

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

FERNANDO ROCHA FABIANE

**ESTUDO NUMÉRICO E EXPERIMENTAL DO ESCOAMENTO
BIFÁSICO LÍQUIDO-GÁS EM CÉLULA DE BALANÇO**

DISSERTAÇÃO

CURITIBA

2020

FERNANDO ROCHA FABIANE

**ESTUDO NUMÉRICO E EXPERIMENTAL DO ESCOAMENTO
BIFÁSICO LÍQUIDO-GÁS EM CÉLULA DE BALANÇO**

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

Co-orientador: Prof. Dr. Rigoberto E. M. Morales.

CURITIBA

2020



[4.0 Internacional](https://creativecommons.org/licenses/by-nc-nd/4.0/)

Esta licença permite o download e o compartilhamento da obra desde que sejam atribuídos créditos ao(s) autor(es), sem a possibilidade de alterá-la ou utilizá-la para fins comerciais.



Ministério da Educação
Universidade Tecnológica Federal do Paraná
Câmpus Curitiba



FERNANDO ROCHA FABIANE

**ESTUDO NUMÉRICO E EXPERIMENTAL DO ESCOAMENTO BIFÁSICO LÍQUIDO-GÁS EM CÉLULA DE
BALANÇO**

Trabalho de pesquisa de mestrado apresentado como requisito para obtenção do título de Mestre Em Engenharia da Universidade Tecnológica Federal do Paraná (UTFPR).
Área de concentração: Engenharia Térmica.

Data de aprovação: 15 de Dezembro de 2020

Prof Paulo Henrique Dias Dos Santos, Doutorado - Universidade Tecnológica Federal do Paraná

Prof Moises Alves Marcelino Neto, Doutorado - Universidade Tecnológica Federal do Paraná

Prof.a Viviana Cocco Mariani, Doutorado - Pontifícia Universidade Católica do Paraná (Pucpr)

Documento gerado pelo Sistema Acadêmico da UTFPR a partir dos dados da Ata de Defesa em 16/12/2020.

AGRADECIMENTOS

Aos meus pais, Celio e Katia por todo o apoio e confiança depositada em mim. A minha amada Natielle por toda a ajuda, inspiração e motivação. A toda minha família pela motivação e apoio.

Aos meus orientadores, Paulo e Rigoberto, pelas oportunidades, pelo aprendizado e pela confiança, e principalmente pelos desafios sugeridos e juntamente conquistados.

Aos colegas do NUEM que ofereceram ajudas importantes, Rafael Fabricio, Conrado, Henrique Stel e Afonso, que em algum momento discutiram comigo o problema e me ajudaram com soluções práticas. Aos técnicos de TI, Gabriel e Felipe que não só fizeram tudo isso ser possível em um momento tão difícil de pandemia, mas também me auxiliaram com programação e lógica nas minhas implementações.

Aos financiadores do projeto PETROBRAS e CAPES, pelo apoio financeiro e incentivo à pesquisa. À UTFPR e ao NUEM pelo constante desenvolvimento de pesquisa e formação de acadêmicos de excelência. E, por fim, a todos os professores que trouxeram conhecimento e inspiração ao meu crescimento acadêmico.

*“Poderia viver recluso numa casca de noz e
julgar-me o rei do espaço infinito”.*

(William Shakespeare)

RESUMO

FABIANE, Fernando Rocha. **Estudo Numérico e Experimental do Escoamento Bifásico Líquido-Gás em Célula de Balanço**, 2020. 118p. Dissertação (Mestrado em Engenharia Térmicas no Programa de Pós-Graduação em Engenharia Mecânica e de Materiais) - Universidade Tecnológica Federal do Paraná, Curitiba, 2020.

A indústria de óleo e gás enfrenta diversos problemas na extração e produção de petróleo, e para realizar estudos que auxiliem na resolução desses problemas, muitas vezes são utilizados longos circuitos de tubulações. Esses estudos são muitas vezes custosos e necessitam de grandes instalações para serem montados e conduzidos. Uma parte desses estudos vem sendo realizada em células de balanço, que surgiram como alternativa em relação a escoamentos bombeados, podendo ter dimensões reduzidas, conter altas pressões e ter um controle melhor da temperatura de maneira economicamente viável. Contudo, até o conhecimento do autor, ainda existem poucos estudos que descrevam o comportamento hidrodinâmico do escoamento dentro das células de balanço. Esse trabalho apresenta um estudo numérico (implementado no *software* aberto *OpenFOAM* utilizando o modelo multifásico VOF) e experimental (desenvolvido exclusivamente para a validação do modelo numérico) de um escoamento bifásico ar-água dentro de uma célula de balanço de 1,2 m de comprimento e 51,8 mm de diâmetro interno. A célula de balanço, em questão, permite alterar três principais fatores que geram o movimento dos fluidos: frequência de oscilação, razão de preenchimento e ângulo máximo de inclinação. Neste estudo foram utilizadas três frequências de oscilação definidas por valores pré-determinados pelos equipamentos: 0,925rad/s, 1,24rad/s e 1,55rad/s. A razão de preenchimento foi variada de 10% até 90% e a angulação máxima da célula foi fixada em 17,5°, ângulo que trouxe movimentos bem definidos das fases. As simulações numéricas foram validadas de forma satisfatória com experimentos. Os casos reproduzidos apresentaram escoamentos com características de escoamento estratificado e em golfadas. As análises foram realizadas no centro do tubo. As vazões dos fluidos na área de estudo se mostraram iguais entre as fases, apenas com sentidos diferentes, atingindo velocidades de até 2,5 m/s. O modelo numérico aqui desenvolvido e validado pode ser usado como ferramenta de estudo para auxiliar no entendimento dos fenômenos reais que envolvem escoamentos bifásicos em células de balanço.

Palavras-chave: Célula de Balanço; Escoamento Bifásico; Escoamento Estratificado; Escoamento em Golfadas; CFD; OpenFOAM.

ABSTRACT

FABIANE, Fernando Rocha. **Numerical and Experimental Study of a Two-Phase Flow Liquid-Gas in a Rocking Cell**, 2020. 118p. MSc Thesis - Postgraduate Program in Mechanical and Materials Engineering, Federal University of Technology - Paraná, Curitiba, 2020.

The oil and gas industry faces several problems in the extraction and production of oil, and to carry out studies that assist in solving these problems, long piping circuits are often used. These studies are often costly and require large facilities to be set up and conducted. Part of these studies has been carried out in rocking cells, which have emerged as an alternative in relation to pumped flows, which may have reduced dimensions, contain high pressures and have better temperature control in an economically viable way. However, as far as the author is aware, there are still few studies that describe the hydrodynamic behavior of the flow within the rocking cells. This work presents a numerical study (implemented in the open software OpenFOAM using the multiphase model VOF) and experimental (developed exclusively for the validation of the numerical model) of a two-phase air-water flow inside a 1.2m long rocking cell and 51.8 mm internal diameter. The cell, in question, allows changing three main factors that generate the movement of fluids: oscillation frequency, fill ratio and maximum angle of inclination. In this study we used three oscillation frequencies defined by valleys predetermined by the equipment: 0.925rad / s , 1.24rad / s and 1.55rad / s . The filling ratio was varied from 10% to 90% and the maximum angulation of the cell was fixed at 17.5° , an angle that brought well-defined phase movements. The numerical simulations were satisfactorily validated with experiments. The reproduced cases presented flows with stratified and slug flow characteristics. The analysis were performed in the center of the tube. Fluid flow rates in the study area were found to be the same between the phases, only with different directions, reaching velocities of up to 2.5 m/s. The numerical model developed and validated here can be used as a study tool to assist in the understanding of real phenomena that involve two-phase flows in rocking cells.

Keywords: Rocking Cell; Two Phase Flow; Stratified Flow; Slug Flow; CFD; OpenFOAM.

LISTA DE FIGURAS

| | |
|--|----|
| Figura 1.1 – Diagrama da Célula de Balanço..... | 21 |
| Figura 2.1 – Padrões de escoamento. | 23 |
| Figura 2.2 – Diagrama de mapa de fluxo. | 24 |
| Figura 2.3 – Mapa de padrão de escoamento de tubulação inclinada a 15°..... | 25 |
| Figura 2.4 – Mapa de padrão de escoamento de tubulação inclinada a 30°..... | 25 |
| Figura 2.5 – Célula unitária do escoamento em golfadas..... | 26 |
| Figura 2.6 – Tubo horizontal, inclinado descendente e com curva. | 27 |
| Figura 2.7 – Comparação com mapa de escoamento, configuração horizontal. | 28 |
| Figura 2.8 – Comparação com mapa de padrão de escoamento, configuração inclinada descendente..... | 28 |
| Figura 2.9 – Fração volumétrica de líquido..... | 29 |
| Figura 2.10 – Distribuição de pressão em 4,04 s..... | 30 |
| Figura 2.11 – Elemento e disposição da malha. | 30 |
| Figura 2.12 – Queda de pressão. | 31 |
| Figura 2.13 – Perfil de velocidade em fase gasosa..... | 32 |
| Figura 2.14 – Perfil de velocidade em fase líquida. | 32 |
| Figura 2.15 – Correlação entre os fatores de atrito..... | 33 |
| Figura 2.16 – PDF's das frações volumétricas de gás e padrões de escoamento..... | 34 |
| Figura 2.17 – Verificação da fração de líquido com correlação para 10°, a) de Guzhov <i>et al</i> (1967), b) de Mattar e Gregory (1974)..... | 35 |
| Figura 2.18 – Campo de velocidades na cauda da bolha..... | 35 |
| Figura 2.19 – Comparação com inclinação 45°..... | 36 |
| Figura 2.20 – Tratamento da imagem no canal da primeira bancada. a) imagem do canal; b) interface detectada. | 36 |
| Figura 2.21 – Esquema da primeira bancada..... | 37 |
| Figura 2.22 – Comparação do experimento com a simulação..... | 38 |
| Figura 2.23 – Comparação da pressão..... | 39 |
| Figura 2.24 – Campo de velocidades obtido pelo PIV..... | 39 |
| Figura 2.25 – Segunda bancada..... | 40 |
| Figura 2.26 – Entrada do duto da seção de testes..... | 41 |

| | |
|---|----|
| Figura 2.27 – Salto hidráulico devido ao dispositivo da lâmina na entrada do duto..... | 41 |
| Figura 2.28 – Mapa de padrão de escoamento. | 42 |
| Figura 2.29 – Comparação da formação das golfadas..... | 42 |
| Figura 2.30 – Diagrama da bancada e seção de testes..... | 43 |
| Figura 2.31 – Malha da seção de teste..... | 44 |
| Figura 2.32 – Comparação experimento-simulação no <i>hot leg</i> ($m'_{G} = 0,268$ kg/s)..... | 45 |
| Figura 2.33 – Emissor e receptor da tensão..... | 46 |
| Figura 2.34 – Reconstrução da imagem da fração de fase. | 46 |
| Figura 2.35 – Malha e condições de entrada e saída. | 47 |
| Figura 2.36 – Resultados da câmera, CFD e ERT no escoamento horizontal..... | 48 |
| Figura 2.37 – Resultados da câmera, CFD e ERT no escoamento vertical. | 49 |
| Figura 2.38 – Diagrama esquemático do aparato experimental. | 50 |
| Figura 2.39 – Tratamento do sinal de fração de líquido..... | 51 |
| Figura 2.40 – Comparação qualitativa..... | 52 |
| Figura 2.41 – Comparação da série temporal da fração de líquido. | 52 |
| Figura 2.42 – Tamanho das estruturas do escoamento em golfadas. | 53 |
| Figura 2.43 – Topologia da malha..... | 54 |
| Figura 2.44 – Mapas de padrão de escoamento de Petalas e Aziz (2002)..... | 54 |
| Figura 2.45 – Padrões de escoamento (a) estratificado ondulado, (b) golfadas, (c) bolhas dispersas, (d) espumado e (e) anular. | 55 |
| Figura 2.46 – Representação da malha (a) transversal, (b) longitudinal. | 57 |
| Figura 2.47 – Comparação PIV com CFD. | 57 |
| Figura 2.48 – Comparação da fração de líquido em função da velocidade superficial de gás. | 58 |
| Figura 2.49 – Comparação com correlação de Fabre. | 58 |
| Figura 3.1 – Desenho esquemático da bancada experimental. | 61 |
| Figura 3.2 – Dados do acelerômetro e da função senoide para 30 Hz no inversor. | 63 |
| Figura 3.3 – Mecanismo de oscilação da bancada..... | 64 |
| Figura 3.4 – Separação do movimento vertical e horizontal do mecanismo..... | 65 |
| Figura 3.5 – Diferença de velocidade entre os quadrantes superiores e inferiores. | 65 |
| Figura 3.6 – Referência do diâmetro para medições. | 66 |
| Figura 3.7 – Posicionamento da altura de líquido. | 67 |
| Figura 3.8 – Exemplo da incerteza da rotina de análise das imagens. | 67 |
| Figura 3.9 – Bancada experimental. | 68 |

| | |
|--|----|
| Figura 3.10 – Dimensionamento do mecanismo. | 69 |
| Figura 3.11 – Repetitividade dos experimentos, caso de preenchimento de 80% e frequência de oscilação de 0,925 rad/s..... | 72 |
| Figura 4.1 – Média temporal de Reynolds. | 75 |
| Figura 4.2 – Domínio do problema. | 80 |
| Figura 4.3 – Condição inicial. | 80 |
| Figura 4.4 – Refinos de malha..... | 81 |
| Figura 4.5 – Perfil de velocidade para estudo da malha..... | 82 |
| Figura 5.1 – Validação qualitativa entre experimento e CFD para caso estratificado. | 83 |
| Figura 5.2 – Validação qualitativa entre experimento e CFD para caso em golfada. | 84 |
| Figura 5.3 – Sincronismo entre experimento e CFD. (Caso F=90%, $\omega= 0,925\text{rad/s}$) (a) início do período de oscilação, (b) meio período de oscilação e (c) final de 1 período de oscilação. | 85 |
| Figura 5.4 – Altura de líquido para o caso F = 30%, $\omega = 0,925 \text{ rad/s}$ | 86 |
| Figura 5.5 – Altura de líquido para o caso F = 70%, $\omega = 0,925 \text{ rad/s}$ | 86 |
| Figura 5.6 – Altura de líquido para o caso F = 90%, $\omega = 0,925 \text{ rad/s}$ | 87 |
| Figura 5.7 – Detalhamento da altura de líquido no caso 90% - 0,925 rad/s..... | 88 |
| Figura 5.8 – Altura de líquido para o caso F = 90%, $\omega = 1,55 \text{ rad/s}$ | 88 |
| Figura 5.9 – Bolhas alongadas geradas após quebra de bolha maior. | 89 |
| Figura 5.10 – Movimento dos fluidos no caso estratificado de 30% e 0,925 rad/s..... | 90 |
| Figura 5.11 – Perfil de velocidade no instante de inclinação de 14° para o caso de 30% e 0,925 rad/s. | 90 |
| Figura 5.12 – Comparação dos perfis de velocidade estratificados para os casos com 0,925 rad/s de frequência de oscilação..... | 91 |
| Figura 5.13 – Superfícies selecionadas por fase, ar(a), água(b). | 92 |
| Figura 5.14 – Velocidade média ao longo do período para o caso de 30% e 0,925 rad/s. | 92 |
| Figura 5.15 – Vazão ao longo do período para o caso de 30% e 0,925 rad/s..... | 93 |
| Figura 5.16 – Velocidade superficial ao longo do período para o caso de 30% e 0,925 rad/s. | 93 |
| Figura 5.17 – Comparação da velocidade superficial ao longo do período para F = 30% em frequências de oscilação diferentes. | 94 |
| Figura 5.18 – Comparação das velocidades superficiais ao longo do período com frequência de oscilação de 0,925 rad/s, variando a fração de preenchimento. | 94 |

| | |
|---|-----|
| Figura 5.19 – Verificação da velocidade média ao longo do período calculada por Manning e retirada do CFD. | 95 |
| Figura 5.20 – Comparação do perfil de velocidade turbulento da fase líquida entre CFD e calculado. | 96 |
| Figura 5.21 – Verificação da velocidade média ao longo do período para o caso de 10% e 0,925 rad/s. | 97 |
| Figura 5.22 – Verificação da velocidade média ao longo do período para o caso de 20% e 0,925 rad/s. | 97 |
| Figura 5.23 – Verificação da velocidade média ao longo do período para o caso de 30% e 0,925 rad/s. | 98 |
| Figura 5.24 – Verificação da velocidade média ao longo do período para o caso de 30% e 1,24 rad/s. | 98 |
| Figura 5.25 – Líquido retornando ao ponto de estudo no caso de 40%. | 99 |
| Figura 5.26 – Verificação da velocidade média ao longo do período para o caso de 40% e 0,925 rad/s. | 99 |
| Figura 5.27 – Formação momentânea de bolha alongada no caso de 50%. | 100 |
| Figura 5.28 – Formação momentânea de bolha alongada no caso de 60%. | 101 |
| Figura 5.29 – Comparação dos perfis de velocidade dos casos da transição com frequência de oscilação de 0.925 rad/s. | 101 |
| Figura 5.30 – Velocidade superficial ao longo do período dos casos da transição com frequência de oscilação de 0,925 rad/s. | 102 |
| Figura 5.31 – Caso com característica de escoamento em golfadas, com bolha alongada transitando no sentido contrário ao líquido. | 102 |
| Figura 5.32 – Perfis de velocidade em três pontos da bolha alongada. | 103 |
| Figura 5.33 – Perfil de velocidade no nariz da bolha alongada. | 103 |
| Figura 5.34 – Perfil de velocidade no centro da bolha. | 104 |
| Figura 5.35 – Perfil de velocidade na cauda da bolha (a e b) e recirculação de líquido após passagem da bolha (c). | 104 |
| Figura 5.36 – Comparação entre perfis de velocidade no instante de inclinação de 14° para frequência de oscilação de 0,925 rad/s variando fração de preenchimento. | 105 |
| Figura 5.37 – Bolha alongada e filme de líquido no caso de 80% e 0,925 rad/s. | 105 |
| Figura 5.38 – Bolha alongada e filme de líquido no caso de 90% e 0,925 rad/s. | 105 |
| Figura 5.39 – Comportamento do formato de bolhas. | 106 |

| | |
|--|-----|
| Figura 5.40 – Número de Bond ao se alterar a fração de líquido. | 107 |
| Figura 5.41 – Comparação da velocidade superficial ao longo do período variando fração de preenchimento com frequência de oscilação de 0,925 rad/s. | 108 |
| Figura 5.42 – Mapas de padrão de escoamento para tubulações de 51mm de diâmetro, a)10° descendente, b)10° ascendente e c) horizontal. | 108 |
| Figura 5.43 – Número de Grashof modificado variando fração de preenchimento. | 109 |
| Figura 5.44 – Perfis de velocidade dos casos em transição (a) e dos casos em golfadas(b). . | 110 |

LISTA DE TABELAS

| | |
|--|----|
| Tabela 1 – Matriz de teste. (Adaptado de Deendarlianto <i>et al</i> , 2016)..... | 51 |
| Tabela 2 – Resumo dos trabalhos realizados pelos autores..... | 60 |
| Tabela 3 – Volumes de preenchimento da célula de balanço..... | 70 |
| Tabela 4 – Propriedades dos fluidos e gravidade. | 79 |
| Tabela 5 – Comparação das malhas. | 82 |
| Tabela 6 – Erros entre Experimento e CFD. | 87 |

LISTA DE SÍMBOLOS

| | | |
|---------------------|--|------------------------------------|
| A | - Área da seção transversal | [m ²] |
| a | - Aceleração | [m.s ⁻²] |
| Bo | - Número de Bond | [-] |
| c_α | - Coeficiente de compressão | [-] |
| Co | - Número de Courant | [-] |
| C_μ | - Coeficiente de fechamento | [-] |
| $C_{\varepsilon 1}$ | - Coeficiente de fechamento | [-] |
| $C_{\varepsilon 2}$ | - Coeficiente de fechamento | [-] |
| D | - Diâmetro | [m] |
| F | - Razão de preenchimento | [-] |
| F_σ | - Força da tensão superficial | [Pa] |
| f_θ | - Fator de atrito | [-] |
| f_i | - Fator de atrito da interface | [-] |
| f_w | - Fator de atrito da parede | [-] |
| f | - Frequência | [s ⁻¹] |
| $f_{nominal}$ | - Frequência nominal | [s ⁻¹] |
| Gr_m | - Número de Grashof modificado | [-] |
| g | - Aceleração da gravidade | [m.s ⁻²] |
| h | - Altura do filme de líquido | [m] |
| i | - Razão de redução | [-] |
| J | - Velocidade superficial | [m.s ⁻¹] |
| J_l | - Velocidade superficial da fase líquida | [m.s ⁻¹] |
| J_g | - Velocidade superficial da fase gasosa | [m.s ⁻¹] |
| k | - Energia cinética turbulenta | [m ² .s ⁻²] |
| L | - Comprimento | [m] |
| Mo | - Número de Morton | [-] |
| N | - Rotação | [rpm] |
| $N_{nominal}$ | - Rotação nominal | [rpm] |
| n | - Coeficiente de fechamento | [-] |
| \hat{n} | - Vetor unitário normal a interface | [-] |

| | | |
|-------------------|---|------------------------------------|
| n_f | - Fator de rugosidade | [-] |
| p | - Pressão | [Pa] |
| P_k | - Produção de energia turbulenta | [m ² .s ⁻³] |
| Q | - Vazão volumétrica | [m ³ .s ⁻¹] |
| Q_l | - Vazão volumétrica da fase líquida | [m ³ .s ⁻¹] |
| Q_g | - Vazão volumétrica da fase gasosa | [m ³ .s ⁻¹] |
| R | - Raio do tubo | [m] |
| R_h | - Raio hidráulico | [m] |
| Re | - Número de Reynolds | [-] |
| r | - Raio | [m] |
| r_t | - Raio máximo | [m] |
| S | - Área orientada da célula | [m ²] |
| S_l | - Inclinação (<i>slope</i>) | [-] |
| t | - Tempo | [s] |
| T | - Período | [-] |
| u | - Velocidade na direção principal do escoamento | [m.s ⁻¹] |
| u_t | - Perfil de velocidade turbulento | [m.s ⁻¹] |
| U | - Velocidade média na direção principal do escoamento | [m.s ⁻¹] |
| U_{max} | - Velocidade máxima | [m.s ⁻¹] |
| V | - Velocidade | [m.s ⁻¹] |
| V_{parede} | - Velocidade da parede | [m.s ⁻¹] |
| \bar{V} | - Velocidade média | [m.s ⁻¹] |
| V' | - Velocidade de oscilação | [m.s ⁻¹] |
| \bar{V}' | - Velocidade média de oscilação | [m.s ⁻¹] |
| V_m | - Velocidade da malha | [m.s ⁻¹] |
| V_r | - Velocidade relativa a compressão | [m.s ⁻¹] |
| ∇_l | - Volume do líquido | [m ³] |
| $\nabla_{célula}$ | - Volume da célula | [m ³] |
| α | - Fração volumétrica de líquido | [-] |
| α_l | - Fração volumétrica de líquido | [-] |
| α_{fase} | - Fração volumétrica da fase | [-] |
| ε | - Taxa de dissipação da energia cinética | [m ² .s ⁻³] |

| | | |
|---------------------|-------------------------------------|----------------------|
| κ | - Coeficiente de curvatura | $[m^{-1}]$ |
| ρ | - Densidade | $[kg.m^{-3}]$ |
| ρ_l | - Densidade do líquido | $[kg.m^{-3}]$ |
| ρ_g | - Densidade do gás | $[kg.m^{-3}]$ |
| σ | - Coeficiente de tensão superficial | $[kg.s^{-2}]$ |
| σ_e | - Coeficiente de fechamento | $[-]$ |
| σ_k | - Coeficiente de fechamento | $[-]$ |
| μ | - Viscosidade dinâmica | $[kg.m^{-1}.s^{-1}]$ |
| μ_l | - Viscosidade dinâmica do líquido | $[kg.m^{-1}.s^{-1}]$ |
| μ_g | - Viscosidade dinâmica do gás | $[kg.m^{-1}.s^{-1}]$ |
| μ_T | - Viscosidade turbulenta | $[kg.m^{-1}.s^{-1}]$ |
| μ_{ef} | - Viscosidade efetiva | $[kg.m^{-1}.s^{-1}]$ |
| τ_w | - Tensão de cisalhamento na parede | $[Pa]$ |
| θ | - Ângulo de inclinação | $[^\circ]$ |
| θ_{max} | - Ângulo de inclinação máximo | $[^\circ]$ |
| \mathcal{O}_{max} | - Aceleração máxima | $[m.s^{-2}]$ |
| ω | - Frequência angular de oscilação | $[rad.s^{-1}]$ |
| φ | - Fluxo de fluido | $[m^3.s^{-1}]$ |

LISTA DE SIGLAS E ABREVIACOES

AIAD – *Algebraic Interfacial Area Density*

CFD – *Computational Fluid Dynamics*

CSF – *Continuum Surface Force*

ERT – *Electrical Resistivity Tomography*

HAWAC – *Horizontal Air/Water Channel*

MULES – *Multidimensional Universal Limiter for Explicit Solution*

NUEM – *Ncleo de Escoamento Multifásico*

PDF – *Probability Density Function*

PISO – *Pressure Implicit with Splitting of Operators*

PIV – *Particle Image Velocimetry*

SIMPLE – *Semi-Implicit Method for Pressure Linked Equations*

SST – *Shear Stress Transport*

UTFPR – *Universidade Tecnológica Federal do Paraná*

VOF – *Volume of Fluid*

SUMÁRIO

| | |
|---|------------|
| 1 INTRODUÇÃO..... | 19 |
| 1.1 CARACTERIZAÇÃO DO PROBLEMA..... | 20 |
| 1.2 OBJETIVOS..... | 21 |
| 1.2.1 Objetivos específicos..... | 22 |
| 2 REVISÃO BIBLIOGRÁFICA..... | 23 |
| 2.1 ESCOAMENTO BIFÁSICO EM TUBULAÇÕES..... | 23 |
| 2.2 ESTUDOS NUMÉRICOS E EXPERIMENTAIS DO ESCOAMENTO BIFÁSICO EM TUBULAÇÕES..... | 27 |
| 2.3 RESUMO DOS TRABALHOS APRESENTADOS..... | 59 |
| 3 METODOLOGIA EXPERIMENTAL..... | 61 |
| 3.1 DESCRIÇÃO DA BANCADA..... | 61 |
| 3.1.1 Razão de Preenchimento..... | 62 |
| 3.1.2 Conjunto Motorreductor..... | 62 |
| 3.1.3 Sensor de oscilação..... | 63 |
| 3.1.4 Mecanismo de Oscilação..... | 64 |
| 3.1.5 Câmera..... | 65 |
| 3.1.6 Processamento das imagens..... | 66 |
| 3.2 PROCEDIMENTO EXPERIMENTAL..... | 68 |
| 3.3 ROTEIRO DE EXPERIMENTOS..... | 71 |
| 4 MODELAGEM MATEMÁTICA E NUMÉRICA..... | 73 |
| 4.1 EQUAÇÕES DE CONSERVAÇÃO..... | 73 |
| 4.2 MODELO DE TURBULÊNCIA..... | 74 |
| 4.3 MODELO MULTIFÁSICO..... | 76 |
| 4.4 MODELO DE TENSÃO INTERFACIAL..... | 77 |
| 4.5 MODELO DE RECONSTRUÇÃO DA INTERFACE..... | 78 |
| 4.6 OPENFOAM..... | 78 |
| 4.7 PROPRIEDADES, CONDIÇÕES INICIAIS E DE CONTORNO E PASSO DE TEMPO..... | 79 |
| 4.8 MALHA NUMÉRICA..... | 81 |
| 5 RESULTADOS..... | 83 |
| 5.1 VALIDAÇÃO..... | 83 |
| 5.2 ESTUDO DA HIDRODINÂMICA DAS SIMULAÇÕES..... | 89 |
| 5.2.1 escoamento Estratificado..... | 89 |
| 5.2.2 escoamento de Transição..... | 100 |
| 5.2.3 escoamento em Golfadas..... | 102 |
| 6 CONCLUSÃO..... | 111 |
| REFERÊNCIAS..... | 114 |

1 INTRODUÇÃO

Escoamentos multifásicos estão presentes em diversos setores da indústria, desde a indústria química até usinas nucleares. A indústria do petróleo, tem que lidar diariamente com diversos tipos de escoamento multifásico nos campos de extração, como óleos, mistura de gases, água e partículas sólidas (areia, hidratos, parafinas, entre outros). E se faz necessário entender como esse cenário pode impactar na produção e no funcionamento dos equipamentos.

Ao se tratar das tubulações por onde se escoam a produção do petróleo, estudos muitas vezes simplificam o cenário para o escoamento bifásico de líquido-gás, uma vez que, este reproduz as principais condições de escoamento encontrados nos dutos dos campos de extração. Dependendo da profundidade da extração, a vazão requerida, características dos poços, entre outros fatores, esses escoamentos apresentam algumas topologias características entre líquido e gás que são nomeados padrões de escoamento.

Os padrões de escoamento alteram as condições da produção de petróleo e do funcionamento dos equipamentos, podendo aumentar as perdas de carga, ou diminuir a eficiência do maquinário. Esses padrões podem ainda favorecer o processo de formação, aglomeração e deposição de partículas sólidas, o que é indesejado nas linhas de produção.

Para entender melhor o comportamento das fases no escoamento, foram desenvolvidos modelos matemáticos para prever e descrever esses fenômenos. Os modelos, como o modelo homogêneo (Wallis, 1969) ou o modelo de fluidos separados (Lockhart e Martinelli, 1949), não descreviam o comportamento de cada fase e nem da interface, apenas da perda de carga global. Mesmo assim, esses modelos foram amplamente utilizados na resolução dos problemas das indústrias no século 20, principalmente em questão de perda de carga (Shoham, 2005). Posteriormente vieram os modelos mais completos como o modelo de dois fluidos, modelo de mistura, entre outros (Rosa, 2012), que já distinguiam o comportamento das fases, como o padrão de escoamento e o comportamento da interface.

Em consequência do desenvolvimento da capacidade de cálculo computacional, a Dinâmica dos Fluidos Computacional (*Computational Fluid Dynamics* – CFD) se tornou uma ferramenta de extrema importância para entender e prever os diversos fenômenos associados ao escoamento multifásico. Com a técnica de CFD, as equações de transporte em conjunto com os modelos de fechamento desenvolvidos puderam ser melhor explorados, validados e modificados, para representar os escoamentos bifásicos. Um exemplo foi o modelo envolvendo

as equações de transporte em médias de Reynolds junto com o modelo de turbulência $k-\omega$, que foi proposto primeiramente por Kolmogorov (1942), porém só pode ser implementado no final do século XX, quando sofreu modificações por diversos autores para melhor representar os fenômenos estudados.

Apesar do método de CFD ter se tornado cada vez mais viável, as questões do custo e tempo computacional ainda são os principais fatores que impossibilitam sua ampla aplicação até hoje. Problemas que envolvem grandes dimensões de estudo, ou fenômenos de dimensões muito pequenas atribuem um tempo e custo computacional muito elevado como discutiram Versteeg e Malalasekera (2007).

Quando se trata de escoamento em golfadas, o problema geralmente envolve longas tubulações para se atingir um escoamento desenvolvido, onde a frequência das golfadas e a fração de vazio na célula unitária tem um comportamento médio (Issa e Kempf, 2003, Pineda-Perez, 2018). E para se utilizar o CFD nesses casos, são feitas simplificações ou adequações nas condições do problema numérico, seja nas equações, nas condições iniciais e de contorno ou até mesmo na malha escolhida para o problema.

Desta forma, desenvolver uma bancada experimental tão longa se torna proibitiva na escala de laboratório. As células de balanço encontradas na literatura, em contrapartida, possuem comprimentos variando de 50 cm a 1,2 m (Straume, 2016). A versatilidade desse tipo de bancada tem atraído a atenções dos pesquisadores da área de garantia de escoamento, pois seu tamanho compacto além de ser menos custoso, possibilita melhor controle de temperatura e pressão, sem adicionar tantos custos. Kakitani (2019) utilizou uma célula de balanço pressurizada para estudar a formação e crescimento de hidratos sob diferentes condições (*water cut*, misturas de gases, graus de subresfriamento, entre outros). E neste trabalho a célula de balanço foi utilizada para a análise da hidrodinâmica entre dois fluidos, para melhor entender os fenômenos e a física envolvida nesse tipo de escoamento.

