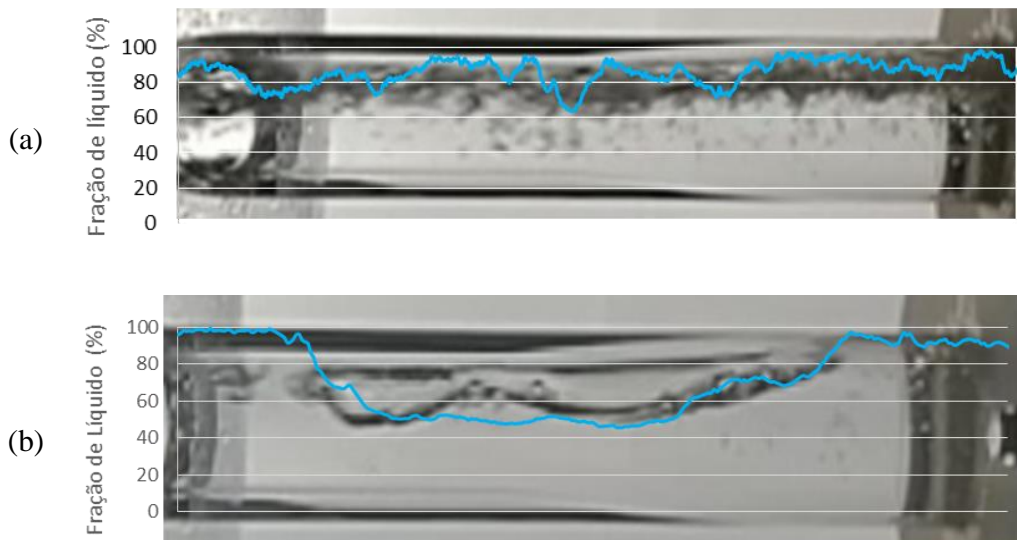
Aumentando a velocidade superficial do gás para $J_G = 0,20$ m/s e mantendo a de líquido em $J_L = 0,5$ m/s (ponto 3), a fração de gás de modo geral aumenta, variando de 5 a 60%, e a frequência dos picos se torna mais recorrente, Figura 6.20 (b). Porém, mesmo com o aumento da intermitência do escoamento, as quatro saídas continuam tendo um comportamento similar, ou seja, o sistema de distribuição consegue cumprir sua função de distribuir equitativamente.

Aumentando ainda mais velocidade superficial do gás, $J_G = 0,33$ m/s, a fração de gás passa a variar de 5 a 80%, a largura dos picos aumenta e quase não se tem regiões apenas com líquido, como mostrado na Figura 6.20 (c). Contudo, as quatro saídas continuam tendo um comportamento similar, que é o comportamento desejado

para o sistema de distribuição. Esse resultado é interessante, pois mostra que apesar de o escoamento ser intermitente, o equipamento em estudo consegue distribuir de forma similar, tanto nas regiões com alta fração de gás como com baixa fração de gás.

A comparação entre o sinal do *wire-mesh* e a imagem real se torna mais evidente na Figura 6.21 (a) com a sobreposição da Figura 6.17 (a) e Figura 6.20 (a). Essa correspondência também é feita para os bolsões de gás através da sobreposição das Figuras 6.17 (d) e 6.20 (b). É possível notar que para ambos os casos o sensor *wire-mesh* consegue representar bem o escoamento real.

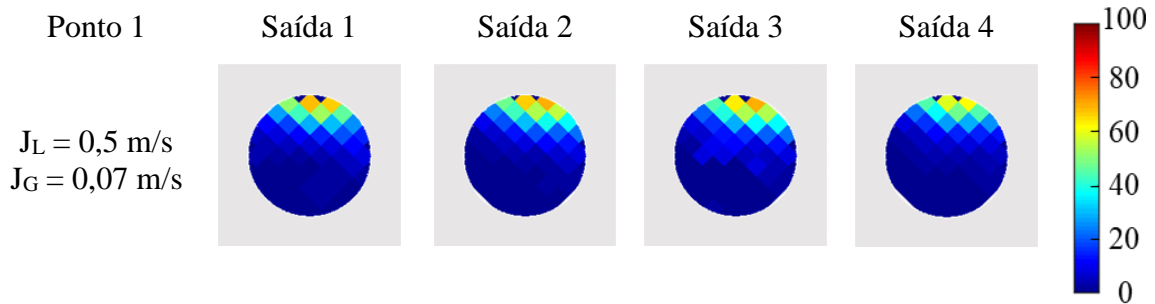
Figura 6.21 – Sobreposição das imagens reais do ponto 1 com a fração de líquido obtido através do sensor *wire-mesh*.



Fonte: Autoria própria.

Através da série temporal obtida com os sensores *wire-mesh* é possível realizar uma média no tempo na seção transversal na qual o sensor eletrônico está localizado. A Figura 6.22 apresenta a fração de gás média nas quatro saídas para o ponto 1. Foi observado que o gás permanece na parte superior do líquido e que, na média, as quatro saídas apresentam um comportamento similar.

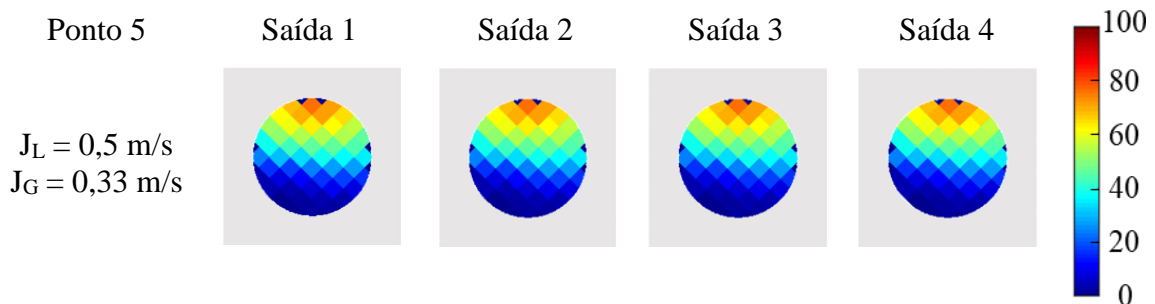
Figura 6.22 – Fração de gás média na seção transversal das saídas para o ponto 1 ($J_L = 0,5$ m/s e $J_G = 0,07$ m/s).



Fonte: Autoria própria.

A Figura 6.23 apresenta a fração de gás média nas saídas para o ponto 5, onde é observado um gradiente maior na localização da interface em comparação ao ponto 1, uma vez que a flutuação nas saídas é maior para o ponto 5. Esse comportamento também foi observado através da Figura 6.20, onde para o ponto 1 a fração de gás variava de 0 a 40%, com fração de gás média foi de 12,88% (Figura 6.20 – a), enquanto para o ponto 5 a variação é de 5 a 80% e a fração de gás média foi de 33,51% (Figura 6.20 – c).

Figura 6.23 – Fração de gás média na seção transversal das saídas para o ponto 5 ($J_L = 0,5$ m/s e $J_G = 0,33$ m/s).



Fonte: Autoria própria.

Além disso, para o ponto 5, a interface está mais próxima da linha de centro do tubo (Figura 6.23), uma vez que, por ter uma velocidade superficial de gás maior e uma velocidade superficial de líquido constante (em relação ao ponto 1), tem-se um aumento da quantidade de gás no sistema, causando um aumento na área ocupada pelo gás. Contudo, vale salientar que as flutuações, devido às características hidrodinâmicas do escoamento, não afetaram a distribuição das fases nas saídas. Ou

seja, apesar de para alguns casos a interface variar o posicionamento ao longo do tempo, a fração de gás é similar entre as saídas tanto na média temporal (Figura 6.23) como na média espacial (Figura 6.20).

Para quantificar as flutuações observadas nos experimentos foi calculado o desvio padrão e a média temporal e espacial para todos os pontos da fração de gás entre as quatro saídas, conforme mostrado na Tabela 6.3.

Avaliando a fração de gás média é possível perceber que os valores de fração de gás são similares entre as quatro saídas para todos os pontos analisados. Essa semelhança nas saídas é o principal objetivo do sistema de distribuição, e, apesar da diferença do escoamento na entrada e na câmara ciclônica entre os pontos estudados, como comentada anteriormente, a distribuição nas saídas consegue ser próxima.

Tabela 6.3 – Comparação entre a fração de gás das saídas.

Ponto	J _L [m/s]	J _G [m/s]	Saída 1	Saída 2	Saída 3	Saída 4	Média	Desv. P. %
1	0,5	0,07	12,77	13,76	13,58	11,43	12,88	0,92
2	0,5	0,13	19,92	21,58	19,60	18,76	19,96	1,02
3	0,5	0,2	25,60	27,01	24,53	25,42	25,64	0,89
4	0,5	0,26	28,79	30,21	27,71	28,17	28,72	0,94
5	0,5	0,33	33,14	34,74	32,67	33,48	33,51	0,77
6	1,0	0,10	13,44	12,85	12,96	12,00	12,81	0,52
7	1,0	0,21	20,00	21,15	19,89	19,71	20,19	0,57
8	1,0	0,32	25,25	26,02	25,30	24,98	25,39	0,38
9	1,0	0,46	37,09	32,36	31,65	31,53	33,15	2,29
10	1,0	0,55	35,54	37,72	36,96	36,71	36,73	0,78
11	1,5	0,15	14,73	12,28	14,48	11,70	13,30	1,33
12	1,5	0,33	24,34	23,64	24,51	23,00	23,87	0,60
13	1,5	0,51	31,29	31,98	32,19	31,20	31,66	0,43
14	1,5	0,73	36,25	39,41	37,44	38,99	38,02	1,26
15	1,5	0,92	43,08	44,92	44,68	43,40	44,02	0,79

Além disso, para os pontos de 1 a 5, onde a velocidade superficial de líquido ($J_L = 0,5$ m/s) permanece constante, é possível notar que, com o aumento do J_G , a fração de gás aumenta – como esperado, devido ao aumento da quantidade de gás no sistema. O mesmo comportamento é observado ao comparar os pontos de 6 a 10,

onde o $J_L = 1,0$ m/s permanece constante, e os pontos de 11 a 15 onde o $J_L = 1,5$ m/s também permanece constante.

Quando se mantém J_G fixo e varia J_L , a fração de gás diminui com o aumento da velocidade superficial do líquido. Esse comportamento ocorre pois ao aumentar o J_L , aumenta a quantidade de líquido no sistema, aumentando a influência do líquido no escoamento (Eidt, 2017) e aumenta a proporção de líquido na tubulação. Comparando os pontos 5, 8 e 12 que possui uma velocidade superficial de gás igual a $J_G = 0,33$ m/s, observa-se que com o aumento de J_L a fração de gás média diminui.

Ao analisar o desvio padrão da Tabela 6.3 é possível notar que a maioria dos pontos possui um desvio inferior à 1% e o maior desvio foi menor do que 2,5%. Portanto pode-se afirmar que o sistema de distribuição consegue dividir de forma similar o escoamento nas quatro saídas para todos os pontos analisados.

1.21 RESULTADOS NUMÉRICOS

Nesta seção são apresentados os resultados numéricos. Inicialmente é mostrada a validação dos resultados numéricos por meio da comparação com os resultados experimentais. Em seguida é feita uma análise hidrodinâmica do escoamento bifásico tanto na câmara ciclônica como nas saídas, com parâmetros que não podem ser avaliados nos experimentos.