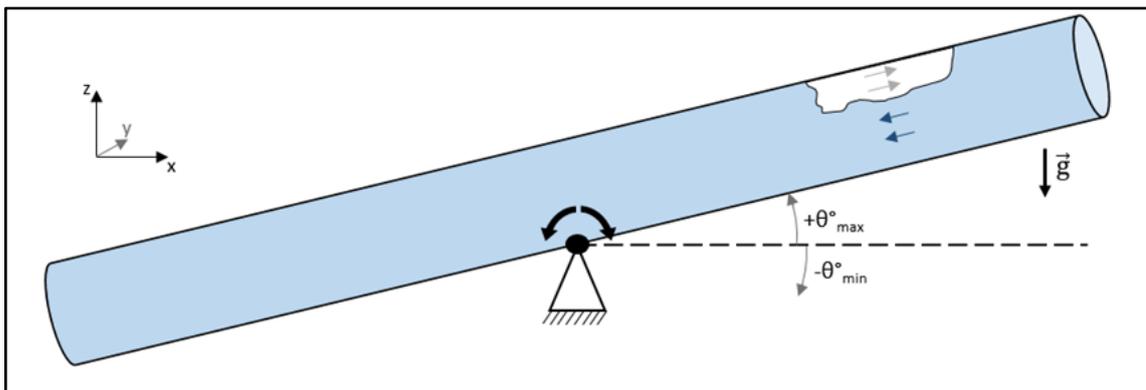
1.1 CARACTERIZAÇÃO DO PROBLEMA

Para simplificar essa primeira abordagem numérica, este trabalho considerou apenas o escoamento bifásico entre ar e água. Os resultados numéricos foram validados com os dados experimentais obtidos na bancada com a célula de balanço desenvolvida no NUEM. Uma vez

validado o modelo numérico, outras condições foram simuladas em CFD para se extrair um número maior de dados para discussão e entendimento dos fenômenos.

Para esse trabalho foi projetada e construída uma célula de balanço que oscila o eixo longitudinal em relação à horizontal, conforme diagrama esquemático mostrado na figura 1.1, e cria um movimento dos fluidos inseridos na célula (ar e água).

Figura 1.1 – Diagrama da Célula de Balanço.



Fonte: Autoria própria.

Esta disposição permite reproduzir características dos padrões de escoamento estratificado e em golfadas, alterando a razão de preenchimento entre água e ar na célula, ângulo máximo de oscilação e frequência de oscilação.

1.2 OBJETIVOS

Este trabalho teve como objetivo analisar numérica e experimentalmente a hidrodinâmica da interação entre as fases água e ar utilizando uma célula de balanço. Foram realizados diversos experimentos e simulações para tal.

1.2.1 Objetivos específicos

- I. Implementar e simular numericamente, no *software* aberto OpenFOAM, o escoamento bifásico ar-água na célula de balanço sob diferentes razões de preenchimento, angulações máximas e frequências de oscilação.
- II. Validar as simulações com experimentos realizados no laboratório de garantia de escoamento do NUEM, utilizando os dados obtidos do desenvolvimento da altura do filme de líquido em diferentes condições.
- III. Entender melhor os fenômenos físicos envolvidos, gerando correlações e discutindo o comportamento do escoamento.

2 REVISÃO BIBLIOGRÁFICA

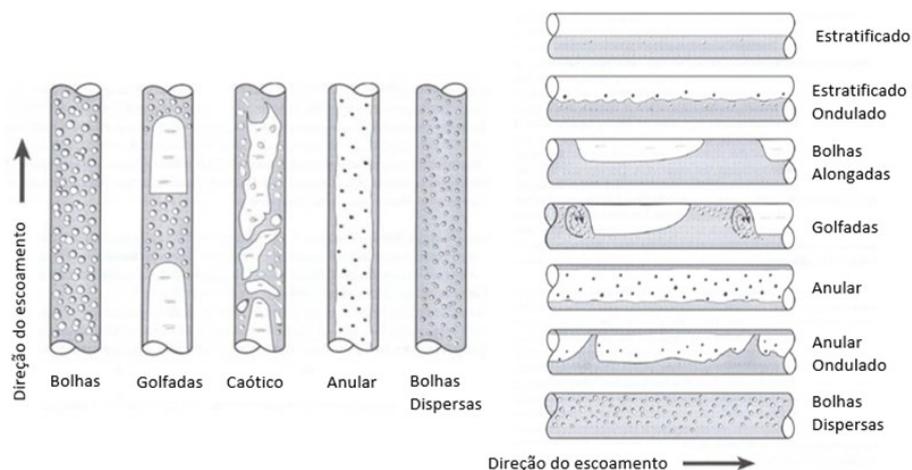
Neste capítulo é apresentada uma revisão bibliográfica, começando por escoamentos bifásicos em tubulações. Em seguida são discutidos alguns trabalhos envolvendo estudos numéricos e experimentais. Por fim é apresentado um resumo das condições de cada trabalho discutido.

2.1 ESCOAMENTO BIFÁSICO EM TUBULAÇÕES

Muitos trabalhos, tais como o de Issa e Kempf (2003) e Barnea *et al* (1985) trataram do escoamento bifásico em tubulações, gerando mapas de padrão de escoamento, separando as propriedades de cada padrão e determinando as forças e fenômenos envolvidos. Boa parte desses trabalhos abordam escoamentos horizontais e verticais, que são situações específicas em que os efeitos gravitacionais atuam de forma bem diferente e podem até ser simplificados. Já nos casos inclinados os diferentes efeitos gravitacionais se somam e dependem da angulação, o que leva a uma abordagem mais complexa.

Os padrões de escoamento são apresentados por Shoham (2005) em tubulações horizontais e verticais, conforme figura 2.1. Esses padrões, como pode ser observado, são classificados de acordo com a topologia apresentada pela interface entre a fase gasosa e líquida.

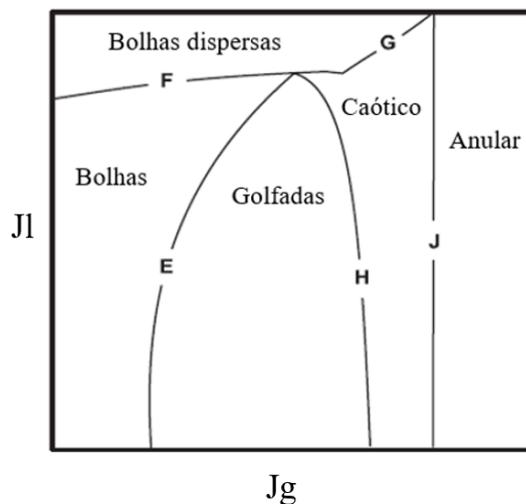
Figura 2.1 – Padrões de escoamento.



Fonte: Adaptado de Shoham, 2006.

Esses padrões dependem das vazões de gás e líquido. Conforme a vazão de gás aumenta ocorrem as transições de padrão mais comuns, como por exemplo de bolhas para golfadas como pode ser observado na região “E” no mapa de fluxo da figura 2.2. Entretanto, quando se trata de tubulações inclinadas, os padrões dependem da inclinação e apresentam mapas de padrão de escoamento diferentes para cada ângulo estudado.

Figura 2.2 – Diagrama de mapa de fluxo.



Fonte: Adaptado de Shoham, 2006.

Os mapas de padrão de escoamento são de grande importância, pois os padrões determinam as forças e fenômenos envolvidos em cada escoamento. Geralmente esses mapas são determinados em função das velocidades superficiais das fases, como apresenta Shoham (2006):

$$J_l = \frac{Q_l}{A} \tag{2.1}$$

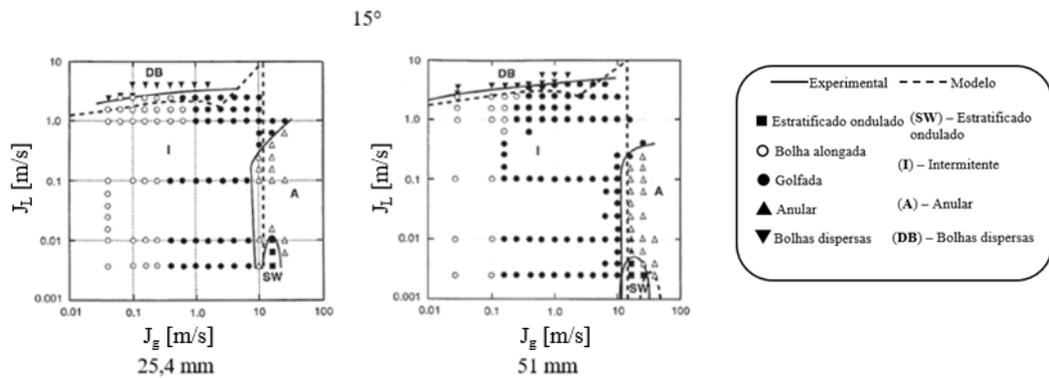
$$J_g = \frac{Q_g}{A} \tag{2.2}$$

Onde J_l é a velocidade superficial de líquido e J_g é a velocidade superficial de gás, Q_l a vazão volumétrica de líquido, Q_g a vazão volumétrica de gás e A a área da seção transversal do tubo.

Para determinar esses mapas, alguns autores apenas realizam experimentos, geralmente com água e ar, e através dos padrões observados determinam as velocidades superficiais para cada padrão. Contudo, alguns autores sugerem modelos que determinam as linhas de transição entre os padrões observados em seus experimentos e experimentos da literatura.

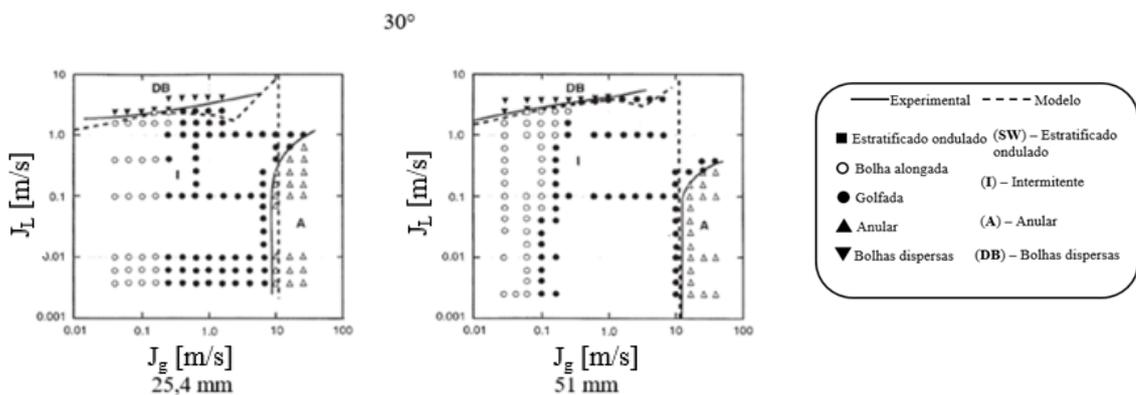
Vários exemplos de mapas de padrão de escoamento obtidos através de modelos matemáticos são encontrados na literatura, as figuras 2.3 e 2.4 mostram mapas de Barnea *et al* (1985) com escoamento ascendente com inclinação de 15° (Figura 2.3) e 30° (Figura 2.4) para diâmetros de 25,4 mm e 51 mm.

Figura 2.3 – Mapa de padrão de escoamento de tubulação inclinada a 15°.



Fonte: Adaptado de Shoham, 2006.

Figura 2.4 – Mapa de padrão de escoamento de tubulação inclinada a 30°.



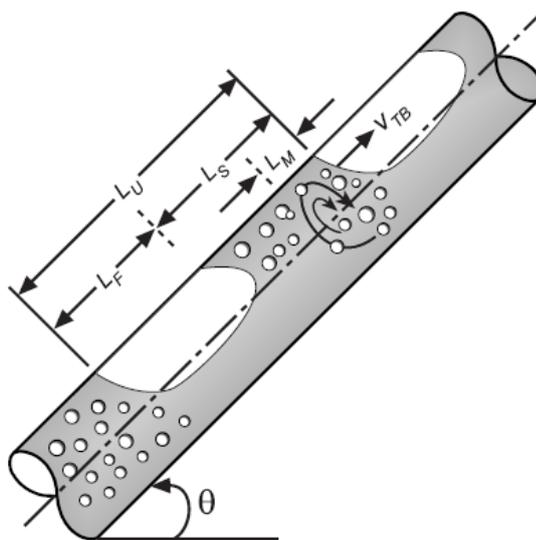
Fonte: Adaptado de Shoham, 2006.

Note que na figura 2.3, o mapa para inclinação a 15° , apresenta uma região em que ocorre o escoamento estratificado, contudo, na figura 2.4, para inclinação a 30° , esse padrão já não existe, dando lugar a escoamento intermitente ou anular.

Essas velocidades de cada fase têm grande importância nos modelos mecanicistas. Uma vez que não é possível determiná-las, as velocidades superficiais são os parâmetros com os quais a maioria dos modelos consegue prever tanto o padrão de escoamento, quanto a perda de carga nas tubulações.

Considerando o padrão de escoamento em golfadas em uma tubulação inclinada, na figura 2.5 são observados os fenômenos de escoamento contrário no filme de líquido e recirculação após a cauda da bolha alongada. Além disso, neste padrão de escoamento, alguns parâmetros são importantes para o estudo, como o comprimento de célula unitária (LU), comprimento da bolha (LF), do pistão (LS) e velocidade da bolha (VTB).

Figura 2.5 – Célula unitária do escoamento em golfadas.



Fonte: Adaptado de Shoham, 2006.

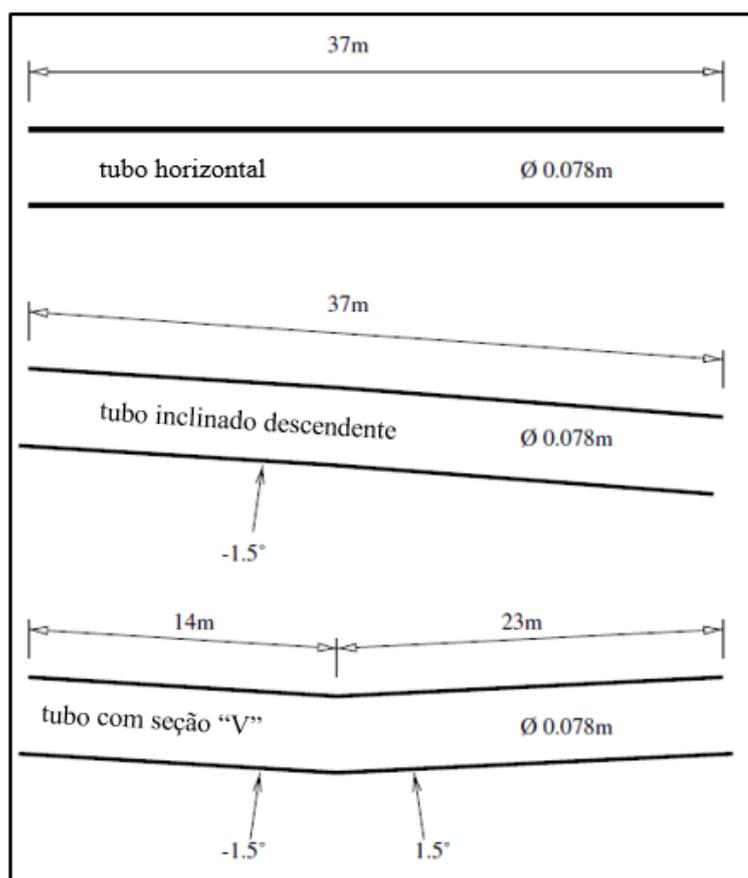
Esses parâmetros servem para cálculos de modelos mecanicistas como os de Dukler e Hubbard (1975) e de Taitel e Barnea (1990), e podem ser obtidos tanto nos experimentos quanto nas simulações numéricas.

2.2 ESTUDOS NUMÉRICOS E EXPERIMENTAIS DO ESCOAMENTO BIFÁSICO EM TUBULAÇÕES

Os trabalhos numéricos que utilizam o método de CFD são relativamente recentes por ser uma área dependente do poder de cálculo computacional. Por esse e outros motivos, os modelos numéricos ainda não são totalmente confiáveis para qualquer caso, e acabam sempre acompanhando experimentos para validação ou outros modelos para verificação. A seguir estão alguns dos trabalhos com CFD envolvendo escoamento bifásico e o padrão de escoamento em golfadas.

Issa e Kempf (2003) realizaram simulações de escoamento em golfadas em CFD-Volumes Finitos utilizando o modelo de dois fluidos, unidimensional e transiente. Este modelo foi implementado em código TRIOMPH e suas simulações envolveram tubulação horizontal, inclinada e com curva (Figura 2.6).

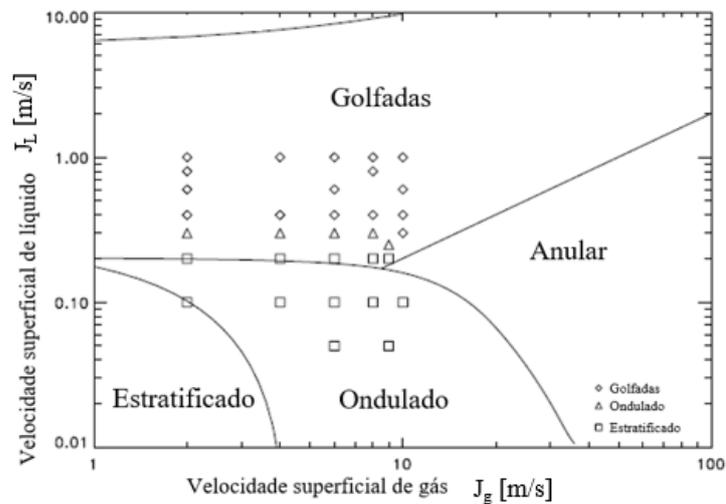
Figura 2.6 – Tubo horizontal, inclinado descendente e com curva.



Fonte: Adaptado de Issa e Kempf, 2003.

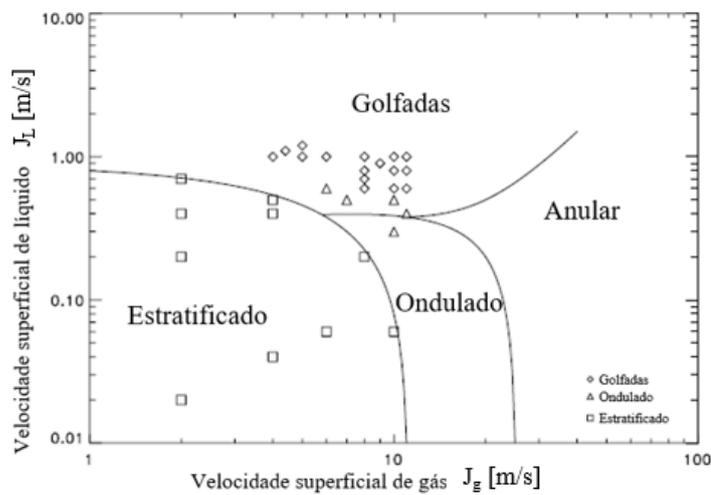
Os resultados numéricos do tubo horizontal foram verificados com o modelo mecanicista de Taitel e Duckler (1976) (Figura 2.7) e apresentaram concordância satisfatória do ponto de vista de engenharia. Já os resultados do tubo inclinado foram validados com os mapas obtidos experimentalmente por Manolis *et al.* (1995a) e Manolis (1995), conforme mostrado na figura 2.8. Nos mapas, os pontos indicam as simulações realizadas pelos autores e as linhas são o modelo e experimentos que foram comparados.

Figura 2.7 – Comparação com mapa de escoamento, configuração horizontal.



Fonte: Adaptado de Issa e Kempf, 2003.

Figura 2.8 – Comparação com mapa de padrão de escoamento, configuração inclinada descendente.

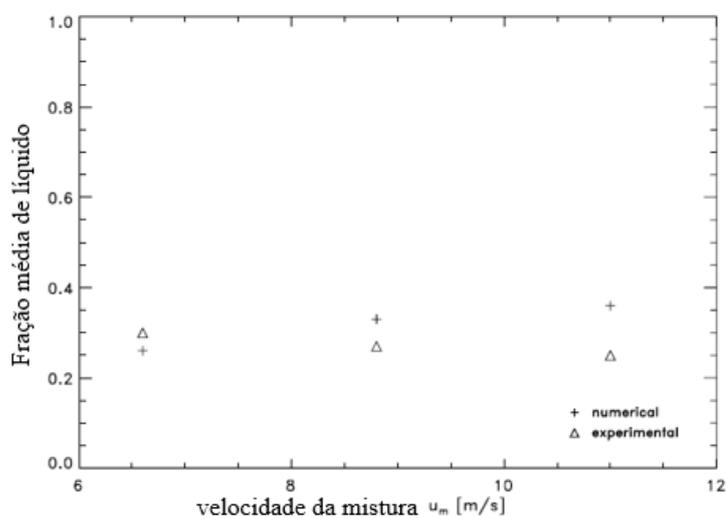


Fonte: Adaptado de Issa e Kempf, 2003.

A geração das golfadas ocorre naturalmente a partir de escoamento estratificado no modelo devido às velocidades superficiais adotadas e ao comprimento do tubo que é longo o suficiente para que as instabilidades formem a intermitência.

Para a tubulação com curva, os autores também validaram com experimentos de Manolis *et al.* (1995b) e Manolis (1995). Neste caso uma das comparações foi da fração volumétrica de líquido média (Figura 2.9).

Figura 2.9 – Fração volumétrica de líquido.

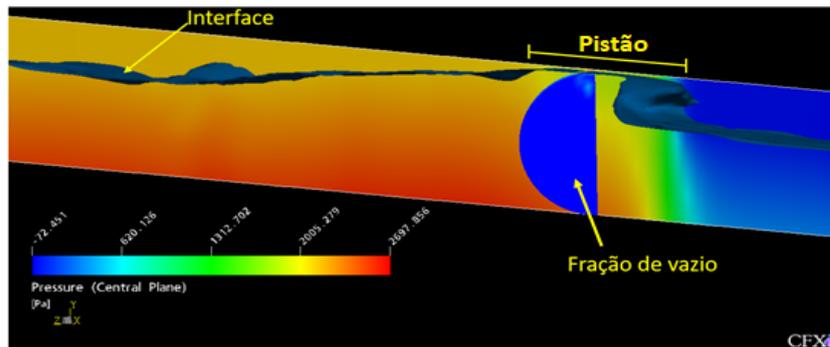


Fonte: Adaptado de Issa e Kempf, 2003.

Frank (2005) realizou simulações de três padrões de escoamento bifásicos (bolhas, estratificado e golfadas) em tubulações. No padrão de escoamento em golfadas foi simulado o escoamento em um tubo horizontal de 8 m de comprimento com diâmetro de 54 mm, iniciando com escoamento estratificado com meia tubulação para cada fase e uma agitação periódica para obter o padrão de golfada. Foi utilizado o *software* CFX-5.7 com a modelagem Euler-Euler combinada com VOF. O modelo de turbulência foi o $k-\omega$ SST (*Shear Stress Transport*).

Na simulação de 7 segundos, com passo de tempo de 0,005 s, a perturbação começa a gerar as golfadas a partir de 3,35 s e estabiliza o padrão em 4,04 s. Um pistão pode ser visto na figura 2.10, onde está representado o campo de pressão e a fração de vazio na seção transversal do pistão de líquido. Essa simulação foi validada com experimentos de Lex (2003) comparando o comprimento dos pistões e bolhas e a queda de pressão na tubulação. Os valores obtidos apresentaram uma boa concordância segundo o autor, com erros abaixo de 10%.

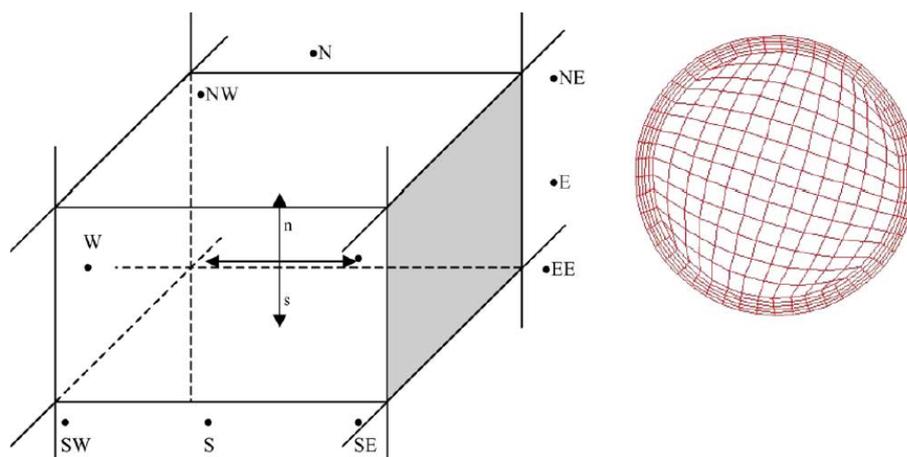
Figura 2.10 – Distribuição de pressão em 4,04 s.



Fonte: Adaptado de Frank, 2005.

Ghorai e Nigam (2006) realizaram simulações de escoamento estratificado ondulado em tubulação de diâmetro 98,5 mm e comprimento de 25 m, e validaram os resultados com dados experimentais para então explorar as características do escoamento e determinar uma correlação entre o fator de atrito da parede com o da interface. Foi utilizado o *software* Fluent 6.0 com o método de volumes finitos baseado em elementos finitos, adotando modelo Euler-Euler e o modelo de turbulência k- ϵ . As simulações foram realizadas com uma malha não estruturada, tridimensional, com elementos hexaédricos (Figura 2.11). Essa malha contém seção e comprimento com 40 por 500 elementos, respectivamente, além disso foi feito um estudo da malha ao comparar com uma malha com o dobro de nós.

Figura 2.11 – Elemento e disposição da malha.



Fonte: Ghorai e Nigam, 2006.

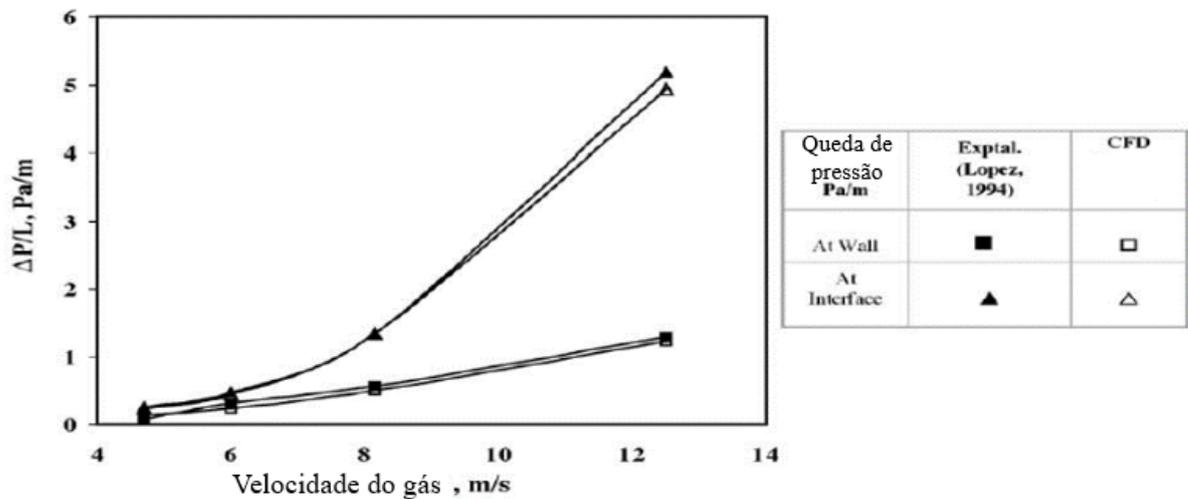
Para validar as simulações com dados experimentais foram adotados dois parâmetros adimensionais para determinar as condições do escoamento, como segue:

$$Re = \frac{\rho u D}{\mu} \tag{2.3}$$

$$f_{\theta} = \frac{\tau_w}{\frac{1}{2} \rho u^2} \tag{2.4}$$

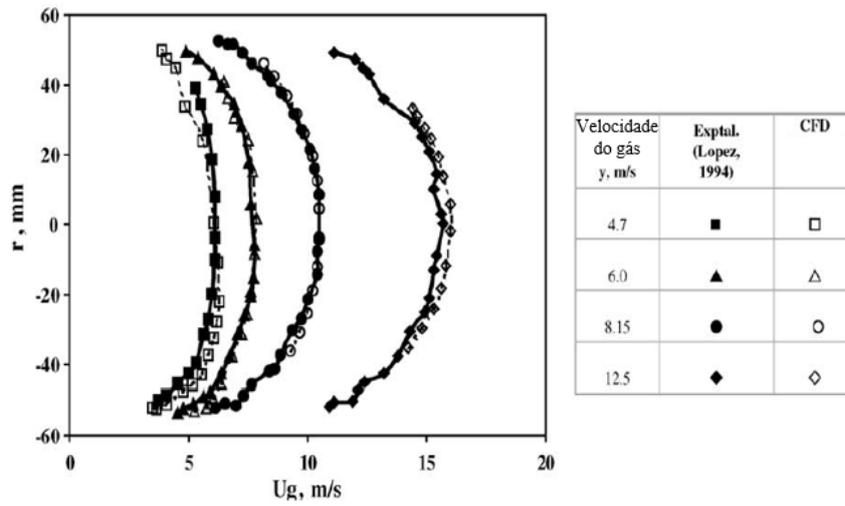
Sendo Re o número de Reynolds e f_{θ} o fator de atrito, ambos baseados na velocidade de entrada. Dessa forma as simulações foram validadas com experimentos de Lopez (1994) e Strand (1993). Para a validação foram comparadas as quedas de pressão na parede e na interface (Figura 2.12) e os perfis de velocidade de cada fase (Figuras 2.13 e 2.14).

Figura 2.12 – Queda de pressão.



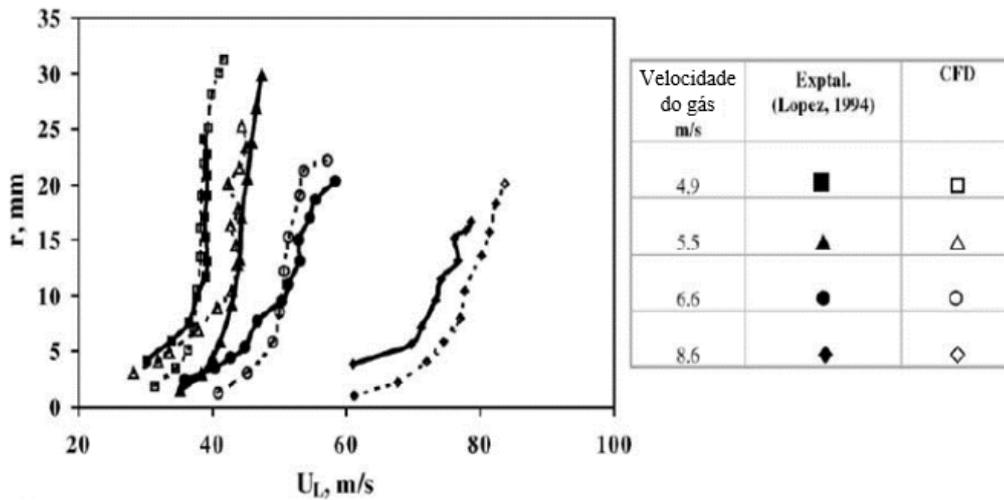
Fonte: Adaptado de Ghorai e Nigam, 2006.

Figura 2.13 – Perfil de velocidade em fase gasosa.



Fonte: Adaptado de Ghorai e Nigam, 2006.

Figura 2.14 – Perfil de velocidade em fase líquida.

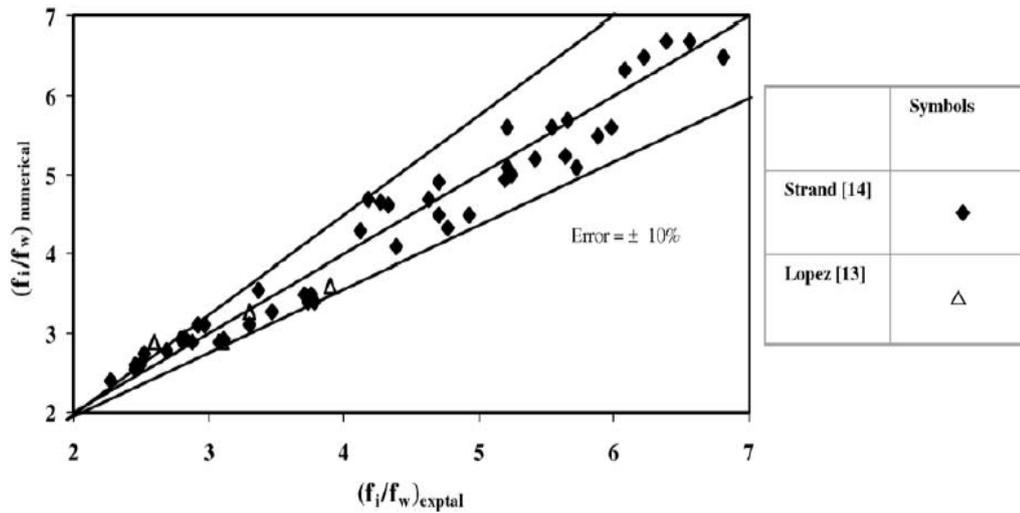


Fonte: Adaptado de Ghorai e Nigam, 2006.

Após a validação, os autores propuseram uma correlação (Equação 2.5) para os fatores de atrito da interface e da parede em função das velocidades superficiais das fases (Figura 2.15).

$$\frac{f_i}{f_w} = 1,204 \left(\frac{J_g}{J_l} \right)^{0,245} \tag{2.5}$$

Figura 2.15 – Correlação entre os fatores de atrito.