1.21.1 Validação do Modelo Numérico

1.21.1.1 Validação através dos dados experimentais nas saídas

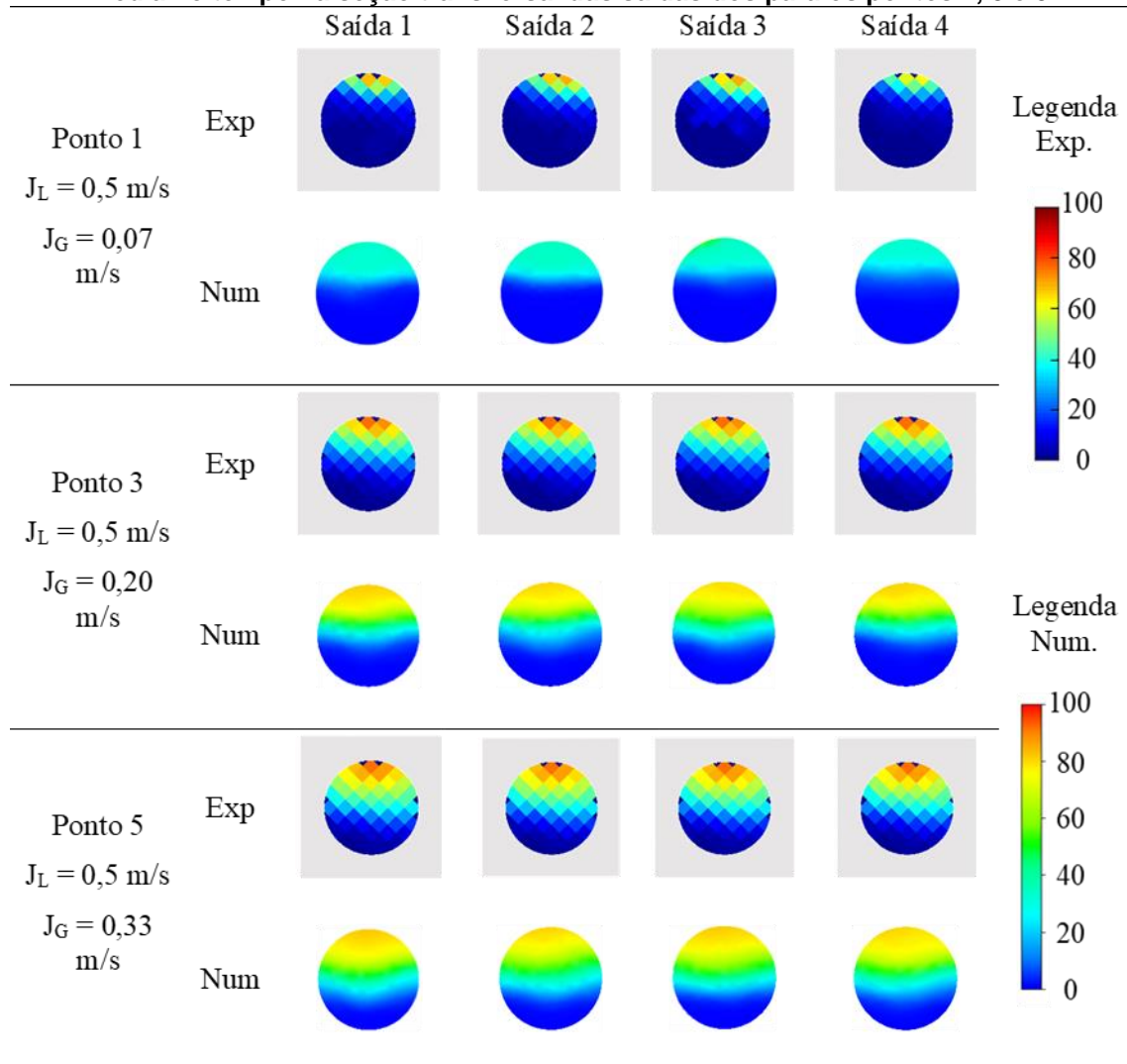
A validação das simulações numéricas foi realizada utilizando os dados experimentais apresentados anteriormente. A geometria da simulação possui as mesmas dimensões da seção de testes (condicionador, câmara ciclônica e saídas), entretanto não foi simulada toda a tubulação da bancada experimental. Os parâmetros

de entrada numérica foram definidos a partir dos resultados experimentais, utilizando sensor *wire-mesh*, como descrito na seção 4.3 na metodologia matemática e modelagem numérica.

As comparações entre experimental e numérico foram realizadas nas quatro saídas do sistema de distribuição, pois o objetivo desse equipamento é distribuir de forma equitativa a vazão de líquido e gás para cada um dos separadores subsequentes. As análises avaliaram a fração de gás através da média no plano, da função densidade de probabilidade (PDF), dos valores médios no plano e no tempo e em função da variação do J_G .

Os dados de fração de gás nas saídas, obtidos por meio dos sensores *wire-mesh*, mostrados nas Figuras 6.24 (ponto 1) e 6.25 (ponto 5) foram comparados com os valores numéricos. A Figura 6.24 mostra essa comparação da fração de gás média no tempo para o escoamento nas saídas no plano transversal, mantendo a velocidade superficial de líquido (J_L) constante em 0,5 m/s e variando a velocidade superficial do gás (J_G) de 0,13 a 0,33 m/s (pontos 1, 3 e 5). A água está representada pela cor azul, o ar pela cor vermelha e o gradiente de cores (entre a cor azul e a vermelha) representa a variação da posição da interface ar-água.

Figura 6.24 – Comparação entre os resultados experimentais e numéricos da fração de gás media no tempo na seção transversal das saídas dos para os pontos 1, 3 e 5.



Fonte: Autoria própria.

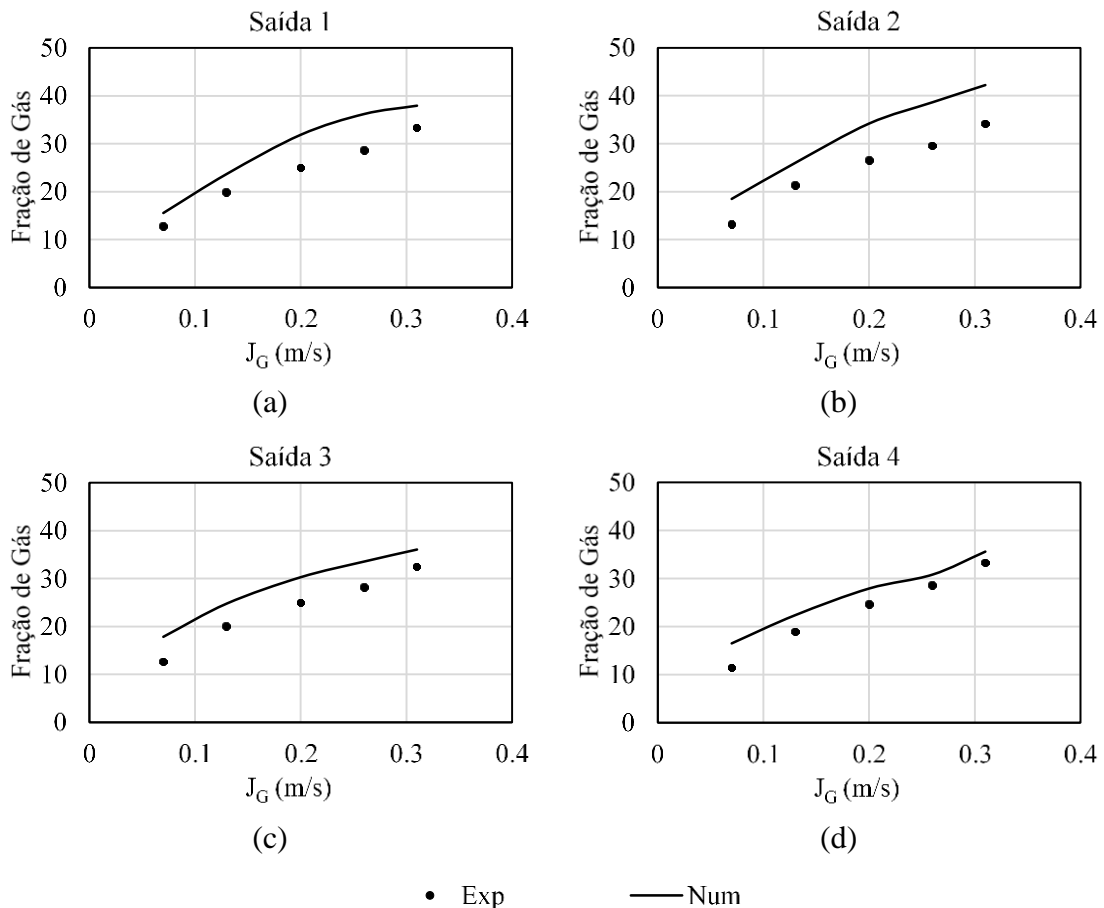
É importante ressaltar que a escala de cores da legenda dos dados experimentais não concordam com as do numérico, pois a escala dos *softwares* (Numérico – *ANSYS/CFX* e Experimental – *Matlab*) utilizados para obter cada um dos dados é diferente e não foi possível fazer com que o gradiente de cores coincidissem.

Para a J_G igual a $0,07 \text{ m/s}$ é possível notar que, tanto nos resultados experimentais quanto nos numéricos, a água tende a permanecer na região inferior do tubo e o ar na superior, com a interface ar-água se localizando um pouco acima da metade do tubo. Aumentando J_G para $0,20 \text{ m/s}$, o escoamento se mantém similar, mas a região da interface se torna mais difusa. Devido à maior oscilação na fração de gás na série temporal (experimental e numérica), observou-se maior variação da

localização da interface ao longo do tempo. Aumentando ainda mais o J_G , 0,33 m/s, a variação do posicionamento da interface é mais pronunciada e a faixa de cores que representa essa variação tende para a metade inferior do tubo.

Utilizando os dados numéricos e experimentais foi possível estimar um valor médio para a fração de gás na seção transversal de cada saída, onde estão os sensores, realizando uma média no tempo e no espaço. A Figura 6.25 mostra a fração de gás média em função do J_G para cada saída para os pontos com velocidade superficial de líquido constante de $J_L = 0,5$ m/s (pontos 1, 2, 3, 4 e 5). A Figura 6.26 apresenta a fração de gás constante para $J_L = 1,5$ m/s.

Figura 6.25 – Comparação da fração de gás nas saídas dos resultados experimentais e numéricos para os pontos com $J_L = 0,5$ m/s (pontos 1, 2, 3, 4 e 5).



Fonte: Autoria própria.

Observa-se na Figura 6.25 que para as quatro saídas a fração de gás numérica é maior do que a experimental, no entanto a tendência está representada.

Para o $J_L = 0,5$ m/s o maior desvio percentual foi de 44% para a saída 4 com $J_G = 0,07$ m/s. Nesse caso a fração de gás medida para o experimental foi de 11% e a obtida com o numérico de 16%. Enquanto que o menor desvio percentual foi de 7% para a saída 4 com $J_G = 0,33$ m/s, onde a fração de gás experimental foi de 33% e a numérica foi de 35%.

O escoamento nas saídas do sistema de distribuição é intermitente, como mostrado no sinal fração de gás nas saídas ao longo do tempo (Figura 6.20). Além disso, o modelo numérico considerou algumas simplificações, como: diâmetro mínimo de bolha, fração de gás constante na entrada, entre outros. A combinação de um escoamento complexo, somado às simplificações no modelo numérico dificulta que os resultados numéricos tenham valores similares ao experimental. Contudo, os comportamentos foram similares: a tendência e física do escoamento são condizentes com os observados experimentalmente. Com o aumento de J_G , a fração de gás aumenta na mesma proporção entre experimental e numérico.

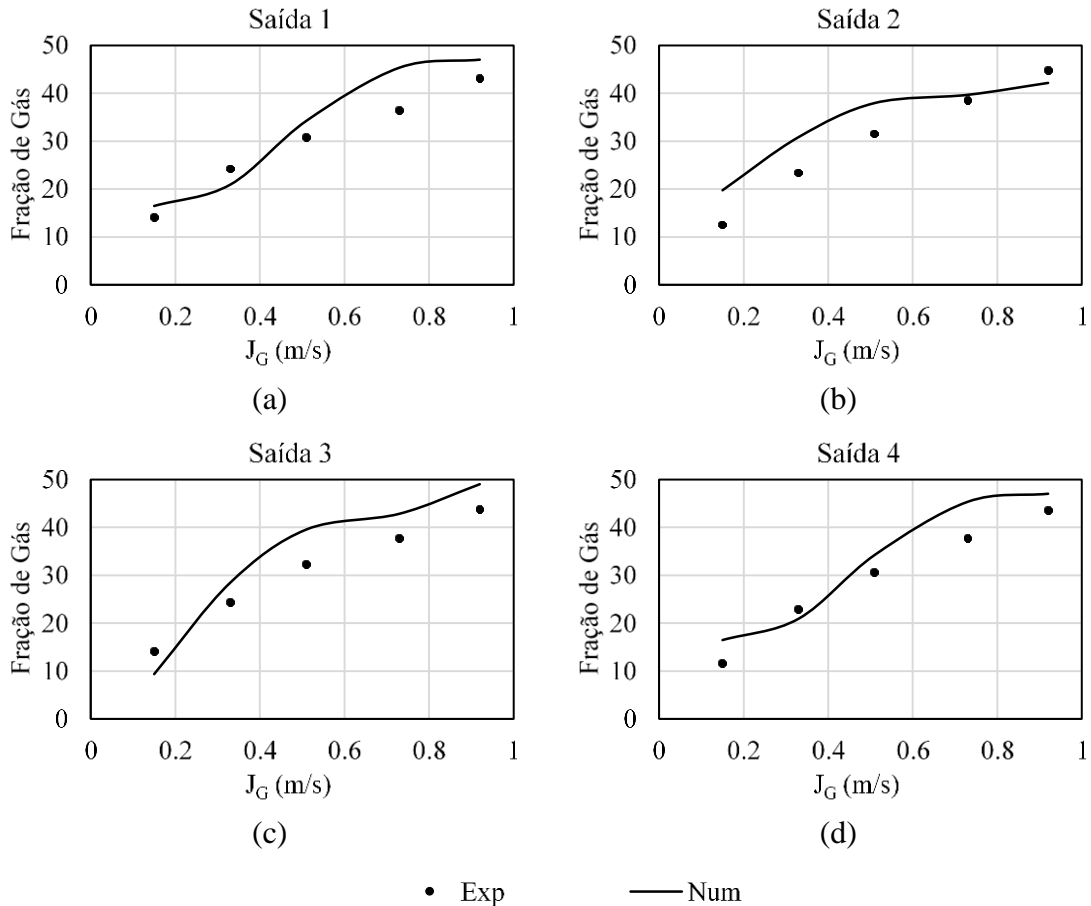
Foi observado na Figura 6.26, para o caso de $J_L = 1,5$ m/s, que o desvio máximo entre os resultados numéricos e experimentais foi de 57% para a saída 2 com $J_G = 0,15$ m/s, fração de gás experimental de 12% e numérica de 19%, e o desvio mínimo foi de 2% também para a saída 2 com $J_G = 0,73$ m/s, fração de gás experimental de 38% e numérica de 43%.

Esse comportamento da fração de gás média nas saídas foi observado para todos os casos analisados nesse trabalho. O desvio máximo obtido foi de 57% para o ponto 11 na saída 2, pois para esse escoamento haviam algumas bolhas menores do que o diâmetro utilizado no modelo numérico, com isso a fração de gás numérica ficou sobre-estimada. O comportamento do ponto 11 se assemelha ao do ponto 1, descrito na Figura 6.17, que teve um desvio máximo de 44% na saída 4, mostrado na Figura 6.26, devido também a essa simplificação do diâmetro de bolha.

O desvio mínimo foi de 2% para os pontos 9, 10, 14. Para esses casos o escoamento na saída se assemelhou ao ponto 5, no qual um filme de líquido permanecia na parte inferior do tubo na maior parte do tempo, como mostrado na Figura 6.19. Os desvios foram menores para os pontos com J_G maior, devido ao escoamento possuir menor intermitência, sendo pouco frequente e com comprimento

reduzido os pistões de líquido, além de possuir uma quantidade inferior de bolhas dispersas.

Figura 6.26 – Comparação da fração de gás nas saídas dos resultados experimentais e numéricos para os pontos com $J_L = 1,5$ m/s (pontos 11, 12, 13, 14 e 15).



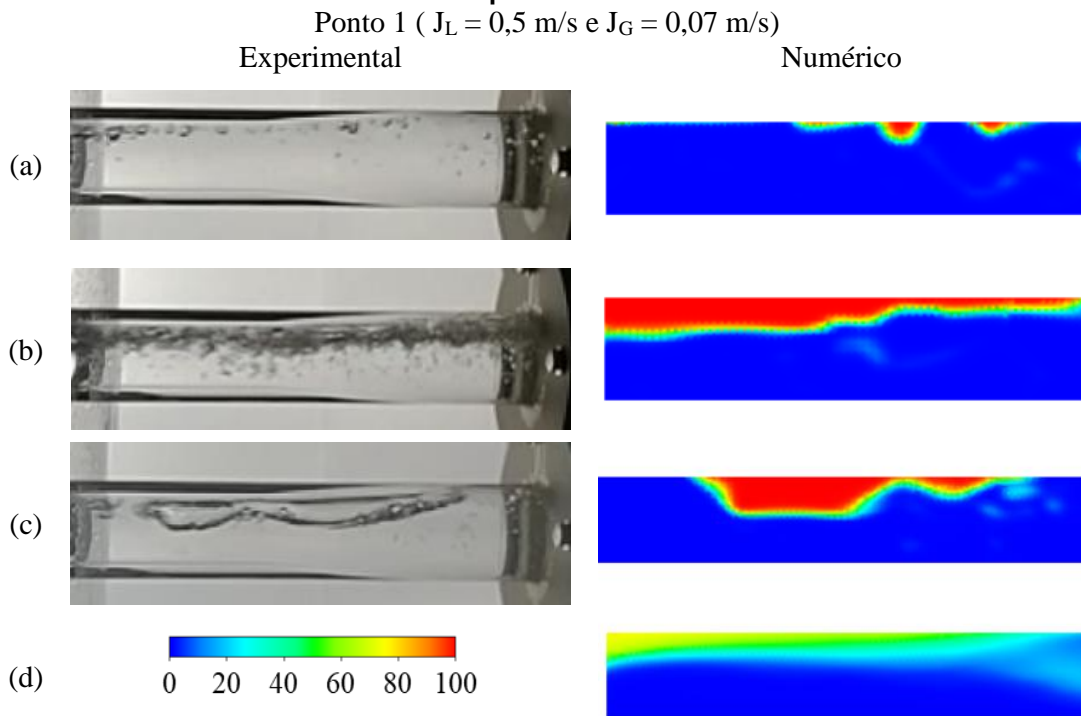
• Exp — Num

Fonte: Autoria própria.

Além da comparação no plano transversal ao tubo das saídas, foi realizada também uma comparação do escoamento ao longo do tubo das saídas para os pontos 1 e 5, mostrada nas Figuras 6.27 e 6.28, respectivamente. Para o ponto 1, é possível notar que o modelo numérico não consegue representar as regiões de líquido com bolhas dispersas (Figura 6.27 – a), devido à consideração de diâmetro de bolha constante (2 mm). Porém, para as regiões com líquido escoando na parte inferior do tudo (Figura 6.27– b) e para os bolsões de gás (Figura 6.27– c) o modelo numérico consegue representar de forma satisfatória o que ocorre experimentalmente. Além disso, o campo médio da fração de gás do modelo numérico, mostrado na

Figura 6.27 (d), condiz com as estruturas mais recorrentes para esse ponto. Dessa forma, pode-se considerar que, apesar de o modelo não conseguir representar as bolhas dispersas, ele reproduz a tendência do escoamento para esse par de velocidades.

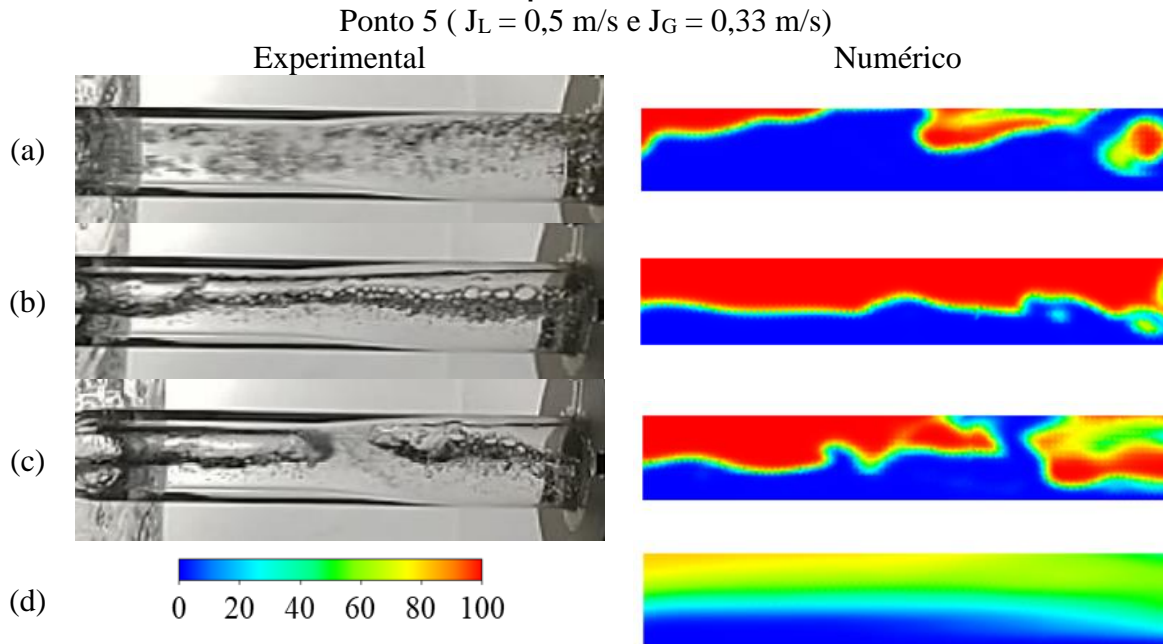
Figura 6.27 – Comparação do escoamento nas saídas entre experimental e numérico para o ponto 1.



Fonte: Autoria própria.

Avaliando o escoamento nas saídas para o ponto 5, é possível notar o mesmo problema explicado anteriormente no ponto: o modelo não é capaz de reproduzir as bolhas dispersas, como mostrado na Figura 6.28 (a). Porém consegue evidenciar bem as regiões com bolsões de gás (Figura 6.28 – c) e com filme de líquido escoando na parte inferior, conforme Figura 6.28 (b). Novamente, o campo de fração de gás médio condiz com as estruturas mais recorrentes para o ponto 5 (Figura 6.28 – d).

Figura 6.28 – Comparação do escoamento nas saídas entre experimental e numérico para o ponto 1.



Fonte: Autoria própria.

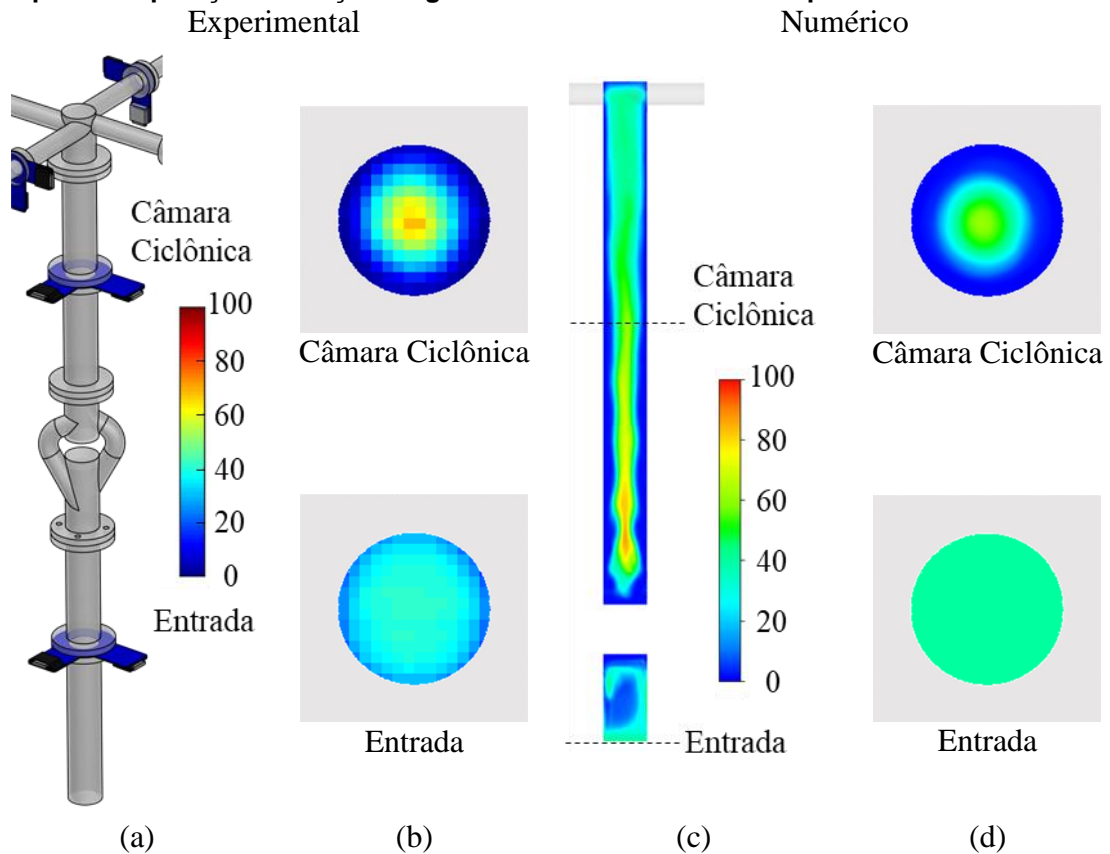
Foi observado que a fração de gás média no plano das saídas do modelo numérico é semelhante ao obtido experimentalmente. Desta forma pode-se afirmar que os resultados numéricos foram validados com os resultados experimentais, pois reproduzem numericamente de forma satisfatória as condições reais do escoamento bifásico nas saídas. Apesar dos resultados insatisfatórios para os pontos 1 e 11, devido à quantidade de bolhas dispersas, a modelagem numérica pode ser utilizada para a simulação do escoamento bifásico no sistema de distribuição aqui estudado.

1.21.1.2 Validação através dos dados experimentais na câmara ciclônica

Além da comparação nas saídas também foi realizada uma comparação na câmara ciclônica entre os resultados experimentais e numéricos. A Figura 6.29 mostra a representação da seção transversal do tubo na entrada e na câmara ciclônica para comparação da fração de gás média no tempo entre os resultados experimentais e numéricos para o ponto 5 ($J_L = 0,5$ m/s e $J_G = 0,33$ m/s). Conforme dito anteriormente as cores da legenda do experimental não coincidem com as do numérico. O posicionamento do sensor *wire-mesh* na câmara ciclônica para o experimento e o

plano avaliado nas simulações numéricas têm a mesma distância do condicionador. Da mesma forma, o sensor na entrada e o posicionamento do plano da entrada para o numérico.

Figura 6.29 – Representação da seção transversal do tubo na entrada e na câmara ciclônica para comparação da fração de gás média entre resultados experimental e numérico.