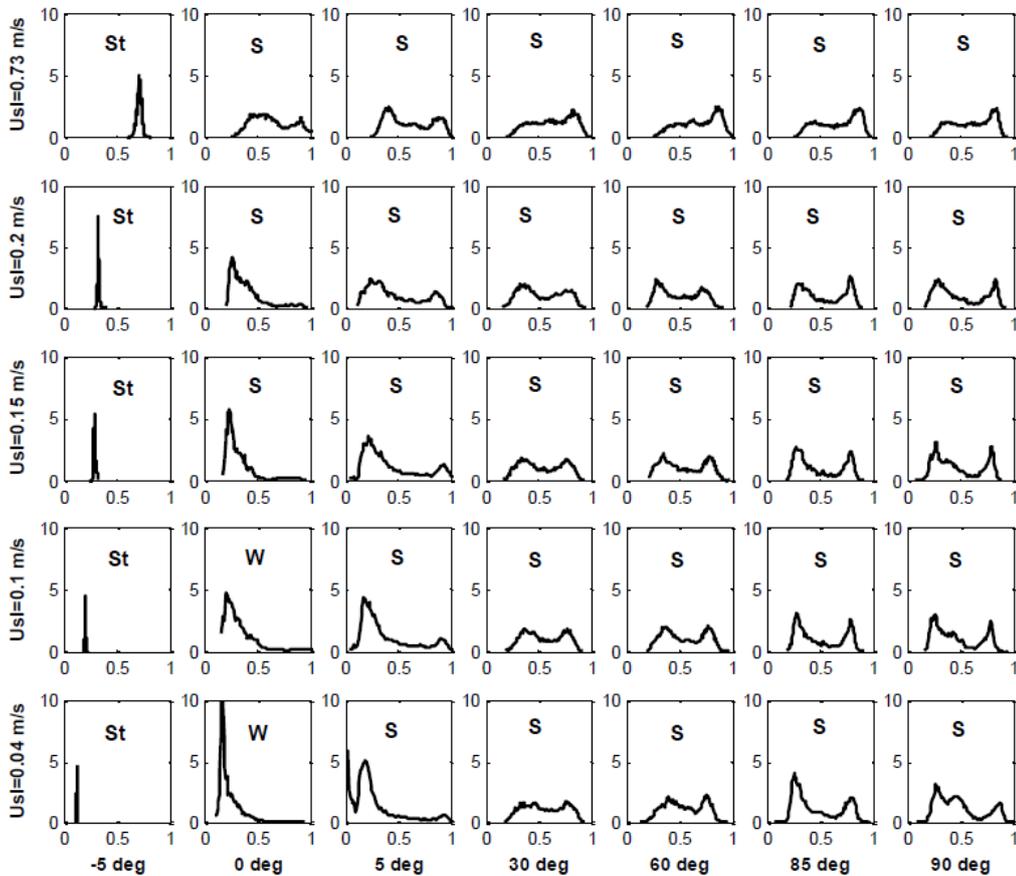
Fonte: Ghorai e Nigam, 2006.

Ghorai e Nigam (2006) concluíram que a concordância entre os resultados experimentais e numéricos foram satisfatórios atingindo um erro de 10%, além disso, validaram o conceito de rugosidade interfacial e desenvolveram uma correlação para escoamento estratificado ondulado.

Hernandez Perez (2007) realizou experimentos e simulações numéricas em escoamento bifásico em tubulação inclinada. Sua matriz de experimentos foi vasta, variando a angulação de -5° a 90° com tubulação de 38 mm e 67 mm de diâmetro interno e comprimento de 6 m. As velocidades superficiais variaram de 0,15 m/s a 12,32 m/s para o gás e de 0,04 m/s a 0,73 m/s para o líquido.

No experimento, Hernandez Perez utilizou uma câmera de alta velocidade para verificar o padrão de escoamento, dois sensores capacitivos para determinar a fração volumétrica de gás e a velocidade das estruturas e de transdutores de pressão para avaliar a queda de pressão. A quantidade de dados gerados foi elevada e proporcionou ao autor realizar várias análises e comparações, como funções densidade de probabilidade (PDF, figura 2.16), ou a comparação com correlações de Guzhov *et al* (1967) e Mattar e Gregory (1974) (Figura 2.17).

Figura 2.16 – PDF's das frações volumétricas de gás e padrões de escoamento.

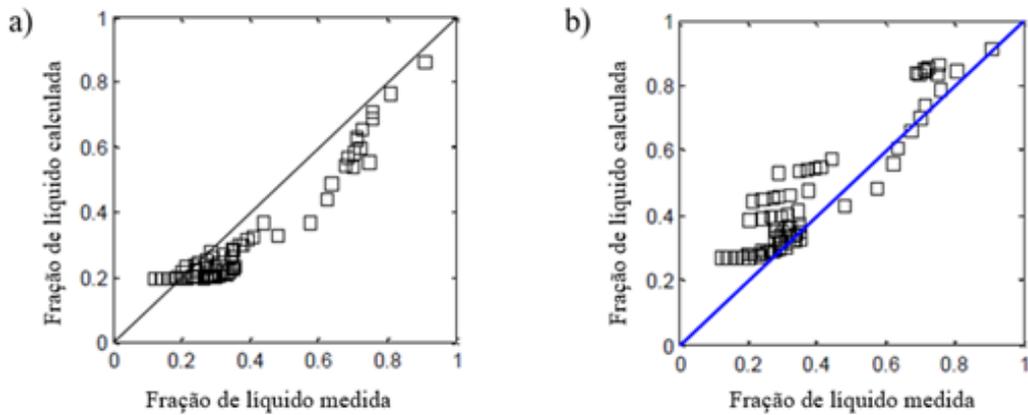


Fonte: Hernandez-Perez, 2007.

Para a parte numérica o autor utilizou o *software* Fluent 6.1, porém, neste caso apenas o tubo de 38 mm de diâmetro foi modelado, com as inclinações horizontal e a 45°. O modelo multifásico utilizado foi o de dois fluidos em conjunto com o VOF, e para a turbulência foi utilizado o modelo k-ε.

O modelo de discretização foi o de volumes finitos, e para o acoplamento da pressão-velocidade foi utilizado o algoritmo PISO. Após um estudo da malha, a escolhida tem a estrutura *O-Grid*, com 141000 nós.

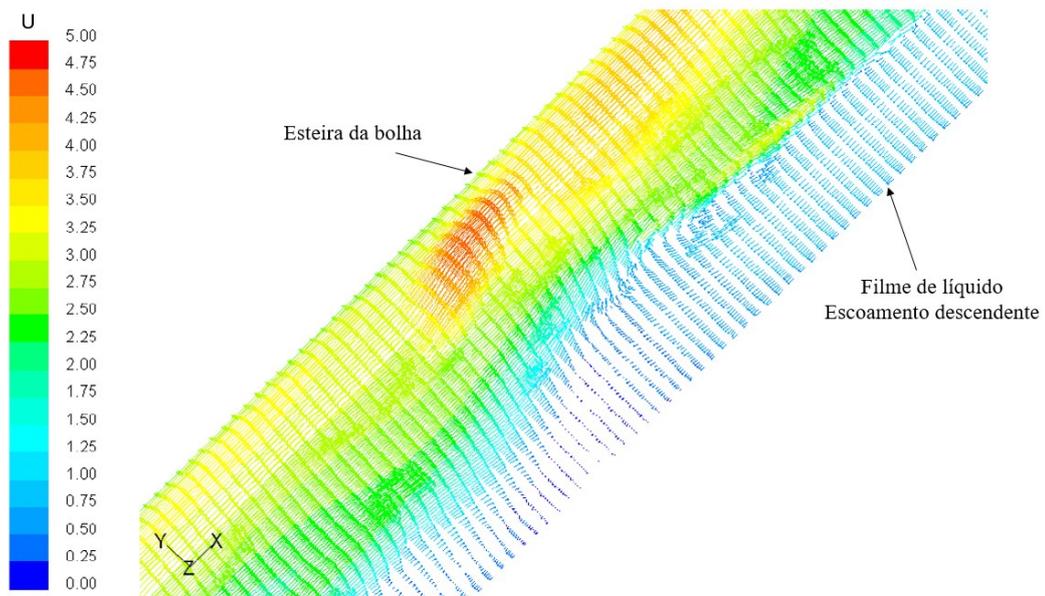
Figura 2.17 – Verificação da fração de líquido com correlação para 10°, a) de Guzhov *et al* (1967), b) de Mattar e Gregory (1974).



Fonte: Adaptado de Hernandez-Perez, 2007.

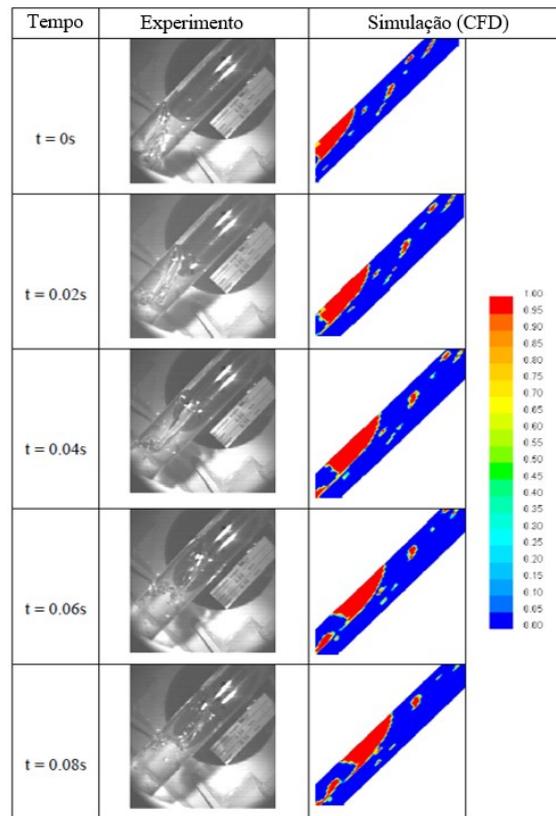
O autor realizou validações da simulação numérica com os experimentos, em especial foi realizada uma comparação do modelo inclinado a 45° conforme figura 2.19, que apresentou o fenômeno em que o filme de líquido acaba tendo um fluxo contracorrente em relação a bolha (Figura 2.18). Esse fenômeno do escoamento descendente do filme de líquido ocorre em escoamentos inclinados e verticais, e cria essa forte recirculação na cauda da bolha.

Figura 2.18 – Campo de velocidades na cauda da bolha.



Fonte: Adaptado de Hernandez-Perez, 2007.

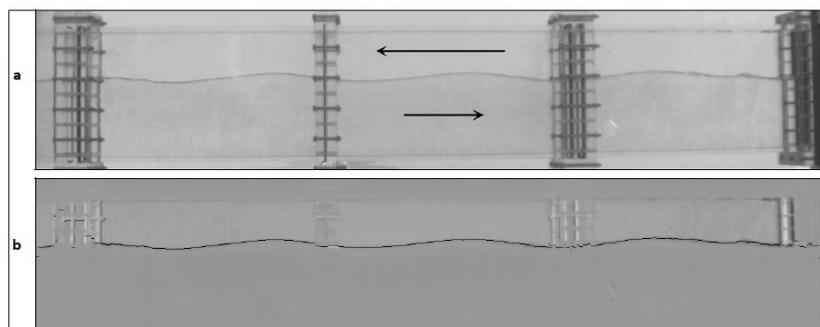
Figura 2.19 – Comparação com inclinação 45°.



Fonte: Adaptado de Hernandez-Perez, 2007.

Vallée *et al* (2007) estudaram o escoamento bifásico em canais retangulares realizando experimentos em duas bancadas e simulações em CFX para comparação e posterior modelagem de uma parte do sistema de refrigeração do reator alemão *Konvoi* em escala de 1:3. Os experimentos foram filmados com câmeras de alta velocidade e depois as imagens foram tratadas para visualizar o nível da interface (Figura 2.20).

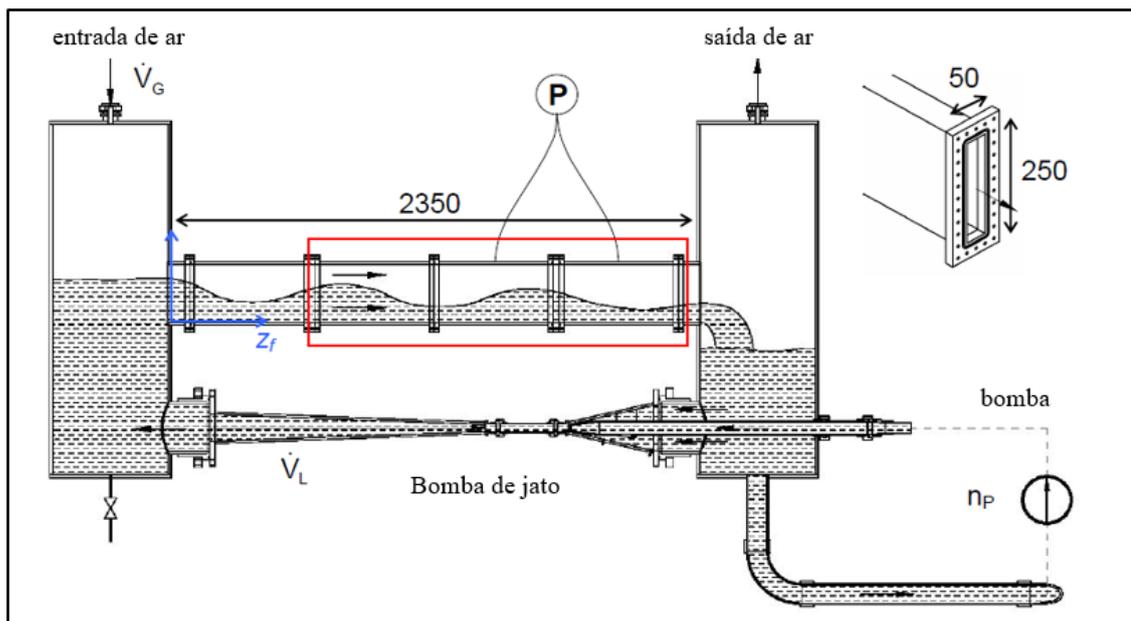
Figura 2.20 – Tratamento da imagem no canal da primeira bancada. a) imagem do canal; b) interface detectada.



Fonte: Adaptado de Vallée *et al*, 2007.

A primeira bancada está mostrada esquematicamente na figura 2.21, a água recircula o sistema através de uma bomba de jato e o ar é ventilado da atmosfera para dentro do sistema e, logo após a seção de testes, liberado ao ambiente novamente. Na seção de teste, além da câmara, estão posicionados dois sensores de pressão e para obtenção do campo de velocidade é utilizada a técnica de *particle image velocimetry* (PIV).

Figura 2.21 – Esquema da primeira bancada.



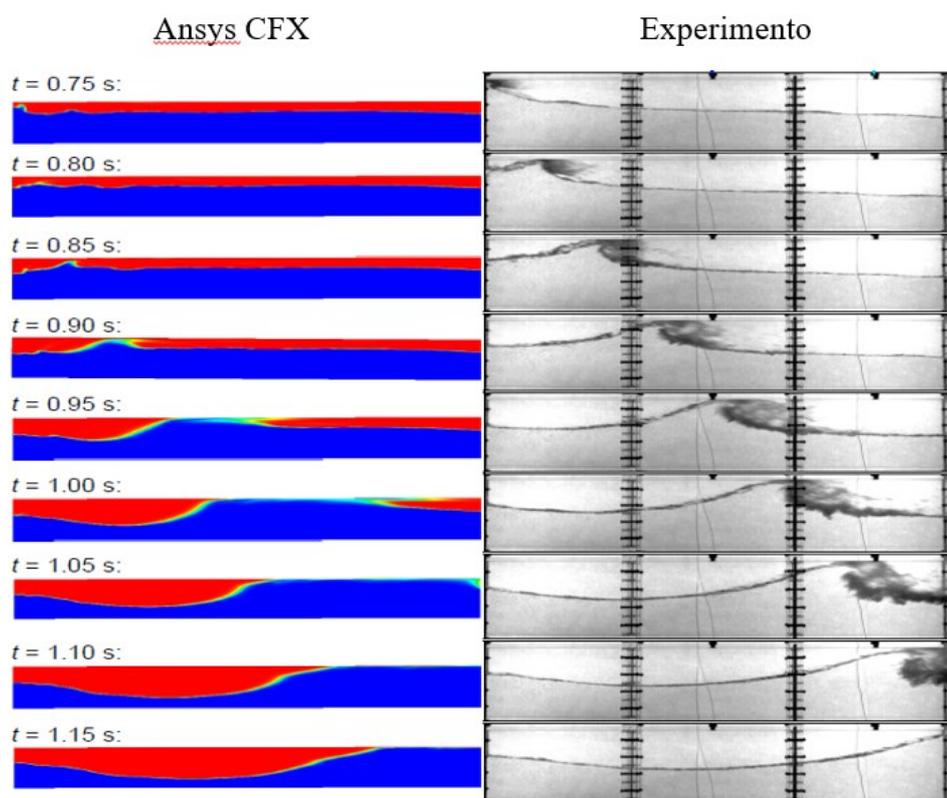
Fonte: Adaptado de Vallée *et al*, 2007.

A simulação da primeira bancada foi realizada no CFX-5.7 utilizando volumes finitos no modelo *multi fluid* Euler-Euler. Para a turbulência foi utilizado o modelo SST e a malha definida foi de elementos hexaédricos num domínio de dimensões 2000 x 250 x 50 mm, resultando em 4×10^5 células computacionais.

Como no experimento não foi possível controlar com precisão a vazão dos fluidos, para a simulação foram determinadas velocidades constantes para as duas fases, de 8,93 m/s para o ar e 0,895 m/s para a água, com a interface inicial posicionada na altura de 194 mm. A comparação então foi feita observando o nível da interface ao passar do tempo (Figura 2.22).

Também foi observada a velocidade de propagação das golfadas, que foi de, aproximadamente, 3,9 m/s no experimento e 4,4 m/s na simulação, um erro de 18%, porém, considerando as simplificações das condições iniciais e a falta de precisão no controle do experimento, essa diferença foi considerada aceitável.

Figura 2.22 – Comparação do experimento com a simulação.

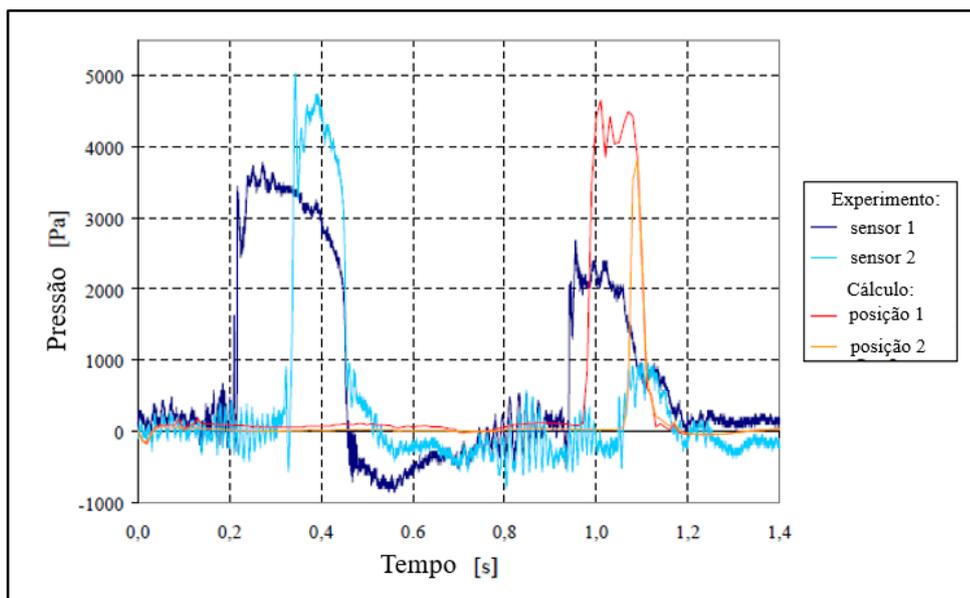


Fonte: Adaptado de Vallée *et al*, 2007.

Além disso foi comparada a pressão dos sensores com a simulação. Nos sensores a primeira golfada gerou um pico de pressão acima dos 4 kPa, enquanto as golfadas a seguir tiveram sucessivas reduções no pico, que segundo o autor se devem, provavelmente, a influência da golfada anterior que, ao ocupar todo o canal, geram um aumento de pressão na bolha alongada que o segue e afeta o próximo pistão que é formado. Na simulação não foi possível verificar a formação da primeira golfada em tempo similar ao experimento, devido as condições iniciais que afetaram o tempo de formação da mesma, levando os autores a compararem a partir da segunda golfada (Figura 2.23).

Como pode ser observado na figura 2.23, o pico da simulação no tempo da segunda golfada é mais compatível com o pico da primeira do experimento. É possível considerar deslocar a curva da simulação para comparar as seguintes golfadas e verificar a queda do pico de pressão, porém a simulação não teve tempo suficiente para gerar as demais golfadas.

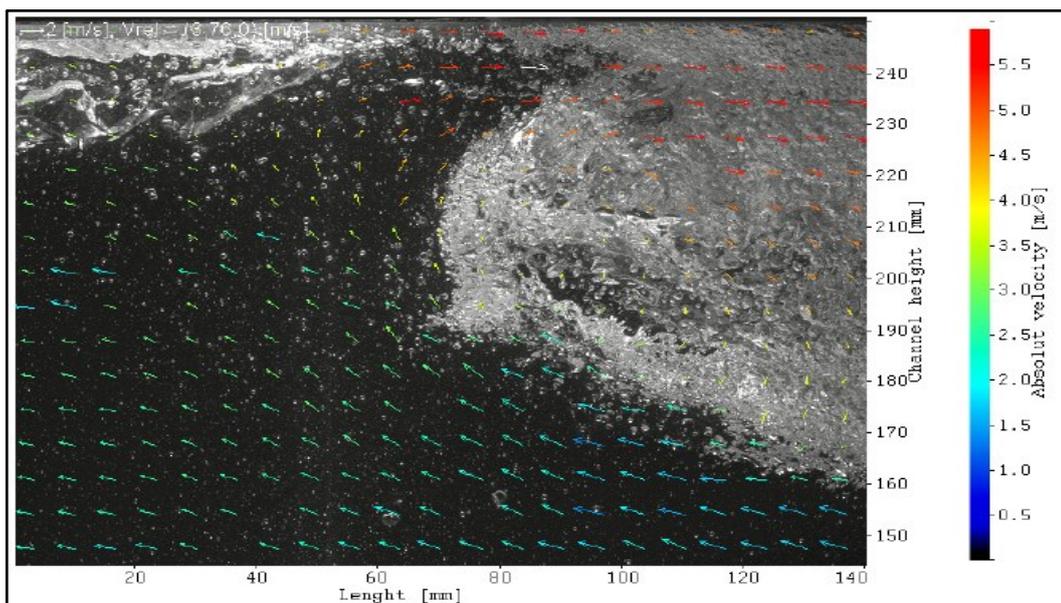
Figura 2.23 – Comparação da pressão.



Fonte: Adaptado de Vallée *et al*, 2007.

Outro resultado importante foi o do PIV (Figura 2.24), porém os autores não compararam com a simulação alegando que a seção de teste não cobria toda a altura do canal. Para melhor visualizar o campo de velocidades foi descontada a velocidade relativa à velocidade média da golfada (de 3,8 m/s) na seção de teste.

Figura 2.24 – Campo de velocidades obtido pelo PIV.

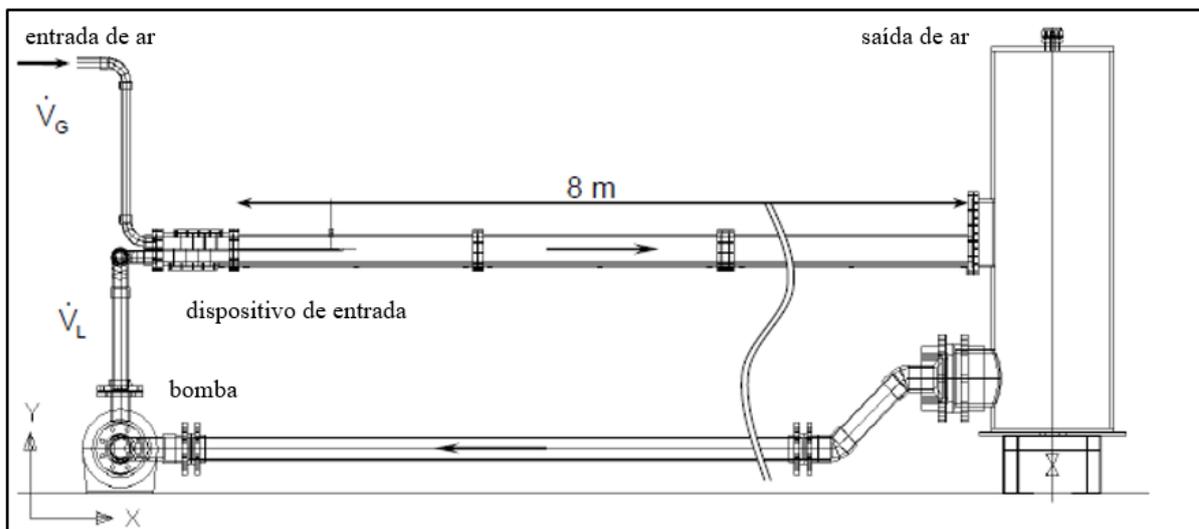


Fonte: Vallée *et al*, 2007.

Os autores concluíram que, qualitativamente, a simulação representou bem o problema, contudo, para realizar comparações quantitativas razoáveis eles decidiram utilizar outra bancada que tenha melhor controle das condições de entrada do escoamento.

A segunda bancada, também nomeada de *Horizontal Air/Water Channel* (HAWAC) (Fig. 2.25) apresenta entradas separadas para as fases, com filtros em tela de arame para suavizar a entrada do escoamento e medidores térmicos de vazão. O HAWAC apresenta diferenças no duto também, sendo este de dimensões 100×30 mm de altura e espessura respectivamente, e 8 m de comprimento.

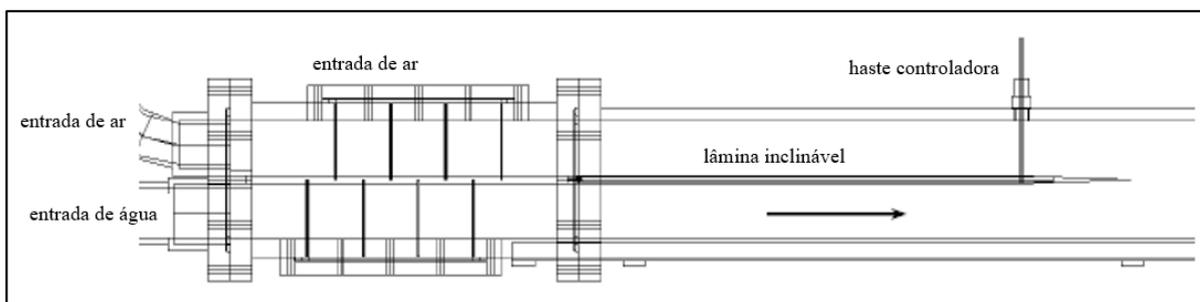
Figura 2.25 – Segunda bancada.



Fonte: Adaptado de Vallée *et al*, 2007.

Essa bancada contém uma lâmina inclinável na entrada (Figura 2.26) que ajusta a altura da interface, esse dispositivo tem o objetivo de equalizar as condições de entrada entre o experimento e a simulação, e se mostrou de grande importância na formação das golfadas, pois a distância e o tempo de formação dos pistões são altamente influenciados por essa lâmina.

Figura 2.26 – Entrada do duto da seção de testes.



Fonte: Adaptado de Vallée *et al*, 2007.

Mesmo tendo grande influência na formação das golfadas, foi observado que o dispositivo da lâmina não afeta significativamente o escoamento ao final da seção de teste. Contudo, a entrada apresentou um fenômeno de salto hidráulico (Figura 2.27) que afeta consideravelmente o começo do escoamento.

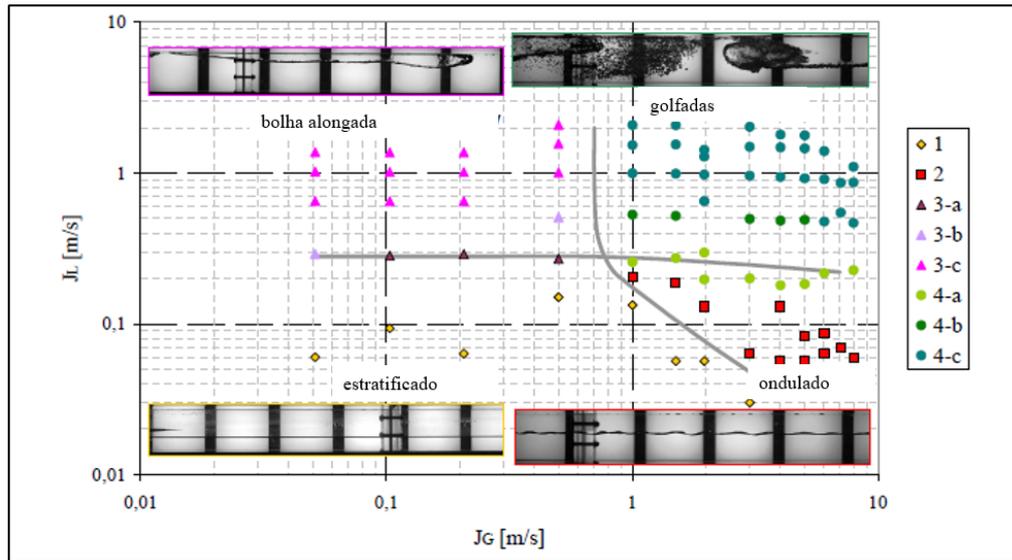
Figura 2.27 – Salto hidráulico devido ao dispositivo da lâmina na entrada do duto.



Fonte: Adaptado de Vallée *et al*, 2007.

A partir do experimento os autores geraram 4 padrões de escoamento, sendo eles estratificado, ondulado, de bolhas alongadas e golfadas, e verificaram com os mapas de Mandhamne (1974) e Baker (1954). Essa verificação apresentou algumas diferenças, principalmente nas transições de estratificado para bolhas alongadas e de ondulado para golfadas (Figura 2.28). Segundo os autores, essa diferença pode ser devida ao pequeno comprimento do duto, pois o escoamento pode estar ainda em desenvolvimento, e também pela geometria da seção transversal, pois na literatura os outros autores utilizaram tubulação normal (circular) enquanto o experimento deste trabalho apresenta seção retangular.

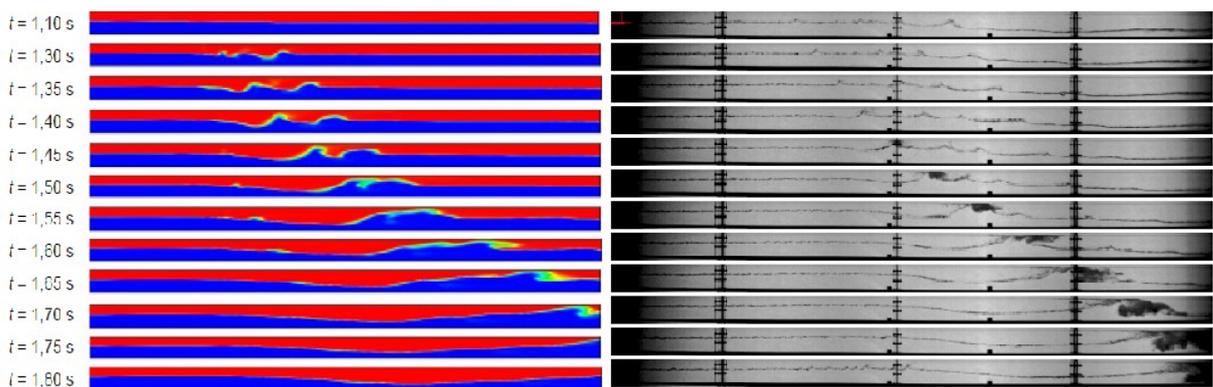
Figura 2.28 – Mapa de padrão de escoamento.



Fonte: Adaptado de Vallée *et al*, 2007.

A modelagem em CFD novamente se deu em CFX nas mesmas condições da simulação anterior, porém com mudança na malha, que agora consiste em 6×10^5 elementos hexaédricos dispostos no domínio de $4000 \times 100 \times 30$ mm (metade do comprimento do experimento). Desta vez não foram feitas medições de pressão e de PIV, resultando apenas na comparação qualitativa da simulação (Figura 2.29).

Figura 2.29 – Comparação da formação das golfadas.