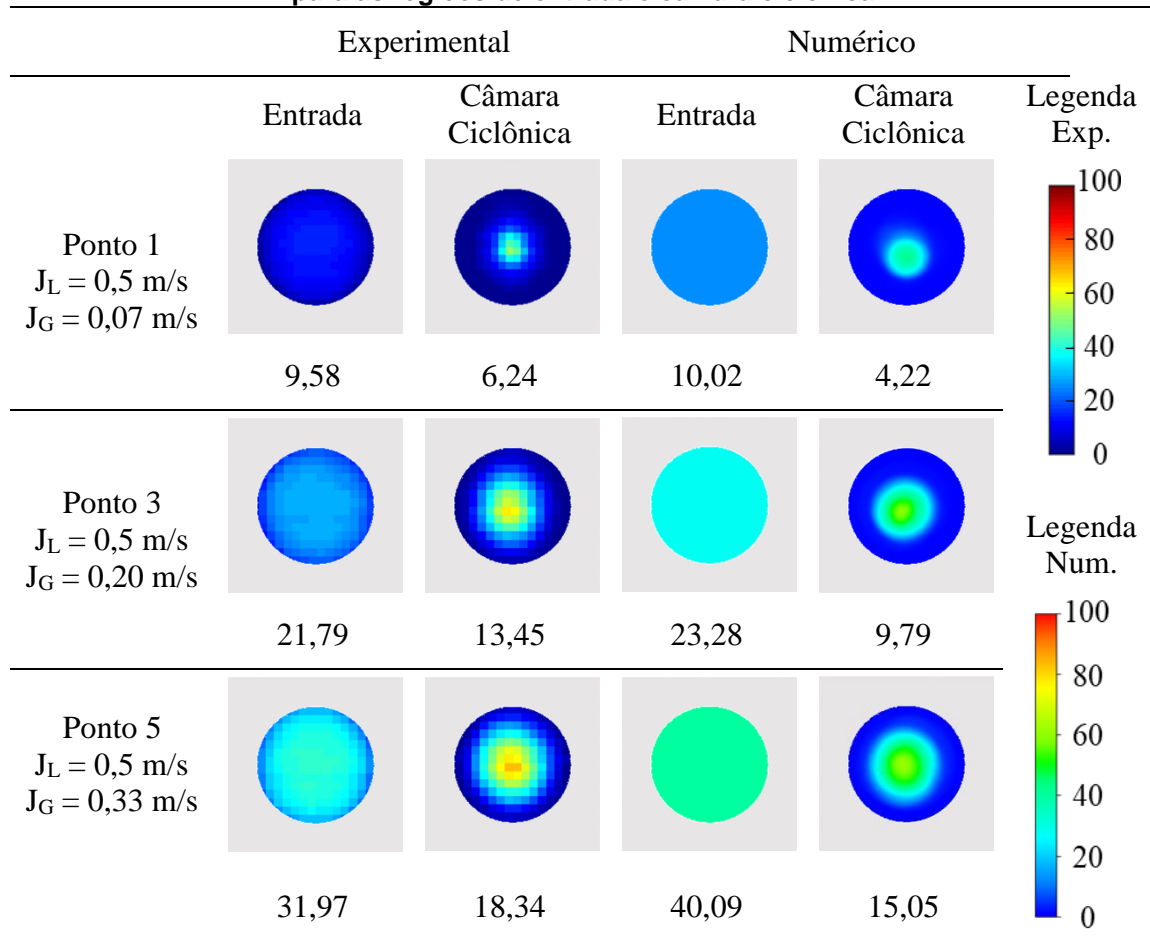
Fonte: Autoria própria.

A análise entre experimental e numérico da fração de gás média no tempo para a região de entrada e câmara ciclônica é mostrada na Figura 6.30 para os casos de $J_L = 0,5$ m/s e $J_G = 0,07, 0,20$ e $0,33$ m/s. Além disso, os números logo abaixo das imagens representam a fração de gás média no tempo e no espaço.

Para o ponto 1, a fração de gás numérica se aproxima da experimental, pois no modelo numérico foi considerado uma fração de gás constante obtida através da média espacial e no tempo da fração de gás obtida experimentalmente. E, para o ponto 1, a entrada é de bolhas dispersas com algumas bolhas do tipo capa esférica. Na câmara ciclônica, o campo é similar e o valor da fração de gás desvia um pouco

devido à quantidade de bolhas dispersas nessa região que possuem diâmetro de bolha inferior a 2 mm.

Figura 6.30 – Comparação da fração de gás média entre resultados experimental e numérico para as regiões de entrada e câmara ciclônica.



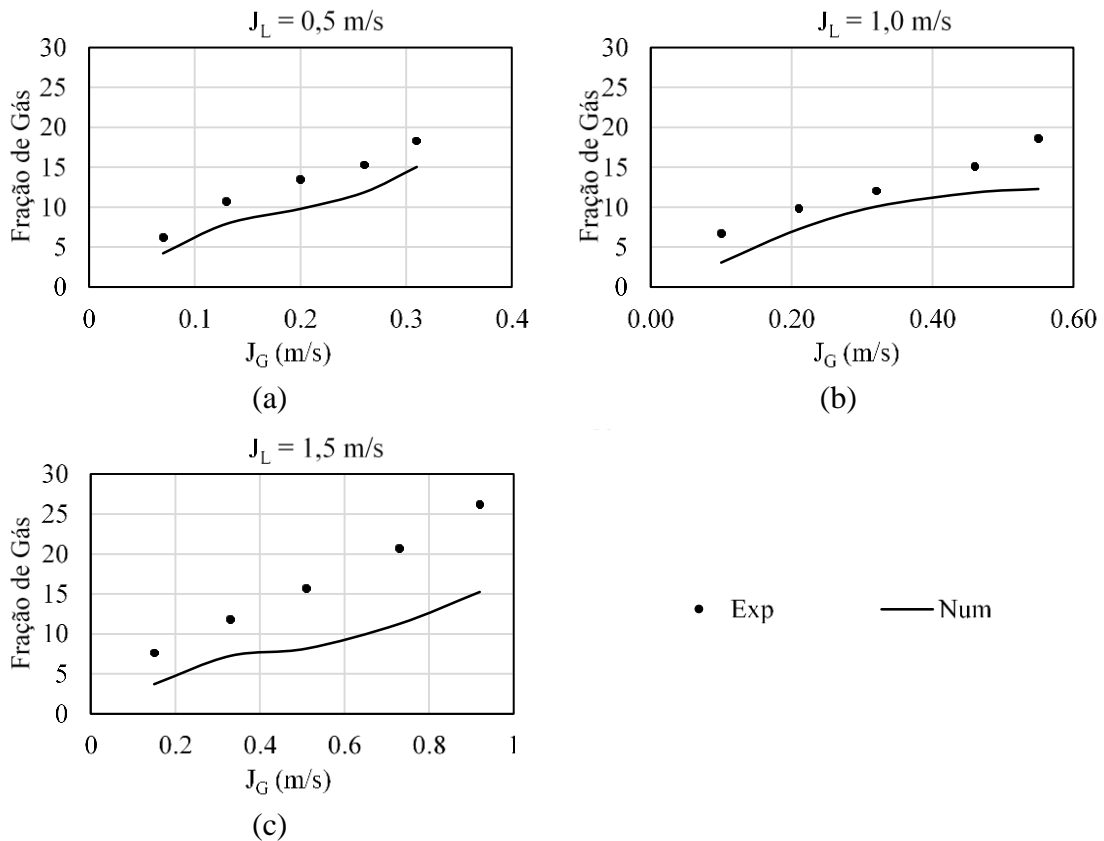
Fonte: Autoria própria.

Para o ponto 3, a fração de gás experimental na entrada possui uma variação no plano, o que indica uma concentração maior de gás na região central em comparação com a região próxima à parede do tubo. Essa variação ocorre devido à frequência maior de bolhas do tipo capa esférica, como mostrado na Figura 6.6. A fração de gás numérica se mantém próxima da experimental, porém não apresenta essa variação devido à simplificação da condição da entrada. Na câmara ciclônica, o campo é similar, o líquido próximo à parede e o gás na região central, com um gradiente que varia de 0 a 60%. A comparação entre o experimental e numérico para

o ponto 5 é similar ao ponto 3, com a diferença de ter uma fração de gás maior, visto que possui um J_G maior.

A Figura 6.31 compara os valores médios no tempo e no espaço da fração de gás entre o experimental e o numérico. É possível notar que para o $J_L = 0,5$ m/s os resultados numéricos representa de forma satisfatória a tendência dos pontos experimentais, assim como o início das curvas de $J_L = 1,0$ m/s e $J_L = 1,5$ m/s. No entanto, com o aumento da velocidade superficial do gás (J_G) o modelo numérico diverge do que ocorre experimentalmente.

Figura 6.31 – Comparação da fração de gás na câmara ciclônica dos resultados experimentais e numéricos para os pontos com $J_L = 0,5$ m/s (pontos 1, 2, 3, 4 e 5), $J_L = 1,0$ m/s (pontos 6, 7, 8, 9 e 10) e $J_L = 1,5$ m/s (pontos 11, 12, 13, 14 e 15).



Fonte: Autoria própria.

Os pontos 13, 14 e 15 foram os pontos que o modelo numérico não foi capaz de representar de forma satisfatória, na câmara ciclônica, a fração de gás média no tempo e no espaço. Para esses pares de velocidades superficiais, foi observado nos experimentos que o escoamento bifásico estava no padrão de transição entre bolhas

dispersas e golfadas. Entretanto, a condição de contorno na entrada do sistema de distribuição (na metodologia numérica aqui adotada) foi: fração de gás média constante (obtida experimentalmente com o sensor *wire-mesh*), vazão mássica de líquido (obtida experimentalmente com o medidor *coriolis* para líquido) e vazão mássica de ar (obtida experimentalmente com o medidor *coriolis* para o gás). Um possível solução para esse problema seria adotar, assim como no trabalho desenvolvido por Eidt (2017), uma função degrau para a fração de gás média na entrada do sistema. Entretanto, as condições da célula unitária no presente caso também poderiam gerar resultados semelhantes, haja vista que o comprimento das bolhas são muito menores e o pistão de líquido eram muito aerados.

1.21.2 Análise dos Resultados Numéricos

A análise dos resultados numéricos tem como objetivo explicar e compreender informações que não são possíveis de se obter experimentalmente ou são economicamente inviáveis em muitos casos. Inicialmente é apresentado uma análise do escoamento bifásico na câmara ciclônica levando em consideração: i) a redução da fração de gás em relação à entrada; (ii) a divergência do modelo numérico em relação ao experimental. Posteriormente é analisado o escoamento nas saídas.

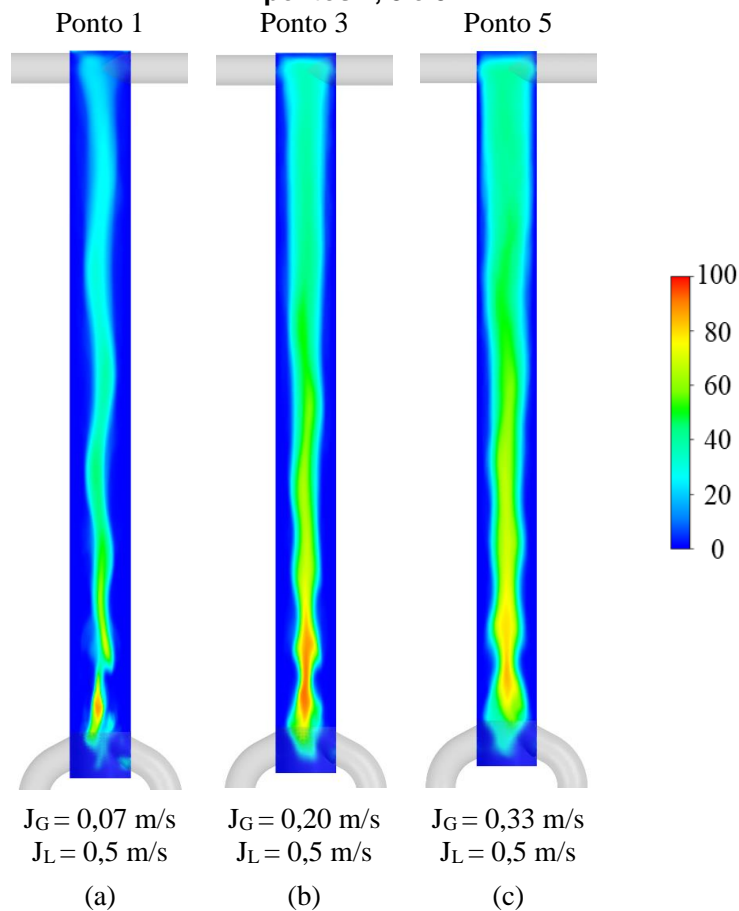
1.21.2.1 Análise hidrodinâmica do escoamento bifásico na câmara ciclônica

A Figura 6.32 mostra as frações volumétricas de gás médias no tempo ao longo da câmara ciclônica para os pontos 1, 3 e 5. A cor azul representa o líquido e a vermelha o gás. A interface está compreendida entre essas duas cores.

Para o ponto 1, Figura 6.32 (a), o filme de líquido se mantém constante ao longo do comprimento da câmara ciclônica. A região de gás no início da câmara oscila menos ao longo do tempo, com uma fração de gás entre 60 e 90%. Enquanto próximo a saída o escoamento do gás é mais disperso, com fração de gás próxima a 20%. Nos pontos 3 e 5 nota-se o mesmo comportamento: a variação da região de gás na entrada da câmara ciclônica é menor e próximo à saída o escoamento de gás é mais disperso.