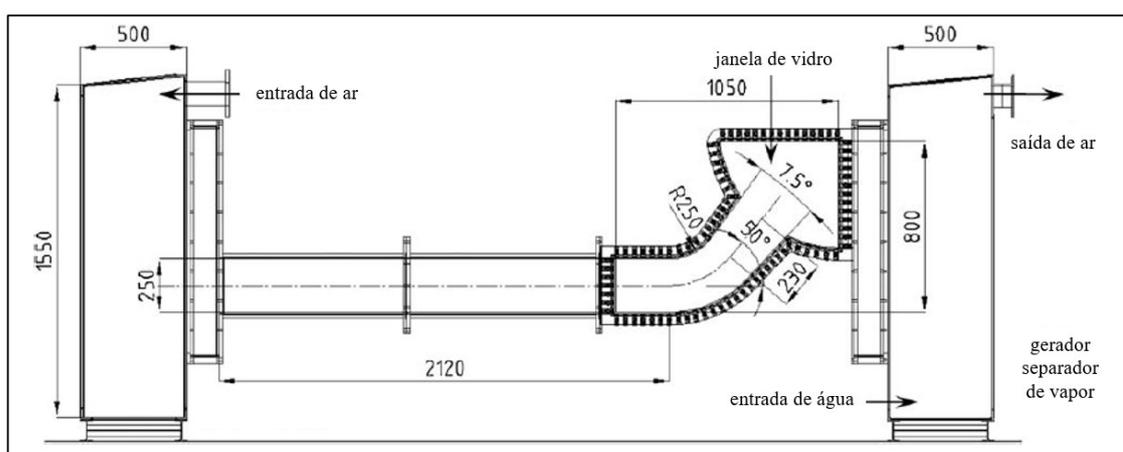
Fonte: Vallée *et al*, 2007.

O que pode ser observado neste caso foi a diferença no tempo e distância da formação das golfadas entre o experimento e a simulação, pois no CFX a entrada é muito suave e atrasa em até 500% o tempo entre uma e outra golfada, além disso, a distância vai de 1,5 m do

experimento para 2,5 m na simulação para a geração das golfadas. Com esses resultados, os autores resolveram projetar uma bancada que melhor representasse a parte do sistema de refrigeração do reator objeto de estudo para validar as simulações, porém este trabalho foi realizado por Deendarlianto *et al* (2011).

A bancada foi projetada como um modelo em escala 1/3 de parte do sistema de refrigeração do reator alemão de água pressurizada (parte nomeada de *hot leg*). No diagrama (Figura 2.30) está demonstrada a seção de teste e as dimensões da bancada.

Figura 2.30 – Diagrama da bancada e seção de testes.



Fonte: Adaptado de Deendarlianto *et al.*, 2008.

Experimentos foram realizados em escoamento contracorrente com água-ar e vapor saturado com água, ambos sobre pressão de até 5 MPa, para verificar as condições de limitação do escoamento contracorrente (bloqueio do fluxo).

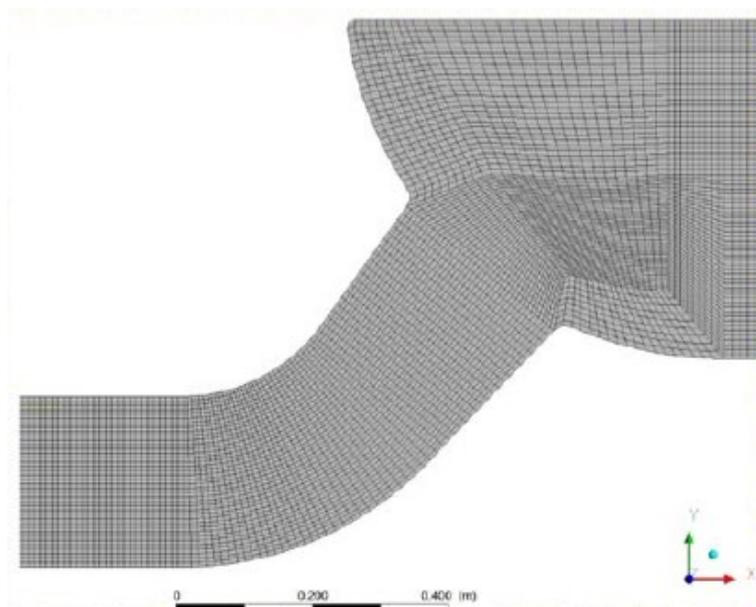
Os autores realizaram as simulações também em CFX com mesmos parâmetros dos trabalhos anteriores, porém neste caso foi adicionado o modelo de densidade de área interfacial algébrico (AIAD), que consegue distinguir bolhas, gotas e superfícies livres para melhor calcular a força de arrasto entre as fases. Os testes foram filmados com câmera de alta velocidade para posterior comparação com a simulação.

O modelo Euler-Euler continua sendo empregado na simulação, combinado ao modelo de turbulência $k-\omega$ SST e ao AIAD. Essa modelagem da força interfacial foi considerada após observar que o escoamento apresentava bolhas na fase líquida, gotas na fase gasosa e superfície de escoamento estratificado entre as fases contínuas, sendo assim, através das frações locais de fase, o modelo consegue calcular cada caso de modo específico. Para a superfície livre é

calculada a tensão de cisalhamento como em paredes e para as gotas e bolhas é calculado o arrasto de corpo esférico.

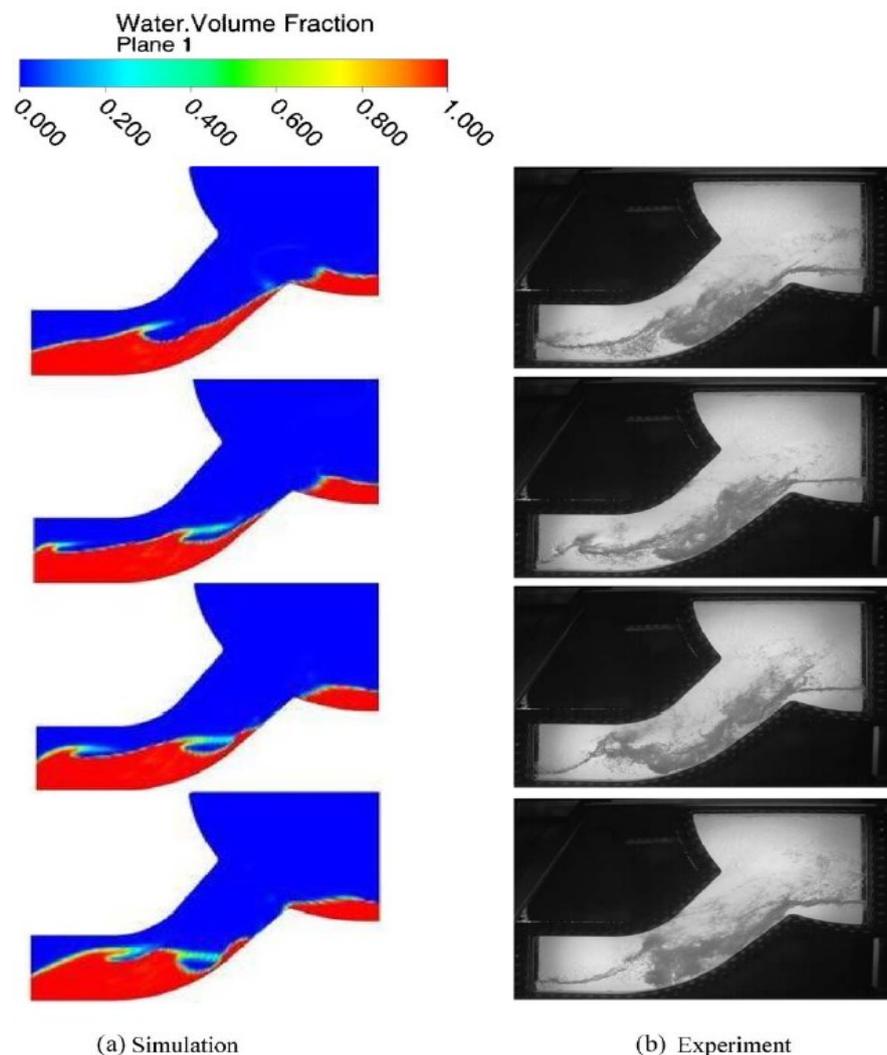
A malha estruturada utilizada representa apenas a parte da curva da seção de testes e a entrada do separador de vapor (Figura 2.31), contendo 248610 elementos hexaédricos. Além disso o problema foi considerado isotérmico e incompressível com passos de tempo de 10^{-4} e resíduo numérico para convergência menor que 10^{-4} .

Figura 2.31 – Malha da seção de teste.



Fonte: Deendarlianto *et al.*, 2011.

Os resultados para água e ar (Figura 2.32) mostram bem a presença de gotas e bolhas, além de representar o aumento da instabilidade até o bloqueio da tubulação e conseqüentemente o arrasto do líquido para o separador de vapor.

Figura 2.32 – Comparação experimento-simulação no *hot leg* ($\dot{m}_G = 0,268$ kg/s).

Fonte: Deendarlianto *et al.*, 2011.

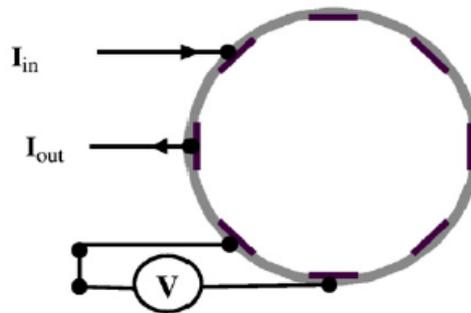
Os autores também compararam as simulações com AIAD e apenas com arrasto, e verificaram que quando o modelo apresenta apenas a força de arrasto, não ocorre o bloqueio do canal, pois as instabilidades são insuficientes para elevar o líquido até a parede superior.

Os autores validaram qualitativamente a simulação através das imagens obtidas e quantitativamente através dos dados do nível da água. E consideraram que a modelagem AIAD possibilitou a representação física do problema. No entanto, foi discutido que o modelo ainda precisa de melhorias. Considerando que o código consegue distinguir a formologia do escoamento pelo domínio, seria interessante incluir outras forças interfaciais, como sustentação, lubrificação de parede, massa virtual, entre outras.

Pavareh *et al* (2010) realizou experimentos com tomografia por resistência elétrica (ERT) e simulações numéricas no Fluent 6.2 em escoamento horizontal e vertical em tubulação de 20 mm de diâmetro e 4 m de comprimento, para validar tanto o código de CFD quanto o sistema de tomografia, comparando com imagens do experimento.

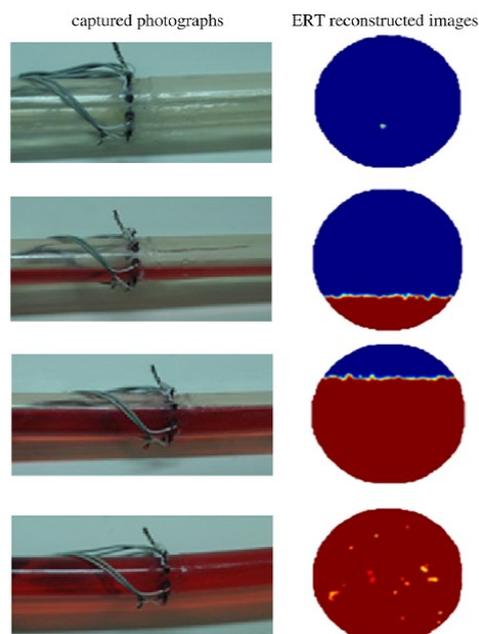
O sensor é de montagem não invasiva no escoamento e trabalha no sinal da resistência entre um emissor e um receptor (Figura 2.33) montados de forma adjacente, onde o receptor está ao lado do emissor. O sinal é posteriormente processado para reconstruir a imagem da fração de fase em uma seção da tubulação (Figura 2.34).

Figura 2.33 – Emissor e receptor da tensão.



Fonte: Pavareh *et al*, 2010.

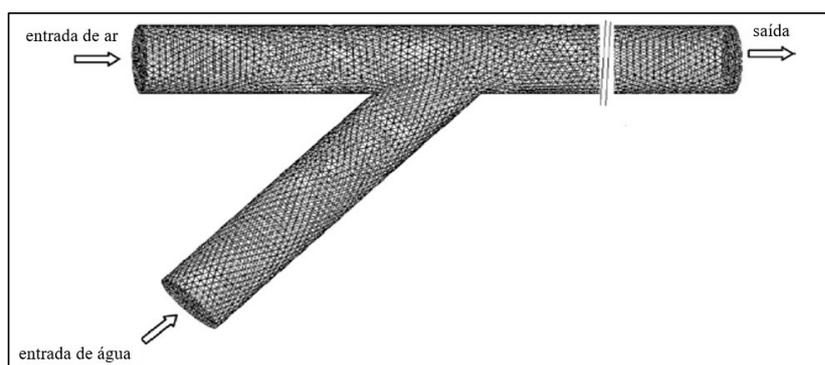
Figura 2.34 – Reconstrução da imagem da fração de fase.



Fonte: Pavareh *et al*, 2010.

Para a simulação, uma malha não estruturada foi feita no *software* Gambit. Foi realizado um teste comparando malhas de 1680249 até 1034823 elementos, e constatou-se que malhas com mais de 685260 elementos retornavam valores muito semelhantes, sendo essa a malha escolhida. Além disso, foi considerada uma fração inicial nula de água para todo o domínio e a entrada das fases foi feita separadamente (Figura 2.35).

Figura 2.35 – Malha e condições de entrada e saída.

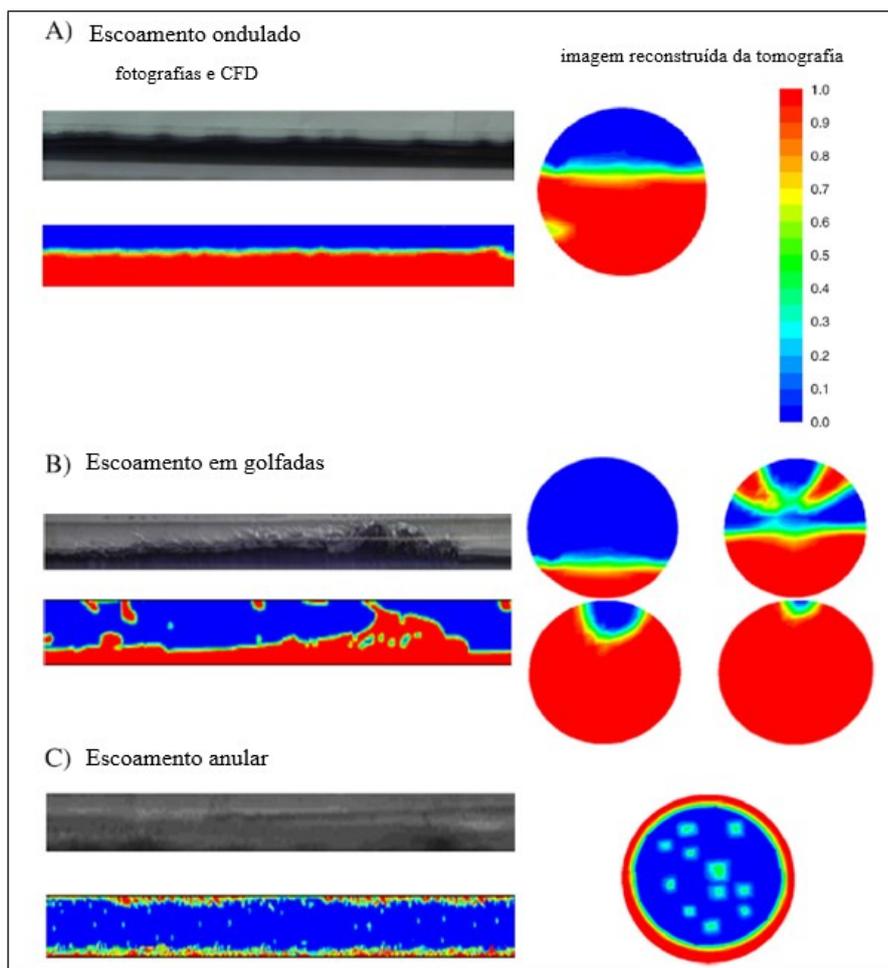


Fonte: Adaptado de Pavareh *et al*, 2010.

Foi utilizado o Fluent 6,2 com método de volumes finitos combinado com o algoritmo PISO para o acoplamento da pressão-velocidade, o esquema *upwind* de segunda ordem para a discretização dos termos convectivos e passos de tempo de 0,002 s. Para a captura da interface foi utilizado o VOF e o critério de convergência foi selecionado para resíduo menor que 10^{-7} .

No escoamento horizontal foram observados os regimes de escoamento ondulado, em golfadas e anular, essas condições foram encontradas com velocidades para ar e água de 0,2 e 0,05 m/s, respectivamente, em regime ondulado, 2,4 e 0,05 m/s em golfadas e 14,3 e 0,1 m/s para anular (Figura 2.36). Nesses resultados os autores consideraram uma boa concordância qualitativa entre o experimento, a simulação e a tomografia.

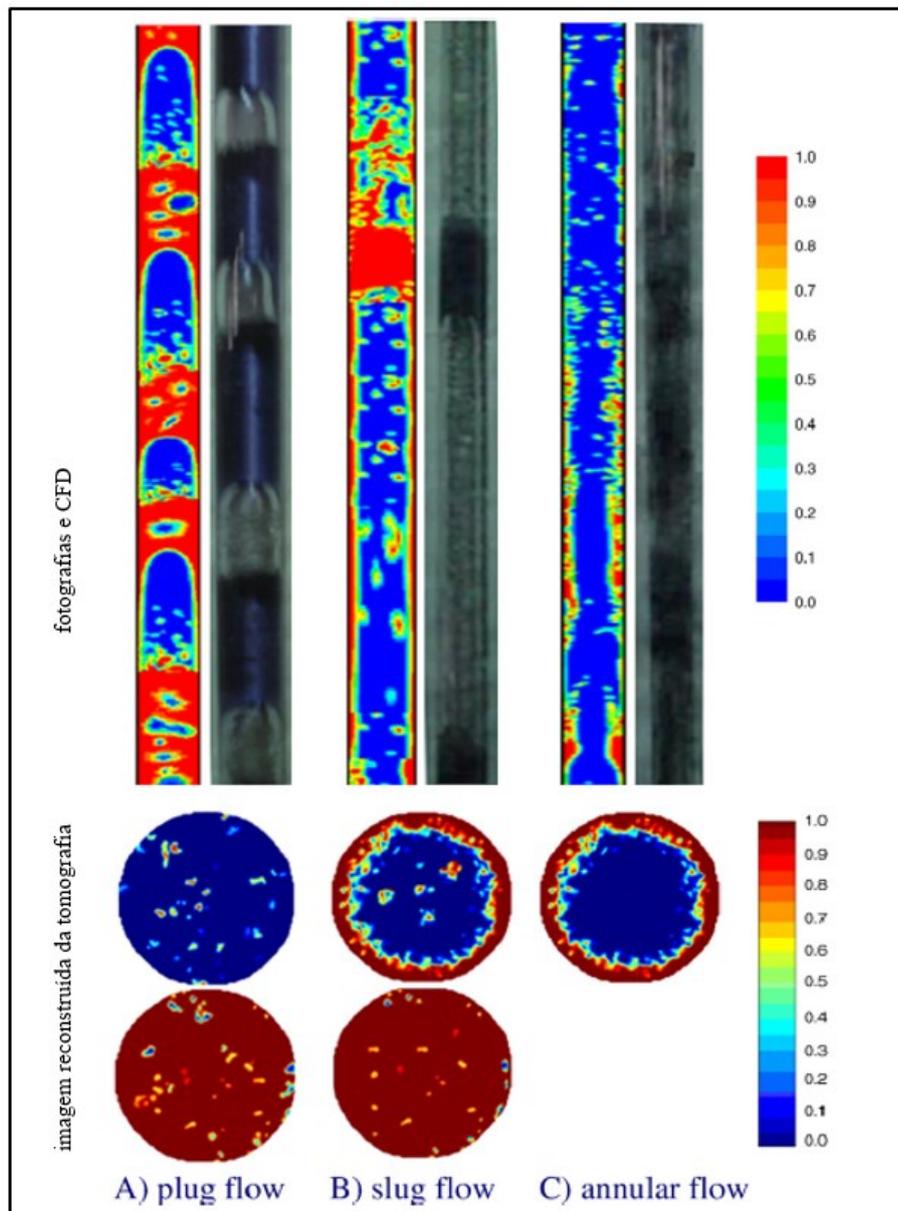
Figura 2.36 – Resultados da câmera, CFD e ERT no escoamento horizontal.



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

Quanto ao escoamento vertical os autores também observaram três padrões, e os nomearam de *plug flow*, *slug flow* e *annular flow*, contudo, considerando as classificações da literatura, as imagens (Figura 2.37) mostram os padrões como golfada (*slug flow*), golfada com pistão aerado (ou até mesmo *churn flow* o que pode ser subjetivo) e anular. Essa diferença nos dois primeiros padrões ocorre devido a subcategorias do padrão de golfadas, que engloba pistões mais e menos aerados, além da incerteza da classificação nas transições de padrão, principalmente de golfada para agitado (*churn*), que pode ser muito subjetivo. Nesse caso a velocidade da água foi fixada em 0,07 nos três padrões, e a velocidade do ar foi de 0,08, 0,9 e 23,7 para obter os diferentes regimes de escoamento.

Figura 2.37 – Resultados da câmera, CFD e ERT no escoamento vertical.



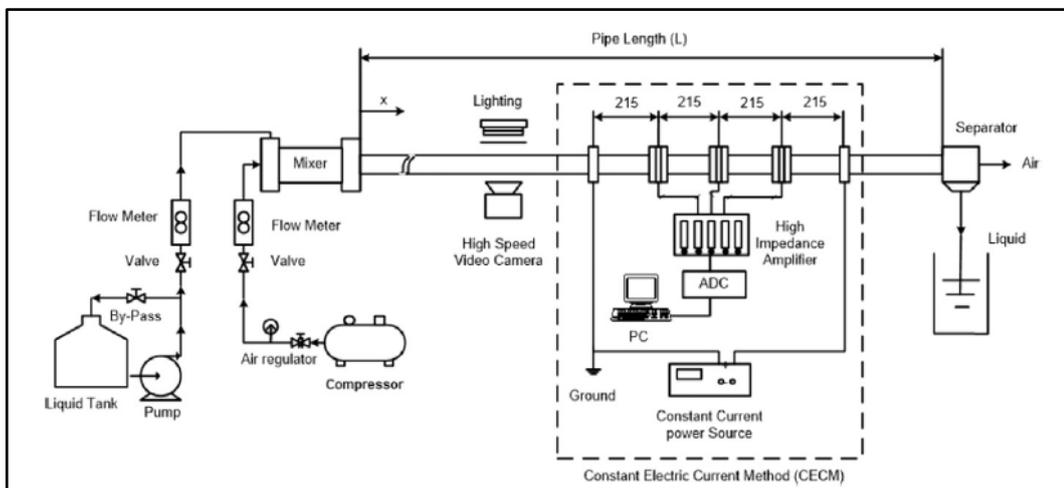
Fonte: Adaptado de Pavareh *et al*, 2010.

Os autores compararam imagens tiradas dos experimentos com os resultados da simulação e da reconstrução das imagens do ERT, posteriormente validaram de maneira qualitativa tanto o código CFD quanto o sistema do sensor. O ERT se mostrou uma ferramenta interessante de estudo e aplicação para escoamentos bifásicos, uma vez que, não sendo intrusivo, pode retornar parâmetros do regime do escoamento sem afetar o escoamento com alguma perturbação ou perda de carga indesejada.

Deendarlianto e colaboradores (2016) também estudaram escoamento bifásico em tubulação horizontal, comparando CFD com experimentos no regime de golfadas. Neste caso foi utilizado o FLUENT 6.3 com modelo VOF multifásico para comparar com experimentos realizados no departamento de Engenharia da Universidade de Gadjah Mada, na Indonésia.

O diagrama (Figura 2.38) descreve o aparato experimental, onde a seção de testes é um tubo de acrílico de 9,5 m com diâmetro interno de 26 mm, onde foi colocada uma câmera de alta velocidade e três sensores de corrente elétrica constante, que consiste em um par de fios de bronze (emissor e receptor) que retornam valores de fração de líquido na tubulação.

Figura 2.38 – Diagrama esquemático do aparato experimental.



Fonte: Deendarlianto *et al*, 2016.

Com a regulagem das válvulas os autores controlaram as velocidades superficiais das fases, variando de 0,12 a 1,88 m/s para o gás, e 0,16 a 1,13 m/s para o líquido. Dessa forma obtiveram os padrões de escoamento descritos como *plug* e *slug flow*.

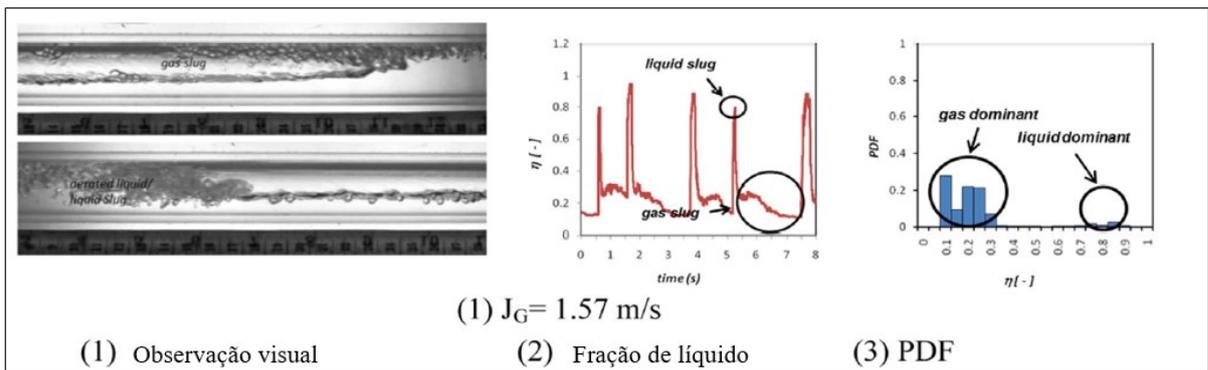
Para a simulação numérica, no modelo VOF foi utilizado o modelo SST $k-\omega$ para turbulência, número de Courant máximo de 0,25, passo de tempo máximo de 0,001 s. A malha criada apresentou 161000 células e foi comparada com uma de 236000 para verificar a independência da malha nos resultados. Foram simulados 7 casos conforme tabela 2.1 e posteriormente validados com os experimentos.

Tabela 1 – Matriz de teste. (Adaptado de Deendarlianto *et al*, 2016)

| Casos | J_G (m/s) | J_L (m/s) | ρ_L (kg/m ³) | σ_L (N/s) |
|-------|-------------|-------------|-------------------------------|------------------|
| 1 | 0.12 | 0.25 | 998 | 0.072 |
| 2 | 0.31 | 0.44 | | |
| 3 | 0.51 | 0.77 | | |
| 4 | 0.12 | 0.31 | | |
| 5 | 0.18 | 0.31 | | |
| 6 | 0.24 | 0.31 | | |
| 7 | 0.94 | 0.31 | | |

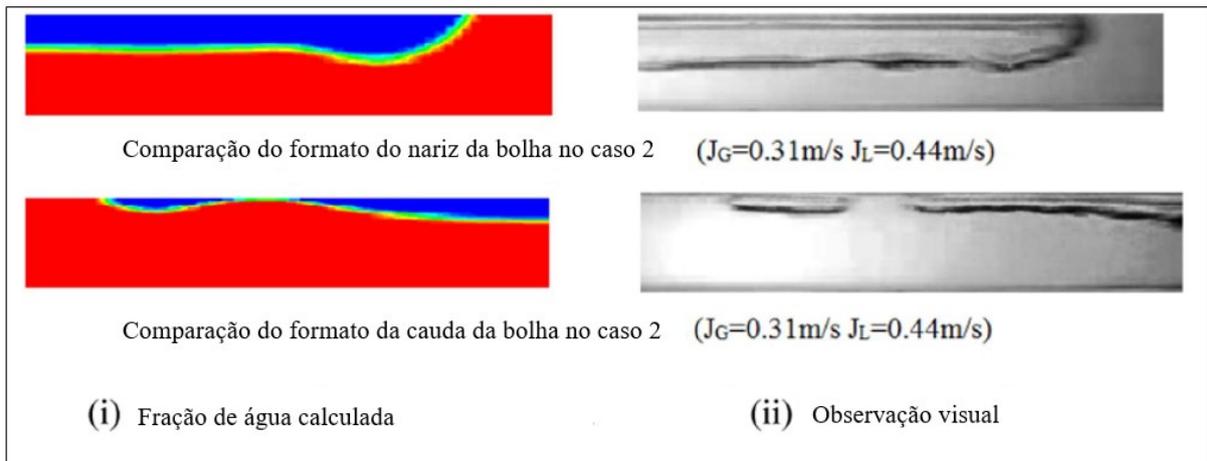
Nos experimentos os autores obtiveram imagens e série temporal da fração de líquido (Figura 2.39) que além de determinar o padrão de escoamento também serviu para as validações. As validações ocorreram de forma qualitativa em relação as imagens (Figura 2.40) e quantitativa em relação a fração de líquido (Figura 2.41). Note que, na comparação da fração de líquido, o erro entre as frações tem uma região maior quando tem valores mais baixos e depois ocorre um erro temporal entre as curvas, evidenciando uma diferença de sincronismo entre os pistões de líquido. É importante verificar essas duas formas de diferenças entre as curvas, pois ao se calcular erros em séries temporais, pode se encontrar diferenças de sincronismo que numericamente aparentam ter erros maiores em curvas com inclinações bruscas.

Figura 2.39 – Tratamento do sinal de fração de líquido.



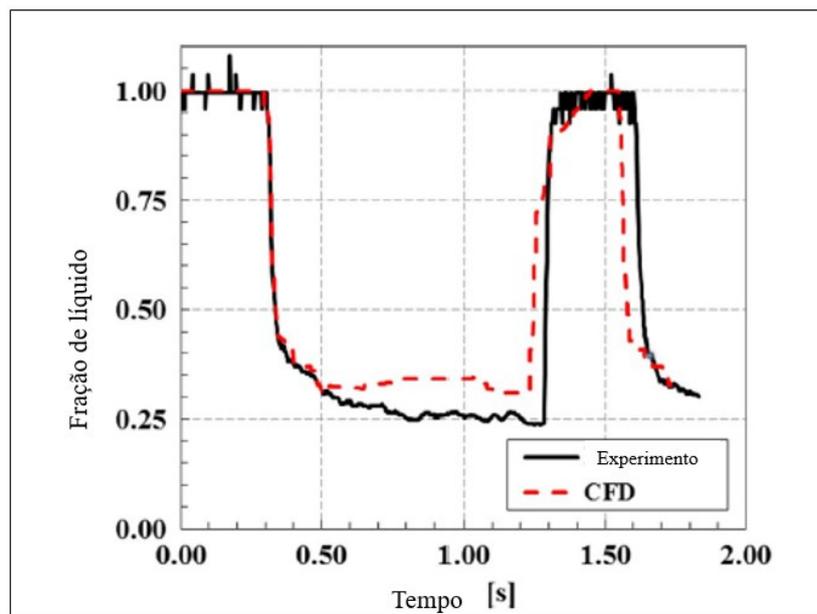
Fonte: Adaptado de Deendarlianto *et al*, 2016.

Figura 2.40 – Comparação qualitativa.



Fonte: Adaptado de Deendarlianto *et al*, 2016.

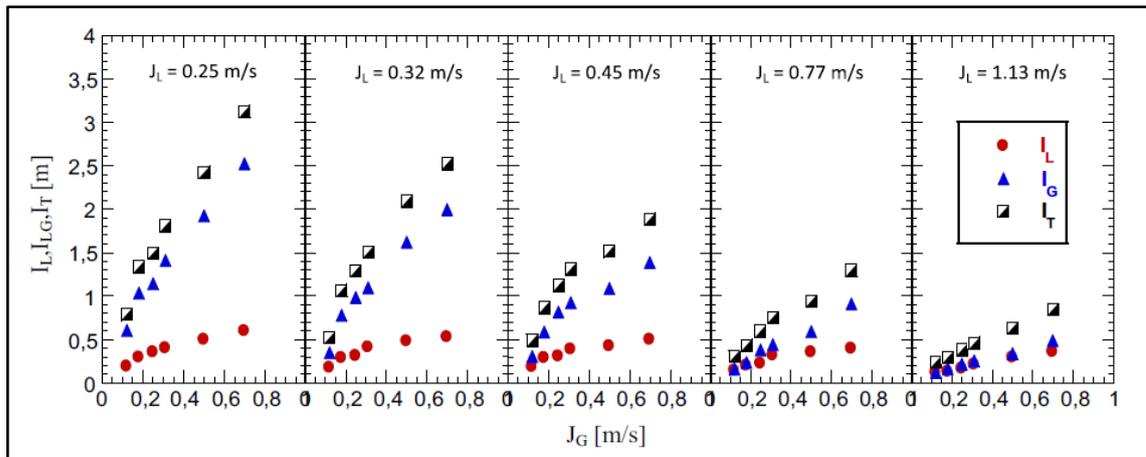
Figura 2.41 – Comparação da série temporal da fração de líquido.



Fonte: Adaptado de Deendarlianto *et al*, 2016.

Outro resultado relevante foi o efeito das velocidades superficiais nos comprimentos de bolha, pistão e célula unitária conforme figura 2.42. Ao passo que a velocidade superficial de líquido aumenta, os tamanhos das estruturas tendem a diminuir, em contrapartida, o aumento da velocidade superficial do gás tende a aumentar o tamanho das estruturas.

Figura 2.42 – Tamanho das estruturas do escoamento em golfadas.



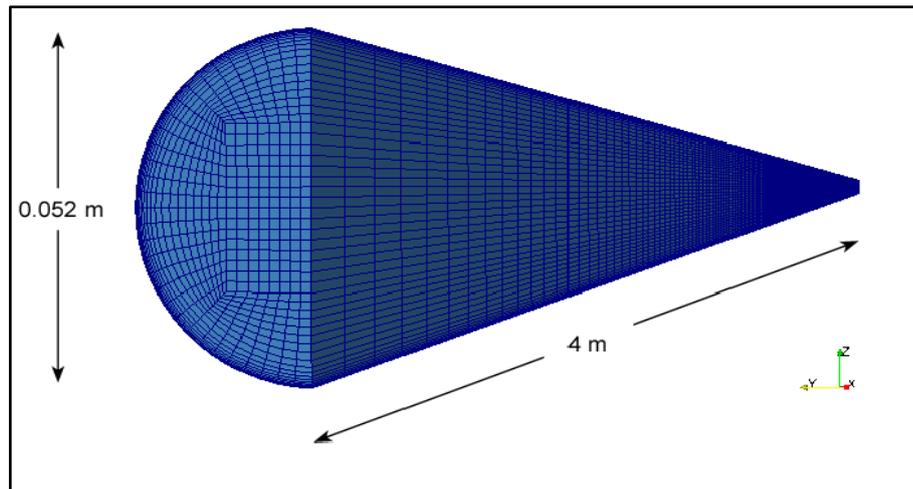
Fonte: Deendarlianto *et al*, 2016.

Os autores concluíram que a simulação representou os fenômenos relevantes ao problema, contudo se faz necessário uma melhora na modelagem de forças envolvidas. Quanto aos fenômenos observados, a velocidade superficial do gás tem grande efeito na variação temporal da fração volumétrica de líquido e no tamanho das estruturas, pois ao se aumentar a velocidade superficial da fase gasosa, todas as estruturas tem um aumento de comprimento significativo.

Shuard *et al* (2016) realizaram simulações utilizando o *software* OpenFOAM e compararam os resultados de fração de líquido e queda de pressão com o modelo mecanicista de Petalas e Aziz (2002). Foram realizadas 60 simulações considerando o escoamento em tubo de diâmetro 52 mm e comprimento de 4 m e inclinações de 0° , -10° e 10° .

Os autores utilizaram o solver InterFOAM com o modelo de turbulência SST k- ω . Além disso foi determinado um número de Courant máximo de 0,3 para que os passos de tempo fossem pequenos o suficiente para descrever bem o problema. A malha escolhida utiliza de simetria no plano longitudinal ao tubo conforme a figura 2.43, e após um teste de independência da malha a grade final apresentou 352628 células.

Figura 2.43 – Topologia da malha.

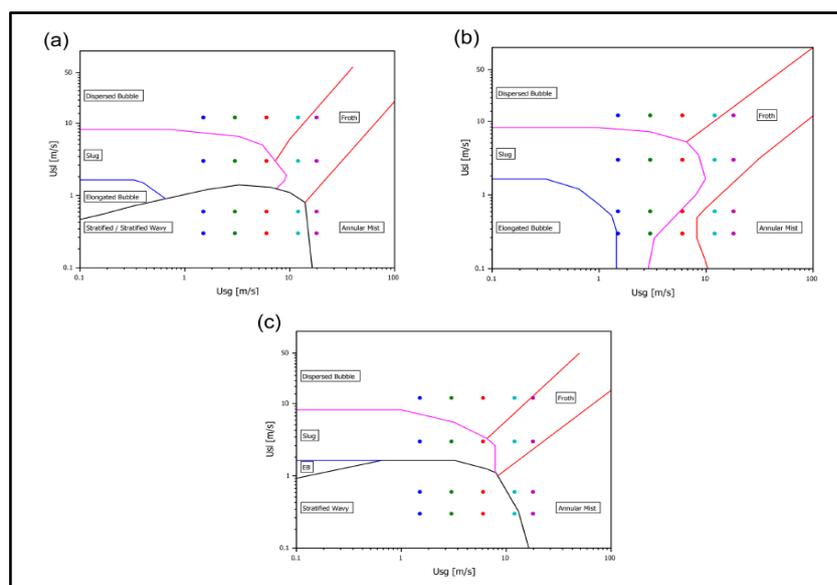


Fonte: Shuard *et al*, 2016.

Como condição inicial os autores consideraram o tubo completamente preenchido de água e como condições de contorno consideraram a entrada com velocidades constantes para o ar e a água e pressão com gradiente nulo, e saída com velocidades com gradientes nulos e pressão constante. As paredes foram consideradas sem escorregamento e o plano longitudinal foi determinado como condição de simetria.

As velocidades utilizadas e os padrões encontrados estão apresentados na figura 2.44, onde os autores se basearam nos mapas de Petalas e Aziz (2002) para as inclinações estudadas.

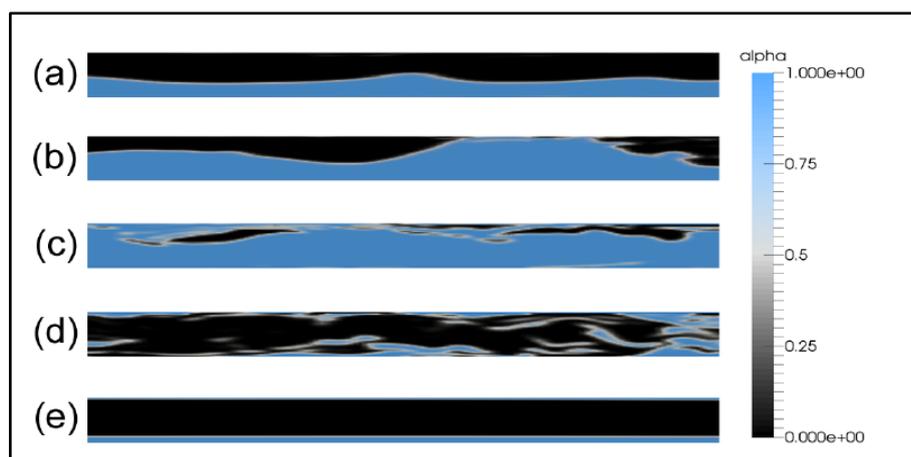
Figura 2.44 – Mapas de padrão de escoamento de Petalas e Aziz (2002).



Fonte: Shuard *et al*, 2016.

Nesses mapas os padrões de escoamento estão descritos como estratificado ondulado, golfadas, bolhas dispersas, espumado e anular. Esses padrões na simulação estão apresentados na figura 2.45.

Figura 2.45 – Padrões de escoamento (a) estratificado ondulado, (b) golfadas, (c) bolhas dispersas, (d) espumado e (e) anular.



Fonte: Shuard *et al*, 2016.

Os resultados foram divididos por padrão de escoamento. Para o padrão estratificado, que ocorreu em 15 das 60 simulações, a correlação visual foi satisfatória para os autores, a altura da interface se mostrou dependente da diferença da velocidade entre as fases, conforme a teoria da instabilidade de Kelvin-Helmholtz, e conforme o modelo mecanicista previa, no escoamento ascendente a 10° este padrão não ocorreu. Quanto a fração de líquido e a queda de pressão, os resultados apresentaram erros menores que 8%.

No escoamento em golfadas, que foram vistos em 12 simulações, também foi possível verificar visualmente a sua formação e intermitência, além de ficar evidente o efeito gravitacional na tubulação ascendente, que obteve golfadas em mais simulações que nas outras inclinações. A fração de líquido apresentou erros inferiores a 6%, porém a queda de pressão teve um erro de até 30%.

O padrão de bolhas dispersas ocorreu em 13 simulações, não foi possível visualizar com exatidão o formato das bolhas devido ao tamanho da malha que não foi refinada o suficiente. No entanto, os resultados de fração de líquido apresentaram erros menores que 5% e queda de pressão menores que 20%.

O padrão espumado ocorreu 11 vezes e também teve a visualização afetada pela malha, porém concordou bem com o modelo mecanicista e apresentou erros de fração de líquido e queda de pressão de 11% e 35%, respectivamente.

E finalmente, os casos com padrão anular somaram 9 e foram consistentes com o modelo mecanicista, contudo apresentaram os maiores erros, sendo 17% para a fração de líquido e 40% para a queda de pressão, que variou bastante com a inclinação.

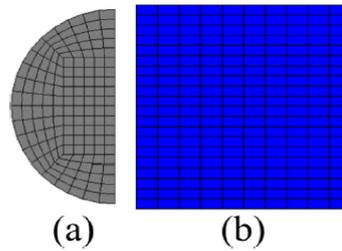
Os autores consideraram o solver InterFOAM em conjunto com o modelo de turbulência SST $k-\omega$ razoáveis para a solução dos padrões estratificado, golfadas e bolhas, e levantaram a hipótese de que a altas velocidades de gás, a média dos valores de viscosidade e densidade realizadas pelo VOF na interface acaba gerando maiores distúrbios no escoamento e agravando os erros do modelo. Além disso, os autores afirmaram haver a necessidade de refino da malha na direção longitudinal do escoamento para melhor descrever as estruturas dos padrões de escoamento.

Pineda-Pérez *et al* (2018) realizou experimentos e simulações em tubulação horizontal com ar e líquidos viscosos. Para as simulações os autores utilizaram o *software* STAR-CCM+ e validaram com experimentos envolvendo *Particle Image Velocimetry* (PIV), sensor capacitivo e câmera de alta velocidade.

Os experimentos foram realizados em instalação com tubulação de 50,8 mm de diâmetro e 18,9 m de comprimento de seção de teste. Foram instalados três sensores capacitivos nas posições de 1,8 m, 10,3 m e 14,7 m posteriores a seção de mistura, PIV e câmera de alta velocidade a 14 m, também após a seção da mistura. As velocidades superficiais variaram de 0,1 a 0,8 m/s para o líquido, e de 0,1 a 3,5 m/s para o gás. E os óleos utilizados tinham densidade média de 840,9 kg/m³ e viscosidade dinâmica variando de 161 a 567 mPa.s.

As simulações foram modeladas com VOF, utilizando de modelo de turbulência $k-\omega$ SST e modelo de tensão superficial *Continuum Surface Force* (CSF). O esquema de discretização foi o *upwind* de segunda ordem. Após um estudo de malha para determinar a independência dos resultados em relação a grade, a malha projetada usou de condição de simetria no plano longitudinal ao escoamento, conforme figura 2.46 e resultou em 517500 células.

Figura 2.46 – Representação da malha (a) transversal, (b) longitudinal.



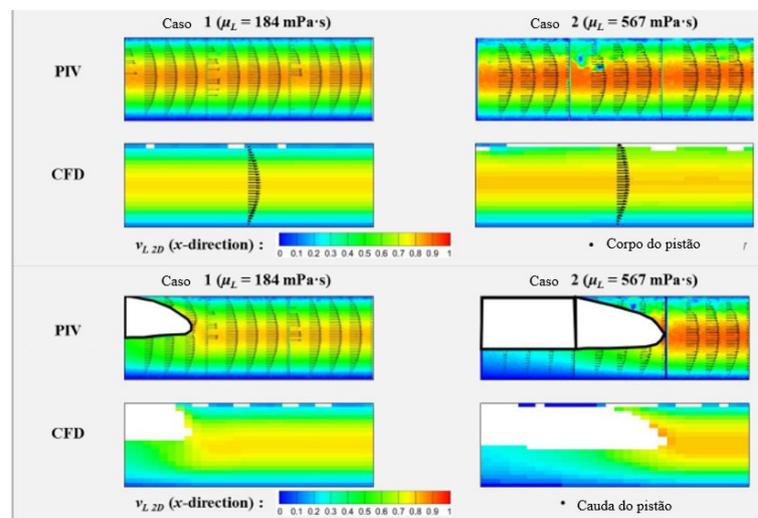
Fonte: Pineda-Pérez *et al*, 2018.

A condição inicial foi determinada com o domínio dividido na metade pelos fluidos, com líquido ocupando a parte inferior e o gás ocupando a parte superior, e as condições de contorno foram de não deslizamento nas paredes, entrada com velocidade e fração volumétrica determinadas, saída com pressão determinada e a condição de simetria já mencionada.

O tempo das simulações dependeu das velocidades de entrada, variando de 18 a 65 segundos, sempre 15 segundos a mais do que o necessário para o fluido da entrada atingir a saída, dessa forma garantindo a estabilização do escoamento. Além disso, para afinar a reconstrução da interface foi determinada a fração volumétrica de 0,5 como sendo a posição exata da superfície entre as fases.

Os autores então compararam os resultados da simulação com os resultados do PIV, em diferentes posições do pistão de líquido e com diferentes viscosidades do líquido, conforme figura 2.47.

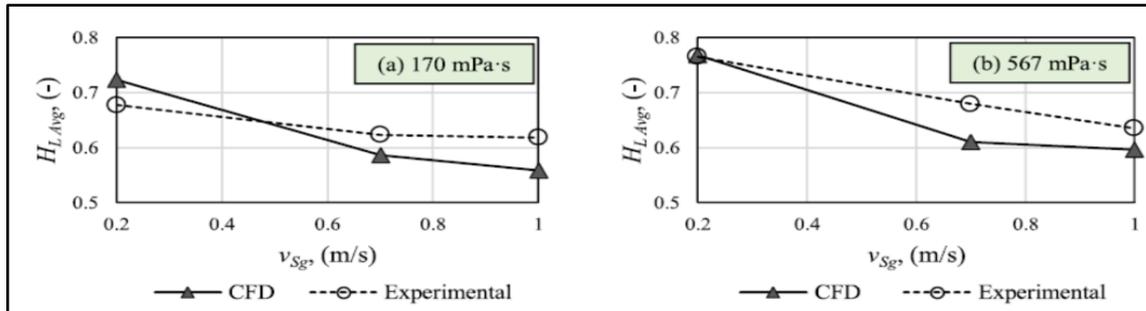
Figura 2.47 – Comparação PIV com CFD.



Fonte: Adaptado de Pineda-Pérez *et al*, 2018.

Algumas outras comparações quantitativas foram feitas, como a fração de líquido em função da velocidade superficial do gás (Figura 2.48). O erro médio da fração de líquido em relação aos experimentos foi menor que 11%.

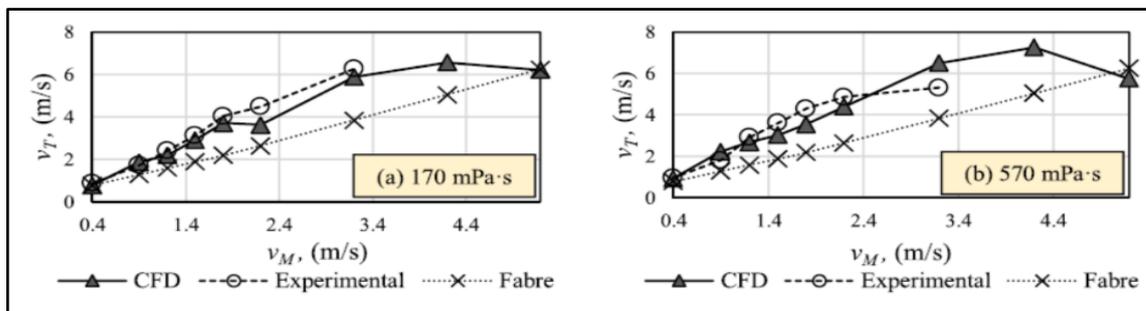
Figura 2.48 – Comparação da fração de líquido em função da velocidade superficial de gás.



Fonte: Pineda-Pérez *et al*, 2018.

Após as validações os autores ainda extrapolaram as simulações para condições que não foram feitas experimentalmente, e compararam os resultados de velocidade translacional em função da velocidade da mistura com a correlação de Fabre (1994) (Figura 2.49).

Figura 2.49 – Comparação com correlação de Fabre.



Fonte: Pineda-Pérez *et al*, 2018.

Os autores concluíram que a técnica utilizada de CFD com os parâmetros e modelos se mostrou uma ferramenta confiável para prever o comportamento do escoamento bifásico e, além disso, ressaltaram as vantagens da simulação em relação aos experimentos, por fornecer informações completas sobre o campo de velocidades e poder extrapolar as condições do escoamento que não sejam possíveis com as instalações à disposição.

2.3 RESUMO DOS TRABALHOS APRESENTADOS

Os trabalhos apresentados sobre escoamento bifásico trazem uma vasta aplicação do CFD para reproduzir, entender e prever os fenômenos envolvidos. Resumindo as aplicações e as metodologias, a tabela 2.2 apresenta as principais características de cada pesquisa descrita neste capítulo.

Os autores apresentam diversos resultados, desde campo e perfil de velocidade, até perdas de carga e correlações matemáticas, contudo, nenhum apresenta a simplificação de estudar o escoamento bifásico em tubo confinado, como o que ocorre em células de balanço.

Dessa forma, esse trabalho pretende utilizar de parte das análises já desenvolvidas em escoamentos bifásicos em tubulações para a célula de balanço, e além disso, desenvolver novas correlações entre os parâmetros que envolvem a interação das fases no escoamento da célula.

Tabela 2 – Resumo dos trabalhos realizados pelos autores.

| ANO E AUTOR | TIPO DE TRABALHO | TUBULAÇÃO | INCLINAÇÃO | SOFTWARE | MODELO NUMÉRICO | TURBULÊNCIA | OBSERVAÇÕES |
|----------------------------------|-------------------------|-------------------------------------|---------------------------------------|----------------|-------------------------|-----------------|---|
| 2003, ISSA E KEMPF | Simulação | D:78mm L:37m | Horizontal e Inclinado (-1,5° a 1,5°) | Código Triumph | Dois Fluidos 1D | N.D. | Validação com experimentos de outro autor |
| 2005, FRANK | Simulação | D:54mm L:8m | Horizontal | CFX-5.7 | Dois Fluidos com VOF | k- ω SST | Validação com experimentos de outro autor |
| 2006, GHORAI E NIGAM | Simulação | D:98,5mm L:25m | Horizontal | Fluent-6.0 | Dois Fluidos | k- ϵ | Validação com experimentos de outro autor |
| 2007, HERNANDEZ-PEREZ | Experimento e Simulação | D:38mm-67mm L:6m | Horizontal e Inclinado (-5° a 90°) | Fluent-6.1 | Dois Fluidos com VOF | k- ϵ | |
| 2007, VALLÉE <i>et al</i> | Experimento e Simulação | Canal t:50mm H:250mm L:2350mm | Horizontal | CFX-5.7 | Multi-Fluid Euler-Euler | k- ω SST | |
| 2008, DEENDARLIANTO <i>et al</i> | Experimento e Simulação | Canal t:50mm H:250mm L:2350mm | Inclinado a 50° | CFX-5.7 | Multi-Fluid Euler-Euler | k- ω SST | Modelo em escala, sistema de refrigeração de reator nuclear |
| 2010, PAVAREH <i>et al</i> | Experimento e Simulação | D:20mm L:4m | Horizontal e Vertical | Fluent-6.2 | VOF | N.D. | Validou sistema de tomografia em paralelo |
| 2016, DEENDARLIANTO <i>et al</i> | Experimento e simulação | D:26mm L:9,5mm | Horizontal | Fluent-6.3 | VOF | k- ω SST | |
| 2016, SHUARD <i>et al</i> | Simulação | D:52mm L:4m | Horizontal e Inclinado (-10° e 10°) | OpenFOAM-2.1 | VOF (InterFOAM) | k- ω SST | Verificou com modelos mecanicistas |
| 2018, PINEDA-PÉREZ | Experimento e Simulação | D:50,8mm L:18,9m | Horizontal | STAR-CCM+ | VOF | k- ω SST | |

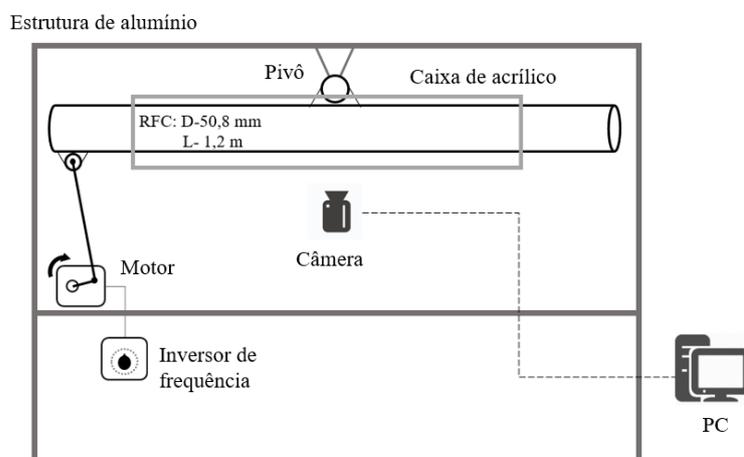
3 METODOLOGIA EXPERIMENTAL

Este capítulo apresenta a metodologia experimental utilizada para a realização da presente dissertação. Inicialmente é apresentado o diagrama esquemático da célula de balanço com os equipamentos e sensores utilizados, posteriormente são detalhados esses equipamentos, depois é feita uma descrição do *software* utilizado para a obtenção dos dados. Em seguida é apresentado o procedimento utilizado para se realizar os experimentos e, por fim, está o roteiro de experimentos adotado.

3.1 DESCRIÇÃO DA BANCADA

Os experimentos foram realizados no laboratório de Garantia de Escoamento do NUEM na UTFPR. A célula de balanço consiste em um tubo de acrílico fixado a uma mesa móvel que está conectada à estrutura de alumínio por um pivô alinhado verticalmente com o centro do tubo da célula de balanço. O tubo contém duas tampas de vedação metálicas com furos por onde os fluidos são inseridos. A mesa móvel é movimentada através de um motorreductor que é acionado por um inversor de frequência, conforme figura 3.1, para realizar a oscilação da célula de balanço. Para obtenção de imagens, uma câmera digital foi disposta na parte frontal do tubo e presa a mesa de oscilação. Após testes preliminares também foi inserida uma fita de LED por trás do tubo para iluminar a célula e obter imagens mais nítidas.

Figura 3.1 – Desenho esquemático da bancada experimental.



Fonte: Autoria própria.

3.1.1 Razão de Preenchimento

O tubo de acrílico que compõe a célula de balanço contém os fluidos confinados nos experimentos. Um parâmetro importante definido no trabalho é a razão de preenchimento da célula de balanço, que é a relação entre o volume do líquido \forall_l e o volume total da célula $\forall_{célula}$. Essa razão é a condição inicial tanto do experimento quanto das simulações.

$$F = \frac{\forall_l}{\forall_{célula}} \quad (3.1)$$

3.1.2 Conjunto Motorreductor

O conjunto motriz da bancada consiste em um inversor de frequência, um motor, um reductor e duas barras que atuam de acordo com o mecanismo semelhante a biela e manivela. O inversor opera com frequências de 0 a 50 Hz e tem opção de inverter a rotação. O motor tem 0,25 CV de potência e rotação nominal de 1.710 rpm a 60 Hz. O reductor é do tipo coroa e rosca sem fim, com redução de 1/100 com eixos reversos ortogonais. Dessa maneira a rotação final aproximada da barra que realiza a função de manivela fica da seguinte forma:

$$N \approx \left(\frac{f}{J_{nominal}} \right) i N_{nominal} \quad (3.2)$$

Onde i é a razão de redução do reductor, f a frequência de entrada da fonte (inversor), $f_{nominal}$ a frequência nominal do motor (60hz) e $N_{nominal}$ a rotação nominal do motor. E a partir da rotação da manivela, a biela realiza o movimento de oscilação da célula de balanço, que ainda pode variar a angulação máxima em função do tamanho das barras de biela e manivela. Além dessa primeira estimativa, foi instalado um sensor na célula de balanço para medir o ângulo de inclinação em função do tempo para determinar a velocidade angular da mesma.

3.1.3 Sensor de oscilação

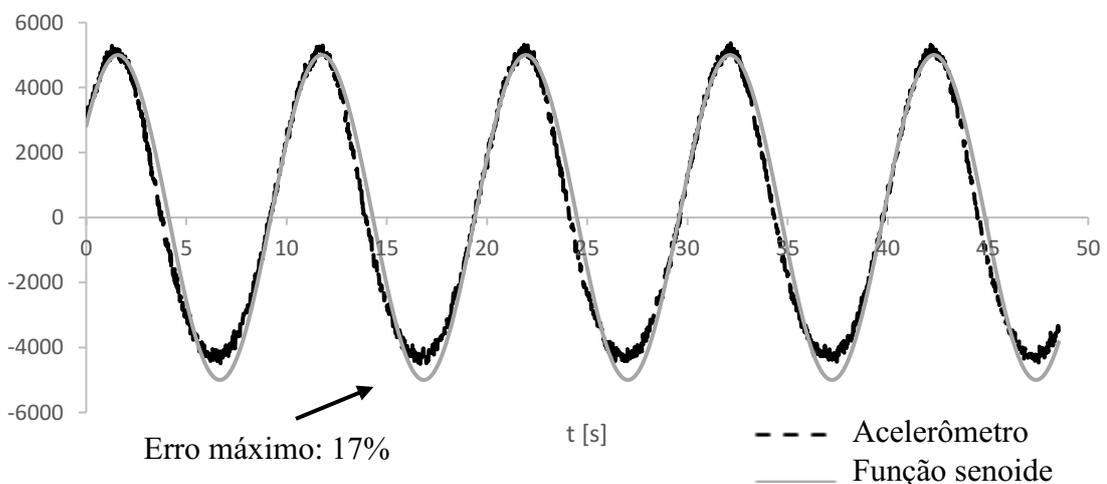
O sensor consiste em um acelerômetro em conjunto com uma placa Arduino utilizada nos laboratórios do NUEM, que retorna valores de aceleração em 3 eixos com uma frequência de 1000 Hz. Com o sensor foi possível prever que a angulação do movimento segue aproximadamente uma senoide conforme equação 3.3.

$$\theta = \theta_{\max} \text{sen}(\omega t) \tag{3.3}$$

Para encontrar o valor da frequência angular ω , um eixo do sensor foi analisado. Notou-se que o acelerômetro utiliza uma escala própria de aceleração que foi nomeada Θ e também foi perceptível uma pequena diferença na aceleração quando ocorre a troca de sentido do movimento, conforme o gráfico da figura 3.2. Essa diferença no movimento é explicada no próximo tópico que aborda o mecanismo de oscilação, todavia, as frequências angulares extraídas dos dados do sensor foram as das funções senoides (equação 3.4). As frequências angulares que mais se aproximaram dos dados foram 0,925 rad/s, 1,24 rad/s e 1,55 rad/s para os valores pré-determinados no inversor de frequência de 30 Hz, 40 Hz e 50Hz respectivamente.

$$a = \Theta_{\max} \text{sen}(\omega t) \tag{3.3}$$

Figura 3.2 – Dados do acelerômetro e da função senoide para 30 Hz no inversor.

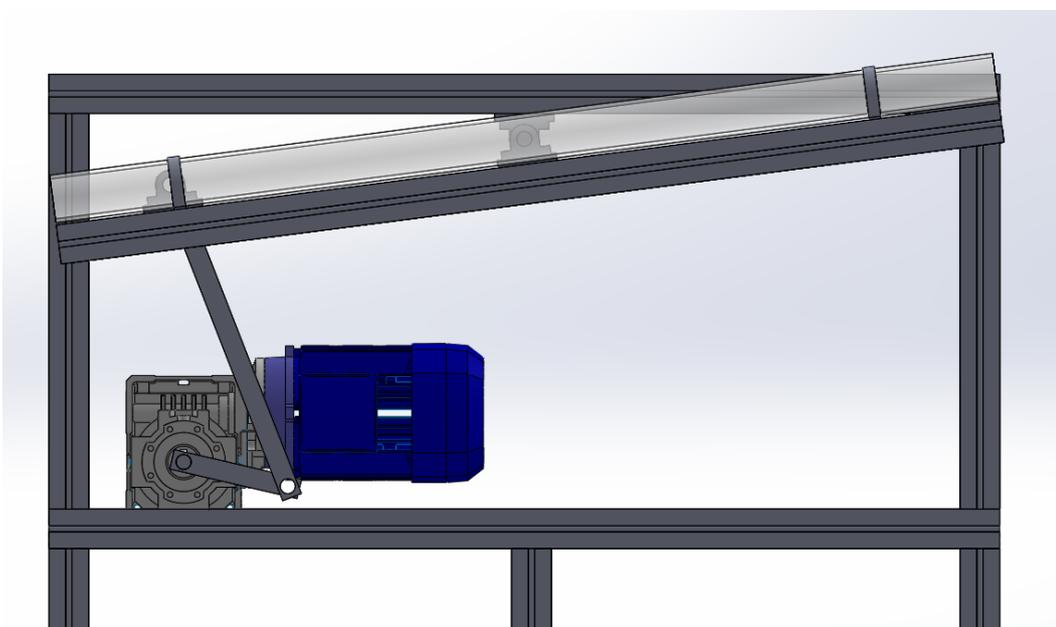


Fonte: Autoria própria.

3.1.4 Mecanismo de Oscilação

O mecanismo consiste em um sistema de biela e manivela, que fixado em um ponto da mesa oscilante realiza o movimento desejado no experimento conforme figura 3.3. Para que o movimento tivesse o mesmo ângulo para os dois sentidos, as fixações foram localizadas de modo que nos pontos máximo e mínimo as barras ficassem alinhadas e resultando nos ângulos máximo e mínimo desejados ($17,5^\circ$ no caso).

Figura 3.3 – Mecanismo de oscilação da bancada.

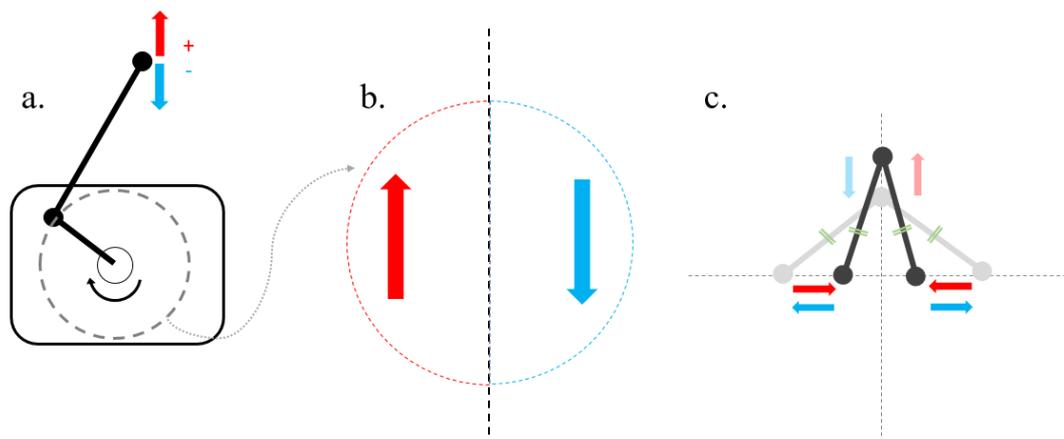


Fonte: Autoria própria.

Contudo, o movimento de biela manivela apresenta uma característica assimétrica em seu ciclo. Considerando o movimento do motor, ao analisar separadamente o movimento vertical do horizontal da manivela conforme figura 3.4a, o movimento vertical é simplesmente transferido pela manivela (Figura 3.4b). Já o movimento horizontal de aproximação do eixo vertical eleva a fixação da biela, enquanto o afastamento cria o movimento contrário (figura 3.4c). Sendo assim, no ciclo superior, o movimento apresenta uma velocidade maior que no ciclo inferior conforme mostra a figura 3.5a. Uma vez que a soma dos movimentos nos quadrantes superiores tem o mesmo sentido, enquanto nos quadrantes inferiores os movimentos têm sentidos contrários, resultando em velocidades menores (Figura 3.5b). Isso causa uma pequena diferença de aceleração da mesa de oscilação, e justamente na troca de sentido do

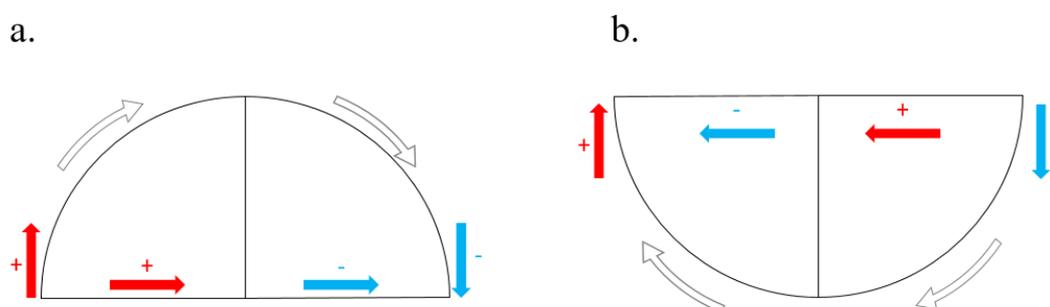
movimento, onde temos a velocidade da mesa sendo zero e as acelerações máximas e mínimas, essa diferença ficou bem visível nos dados do acelerômetro na figura 3.2.

Figura 3.4 – Separação do movimento vertical e horizontal do mecanismo.



Fonte: Autoria própria.