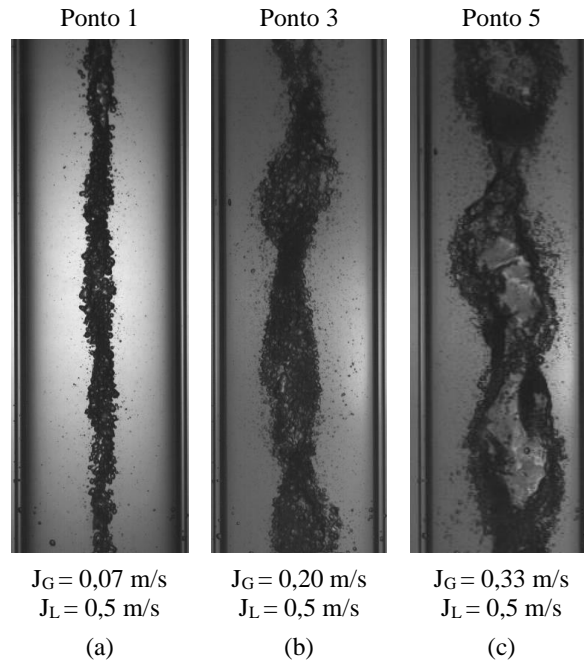
Observa-se que a influência do aumento de J_G no escoamento, para um J_L constante, é bem representada no modelo numérico (Figura 6.32) de forma semelhante ao experimental (Figura 6.33). Com o aumento de J_G , a espessura do filme de líquido diminui, a fração de gás aumenta e a localização da interface líquido gás oscila mais (o gradiente de cores é maior). O mesmo comportamento foi observado ao comparar os pontos com o $J_L = 1,0$ m/s constante (pontos 6 a 10), e os pontos de 11 a 15 onde o $J_L = 1,5$ m/s também permanece constante.

Figura 6.32 – Campo da fração de gás médio no tempo ao longo da câmara ciclônica para os pontos 1, 3 e 5.



Fonte: Autoria própria.

Figura 6.33 – Imagem real do escoamento na câmara ciclônica para os pontos 1, 3 e 5.



Fonte: Autoria própria.

É importante ressaltar que os campos de fração de gás mostrados na Figura 6.32 são médias temporais e que as imagens reais mostradas na Figura 6.33, apesar de serem as estruturas mais recorrentes para cada ponto, são para um dado instante de tempo.

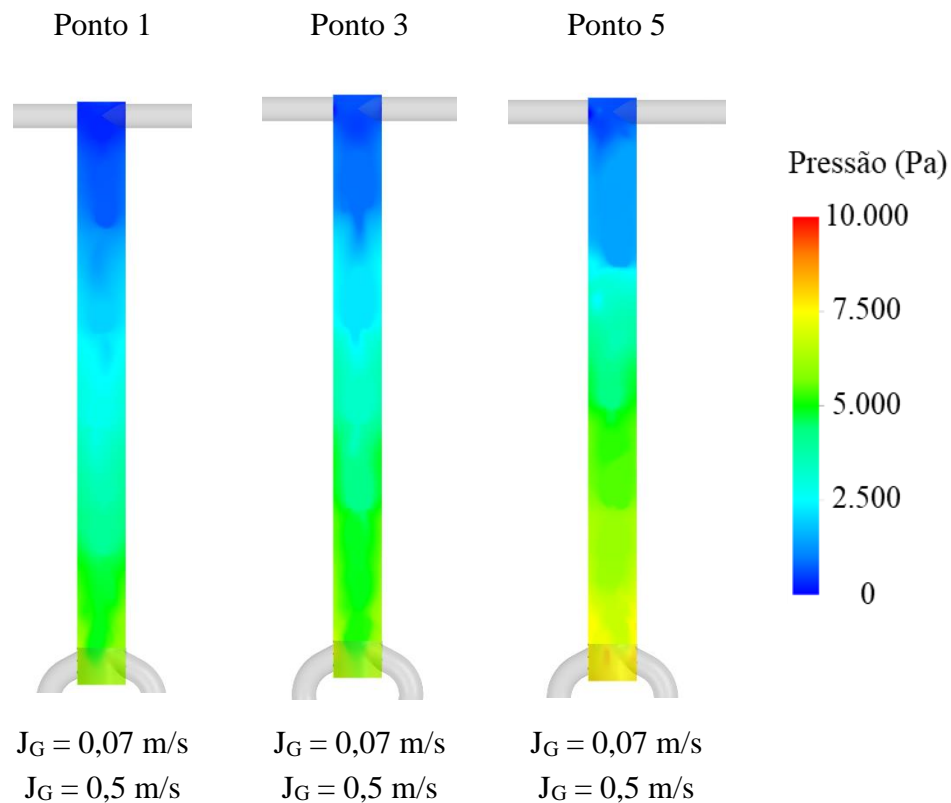
Durante a análise da câmara ciclônica para os resultados experimentais foram mostradas as variações do escoamento ao longo do tempo para esses três pontos (Figuras 6.12, 6.13 e 6.14) e o campo mostrado na Figura 6.32 representa uma média dessas estruturas.

No modelo numérico, para os três pontos, é possível notar que próximo à parede escoou apenas líquido (Figura 6.32). No entanto, nos resultados experimentais existem bolhas dispersas no filme de líquido, como mostrado na Figura 6.33. O modelo numérico não consegue reproduzir essas bolhas por conta da consideração de diâmetro de bolha constante (2 mm). Outro fator que influencia é o tamanho dos volumes da malha computacional, uma vez que é realizado uma aproximação para obter a localização da interface.

A Figura 6.34 mostra o campo de pressão dinâmica (sem considerar a pressão hidrostática e a atmosférica) médio no tempo também ao longo da câmara ciclônica

para os pontos 1, 3 e 5. É possível notar que a pressão diminui ao longo da câmara ciclônica e próximo à saída a pressão é atmosférica, sendo que para velocidades maiores essa redução da pressão é mais gradual. A pressão próxima à saída por ser menor explica o motivo da redução do filme de líquido nessa região, conforme mostrado na Figura 6.32, pois como a pressão diminui o gás expande e, com isso, ocupa uma área maior e a espessura do filme de líquido diminui. Vale à pena ressaltar que esse tipo de análise, para este experimento em específico, só é possível através de simulações numéricas.

Figura 6.34 – Campo médio da pressão dinâmica no tempo ao longo da câmara ciclônica.



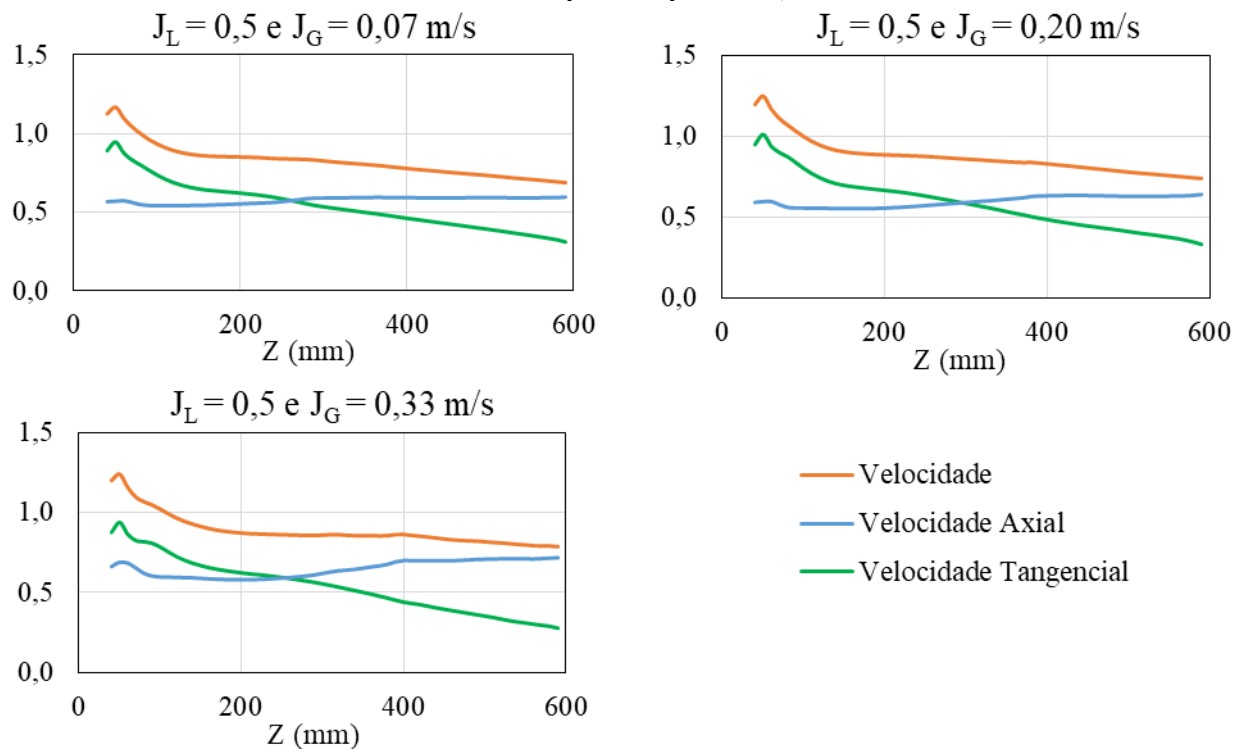
Fonte: Autoria própria.

A Figura 6.35 mostra os gráficos da velocidade de líquido e das suas componentes axial e tangencial ao longo da câmara ciclônica para os pontos 1, 3 e 5 (J_L fixo em 0,5 m/s). A velocidade de líquido, como esperado, diminui com o aumento da altura da câmara ciclônica para todos os casos devido à redução no gradiente de pressão. Da mesma forma, a velocidade tangencial diminui ao longo da câmara ciclônica, entretanto sua diminuição é por causa da redução da força do campo

centrífugo. O campo centrífugo perde força por causa do devido ao atrito e do campo gravitacional.

Pode-se notar que a componente axial da velocidade, ao contrário da velocidade de líquido e da componente tangencial, aumenta levemente a partir de uma certa altura (variando de 200 até 300 mm). Nestas regiões foi observado que ocorre uma expansão do gás (Figura 6.32 – c), devido à queda de pressão, como mostrado na Figura 6.34, que faz com que a área do filme de líquido reduza. Por conta dessa redução de área, a velocidade axial do líquido aumenta próximo à saída da câmara ciclônica.

Figura 6.35 – Variação da velocidade, velocidade axial e tangencial da mistura ao longo da câmara ciclônica para os pontos 1, 3 e 5.



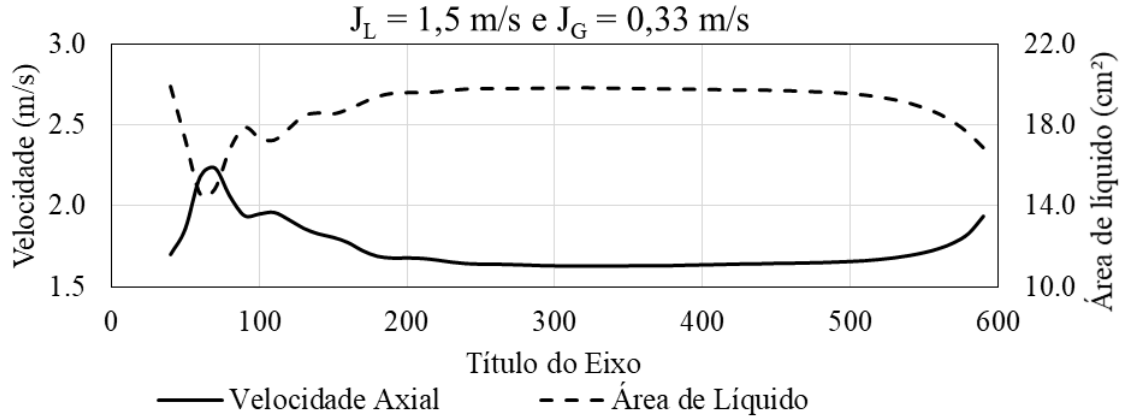
Fonte: Autoria própria.

De forma geral, independente dos pontos analisados, percebeu-se que à medida que a altura da câmara ciclônica aumenta a velocidade de líquido diminui devido à queda no gradiente de pressão (atrito) e à perda de força do campo centrífugo.

A Figura 6.36 foi criada para enfatizar a variação da componente axial da velocidade da fase líquida em função da variação da área do filme de líquido. É

possível notar que a redução da área do filme de líquido faz com que a velocidade axial aumente, mostrando um comportamento inversamente proporcional.

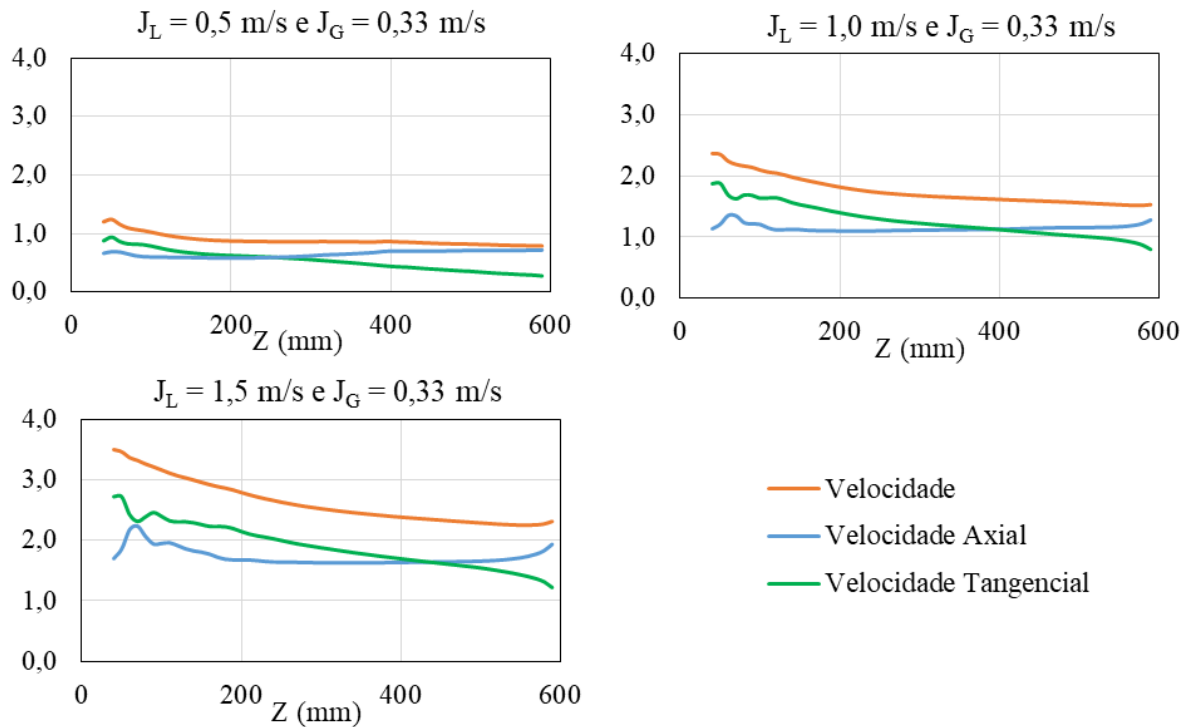
Figura 6.36– Comparação da velocidade axial da mistura com a área ocupada pela fase líquida.



Fonte: Autoria própria.

A Figura 6.37 apresenta os gráficos da velocidade de líquido e das suas componentes axial e tangencial ao longo da câmara ciclônica para os pontos 5, 8 e 12 (J_G fixo em 0,33 m/s). O comportamento hidrodinâmico foi semelhante ao mostrado na Figura 6.35, ou seja, observou-se a queda da velocidade de líquido e da sua componente tangencial e o aumento leve da componente axial. Mostrando que o fenômeno não está relacionado ao aumento da velocidade superficial de gás, mas está relacionado ao gradiente de pressão e ao campo centrífugo.

Figura 6.37 – Variação da velocidade, velocidade axial e tangencial da mistura ao longo da câmara ciclônica para os pontos 5, 8 e 12.

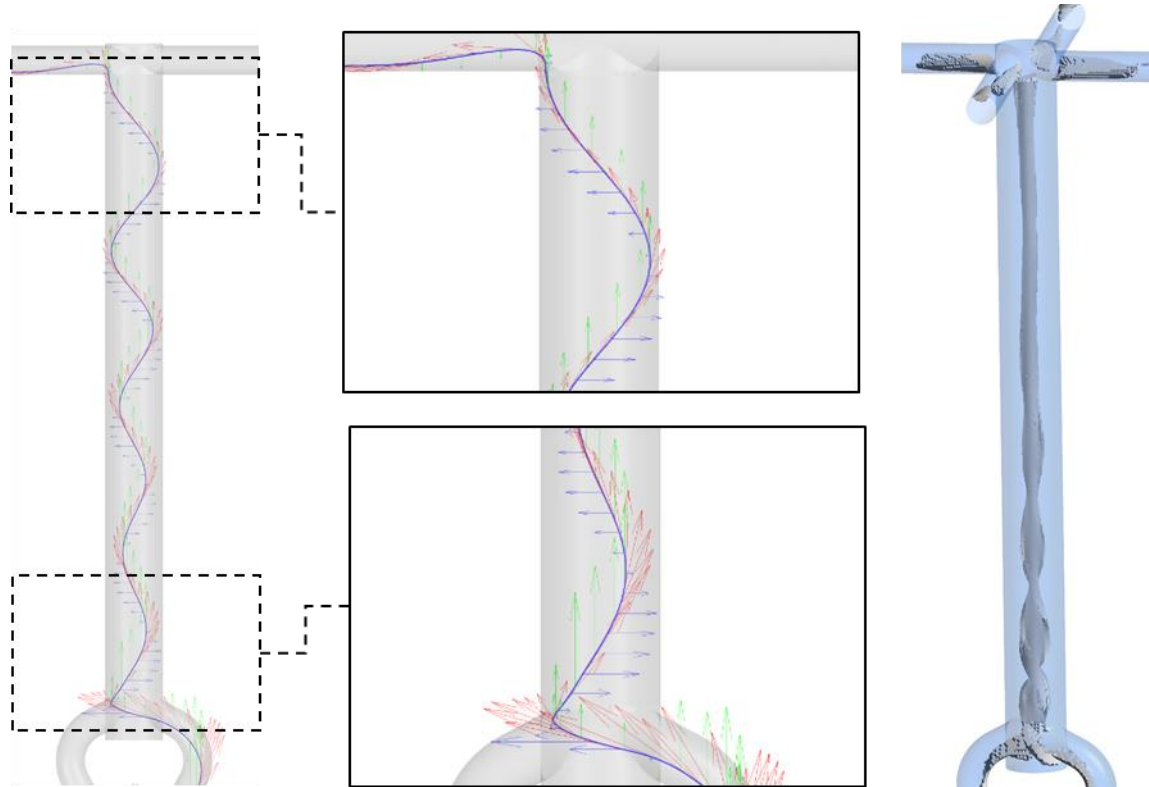


Fonte: Autoria própria.

Além disso, percebe-se que a componente tangencial possui um comportamento similar ao da velocidade, tanto na Figura 6.37 como na Figura 6.35. Essa semelhança indica que a componente tangencial é a dominante para o escoamento dentro da câmara ciclônica, devido ao campo centrífugo que é gerado pelo posicionamento dos braços do condicionador e curvatura da câmara ciclônica.

A Figura 6.38, mostra o vetor velocidade em vermelho, a componente axial em verde e a componente tangencial em azul em vários pontos de uma linha de corrente média para o ponto 5 ($J_L = 0,5 \text{ m/s}$ e $J_G = 0,33 \text{ m/s}$) junto com uma representação do escoamento médio no tempo. Comparado os vetores de velocidade no início da câmara ciclônica com os próximos às saídas é possível notar que houve uma redução na velocidade, principalmente na componente tangencial. Essa redução se torna mais evidente na representação do escoamento, onde na interface líquido-gás próximo à entrada da câmara ciclônica é possível notar a influência do campo centrífugo que reduz de intensidade à medida que a altura aumenta.

Figura 6.38 – Linha de corrente com componentes do vetor velocidade ao longo da câmara ciclônica.



Fonte: Autoria própria.

A partir dos resultados do modelo numérico apresentados foi possível perceber que características importantes do problema estudado na câmara ciclônica foram reproduzidas de forma satisfatória. Condições de desenvolvimento do filme de líquido para os diferentes pontos estudados, através das imagens obtidas pela câmera de alta velocidade, foram comparadas de forma qualitativa. E quantitativamente, com o uso da fração de gás, avaliando o comportamento médio de propriedades importantes para o escoamento no tempo e no espaço. Dessa forma, foi possível analisar os campos de pressão, velocidade e fração de gás ao longo da câmara ciclônica, o que não é possível de se obter na bancada experimental do estudo.

A interação das fases, forças interfaciais e a modelagem correta dessas forças interfaciais é essencial pra conseguir reproduzir a localização correta de cada fase. Com essa localização, conseguir, então, modelar de forma precisa a área que essas fases ocupam. Porém, por conta de simplificações adotadas no modelo devido à tempo computacional e grande número de variáveis a serem consideradas, as forças interfaciais não foram modeladas no detalhe, e desse modo, o modelo numérico

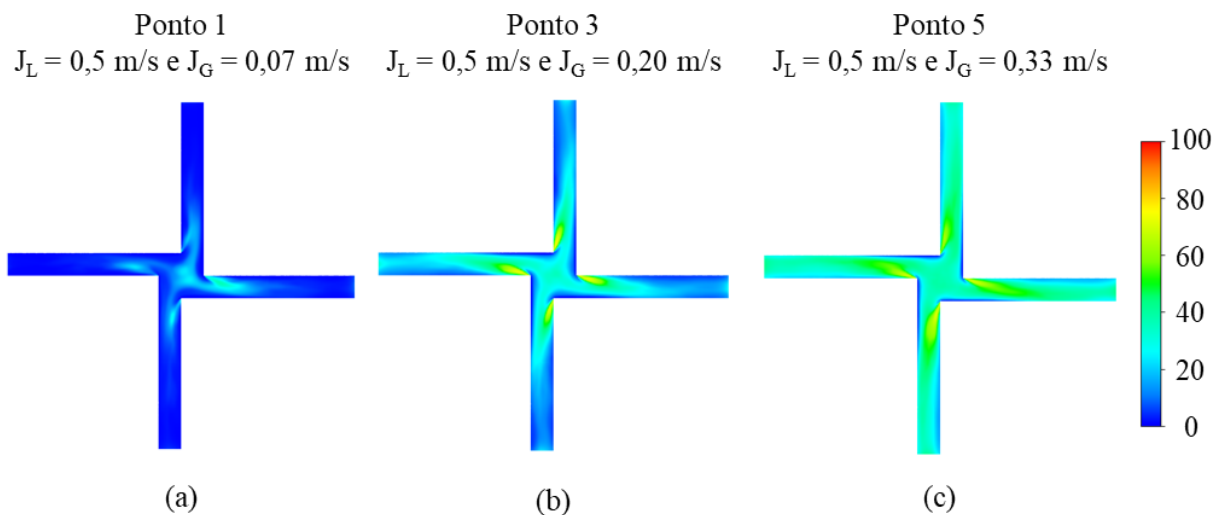
desenvolvido não consegue modelar precisamente a área que as fases ocupam. Conseqüentemente, a fração de gás na câmara ciclônica não é satisfatoriamente reproduzida, por ser uma região onde se tem alto nível de turbulência e vorticidade, ou seja, as forças interfaciais exercem grande influência nessa região.

1.21.2.2 Análise hidrodinâmica do escoamento bifásico nas saídas:

O intuito da formação do filme de líquido na câmara ciclônica é propiciar uma divisão equitativa de líquido e gás nas quatro saídas do sistema de distribuição. Para avaliar essa distribuição entre as fases foi analisado a fração de gás ao longo das quatro saídas, as linhas de corrente e a vazão da mistura.

A Figura 6.39 mostra a fração de gás média no tempo ao longo das quatro saídas para os pontos 1, 3 e 5 ($J_L = 0,5$ m/s). É possível notar que o escoamento hidrodinâmico nas quatro saídas é semelhante para os três pontos. No ponto 1, a pequenas regiões de acúmulo de gás próximo à parede interna das saídas.

Figura 6.39 – Fração de gás média no tempo nas quatro saídas para os pontos.

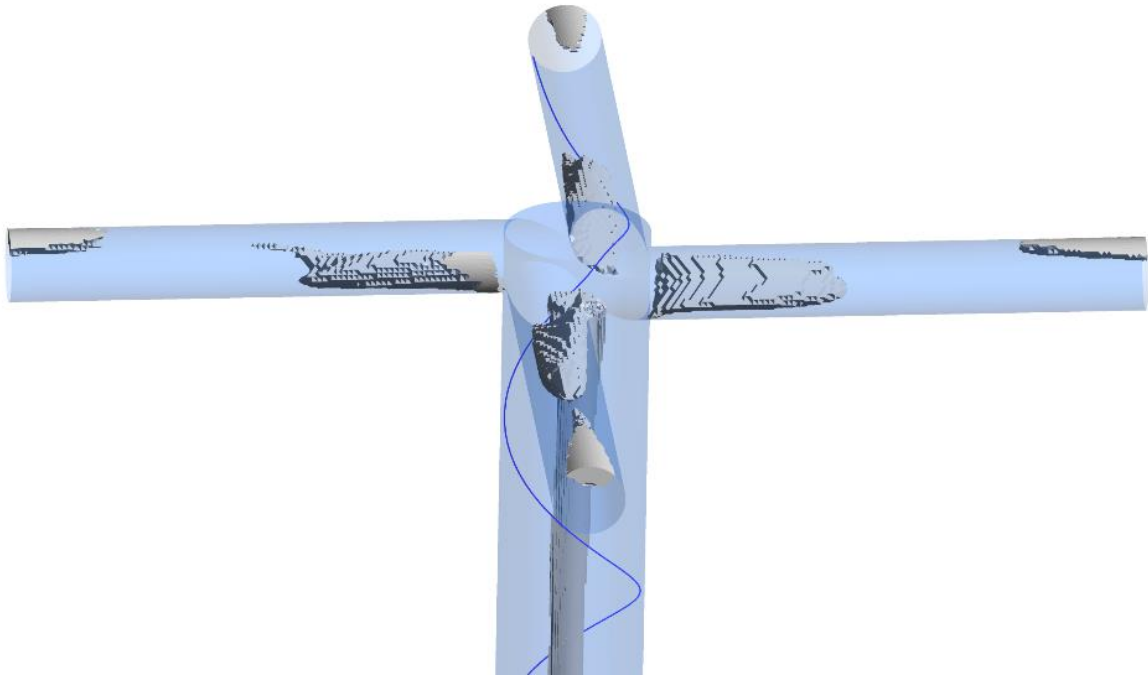


Fonte: Autoria própria.

Aumentando o J_G e mantendo J_L constante, as regiões de acúmulo de gás aumentam e é possível perceber que a fase líquida tende a permanecer na lateral que é tangente à câmara ciclônica enquanto a fase gasosa na parte interna. Isso ocorre devido à influência do campo centrífugo, em que o escoamento de líquido rotacional

próximo a parede e ao entrar nas saídas permanece na lateral tangencialmente à câmara ciclônica por conta da inércia e devido ao campo centrífugo, como mostrado pela linha de corrente na Figura 6.40. As regiões coloridas pela cor cinza na Figura 6.40 representam a fração de gás média no tempo, mostrando o acúmulo de gás no início da tubulação de saída e a tendência a estratificar no final.