Figura 3.5 – Diferença de velocidade entre os quadrantes superiores e inferiores.



Fonte: Autoria própria.

3.1.5 Câmera

A câmera digital utilizada, Logitech c920, tem capacidade de registrar vídeos a 30 quadros por segundo em alta definição, o que se mostrou suficiente para os experimentos. Essas imagens foram analisadas para determinar a altura de líquido ao longo do tempo, que se relaciona diretamente à fração de líquido. A análise foi realizada no *software* MatLab, através

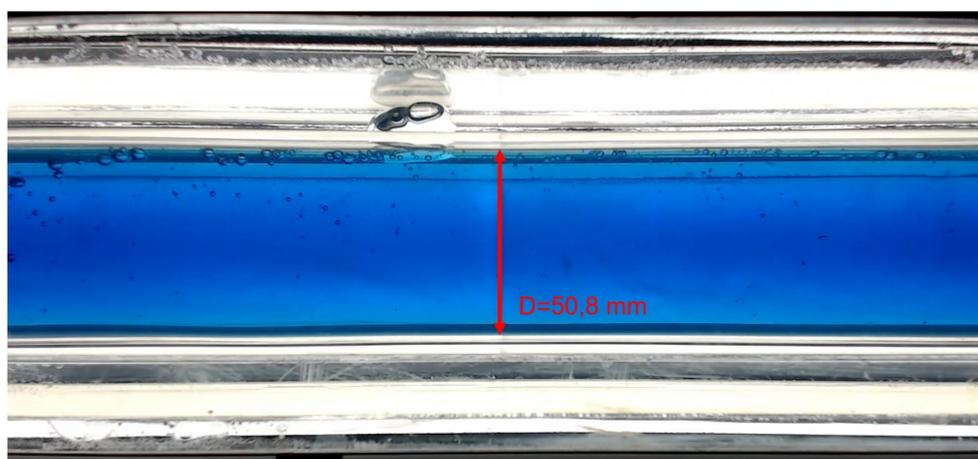
de uma rotina que determina a dimensão de cada pixel ao determinar o diâmetro do tubo, e após isso localiza a altura da interface ar-água no meio da tubulação para cada quadro da filmagem. Mais detalhes das rotinas de análise das imagens são discutidos na seção seguinte.

3.1.6 Processamento das imagens

Após a obtenção das imagens, assim como discutido, ainda é necessário processar as imagens para obter os dados desejados. Esse processamento foi dividido em duas etapas, na primeira ocorre a separação dos quadros dos vídeos gerados pela câmera em extensão AVI. Através de uma rotina do Matlab, que recebe os arquivos de vídeo e o número de *frames* por segundo que o vídeo foi gravado, o programa gera as imagens separadas de cada quadro da filmagem.

Na segunda etapa, essas imagens são inseridas em outra rotina do Matlab que primeiro pede para identificar manualmente o diâmetro do tubo conforme figura 3.6, para servir de referência ao definir uma medida padrão entre os pixels da imagem. Dessa forma, mesmo que ocorra alguma alteração na posição da câmera entre os experimentos, cada um terá sua referência definida pelo diâmetro do tubo que é de 50,8 mm.

Figura 3.6 – Referência do diâmetro para medições.

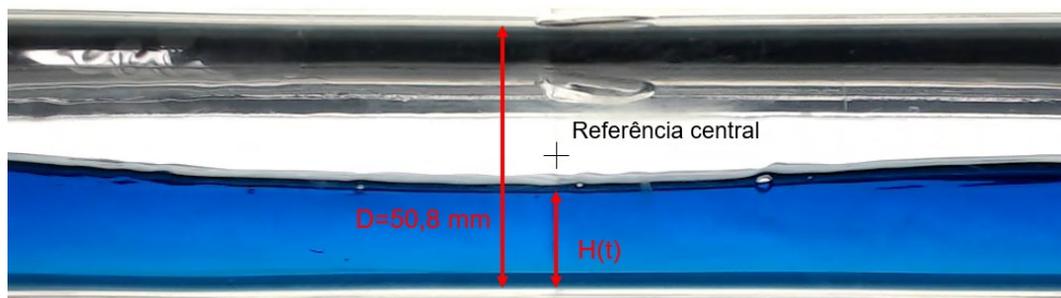


Fonte: Autoria própria.

Após essa definição do diâmetro do tubo, a posição central do tubo foi escolhida como ponto de referência para analisar a altura do filme de líquido. A partir disso, o programa passa cada quadro da filmagem para que o usuário determine a posição da altura do filme de líquido através do *mouse*, conforme figura 3.7. Essas posições então são gravadas e retornadas através de um arquivo em Excel para posterior análise na validação. Ao verificar os dados foi

constatado que em alguns casos o usuário pode identificar uma posição que fica muito próxima à divisão entre dois pixels, e o programa pode acabar tendo um pequeno erro na medição, esse erro ficou no valor aproximado de 0,20 mm, que é o valor médio adotado para a distância entre pixels pelo programa.

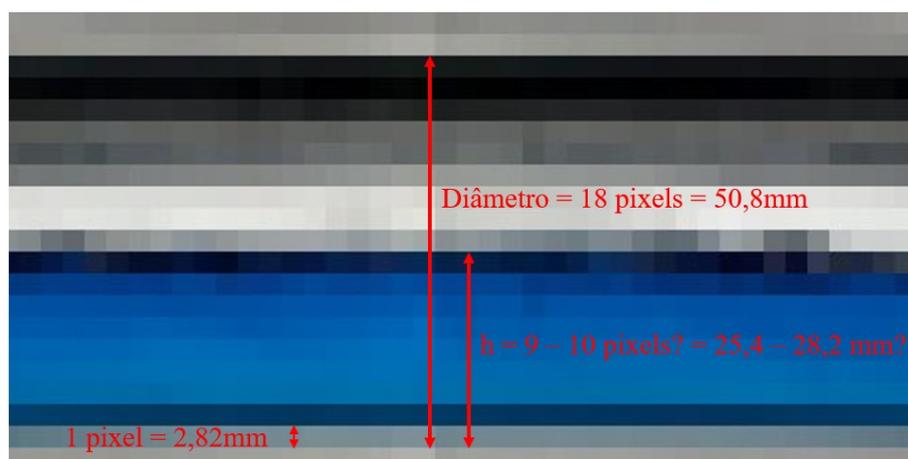
Figura 3.7 – Posicionamento da altura de líquido.



Fonte: Autoria própria.

Para exemplificar essa incerteza considere uma imagem da célula com pixels maiores conforme figura 3.8, onde é possível contar o número de pixels visualmente. Neste caso o tamanho de cada pixel resultou em 2,82 mm, e ao localizar a interface, o usuário pode acabar clicando tanto no pixel que resultaria em 9 de altura do líquido quanto no que resultaria em 10 de altura do líquido, uma incerteza de ± 1 pixel, que neste caso seria de 2,82 mm.

Figura 3.8 – Exemplo da incerteza da rotina de análise das imagens.



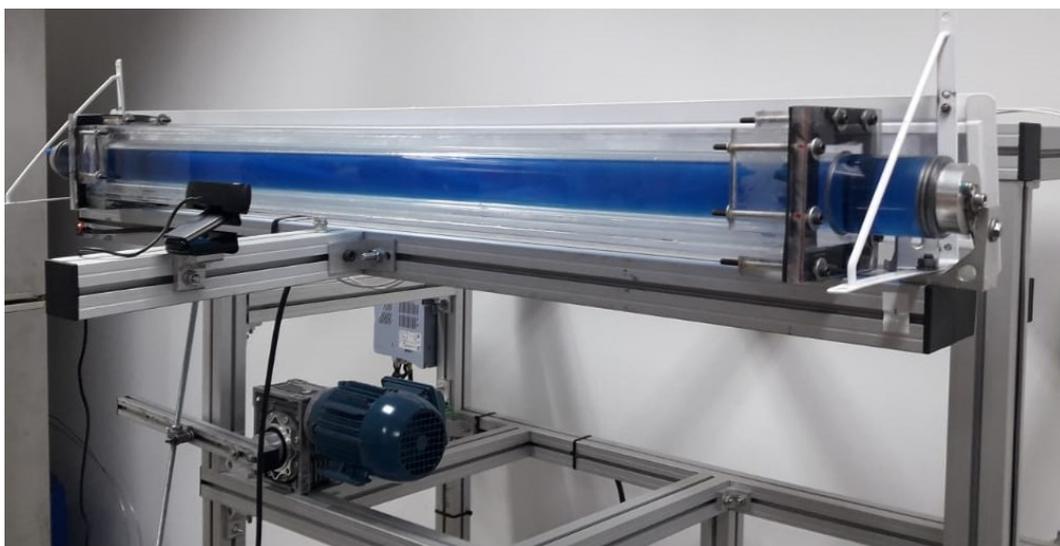
Fonte: Autoria própria.

3.2 PROCEDIMENTO EXPERIMENTAL

Após vários testes, os experimentos tiveram uma metodologia desenvolvida para manter a repetitividade e diminuir os erros nos resultados. Como, por exemplo, a fração de líquido na célula, que diminuía após poucos dias mesmo sem vazamentos visíveis, evidenciando provavelmente micro vazamentos por onde a água evaporava lentamente.

A bancada experimental apresentada na figura 3.9 já havia sido montada em projeto anterior, tendo algumas alterações para este estudo. Para tal, alguns procedimentos prévios foram realizados como ajuste do mecanismo de oscilação e montagem da caixa de acrílico. Todos os procedimentos necessários para a realização dos experimentos são descritos a seguir.

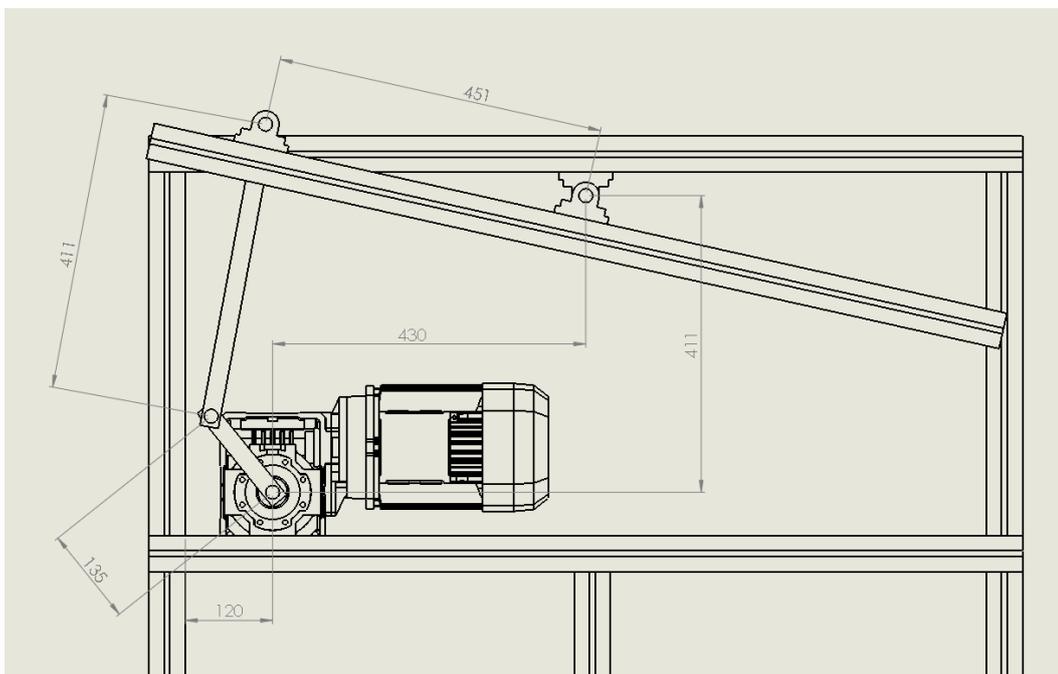
Figura 3.9 – Bancada experimental.



Fonte: Autoria própria.

Ajuste do mecanismo de movimento: As hastes que transformam o movimento rotativo do motorreductor foram previamente posicionadas e ajustadas conforme figura 3.10, para resultar no movimento da mesa com ângulos máximo e mínimo iguais de $17,5^\circ$. Esse ajuste foi realizado apenas uma vez e conferido pelo menos mais três vezes durante os experimentos.

Figura 3.10 – Dimensionamento do mecanismo.



Fonte: Autoria própria.

Preenchimento da caixa acrílica: A caixa de acrílico que envolve o tubo da célula foi preenchida de água destilada, para reduzir o efeito da refração que o tubo de acrílico da célula causa na imagem. Considerando que os índices de refração da água e do acrílico são de 1,33 e 1,49 respectivamente, ainda existe uma pequena distorção da imagem, porém é praticamente desprezível. Esse procedimento também foi efetuado apenas uma vez e mesmo tendo aparecido pequenas bolhas na caixa após algumas semanas, essas bolhas não atrapalharam na obtenção das imagens.

Preenchimento do tubo da célula de balanço: A cada esvaziamento da célula, a mesma era limpa com água e sabão, para retirar qualquer partícula de vedante ou sujeira que possa ter se acumular no interior do tubo. Em seguida o tubo era seco com toalha de microfibras, tampado nas duas extremidades e montado na mesa de balanço da estrutura da célula.

Para medir a quantidade de água a ser inserida alguns equipamentos do laboratório foram utilizados, sendo eles, três balões volumétricos, de 1000 mL, 500 mL e 250 mL, todos com precisão de 0,4%, um béquer de 300 mL e uma pipeta graduada de precisão. Além disso, foi utilizada uma mangueira de poliuretano de 8 mm com 1 metro de comprimento para

preencher a célula, uma pêra pipetadora de 3 vias e um béquer grande de plástico de 2 litros para armazenar a água a ser inserida.

A água destilada é primeiramente misturada com um corante azul para auxiliar a visualização da interface. Posteriormente, tendo o valor do volume calculado a partir do volume da célula para cada fração de líquido, conforme tabela 3.1, os recipientes graduados e a pipeta são utilizados para medir esse volume com a água. Essa água é transferida para o béquer de plástico maior, que é colocado acima da estrutura da célula. A mangueira é então utilizada para transferir a água do béquer para a célula através de um dos dois terminais pneumáticos localizados nas tampas do tubo, para começar o escoamento é utilizada a pêra pipetadora na mangueira para que o líquido então seja transferido por pressão gravitacional, uma vez que o terminal da outra extremidade fica aberto como respiro durante o preenchimento.

Tabela 3 – Volumes de preenchimento da célula de balanço.

| Caso | Célula (100%) | 30% | 40% | 70% | 80% | 90% |
|--------------------|---------------|--------|--------|---------|---------|---------|
| Volume [mL] | 2432,20 | 729,66 | 972,88 | 1702,54 | 1945,76 | 2188,98 |

Esse método utilizado pode ser considerado muito simples, contudo, após 8 verificações do volume de líquido da célula, foi constatada uma perda média de 12 mL de água que permanece na mangueira e nos recipientes utilizados, o que representa menos de 0,5% do volume do tubo da célula de balanço.

Após o preenchimento, o terminal de respiro é tampado, a célula é inclinada para que todo (ou a maior parte) do líquido entre na célula, para então retirar a mangueira e tampar o terminal restante.

Esse procedimento foi realizado a cada mudança da fração de líquido ou em experimentos que tiveram datas diferentes para evitar erros na fração do volume de líquido

Localização da câmera: A câmera c920 foi instalada na mesa de oscilação da célula para acompanhar o movimento e registrar as imagens no referencial do eixo do tubo, sendo localizada para gravar as imagens do meio do tubo, onde fica a região de estudo onde foram gerados os dados tanto para os experimentos quanto para as simulações em CFD. A câmera também era ligada ao computador do laboratório por um cabo USB, dessa forma o usuário

controlava a gravação dos experimentos. Esse procedimento foi realizado conforme necessidade.

Localização do acelerômetro: O acelerômetro foi instalado na mesa de oscilação, perto de uma das extremidades. Esse procedimento foi realizado apenas uma vez, pois o sensor ficou fixo durante o período de experimentação.

Execução do experimento: Para iniciar o experimento era apenas necessário escolher a frequência do inversor para que o motor movimentasse todo o mecanismo e a célula. Como discutido, o usuário escolhia entre as frequências de 30 Hz, 40 Hz e 50 Hz no inversor e após o motor atingir rotação constante era iniciada a gravação do vídeo e do acelerômetro por aproximadamente 1 min. A gravação e os dados do acelerômetro eram então salvos em um diretório do computador e o motor era desligado pelo controle do inversor. Era então aguardada a total estabilidade dos fluidos da célula para então repetir o experimento por mais duas vezes com a mesma frequência de oscilação e fração de preenchimento, para posteriormente verificar a repetitividade do experimento.

Análise dos dados experimentais: Após a execução de um ou mais experimentos, os dados do acelerômetro eram comparados no Excel com uma função senoide para verificar a frequência angular que melhor se ajustava entre as curvas, conforme mostrado anteriormente. E os vídeos gerados pela câmera eram processados pelas rotinas do Matlab conforme discutido na seção anterior.

3.3 ROTEIRO DE EXPERIMENTOS

Com a bancada experimental da célula de balanço é possível alterar 3 parâmetros nos experimentos: razão de preenchimento, frequência de oscilação através do inversor de frequência e ângulo máximo de inclinação através do comprimento das barras do conjunto motriz. Dessa forma, a grade de testes preliminar utilizou os seguintes parâmetros:

- Frequência de oscilação: 0,925, 1,24 e 1,55 rad/s.
- Angulação máxima: 17,5°.
- Razão de preenchimento: 30%, 40%, 70%, 80% e 90%.

Cada teste foi realizado três vezes para verificar a sua repetitividade conforme figura 3.11.

Figura 3.11 – Repetitividade dos experimentos, caso de preenchimento de 80% e frequência de oscilação de 0,925 rad/s.



Fonte: Autoria própria.

4 MODELAGEM MATEMÁTICA E NUMÉRICA

Neste capítulo são apresentadas as modelagens matemática e numérica, iniciando com as equações de transporte do escoamento, em seguida os modelos de turbulência, volume de fluido (VOF), tensão superficial e reconstrução da interface.

Posteriormente é apresentado o método adotado para a configuração do *software* OpenFOAM 6. São citados os métodos e os procedimentos utilizados pelo *solver*, as configurações feitas para o problema, a malha gerada e por fim as condições da simulação.

4.1 EQUAÇÕES DE CONSERVAÇÃO

As equações básicas no estudo do movimento de fluidos são a de conservação da massa e as equações de Navier-Stokes. O modelo aqui apresentado é baseado nessas equações e estão representadas pelas equações de conservação da massa (4.1) e Navier-Stokes (4.2), respectivamente. Vale salientar que as equações foram escritas em médias de Reynolds para que o escoamento turbulento seja modelado, entretanto os símbolos das médias foram omitidos por simplicidade.

$$\frac{\partial \rho}{\partial t} + \nabla \cdot (\rho \vec{V}) = 0 \quad (4.1)$$

$$\frac{\partial (\rho \vec{V})}{\partial t} + \nabla \cdot (\rho \vec{V} \vec{V}) = -\nabla p + \mu_{ef} \nabla^2 \vec{V} + \rho \vec{g} + \vec{F}_\sigma \quad (4.2)$$

Na Eq. (4.2) foi inserido um termo de velocidade \vec{V}_m , que é a velocidade da malha. Esta velocidade deve ser levada em consideração pois existe movimento da malha em relação aos eixos de referência. Nesta equação, o termo de viscosidade efetiva μ_{ef} é composto pela viscosidade dinâmica do fluido e pela viscosidade turbulenta, conforme equação (4.3).

$$\mu_{ef} = \mu + \mu_T \tag{4.3}$$

onde μ_T foi calculada através do modelo de turbulência, que está descrito na seção 4.2. Por fim, o termo \vec{F}_σ representa as forças relativas à tensão interfacial entre os fluidos por unidade de volume, a modelagem está detalhada na seção 4.4.

4.2 MODELO DE TURBULÊNCIA

A equação de Navier-Stokes na sua forma original já é capaz de modelar a dinâmica dos fluidos, porém, para descrever numericamente um escoamento turbulento, a escala das menores oscilações (ou turbilhões) é muito pequena e requer um tempo computacional muito elevado. Para sanar este problema foram desenvolvidos modelos que representam a turbulência em escalas maiores, reduzindo assim o tempo computacional.

A maioria dos modelos de turbulência partem da média de Reynolds aplicada à equação de Navier-Stokes. Wilcox (2006) demonstra esse processo de média, que estão brevemente descritas nas equações (4.4), (4.5) e (4.6), que é baseado em média temporal. A representação de como é definida essa média está apresentada na figura 4.1.

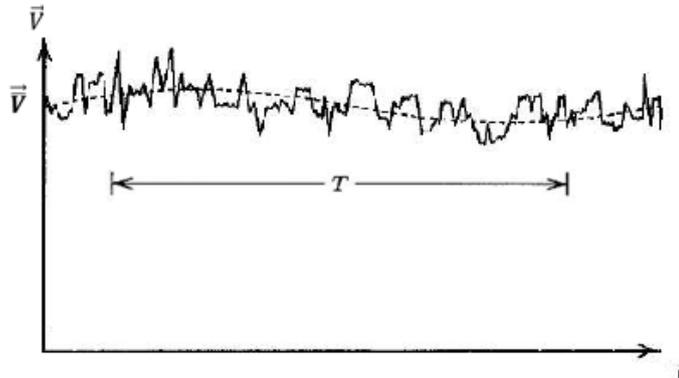
$$\vec{v} = \bar{v} + v' \tag{4.4}$$

$$\bar{v} = \frac{1}{T} \int_t^{t+T} \vec{v} \, dt \tag{4.5}$$

Onde a média da oscilação é nula

$$\overline{v'} = 0 \tag{4.6}$$

Figura 4.1 – Média temporal de Reynolds.



Fonte: Adaptado de Wilcox, 2006.

Dessa forma, aplicando esse processo de média, a equação de Navier-Stokes é reescrita da seguinte forma:

$$\frac{\partial(\rho \bar{v})}{\partial t} + \nabla \cdot (\rho \bar{v} \bar{v}) = -\nabla p + \mu \nabla^2 \bar{v} + \rho \bar{g} + \rho \tau \bar{v} \quad (4.7)$$

Onde o termo das flutuações $\rho \overline{v'v'}$ é conhecido como tensor de Reynolds, que é simplificado pela aproximação de Boussinesq (1877):

$$\rho \overline{v'v'} = \mu_T \nabla^2 \bar{v} \quad (4.8)$$

Então, os modelos acabam propondo correlações para determinar essa viscosidade turbulenta. E para o presente trabalho, o modelo aplicado foi o de duas equações k-ε.

4.2.1 Modelo k-ε

O modelo de turbulência escolhido foi o k-ε (Launder-Sharma, 1974), que é um modelo de duas equações que trabalham com a energia cinética turbulenta (k) das maiores escalas dos turbilhões e com a taxa de dissipação dessa energia (ε) nas menores escalas. Aqui a lei de parede é utilizada e o y^+ se manteve dentro dos valores $30 < y^+ < 100$, que dão melhores resultados

por estarem na região da camada log (Kundu e Cohen, 2002). A viscosidade turbulenta é obtida através da equação (4.9), que é função da energia cinética turbulenta e da dissipação da energia cinética turbulenta:

$$\mu_T = \rho C_\mu \frac{k^2}{\varepsilon} \tag{4.9}$$

A equação para a energia cinética turbulenta é dada por:

$$\frac{\partial(\rho k)}{\partial t} + \nabla \cdot \left[\rho \overline{u'v'k} \right] + P_k - \rho \varepsilon \tag{4.10}$$

A equação para a taxa de dissipação é dada por:

$$\frac{\partial(\rho \varepsilon)}{\partial t} + \nabla \cdot \left[\rho \overline{u'\varepsilon} \right] + \frac{\varepsilon}{k} (C_{\varepsilon 1} P_k - C_{\varepsilon 2} \rho \varepsilon) \tag{4.11}$$

onde os coeficientes de fechamento do modelo de Launder-Sharma (1974), são: $C_{\varepsilon 1} = 1,44$, $C_{\varepsilon 2} = 1,92$, $C_\mu = 0,09$, $\sigma_k = 1,0$ e $\sigma_\varepsilon = 1,3$.

4.3 MODELO MULTIFÁSICO

Para simular o movimento e interação entre dois ou mais fluidos se faz necessário o uso de um modelo matemático multifásico. Esses modelos também consideram as equações de conservação de massa e transporte da quantidade de movimento, porém englobam outras equações e correlações para prever o comportamento do escoamento com mais de uma fase.

O modelo de Volume do Fluido (VOF) consiste em ponderar os valores de massa específica (Eq. 4.12) e viscosidade dos fluidos (Eq. 4.13) com base na fração volumétrica de fase em cada volume de controle ou célula da simulação (Hirt e Nickols, 1981):

$$\rho = \alpha_l \rho_l + (1 - \alpha_l) \rho_g \tag{4.12}$$

$$\mu = \alpha_l \mu_l + (1 - \alpha_l) \mu_g \tag{4.13}$$

Onde a advecção da fração de fase é expressa pela equação (4.14) de conservação volumétrica de fase a seguir:

$$\frac{\partial \alpha_{fase}}{\partial t} + \nabla \cdot (\alpha_{fase} \vec{v}_m) = 0 \tag{4.14}$$

Como é possível trabalhar com a fração de apenas uma das fases, considerando a equação (3.2) já apresentada, a fração de líquido foi a escolhida para se tratar nas equações e resultados, ou $\alpha = \alpha_l$.

4.4 MODELO DE TENSÃO INTERFACIAL

O modelo de tensão interfacial é baseado no trabalho de Brackbill *et al* (1992), onde a tensão é incorporada na equação de transporte da quantidade de movimento como uma força de volume da seguinte forma:

$$\vec{r}_\sigma = \sigma \kappa \vec{n} \tag{4.15}$$

Onde σ é o coeficiente de tensão interfacial, que depende dos materiais envolvidos, κ é a curvatura formada entre as fases e \vec{n} é o vetor normal a interface. Esse vetor normal depende de alguma característica diferente dos fluidos para ser determinado matematicamente, aqui é determinada em função da fração volumétrica de fase conforme mostrada pela equação (4.16):

$$\vec{n} = \frac{\vec{\nabla} \alpha}{\|\vec{\nabla} \alpha\|} \tag{4.16}$$

4.5 MODELO DE RECONSTRUÇÃO DA INTERFACE

O método de compressão da interface é o modelo utilizado pelo OpenFOAM para a reconstrução da interface (Cifani *et al*, 2016, OpenFOAM, 2019). Esse método consiste em adicionar um termo de compressão na equação da fração de fase conforme equação 4.17.

$$\frac{\partial \alpha}{\partial t} + \nabla \cdot \left(\vec{V}_r \alpha \right) = 0 \quad (4.17)$$

Onde \vec{V}_r é a velocidade relativa de compressão, que tem diversas formas de ser calculada, contudo o *software* calcula com base na velocidade do fluxo máximo do campo de escoamento, alinhado com a normal da interface, conforme mostra a equação 4.18.

$$\vec{V}_r = n \min \left(c_\alpha \frac{|\phi|}{|S|}, \frac{|\phi|}{|S|_{\max}} \right) \quad (4.18)$$

Onde S é a área orientada da célula, c_α é um coeficiente de compressão e ϕ é o fluxo do fluido que passa pela área da célula. No caso do OpenFOAM o coeficiente de compressão é 1. Dessa forma, essas equações só são calculadas quando há interface, melhorando a advecção da mesma e controlando a difusão da interface nas células vizinhas.

4.6 OPENFOAM

O *solver* do OpenFOAM recomendado para a simulação do presente trabalho é o InterFOAM, pois de acordo com o GUIA DE USUARIO DO OPENFOAM V6 (2019) ele pode simular até dois fluidos incompressíveis, isotérmicos e imiscíveis através do método de VOF com malhas móveis.

A discretização dos termos convectivos de todas as equações é feita com o método *Upwind* em conjunto com o método linear, onde o limitador MULES (Limitador Universal

Multidimensional com Solução Explícita) que acompanha a interface, faz a alteração dos processos de discretização de *Upwind* nos fluidos de única fase, para linear na interface.

Para o acoplamento da pressão-velocidade em regime transiente o *software* utiliza os algoritmos SIMPLE (*Semi-Implicit Method for Pressure Linked Equations*) e PISO (*Pressure Implicit with Splitting of Operators*) em conjunto, que corrigem a velocidade e a pressão em cada passo de tempo com base na convergência da equação da conservação da massa. Esse algoritmo conjunto recebe o nome de PIMPLE no *software*.

4.7 PROPRIEDADES, CONDIÇÕES INICIAIS E DE CONTORNO E PASSO DE TEMPO

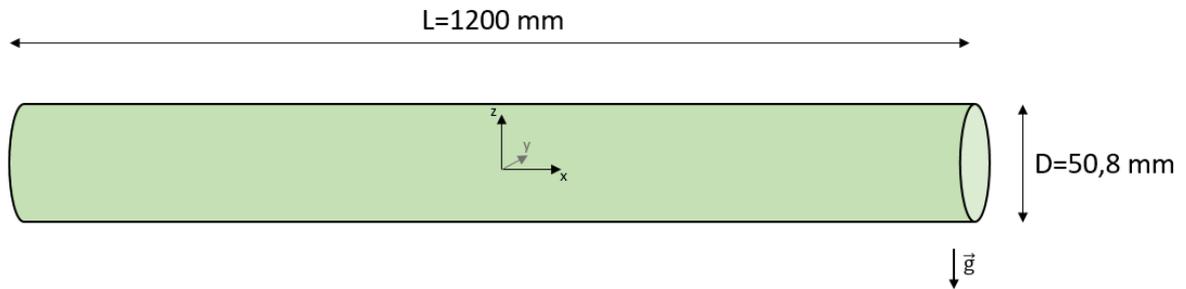
Antes de descrever o domínio e as condições de contorno e iniciais, tem-se que determinar as propriedades dos fluidos e o campo gravitacional da simulação, conforme tabela 4.1.

Tabela 4 – Propriedades dos fluidos e gravidade.

| Parâmetro | Valor [unidade] |
|---------------------------------------|---|
| Massa específica da água | 998,2 [kg/m ³] |
| Viscosidade cinemática da água | 1x10 ⁻⁶ [m ² /s] |
| Massa específica do ar | 1,0 [kg/m ³] |
| Viscosidade cinemática do ar | 1,48x10 ⁻⁵ [m ² /s] |
| Gravidade (eixo z negativo) | 9,81 [m/s ²] |

O domínio do problema se resume a um tubo que oscila em relação ao eixo y com angulação máxima θ em relação a horizontal. O tubo tem dimensões de 1200 mm de comprimento e 50,8 mm de diâmetro. A gravidade tem direção no eixo z com sentido negativo, e o centro da oscilação fica no centroide do tubo, conforme figura 4.2.

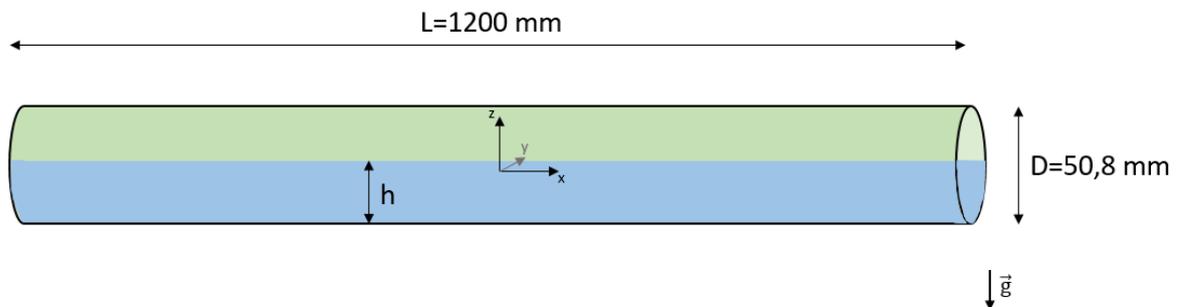
Figura 4.2 – Domínio do problema.



Fonte: Autoria própria.

As condições de contorno consideram todas as superfícies como paredes (condição de não deslizamento $\vec{v} = \vec{v}_{parede}$) e a condição inicial é baseada na razão de preenchimento, que determina a quantidade de líquido na célula. A partir dessa razão de preenchimento é definida a altura do líquido, que inicia estacionária na posição horizontal conforme figura 4.3. O campo de velocidade é inicialmente estagnado e o campo de pressão é a pressão atmosférica (1,01 bar).

Figura 4.3 – Condição inicial.



Fonte: Autoria própria.

Quanto ao passo de tempo, foi inserido o valor máximo de 1×10^{-3} s para cada iteração temporal. Contudo, o *software* deve considerar o número de Courant em cada passo de tempo, o que acaba determinando os valores dos passos de tempo que precisam ser abaixo de 1×10^{-3} s. Esse número determina a relação entre o tamanho da célula numérica e o tempo em que o fenômeno envolvido ocorre dentro desta, ou no caso, a velocidade do fluido com o passo de tempo em relação ao tamanho da célula, conforme equação (4.17).

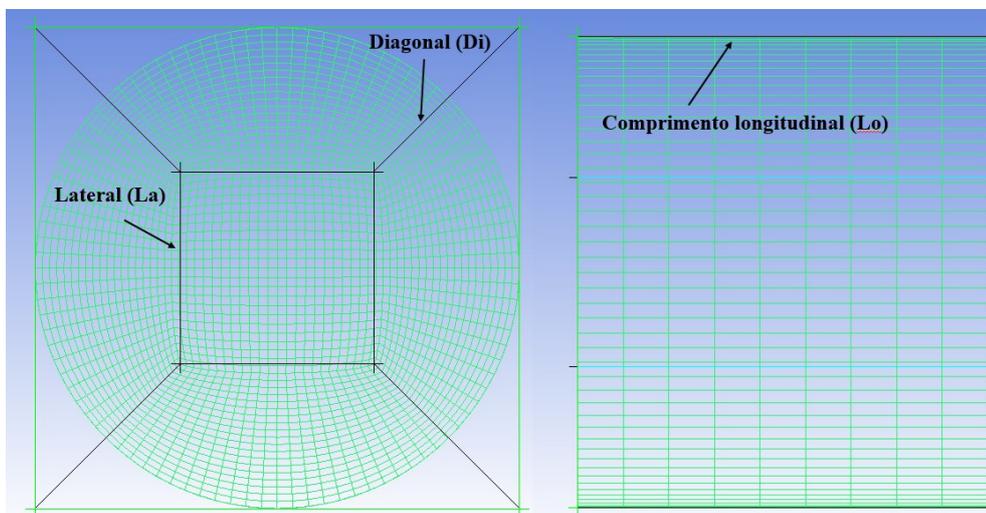
$$Co = \left| \vec{r} \right| \frac{u}{\Delta x} \quad (4.17)$$

Indica-se que esse número se mantenha inferior a um, e nas simulações realizadas foi determinado que esse valor deve ser inferior a 0,9. Dessa forma, o código corrige o passo de tempo a cada iteração transiente para manter o número de Courant abaixo do valor determinado.

4.8 MALHA NUMÉRICA

A malha escolhida apresenta a disposição *O-grid*, ou malha *butterfly*, como indicam Hernandez-Perez e Azzopardi (2010) como sendo de melhor desempenho para escoamentos bifásicos em tubulações. Os refinamentos foram realizados de forma separada na seção transversal e na seção longitudinal, conforme figura 4.4.

Figura 4.4 – Refinos de malha.

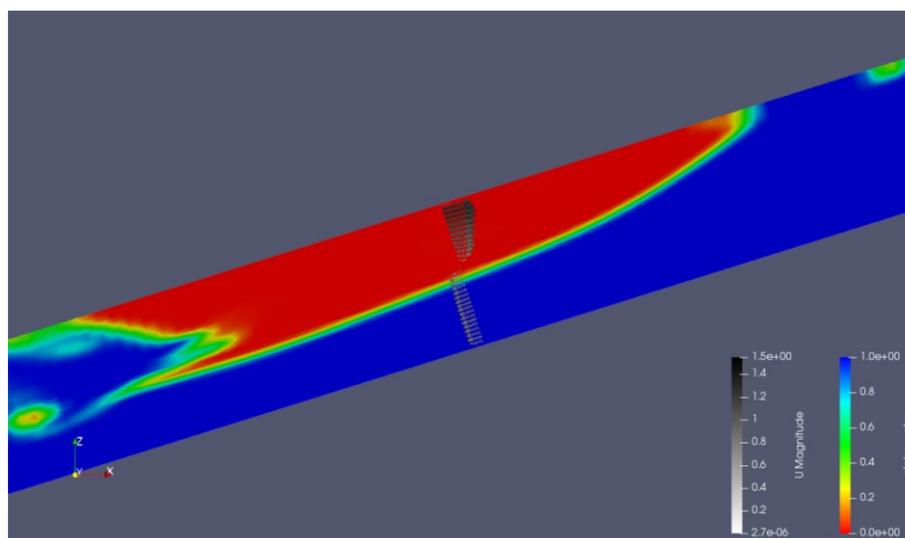


Fonte: Autoria própria.

Para a escolha da malha foram realizados testes nas quatro malhas avaliando a velocidade média do filme de líquido e da bolha de gás no tempo de 3 segundos, conforme figura 4.5. A malha escolhida considerando desempenho e tempo computacional foi a M3 (Tabela 4.2). O erro máximo entre a malha escolhida e a malha mais fina foi de 5%, o que pode parecer bastante, contudo, como as velocidades no geral foram pequenas, pouca alteração na velocidade causa

erros relativos grandes, ao se observar o erro absoluto, o máximo foi de 0,03 m/s, considerado aceitável para a escolha da malha que se mostrou a mais eficiente levando em conta o tempo computacional das simulações.

Figura 4.5 – Perfil de velocidade para estudo da malha.



Fonte: Autoria própria.

Tabela 5 – Comparação das malhas.

| Malha | M1 | M2 | M3 | M4 |
|--------------------------------------|-----------|-----------|-----------|-----------|
| Nº de elementos | 91.476 | 182.196 | 601.536 | 1.200.576 |
| Nº de divisões em Lo | 120 | 240 | 240 | 480 |
| Nº de divisões em La | 15 | 15 | 25 | 25 |
| Nº de divisões em Di | 10 | 10 | 20 | 20 |
| Espessura média na seção transversal | 1,4 mm | 1,4 mm | 0,8 mm | 0,8 mm |
| Espessura média no comprimento | 10 mm | 5 mm | 5 mm | 2,5 mm |
| Tempo Simulado | 6 s | 6 s | 6 s | 6 s |
| Tempo Computacional | ~4 h | ~6 h | ~18 h | ~40 h |
| Velocidade média do gás | 0,84 m/s | 0,66 m/s | 0,62 m/s | 0,59 m/s |
| Diferença do gás com a malha M4 | 42% | 11% | 5% | - |
| Velocidade média do líquido | -0.66 m/s | -0,55 m/s | -0,59 m/s | -0,62 m/s |
| Diferença do líquido com a malha M4 | 6% | 11% | 4% | - |

5 RESULTADOS

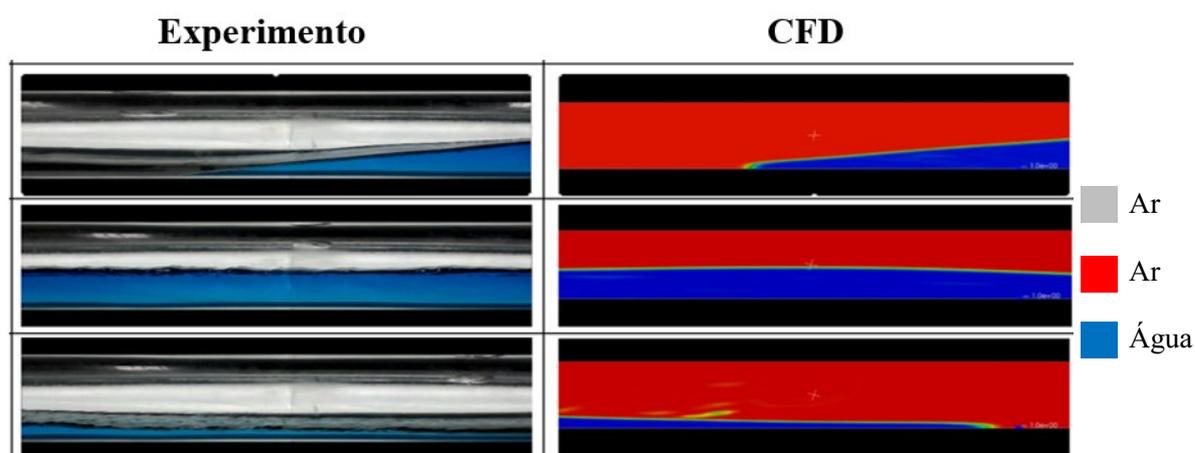
Neste capítulo estão apresentados os resultados deste estudo, começando pela validação do modelo numérico, seguida pelo estudo da hidrodinâmica do escoamento bifásico que foi dividida em três partes: (i) escoamentos de característica estratificada, (ii) transição do padrão de escoamento de estratificado para golfada, e (iii) escoamento com característica de golfadas.

5.1 VALIDAÇÃO

Aqui é apresentada a validação do método numérico. Primeiramente são comparados os resultados de forma qualitativa, com imagens dos experimentos e do CFD, e posteriormente são mostradas as comparações dos dados de altura do filme de líquido, explicando as limitações do experimento e do CFD. E, por fim, são citados casos onde as validações não puderam ser analisadas devido a fenômenos físicos que não permitem comparação direta dos dados.

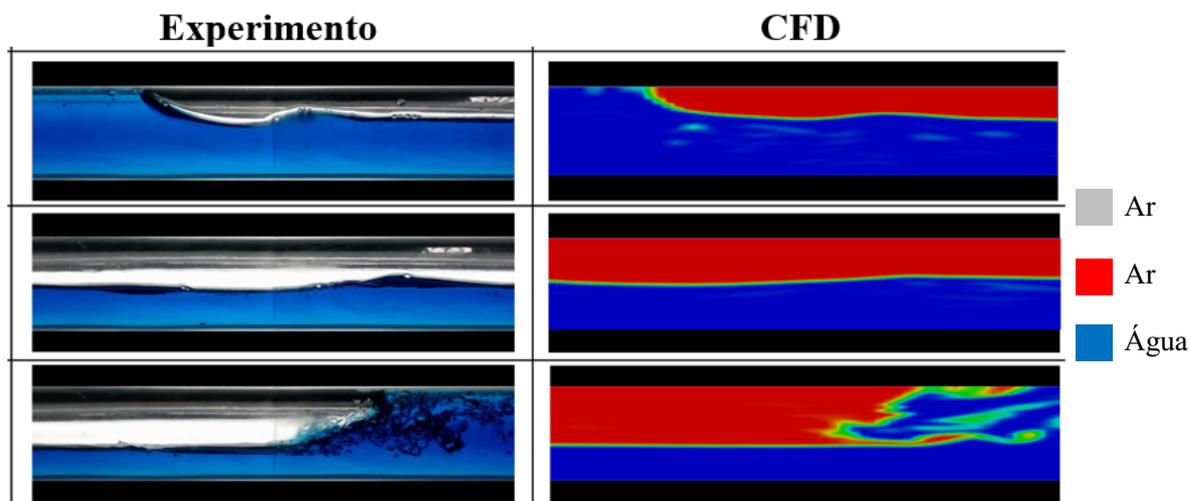
Ao se comparar as imagens dos experimentos com as respectivas simulações, os resultados apresentam boa concordância qualitativa, tanto nos casos de característica de escoamento estratificado quanto nos de característica de golfadas, conforme figuras 5.1 e 5.2.

Figura 5.1 – Validação qualitativa entre experimento e CFD para caso estratificado.



Fonte: Autoria própria.

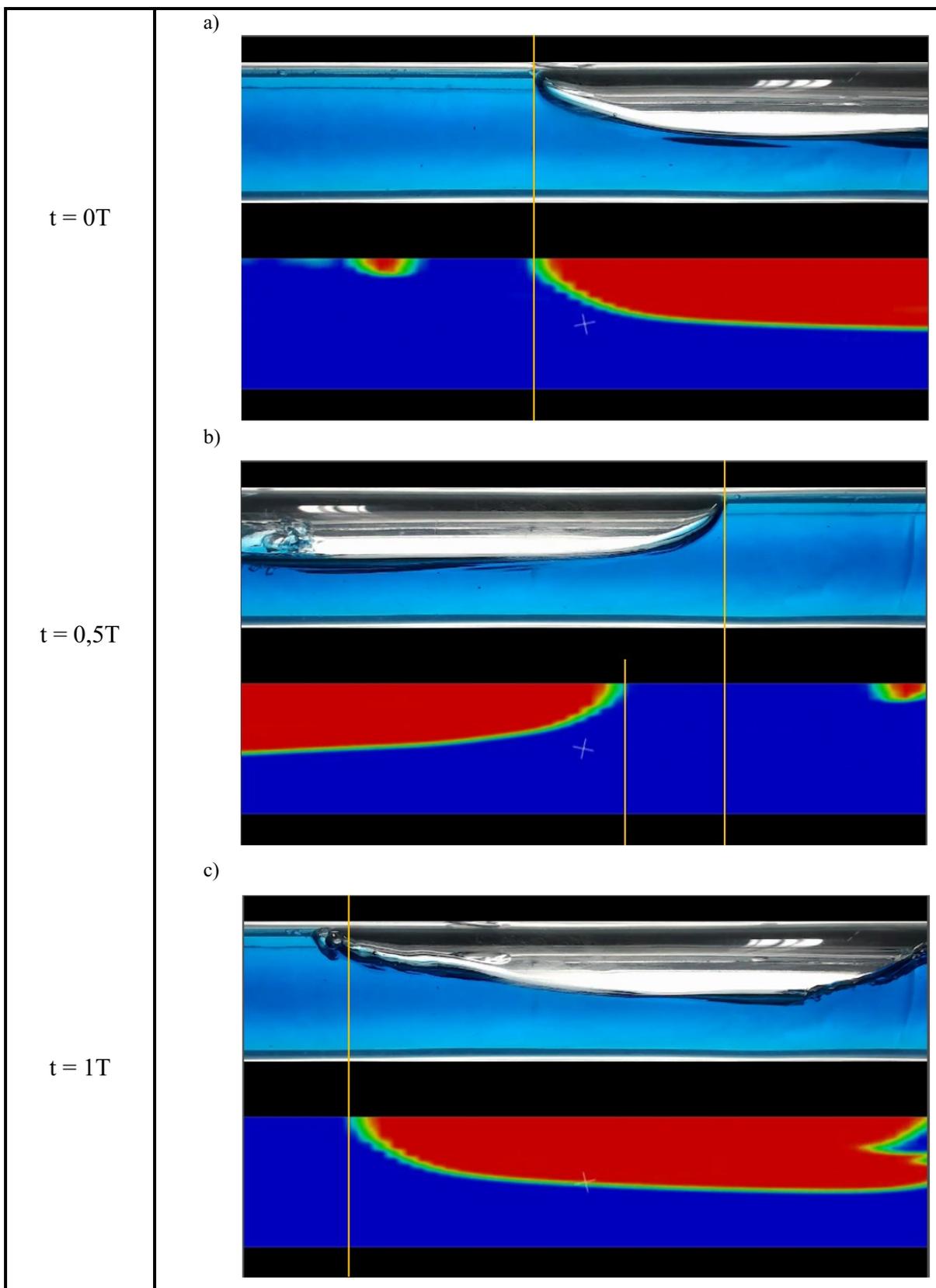
Figura 5.2 – Validação qualitativa entre experimento e CFD para caso em golfada.



Fonte: Autoria própria.

Como apresentado na metodologia experimental, devido ao mecanismo que movimenta a célula, ocorre uma pequena diferença de sincronismo entre experimento e simulação na troca de direção da oscilação, que depois se corrige na próxima troca de direção. Conforme figura 5.3, esse efeito pode ser claramente visto no caso de $F = 90\%$ e $\omega = 0,925$ rad/s, ao acompanhar a frente da bolha alongada com as linhas amarelas, desde o começo do período na figura 5.3a (0T), a troca de movimento no meio do período da oscilação em 5.3b (0,5T), onde ocorre um avanço da bolha do experimento em relação ao CFD, e depois no final do período em 5.3c (1T) as bolhas acabam novamente sincronizadas.

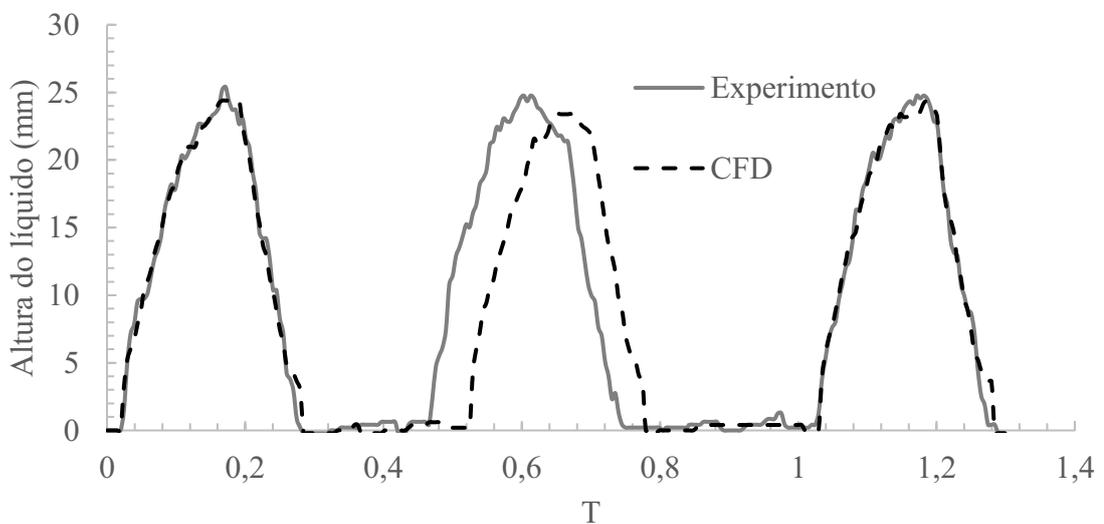
Figura 5.3 – Sincronismo entre experimento e CFD. (Caso $F=90\%$, $\omega=0,925\text{rad/s}$) (a) início do período de oscilação, (b) meio período de oscilação e (c) final de 1 período de oscilação.



Fonte: Autoria própria.

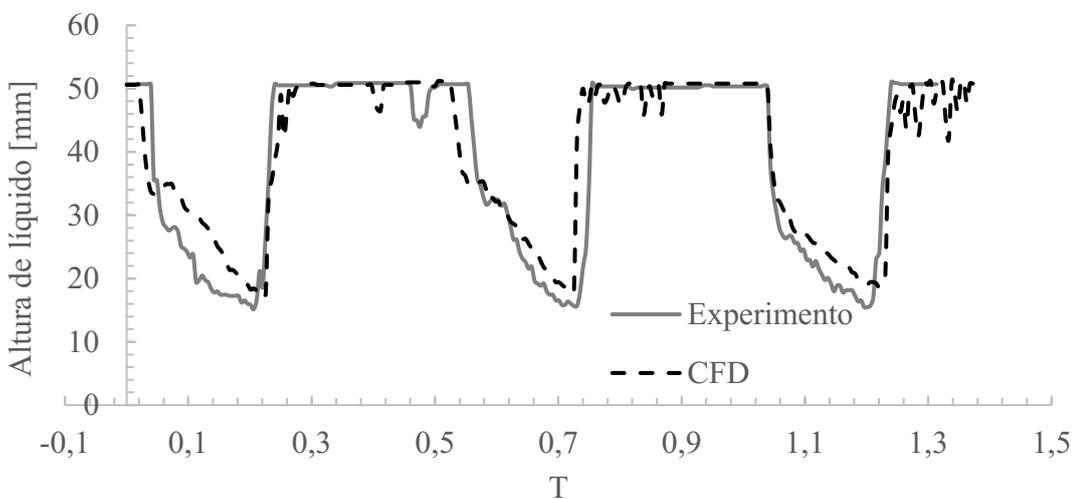
Utilizando o código de localização da altura descrita na metodologia experimental, foi possível localizar a altura de líquido das imagens das simulações numéricas, para então analisar quantitativamente a concordância dos resultados. Conforme mostram os gráficos das figuras 5.4, 5.5 e 5.6, ao sincronizar uma primeira oscilação entre experimento e simulação numérica, pode-se ver novamente a discordância na troca de direção do movimento discutida anteriormente. Contudo, considerando apenas as oscilações ímpares, os dados apresentam boa concordância.

Figura 5.4 – Altura de líquido para o caso $F = 30\%$, $\omega = 0,925$ rad/s.

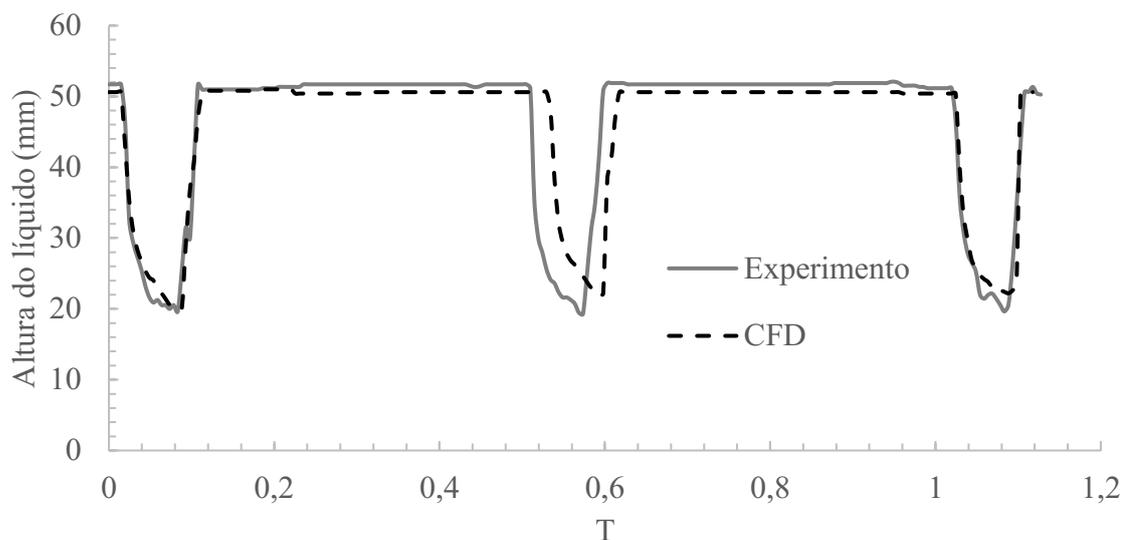


Fonte: Autoria própria.

Figura 5.5 – Altura de líquido para o caso $F = 70\%$, $\omega = 0,925$ rad/s.



Fonte: Autoria própria.

Figura 5.6 – Altura de líquido para o caso $F = 90\%$, $\omega = 0,925$ rad/s.

Fonte: Autoria própria.

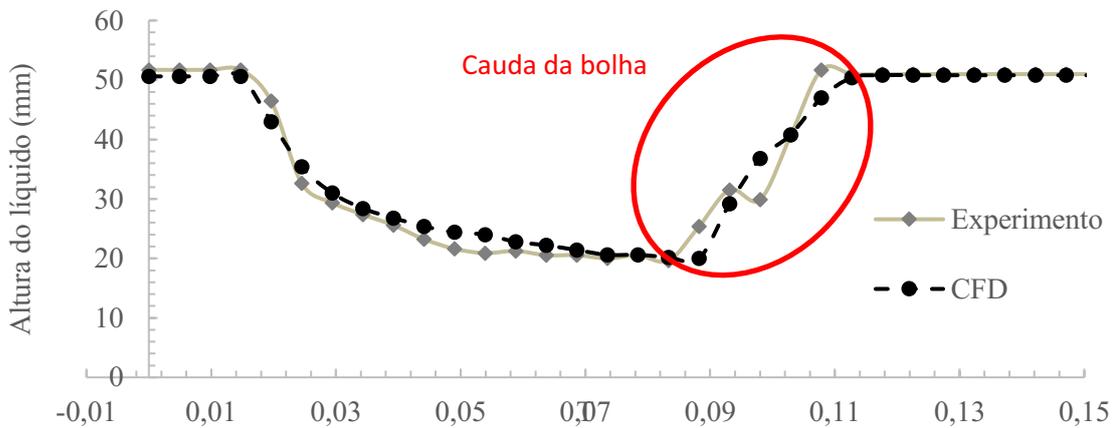
O erro calculado entre o CFD e o experimento foi o absoluto, que denota valores em milímetro, pois um erro relativo retorna valores diferentes para um mesmo desvio entre os pontos quando medido em alturas diferentes. Sendo assim os erros médios, máximos e mínimos são apresentados na tabela 5.1.

Tabela 6 – Erros entre Experimento e CFD.

| Erro | 30% - 0,925rad/s | 70% - 0,925rad/s | 90% - 0,925rad/s |
|---------------|------------------|------------------|------------------|
| Médio | -0,003 mm | -0,88 mm | -0,33mm |
| Máximo | 2,81 mm | 18,21 mm | 6,89mm |
| Mínimo | 0,01 mm | 0,07 mm | 0,02mm |

Os altos erros máximos dos casos em golfadas em 70% e 90% se deram devido a oscilação da cauda da bolha, pois ocorrem recirculações turbulentas nesta região, como pode ser visto na Figura 5.7. E assim como no trabalho de Deendarlianto *et al* (2016), discutido no capítulo da revisão bibliográfica, outros pequenos desvios entre as curvas se deram por falta de sincronismo e não necessariamente por diferença de altura. Contudo, mais de 90% dos pontos tiveram erros abaixo de 1 mm, mostrando uma ótima representação do CFD em relação aos experimentos.

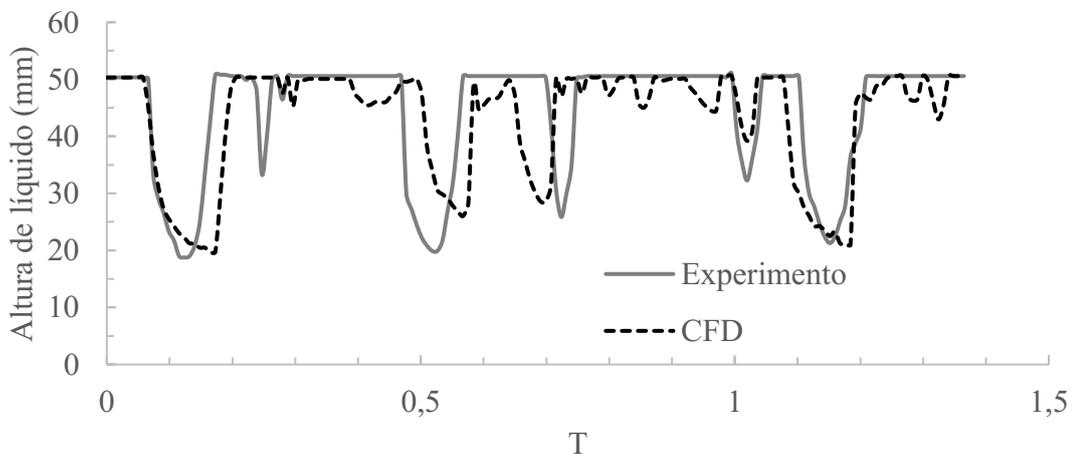
Figura 5.7 – Detalhamento da altura de líquido no caso 90% - 0,925 rad/s.



Fonte: Autoria própria.

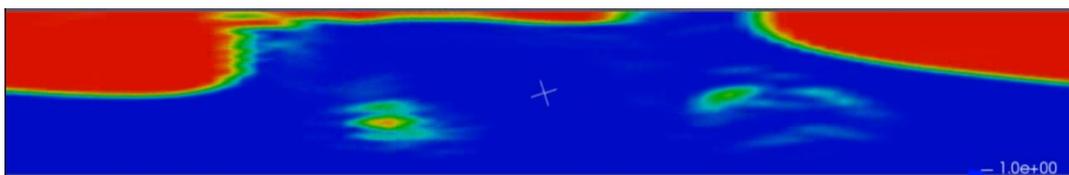
Nos casos de maior frequência de oscilação, os resultados quantitativos tiveram uma maior divergência, conforme figura 5.8. Nesses casos de maior oscilação, a turbulência foi maior, entretanto, outro fenômeno também foi responsável pelas diferenças observadas, a troca de direção. Nesses casos a troca de direção acaba ocorrendo antes dos fluidos trocarem completamente de posição, causando sobreposição dos movimentos nos escoamentos e, em alguns casos do padrão de golfadas, a bolha alongada se quebra em duas ou mais bolhas grandes e algumas populações de bolhas pequenas (figuras 5.8 e 5.9). Essas quebras e coalescências de bolhas até são representadas na simulação numérica, mas devido a limitação do modelo VOF não se comportam exatamente como o experimento devido à alta difusão da interface dessas bolhas menores.

Figura 5.8 – Altura de líquido para o caso $F = 90\%$, $\omega = 1,55$ rad/s.



Fonte: Autoria própria.

Figura 5.9 – Bolhas alongadas geradas após quebra de bolha maior.



Fonte: Autoria própria.

Nesses casos, que somam em 20% dos experimentos, o comportamento qualitativo do CFD ainda foi bem próximo ao dos experimentos, contudo não foi possível avaliar o erro das alturas do filme de líquido por haver muita oscilação.

5.2 ESTUDO DA HIDRODINÂMICA DAS SIMULAÇÕES

Para se obter um melhor conhecimento dos fenômenos envolvidos na dinâmica das células de balanço, os casos foram divididos em duas categorias. A primeira envolve os casos com características de escoamento estratificado, onde o líquido nunca chega a preencher totalmente a seção transversal do tubo na zona visual de estudo. Enquanto a outra categoria abrange os casos com características de escoamento em golfadas, onde o gás se apresenta na forma de bolhas alongadas e o líquido preenche intermitentemente toda a seção transversal na área de estudo.

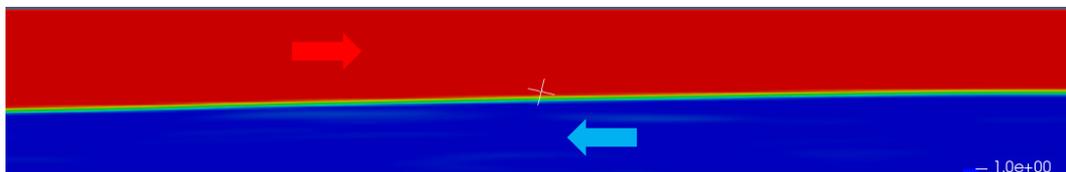
5.2.1 Escoamento Estratificado

Os casos com menor razão de preenchimento, de 10% a 40%, foram os que apresentaram características de escoamento estratificado. Nesses casos o escoamento contracorrente foi estudado para entender melhor os fenômenos envolvidos na célula de balanço.

No caso de 30% e 0,925 rad/s no instante de 4,33 s, por exemplo, conforme figura 5.10, observa-se o movimento do gás para a direita e do líquido para a esquerda com o tubo inclinado com um ângulo aproximadamente 14°. Utilizando a integração das áreas de cada fase, como será explicado logo a seguir, foi possível determinar a velocidade média de 0,87 e 0,65 m/s e as áreas de 9,2E-4 e 1,1E-3 m² para o líquido e o gás respectivamente, resultando em valores

dos números de Reynolds para o líquido e gás de aproximadamente 40.000 e 1.500, respectivamente, regime turbulento para o líquido e regime laminar para o gás.

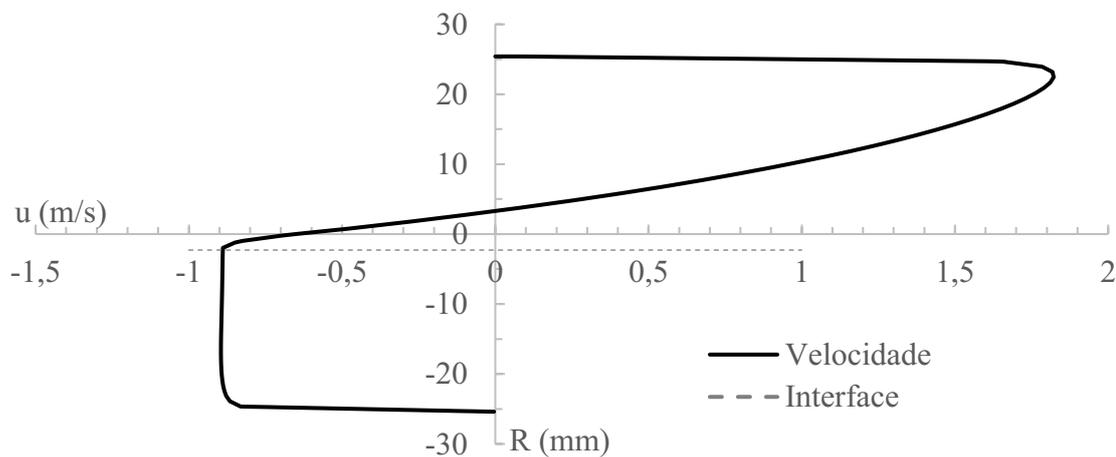
Figura 5.10 – Movimento dos fluidos no caso estratificado de 30% e 0,925 rad/s.



Fonte: Autoria própria.

Os perfis de velocidade extraídos em uma linha vertical no centro do tubo (fixado a malha para acompanhar a inclinação) também demonstram comportamento turbulento para o líquido e laminar para o gás, conforme figura 5.11. Nesta figura ainda foi demarcada a altura do filme de líquido, que concordou quase perfeitamente com a mudança brusca no gradiente da velocidade, essa mudança ficou ligeiramente acima da interface, o que ocorreu com todas as simulações.

Figura 5.11 – Perfil de velocidade no instante de inclinação de 14° para o caso de 30% e 0,925 rad/s.