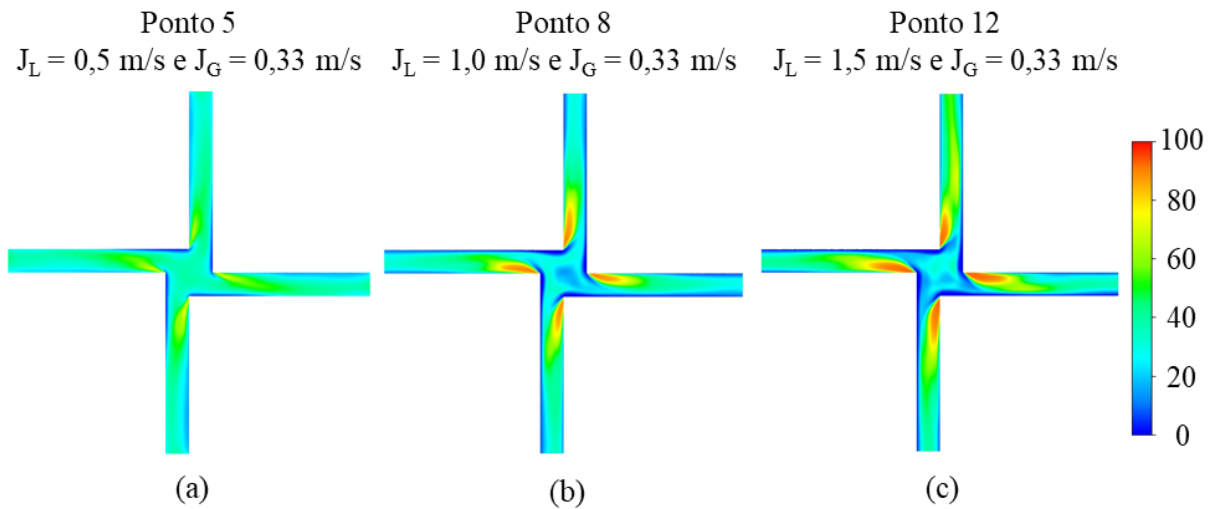
Figura 6.40 – Representação da fase gasosa média no tempo com uma linha de corrente da fase líquida.



Fonte: Autoria própria.

A Figura 6.41 mostra a fração de gás média no tempo para as quatro saídas para os pontos 5, 8 e 12 ($J_G = 0,33$ m/s). Aumentando a velocidade superficial do líquido, torna-se mais evidente as regiões de acúmulo de gás na lateral interna e de escoamento apenas de líquido na lateral tangente a câmara ciclônica.

Figura 6.41 – Fração de gás média no tempo nas quatro saídas para os pontos 5, 8 e 12.

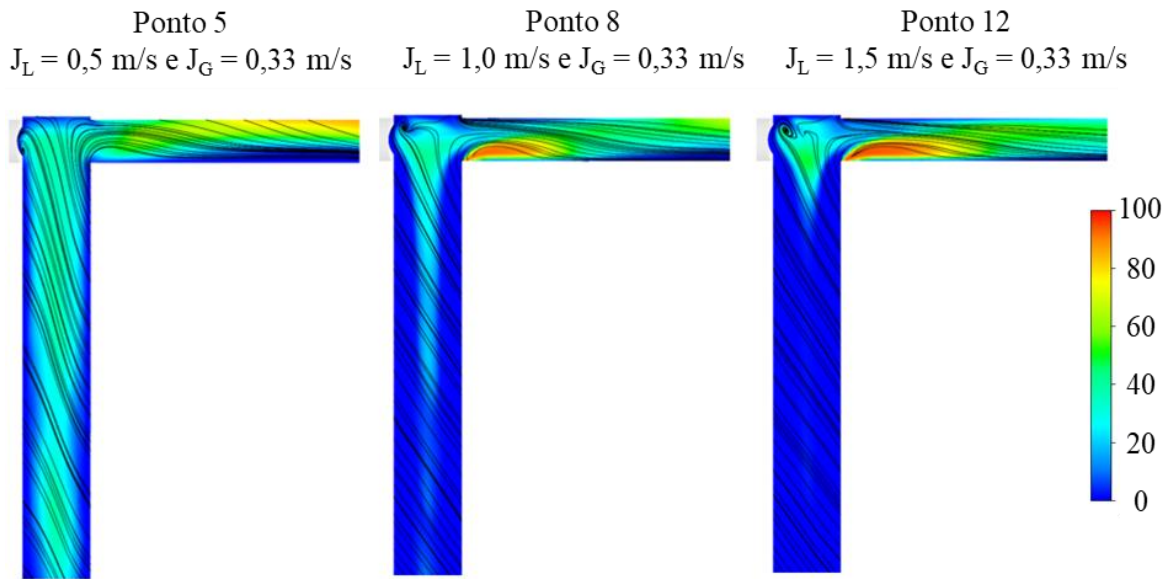


Fonte: Autoria própria.

Vale a pena ressaltar que foi obtida uma distribuição similar entre as quatro saídas tanto no valor da fração de gás, mostrado na Tabela 6.3, quanto na distribuição das fases ao longo das saídas.

A Figura 6.42 mostra o campo de fração de gás médio no plano transversal para uma das saídas com linhas de corrente médias de velocidade para os pontos 5, 8 e 12 ($J_G = 0,33 \text{ m/s}$). Para o ponto 5 é possível notar que o escoamento tende a se assemelhar mais com um escoamento estratificado nas saídas, com o gás permanecendo na região superior ao longo de toda a extensão do tubo.

Figura 6.42 – Campo de fração de gás médio no plano transversal para uma das saídas com linhas de corrente médias de velocidade para os pontos 5, 8 e 12.



Fonte: Autoria própria.

Por fim, a Tabela 6.4 mostra o percentual da vazão de mistura em cada saída para os pontos 5, 8 e 12. Observa-se que o sistema de distribuição consegue atender o seu objetivo de distribuir equitativamente para os casos analisados.

Tabela 6.4 – Percentual da vazão de mistura em cada saída para os pontos 5, 8 e 12

J_L [m/s]	J_G [m/s]	Saída 1	Saída 2	Saída 3	Saída 4	Diferença Máx
0,50	0,33	25,32%	25,00%	24,97%	24,70%	0,62%
1,00	0,33	24,71%	24,84%	25,21%	25,24%	0,53%
1,50	0,33	24,30%	26,19%	24,66%	24,85%	1,90%

7. CONCLUSÃO

Neste trabalho foi realizado um estudo experimental para avaliar a eficiência da distribuição do escoamento bifásico líquido-gás no padrão bolhas dispersas em um sistema de distribuição. Um modelo numérico foi desenvolvido para reproduzir a distribuição do escoamento como observado experimentalmente. Esse estudo teve como objetivo estudar uma possível solução para reduzir o tamanho dos separadores (VASPS, GLCC, entre outros) utilizados atualmente na indústria de petróleo.

No estudo experimental foram avaliados quinze pares de velocidade superficial de gás e líquido nos padrões de escoamento de bolhas dispersas e transição de bolhas dispersas para golfadas. Para analisar a dinâmica do escoamento foram utilizados sensores *wire-mesh* e uma câmera de alta velocidade na entrada, câmara ciclônica e saídas.

De acordo com os resultados experimentais, na região de entrada o escoamento era de bolhas dispersas com algumas bolhas do tipo capa esférica para os pontos com J_G menor (pontos 1, 2, 6, 7, 11 e 12) com fração de gás média no tempo de 6 a 12%. Para os pontos 3, 4, 8, 9 e 13, o escoamento possuía bolhas dispersas, capa esférica e pequenas bolhas de Taylor, com fração de gás média no tempo de 12 a 17 %. Para os pontos 5, 10, 14 e 15 foi possível observar bolhas de Taylor e pistões de líquido bastante aerados, se assemelhando mais a um padrão de golfadas, com fração de gás média no tempo de 18 a 26%. Na câmara ciclônica, o escoamento é rotacional (*swirling flow*) para todos os pontos avaliados, o que é desejável pois facilita na distribuição equitativa nas saídas.

Um escoamento intermitente com o gás escoando na parte superior do tubo e o líquido na inferior foi observado nas saídas. Além disso a distribuição nas saídas foi similar tanto na média espacial como na média temporal, com o maior desvio de 2,3%, obtida com o sensor *wire-mesh*. Podendo-se afirmar que o sistema de distribuição consegue dividir de forma similar o escoamento nas quatro saídas para todos os pontos analisados.

Um modelo numérico foi desenvolvido utilizando o método de volumes finitos baseado em elementos finitos, implementado no *software* comercial ANSYS-

CFX 19.1. Para modelar a física do problema, resolver as equações de conservação, foi usado o modelo de dois fluidos euleriano-euleriano não homogêneo, com o modelo de turbulência SST e o esquema compressivo para a captura da interface líquido-gás. Para a condição de entrada realizou-se uma simplificação do escoamento para uma fração de gás e tamanho de bolha constante. Para o valor da fração de gás foi utilizada a média temporal e espacial dos resultados experimentais e para o tamanho de bolha foi utilizado o tamanho de 2 mm de diâmetro, definido por meio das imagens da câmera de alta velocidade.

Para validar o modelo numérico, foram simulados os quinze pontos da grade experimental. Os resultados numéricos foram comparados com os experimentais na entrada, na câmara ciclônica e nas saídas. Devido à simplificação do modelo na região de entrada e ao tamanho de bolha constante, a comparação quantitativa na câmara ciclônica não obteve bons resultados para os pontos 13, 14 e 15 (totalizando 20% dos pontos analisados), apresentando uma diferença máxima de 69%. No entanto o modelo consegue reproduzir a física e a tendência do comportamento observado experimentalmente. Os resultados quantitativos nas saídas se aproximaram mais, com diferença máxima de 57%, com fração de gás experimental de 12% e numérica de 19%. Qualitativamente as saídas também reproduziram o experimental.

Portanto, a partir dos resultados apresentados é possível concluir que o sistema de distribuição consegue dividir a mistura bifásica nas quatro saídas de forma equitativa, para o escoamento no padrão bolhas dispersas e na transição bolhas dispersas para golfadas (nos pontos avaliados). Além disso, o modelo numérico desenvolvido consegue reproduzir o escoamento observado experimentalmente nas saídas e qualitativamente na câmara ciclônica.

De acordo com o estudado, sugere-se como trabalhos futuros:

- Ampliar o estudo experimental para outros padrões de escoamento (bolhas discretas, golfadas, caótico e anular), buscando avaliar a eficiência de distribuição do sistema.
- Analisar a influência do escoamento rotacional (*swirling flow*) e da altura da câmara ciclônica na eficiência de distribuição do sistema estudado.
- Avaliar no modelo numérico a influência do diâmetro de bolha, das forças interfaciais.

- Melhorar a condição de entrada do modelo numérico, verificando a possibilidade de utilizar um modelo populacional de bolhas.
- Ampliação das análises com fluidos viscosos, buscando estudar de forma mais precisa as estruturas de escoamento que ocorrem nessas situações.
- Desenvolver um modelo numérico que abranja toda a bancada experimental de forma que as condições de entrada do modelo numérico sejam semelhantes ao experimental e se tenha a tubulação de desenvolvimento do escoamento de maneira similar.

REFERÊNCIAS

ANP, Agência Nacional do Petróleo: **Boletim Mensal da Produção de Petróleo e Gás Natural**. Disponível em: < <http://www.anp.gov.br/publicacoes/boletins-anp/2395-boletim-mensal-da-producao-de-petroleo-e-gas-natural>>. Foram utilizados os relatórios de setembro de 2018 a setembro de 2019. Acessado em: 5 de novembro de 2019.

ANSYS, Inc. **ANSYS-CFX® – SOLVER THEORY GUIDE**, 2015.

ARATO, E. G., Davies, O. M. & Saunders, D. H. **Cyclone separator**, 2002.

STEWART M, Arnold K. **Gas-liquid and Liquid-liquid Separators**. Gulf Professional Publishing; 2008 Oct 2.

ARPANDI, I., Joshi, A.R., Shoham, O., Shirazi, S. and Kouba, G.E. (1996). **Hydrodynamics of Two-Phase Flow in Gas-Liquid Cylindrical Cyclone Separators**. In: SPE Annual Technical Conference & Exhibition Held in Dallas, U.S.A., 22-25 Outubro 1996. Society of Petroleum Engineers.

AZEVEDO, H. S., Ofuchi, E., Franco, A., Genaro, J. and Morales, R.: **Numerical Study of the Free Surface Flow in a Centrifugal Gas-Liquid Separator**. International Mechanical Engineering Congress & Exposition IMECE2012, ASME, Houston, Texas, USA, 2012.

BARNEA, D.: **A Unified Model for Predicting Flow-Pattern Transitions for the Whole Range of Pipe Inclinations**. Int. J. Multiphase Flow, Faculty of Engineering, Department of Fluid Mechanics and Heat Transfer, Tel-Aviv University, Ramat-Aviv, Israel, 1986.

BIRMINGHAM, D.P. **Split-flo™ separator a compact gas and oil separator for hydrocarbon production**. Offshore Western Australia, 1998.

DA SILVA, M J, Schleicher, E., & Hampel, U.: **Capacitance Wire-Mesh Sensor for Fast Measurement of Phase Fraction Distributions**. Measurement Science and Technology, 18(7), 2245-2251. DOI: 10.1088/0957-0233/18/7/059, 2007.

DAIGLE, T. P., Hantz, S. N., Phillips, B., & Janjua, R.. **Treating and releasing produced water at the ultra deepwater seabed**. In Offshore Technology Conference. Offshore Technology Conference, 2012.

DI SILVESTRO, R., Abrand, S., Shaiek, S., Butin, N., Riou, X., & Kathleen, D. M.. **A Novel Gas/Liquid Separator to Enhance Production of Deepwater Marginal**. Offshore Technology Conference. doi:10.4043/21394-MS, 2011.

DO VALE, O. R.; GARCIA. VASPS installation and operation at Campos Basin. In: Offshore Technology Conference. **Offshore Technology Conference**, 2002.

DOS SANTOS, E.N., **Development and of Wire-Mesh Sensors for High-Speed Multiphase Flow Imaging**, 205p. Doctoral Thesis – Graduate Program in Electrical and Computer Engineering, Federal University of Technology – Paraná. Curitiba, 2011.

EIDT, H.K., Rodrigues, C.C., Dunaiski, R., Ofuchi, C.Y., Neves, F., Santos, P.H.D., Morales, R.E.M.: **“Numerical and Experimental Analysis of Vertical Ascendant Liquid-Gas Flow Under Action of Centrifugal and Gravitational Fields”**, ASME - FEDSM2017-69276, Fluids Engineering Division Summer Meeting, Hawaii, USA, 2017.

FOWLER TA, Fielding BJ, inventors; ExxonMobil Upstream Research Co, assignee. **Vertical annular separation and pumping system with integrated pump shroud and baffle**. United States patent US 8,136,600. 2012.

FRANÇA, F.A., Rosa, E.S., Banmvar, A.C., Moura, L.F. and Ahanati, F.J. **Hydrodynamic Studies on a Cyclonic Separator**. Offshore Technology Conference. Houston, Texas, 1996.

GRAMME, P. and Ivar, H. **Pipe Separator for the Separation of Fluids, particularly Oil, Gas and Water**. Número da patente: US7516794. Disponível em: <https://www.google.com/patents>, 2009.

GRENSTAD, J., Magnus, B., Jens, G., Marit, M. and Odd, M.R. (2012). **Subsea Installation and Method for Separation of Liquid and Gas**. As, F. M. C. K. S. MC Kongsberg Subsea As. Disponível em: <https://www.google.com/patents>, 2012

LIM, D., & Gruehagen, H.. **Subsea Separation and Boosting—An Overview of Ongoing Projects. Society of Petroleum Engineers.** doi:10.2118/123159-MS, 2009.

HANNISDAL, A., Westra, R., Akdim, M.R., Bymaster, A., Grave, E. and Teng, D.T. **Compact Separation Technologies and Their Applicability for Subsea Field Development in Deep Water.** Offshore Technology Conference, 2012.

HOFFMANN, A.C. and Stein, L.E. **Gas Cyclones and Swirl Tubes:Principles, Design and Operation.** Berlin Heidelberg New York: Springer, 2008.

HREIZ, Rainier et al. On the effect of the nozzle design on the performances of gas–liquid cylindrical cyclone separators. **International Journal of Multiphase Flow**, v. 58, p. 15-26, 2014.

HREIZ, R., GENTRIC, C. & MIDOUX, N. **Numerical investigation of swirling flow in cylindrical cyclones.** Chemical Engineering Research and Design, 89, 2521-2539, 2013.

ISHII, M. e HIBIKI, T.: **Thermo-Fluid Dynamics of Two Phase Flow**, França, 2005.

IYER, S., Lang, P., Schopp, W., Chin, Y.D. and Leitko, A. **Subsea Processing at Parque das Conchas (BC-10): Taking Flow Assurance to the Next Level.** Offshore Technology Conference. Houston, Texas, USA, 2010.

JAWORSKI AJ, Meng G. **On-line measurement of separation dynamics in primary gas/oil/water separators: challenges and technical solutions—a review.** Journal of Petroleum Science and Engineering. 2009 Sep 1;68(1-2):47-59.

KANSHIO S. **Multiphase flow in pipe cyclonic separator.** Doctoral dissertation, Cranfield University, 2015.

KATAOKA, H., Tomiyama, A., Hosokawa, S., Sou, A. and Chaki, M. **Two phase swirling flow in a gas-liquid separator.** Journal of Power and Energy Systems 2:1120–1131, 2008.

KATAOKA, H., Shinkai, Y., Hosokawa, S. and Tomiyama, A. **Swirling Annular Flow in a Steam Separator.** Journal of Engineering for Gas Turbines and Power, 2009.

KATAOKA, H., Shinkai, Y. and Tomiyama, A. **Pressure Drop in Two-Phase Swirling Flow in a Steam Separator**. Journal of Power and Energy Systems 3:382–392, 2009b.

KOUBA, G.E., Wang, S., Gomez, L.E., Mohan, R.S. and Shoham, O. **Review of the State-of-the-Art Gas/Liquid Cylindrical Cyclone (GLCC) Technology—Field Applications**. International Oil & Gas Conference and Exhibition in China, 2006.

LAUNDER, B. E.; Spalding, D. B.: **“The Numerical Computational Of Turbulent Flows”**, Computer Methods in Applied Mechanics and Engineering, Vol. 3, pp. 269-289 , 1974.

LEGENTILHOMME, P., Aouabed, H. and Legrand, J. **Developing mass transfer for annular swirling decaying flow induced by means of a tangential inlet**. The Chemical Engineering Journal, 1993.

LOBDELL, W.R. and Ayers, L.M. **The Use of Centrifugal Separators for Offshore Gas Production**. Fall Meeting of the Society of Petroleum Engineers of AIME, 1974.

MADDAHIAN, R., Kebriaee, A., Farhanieh, B. and Firoozabadi, B. **Analytical investigation of boundary layer growth and swirl intensity decay rate in a pipe**. Archive of Applied Mechanics [Online] 81:489–501. Disponível em: <http://dx.doi.org/10.1007/s00419-010-0424-9>, 2011.

MALISKA, C. R.: **Transferência de Calor e Mecânica dos Fluidos Computacional**, 2ª edição, editora LTC, Rio de Janeiro, 2004.

MENTER, F.R.: **Two-Equation Eddy-Viscosity Turbulence Models for Engineering Applications**, AIAA-Journal., 32(8), pp. 1598 – 1605, 1994.

MISHIMA K, Ishii M. **Flow regime transition criteria for upward two-phase flow in vertical tubes**. International Journal of Heat and Mass Transfer. 1984 May 1;27(5):723-37.

MORANDIN, M.: **Modelagem De Um Filme Líquido Sob A Ação Combinada Dos Campos Centrífugo E Gravitacional De Forças: Hidrociclone**, Campinas, Brazil, 1999.

MURAKAMI, M., Kito, O., Katayama, Y. and Iida, Y. **An experimental study of swirling flow in pipes**. Bulletin of JSME 19:118–126, 1976.

NEBRENSKY, N.T., Morgan, G.E., Oswald, B. J., **Cyclone for Gas/Oil Separation**, International Conference on Hydrocyclones, paper no. 12, held at Churchill College, Cambridge, Eng., Organized by BHRA Fluid Engineering Centre, 1980.

NINAHUANCA, H. M.: **Caracterização Do escoamento Na Câmara De Expansão De Um Separador Ciclônico**, Dissertação de Mestrado, Universidade Tecnológica Federal do Paraná, Curitiba, Brasil, 2014.

NINAHUANCA, H. M.; Azevedo, H. S.: **Characterization of the Liquid Film Flow in a Centrifugal Separator**, IV Journeys in Multiphase Flows, Campinas, São Paulo, Brasil, 2015.

NINAHUANCA, H. M.; Azevedo, H. S.; Morales, R. E. M.; Ofuchi, C.; Silva, M. J. da; and Neves, F. Jr.: **Study of The Nozzle Diameter Influence in The Fluid Dynamics of a Cylindrical Hydrocyclone Separator**, Wiley Online Library, Curitiba PR, Brazil, 2016.

OFUCHI, C.Y., Eidt, H.K, Santos, P.H.D., Silva, M. J. da, Neves F.Jr. and Morales R.E.M.: **Void Fraction Characterization of a Gas-Liquid Intermittent Flow Inside a Cyclonic Chamber**. 9th World Conference on Experimental Heat Transfer, Fluid Mechanics and Thermodynamics, Iguazu Falls, Brazil, 2017.

OFUCHI, E. M., Genaro, J., Azevedo, H. S., Franco, A., Augustus, M., Estevam, V. and Morales, R.: **Estudo Numérico Do escoamento Com Superfície Livre Em Um Hidrociclone**, 3º Encontro Brasileiro sobre Ebulição, Condensação e escoamentos Multifásicos, Brasil, 2012.

OFUCHI, E. M.: **Desenvolvimento De Um Método Para Correção De Curvas De Desempenho Em Bombas Centrífugas Operando Com Fluidos Viscosos**, Dissertação, Universidade Tecnológica Federal do Paraná, Curitiba, Brasil, 2015.

ORLOWSKI, R., Euphemio, M.L.L., Euphemio, M.L., Andrade, C.A., Guedes, F., Silva, L.C.T. da, Pestana, R.G., et al.. **Marlim 3 Phase Subsea Separation System -**

Challenges and Solutions for the Subsea Separation Station to Cope with Process Requirements. Offshore Technology Conference, 2012.

PRASSER, H. -M., Böttger, A., & Zschau, J.: **A New Electrode-Mesh Tomograph For Gas-Liquid Flows.** Flow Measurement and Instrumentation, 9(2), 111-119. DOI: 10.1016/S0955-5986(98)00015-6, 1998.

RIETEMA, K. Chemical Reaction Engineering, Pergamon Press, London 1960

ROSA, E., França, F. and Ribeiro, G.: **The Cyclone Gas-Liquid Separator: Operation and Mechanistic Modeling,** Journal of Petroleum Science and Engineering, Brasil, 2001.

ROSA, E., Morandin, M., Dias, S. and França, F.: **Liquid Film Motion Under the Action of Gravitational and Centrifugal Fields,** ENCIT, Brazil, 1996.

SANT'ANNA, F.: **Simulação Numérica do Escoamento na Câmara de Expansão do Separador Líquido-Gás VASPS,** Trabalho de Conclusão de Curso, Universidade Tecnológica Federal do Paraná, Brasil, 2010.

SCHOOK, R. e ASPEREN, V. V. **Compact separation by means of inline technology.** SPE Middle East Oil and Gas Show and Conference, Kingdom of Bahrain, 2005.

SHAKUTSUI, H., Hayashi, K. and Suzuki, T. **Flow Patterns of Gas-Liquid Two-Phase Swirling Flow in a Vertical Pipe.** Japanese Journal of Multiphase Flow 24:305–312, 2010.

SHOHAM, Ovdia. **Mechanistic Modeling Of Gas-Liquid Two-Phase Flow In Pipes.** Richardson, TX: Society of Petroleum Engineers, 2006.

SHOHAM, O.; KOUBA, G.E. **State of the Art of Gas/Liquid Cylindrical-Cyclone Compact-Separator Technology.** Journal of Petroleum Technology, 1998.

STORTI, F. C., **Estudo Experimental da Eficiência de Separação da Câmara de Expansão do Separador VASPS.** Tese de Doutorado em Engenharia. Universidade Estadual de Campinas, Brasil, 2013.

TAITEL, Yehuda; BORNEA, Dvora; DUKLER, A. E. **Modelling Flow Pattern Transitions For Steady Upward Gas- Liquid Flow In Vertical Tubes**. AIChE Journal, v. 26, n. 3, p. 345-354, 1980.

TENNEKES, H.; LUMLEY, J. L. **A first course in turbulence**. Cambridge: The MIT press, 1972.

THOMAS, J. E. **Fundamentos de Engenharia de Petróleo**. 2.ed. Rio de Janeiro, Brasil: Interciência, 2001.

VERSTEEG, H. K.; MALALASEKRA, W. **An Introduction To Computational Fluid Dynamics: The Finite Volume Method**. 2. ed. Harlow: Pearson Education Limited, 2007.

WALLIS, G.B. (1961). **Flooding Velocities for Air and Water in Vertical Tubes**. London: HMSO, 1961.

WHALLEY, P.B. **The effect of swirl on critical heat flux in annular two phase flow**. International Journal of Multiphase Flow [Online] 5:211–217. Disponível em: <http://www.sciencedirect.com/science/article/pii/0301932279900181>, 1979.

WILCOX, D. C.: **Turbulence Modeling For CFD**, 2ª Ed. La Canadá, CA, Editora DCW Industries, 2000.

YEOH, G. H., TU, J., **Computational Techniques for Multi-Phase Flows**. Elsevier, The Boulevard, Langford Lane, Kidlington, Oxford OX5 1GB, UK, 2009.

ZHOU, Y. **Experimental and Simulation Studies on Performance of a Compact Gas/Liquid Separation System**. Cranfield University, 2013.

ZIKANOV O. **Essential computational fluid dynamics**. John Wiley & Sons; 2019.

ZWART, P.J., Godin, P.G., Penrose, J. and Rhee, S.H.: **“Simulation Of Unsteady Free-Surface Flow Around A Ship Hull Using A Fully Coupled Multi-Phase Flow Method”**, Journal of Marine Science and Technology, 13, pp. 346-355, 2008.