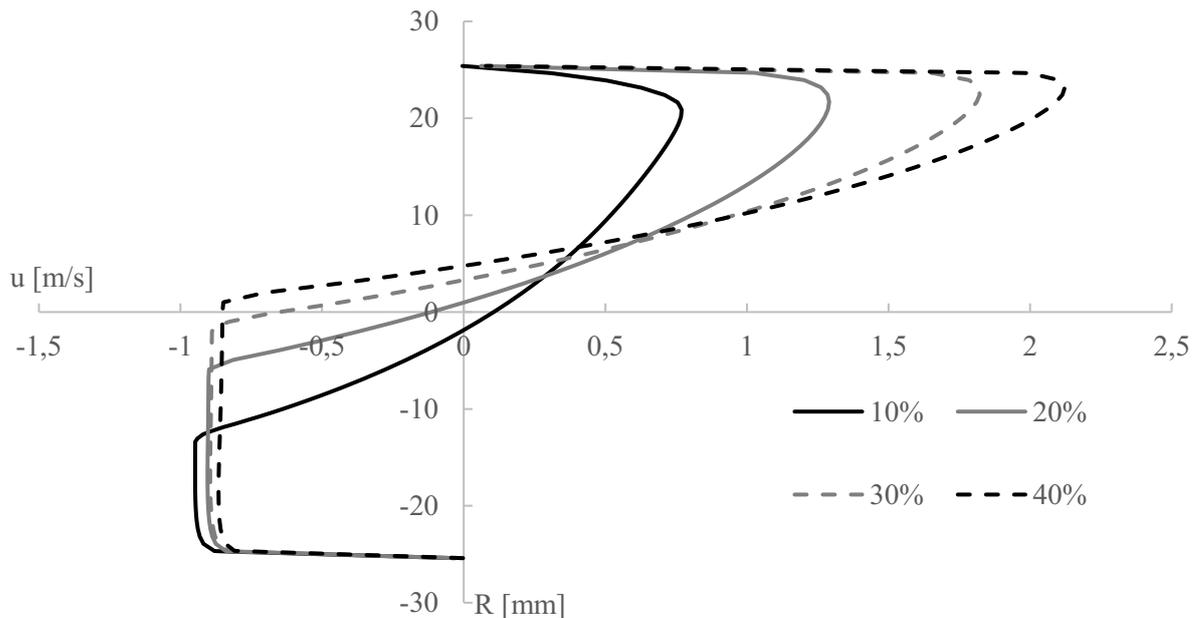


Fonte: Autoria própria.

Fixando o mesmo tempo das simulações com mesma frequência de oscilação (0,925rad/s), conseqüentemente com mesma inclinação da célula de balanço ($\approx 14^\circ$), pode-se comparar os perfis de velocidade dos casos estratificados conforme figura 5.12. Novamente

presentes os perfis demonstrando regime turbulento para o líquido e laminar para o gás. Além disso, é possível notar as posições das interfaces aumentando conforme aumenta-se a fração de líquido, algo naturalmente esperado.

Figura 5.12 – Comparação dos perfis de velocidade estratificados para os casos com 0,925 rad/s de frequência de oscilação.

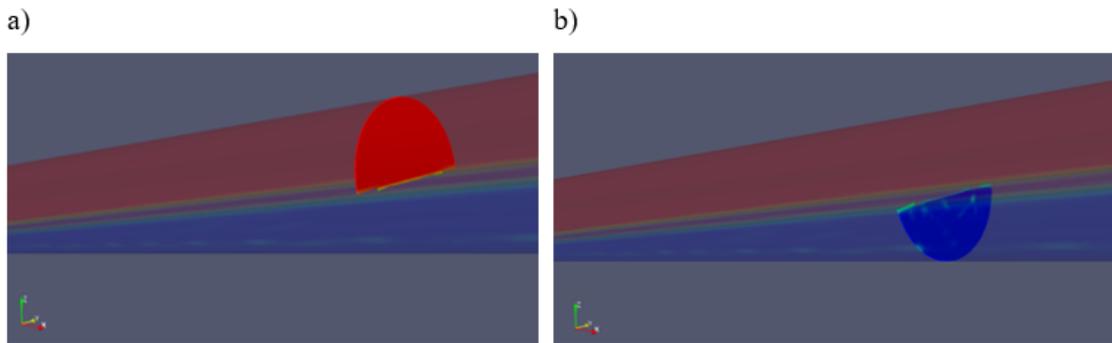


Fonte: Autoria própria.

Quanto às velocidades máximas de cada fase entre as simulações, pode-se perceber pouca diferença no líquido, que fica ligeiramente mais lento conforme aumenta a fração de água, e uma considerável diferença nas velocidades do gás, aumentando conforme aumenta a fração de água.

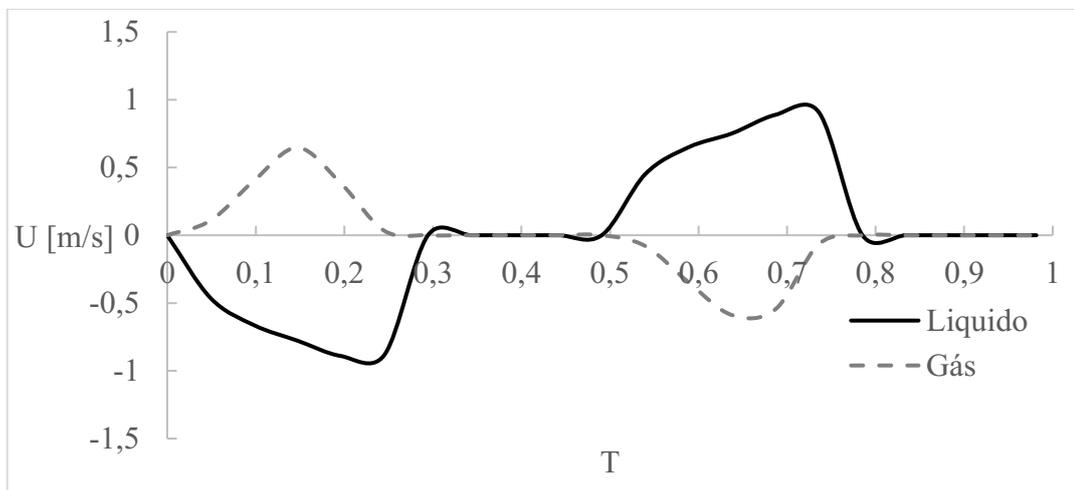
Como não há uma vazão global no sistema, por se tratar de um domínio confinado, o meio do tubo foi escolhido para analisar os escoamentos em função do tempo, determinando dessa forma curvas de velocidade médias, de vazão e velocidade superficial. Para extrair as velocidades médias das fases nessa secção, foram realizadas integrais de superfície para a área de cada fase separadamente, como mostram as figuras 5.13a e 5.13b para ar e água, respectivamente. As velocidades médias do caso de 30% de fração de líquido estão apresentadas no gráfico da figura 5.14 e claramente as curvas são bem diferentes entre as fases.

Figura 5.13 – Superfícies selecionadas por fase, ar(a), água(b).



Fonte: Autoria própria.

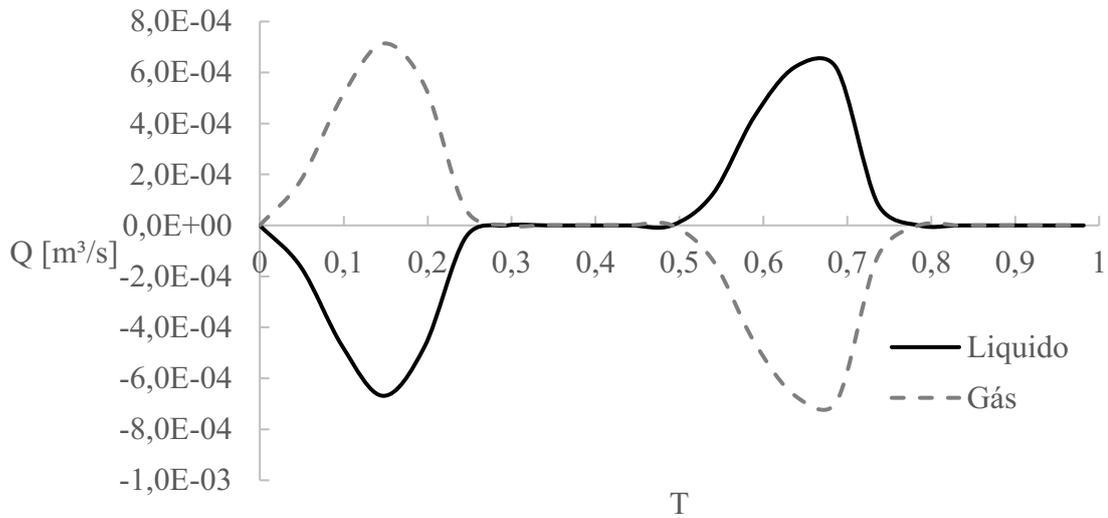
Figura 5.14 – Velocidade média ao longo do período para o caso de 30% e 0,925 rad/s.



Fonte: Autoria própria.

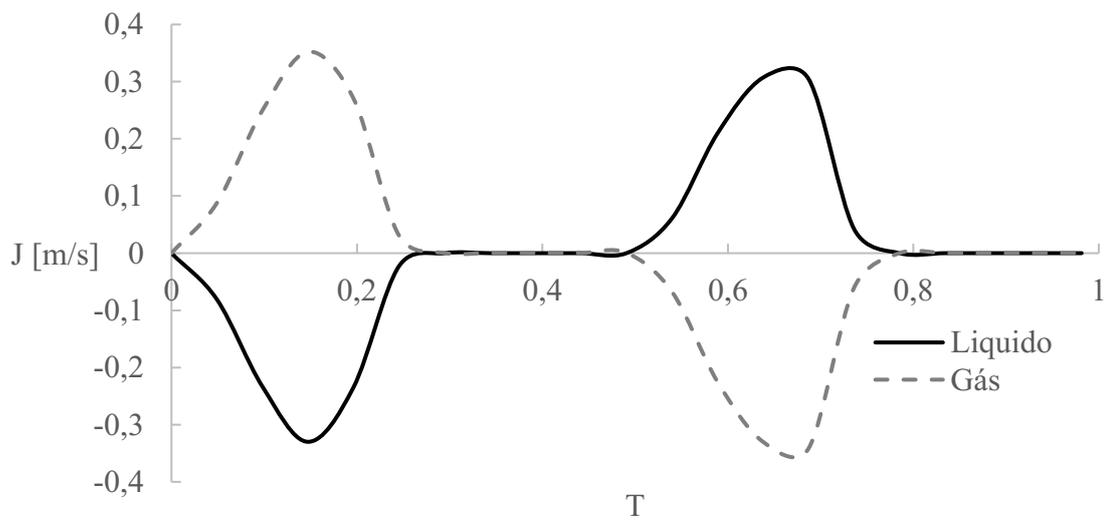
Com as velocidades médias e as áreas transversais de cada fase, foram calculadas as vazões volumétricas apresentadas na figura 5.15. As vazões volumétricas se mostraram iguais entre as fases, apenas em sentidos diferentes, isso é devido à conservação da massa, que se torna conservação dos volumes, pois, no caso, os fluidos foram considerados incompressíveis por não atingirem grandes velocidades e nem estarem sob compressão ou expansão. E como as velocidades superficiais dependem diretamente das vazões, essas também se mostraram iguais entre as fases conforme figura 5.16. Essas informações são importantes, pois a partir das velocidades superficiais são encontrados vários outros fatores que na literatura determinam as condições do escoamento.

Figura 5.15 – Vazão ao longo do período para o caso de 30% e 0,925 rad/s.



Fonte: Autoria própria.

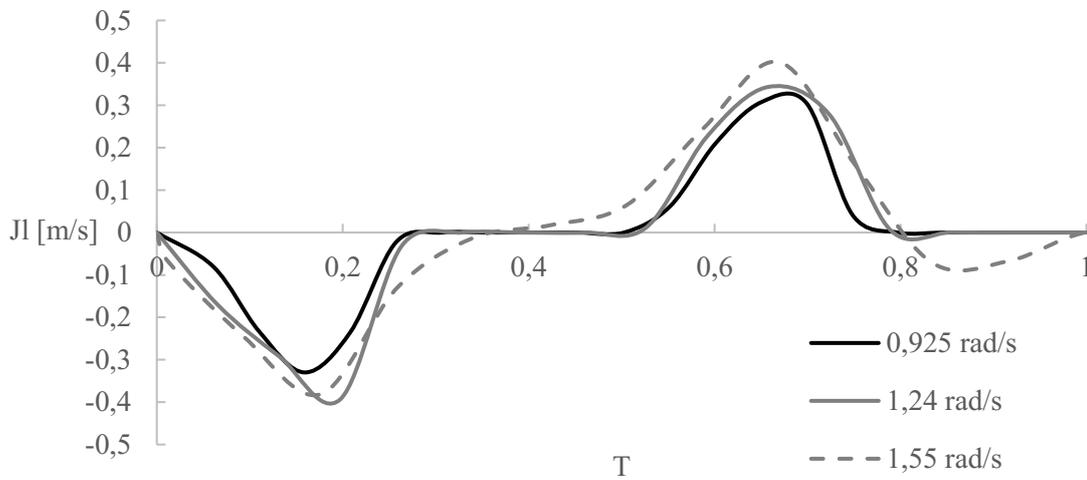
Figura 5.16 – Velocidade superficial ao longo do período para o caso de 30% e 0,925 rad/s.



Fonte: Autoria própria.

Ainda com 30% de razão de preenchimento, foram comparadas as velocidades superficiais das demais frequências de oscilação conforme figura 5.17. Houve pouca diferença com o aumento da frequência de oscilação, apenas uma pequena diminuição do período em que o líquido não passa pelo ponto de medição.

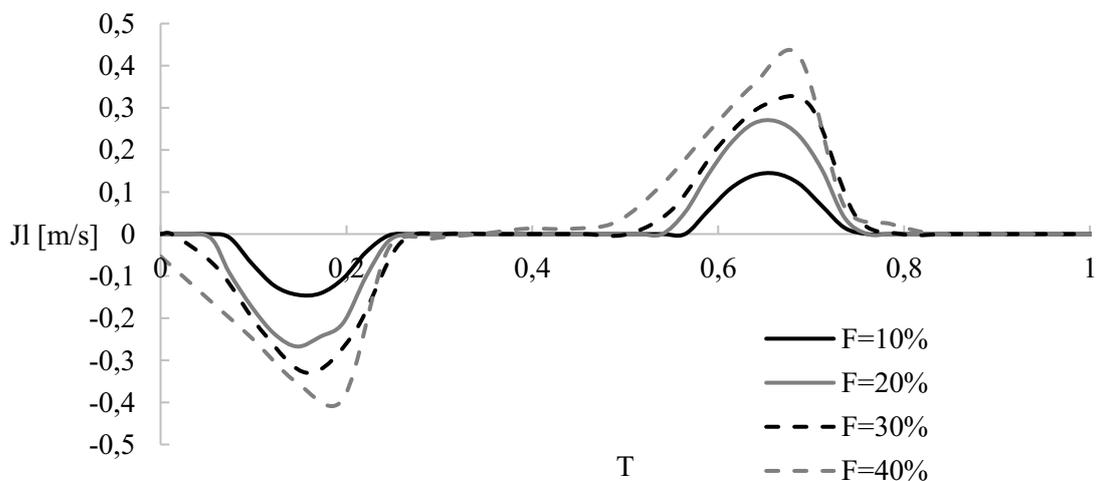
Figura 5.17 – Comparação da velocidade superficial ao longo do período para $F = 30\%$ em frequências de oscilação diferentes.



Fonte: Autoria própria.

Já calculando as velocidades superficiais para as diferentes frações de líquido as diferenças foram maiores, tendo um aumento conforme aumenta a fração de água (Figura 5.18). Isso acaba explicando porque o perfil de velocidade do gás aumenta conforme a figura 5.12, pois ocorre um aumento da vazão e diminuição da área do gás, consequentemente resultando em velocidades maiores.

Figura 5.18 – Comparação das velocidades superficiais ao longo do período com frequência de oscilação de 0,925 rad/s, variando a fração de preenchimento.



Fonte: Autoria própria.

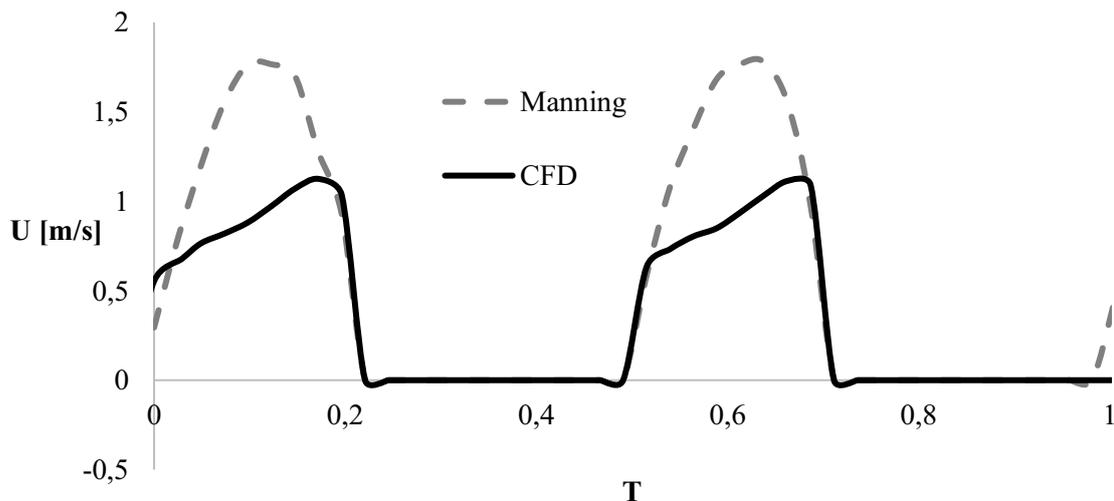
5.2.1.1. Equação de Manning

Nos casos estratificados é possível comparar o escoamento com o que ocorre em escoamento de canais abertos, uma vez que a gravidade é o principal agente de movimento na célula devido à inclinação do tubo em função do tempo. Pensando nisso, foram calculadas as velocidades médias que ocorreriam em função do tempo através da equação de Manning (Fox e McDonald, 2011) que considera a altura do filme de líquido através do raio hidráulico (Rh) e a inclinação da superfície (S_l), que no caso é a inclinação do tubo que varia com o tempo, conforme equação 5.1.

$$V(h,t) = \frac{R_h^{\frac{2}{3}} S_l^{\frac{1}{2}}}{n_f} \quad (5.1)$$

Nesta equação a variável n_f se refere a um fator relacionado a rugosidade da superfície, que para superfície lisa é de 0,012. Contudo, ao comparar na figura 5.19, o resultado da equação com a simulação de 30% e 0,925 rad/s, os valores tiveram uma diferença média de 44%.

Figura 5.19 – Verificação da velocidade média ao longo do período calculada por Manning e retirada do CFD.



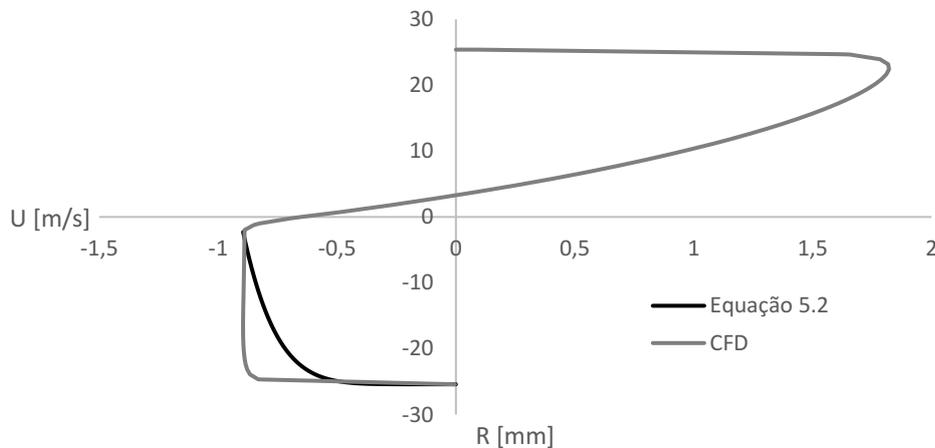
Fonte: Autoria própria.

Isso ocorre devido ao escoamento do líquido não estar desenvolvido. Para confirmar isso é preciso comparar o perfil de velocidade retirado da simulação com o perfil que se daria conforme a literatura (Fox e McDonald, 2011) para escoamento turbulento do líquido (Equações 5.2 e 5.3). Essa verificação apresentada na figura 5.20 confirma a hipótese de que o escoamento não está desenvolvido.

$$u_t = U_{\max} \left(1 - \frac{r}{r_t} \right)^{\frac{1}{n}} \tag{5.2}$$

$$n = -1,7 + 1,8 \log R_e \tag{5.3}$$

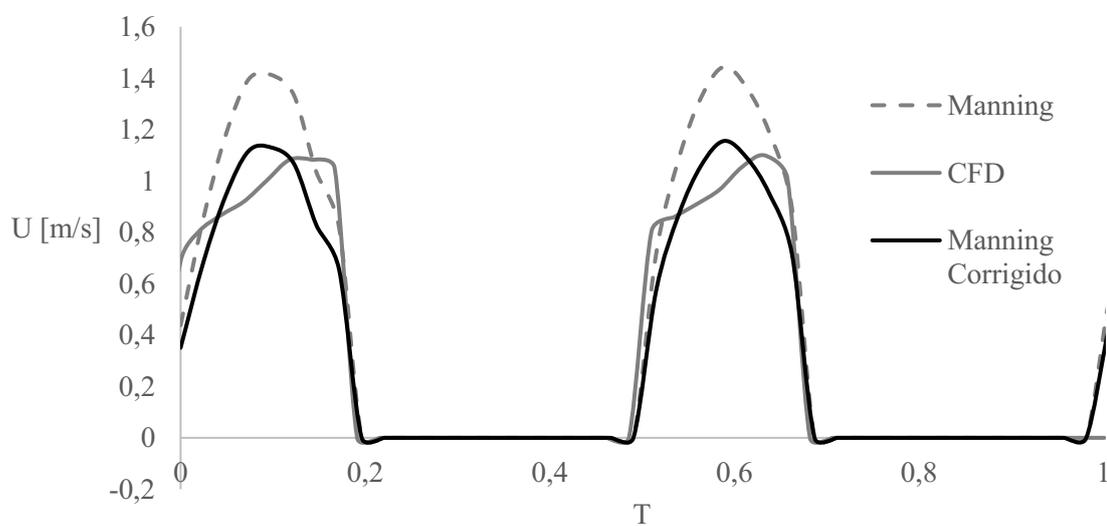
Figura 5.20 – Comparação do perfil de velocidade turbulento da fase líquida entre CFD e calculado.



Fonte: Autoria própria.

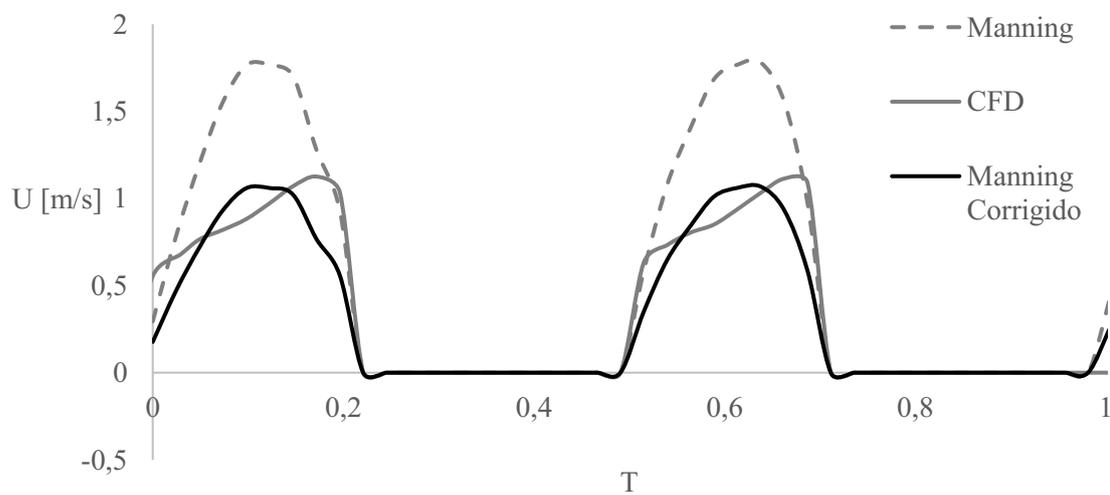
Para conseguir utilizar a equação de Manning, foi proposta uma alteração no coeficiente de rugosidade, para corrigir essa diferença dada pelo estado não desenvolvido do escoamento. Ao variar este valor para os 3 casos estratificados foram encontrados um valor para cada fração de preenchimento, sendo eles 0,015, 0,020 e 0,025 para 10%, 20% e 30%, respectivamente (Figuras 5.21, 5.22 e 5.23). Além disso, ao se alterar a frequência de oscilação, o coeficiente não apresentou mudança, conforme figura 5.24.

Figura 5.21 – Verificação da velocidade média ao longo do período para o caso de 10% e 0,925 rad/s.



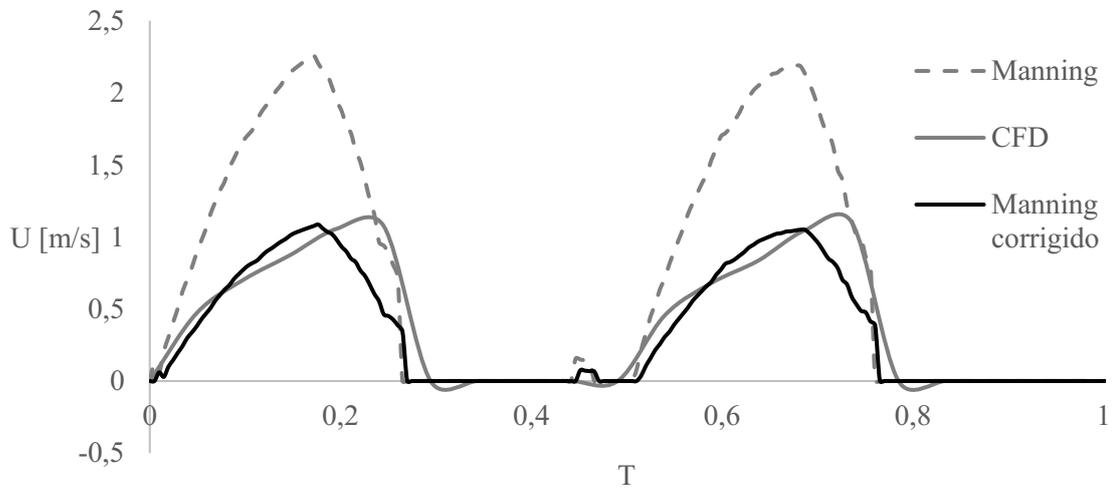
Fonte: Autoria própria.

Figura 5.22 – Verificação da velocidade média ao longo do período para o caso de 20% e 0,925 rad/s.



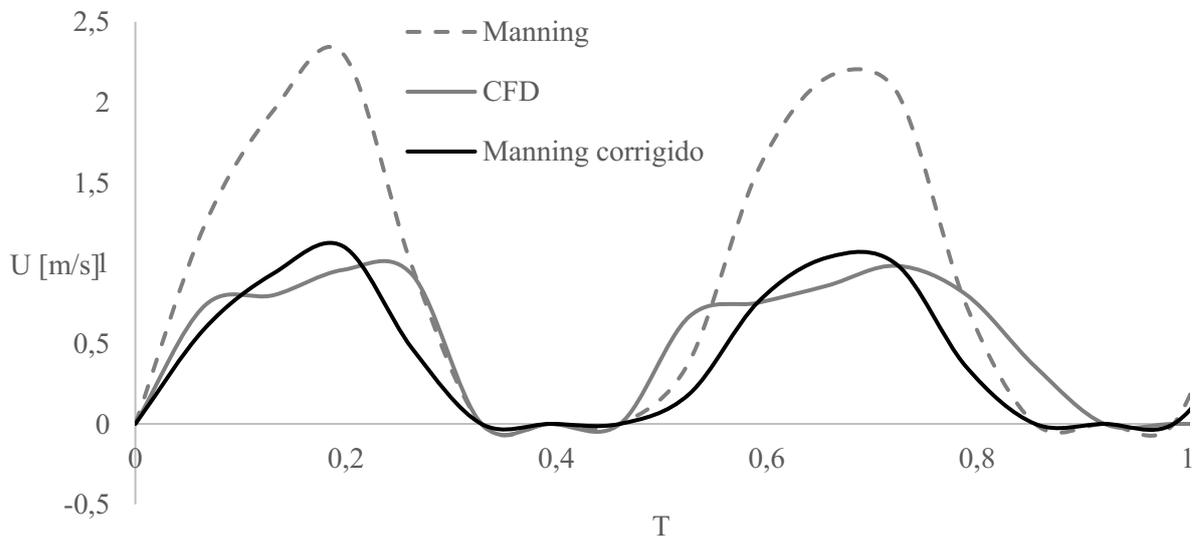
Fonte: Autoria própria.

Figura 5.23 – Verificação da velocidade média ao longo do período para o caso de 30% e 0,925 rad/s.



Fonte: Autoria própria.

Figura 5.24 – Verificação da velocidade média ao longo do período para o caso de 30% e 1,24 rad/s.

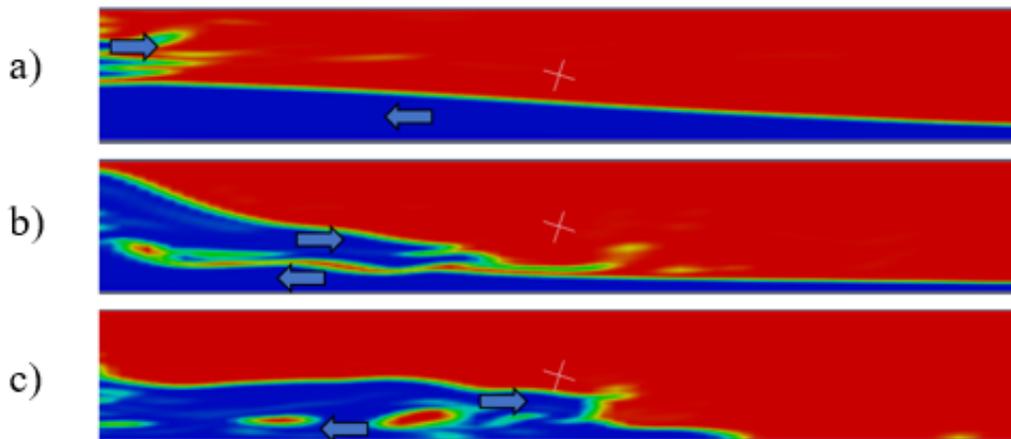


Fonte: Autoria própria.

O caso de 40% não foi incluído nas comparações por ocorrer um fenômeno diferente em seu escoamento. Conforme o líquido é transferido de um lado para o outro da célula, pouco antes da alteração de direção da oscilação, a água que atinge a parede da ponta do tubo acaba voltando e reaparecendo no ponto de análise dos dados, o que causa uma desaceleração do

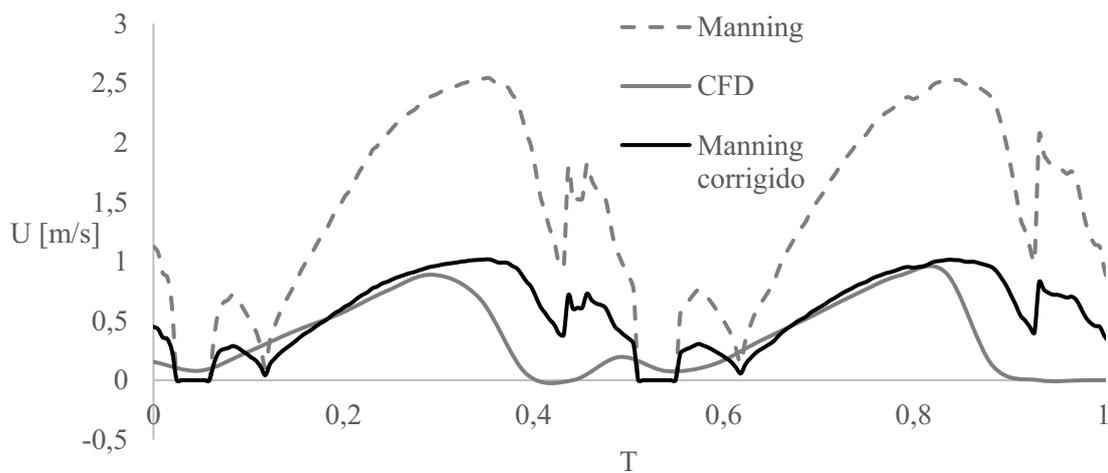
líquido no final do movimento, e uma captura errada da altura de líquido, conforme figuras 5.25a, 5.25b e 5.25c. O gráfico comparativo então, considerando o fator de 0,030 apresentado na figura 5.26, acaba se divergindo pouco antes de 0,4 do período da oscilação. Esse comportamento indica que o escoamento com a fração de líquido de 40% está próximo da transição, que é discutida no próximo subcapítulo dos resultados.

Figura 5.25 – Líquido retornando ao ponto de estudo no caso de 40%.



Fonte: Autoria própria.

Figura 5.26 – Verificação da velocidade média ao longo do período para o caso de 40% e 0,925 rad/s.



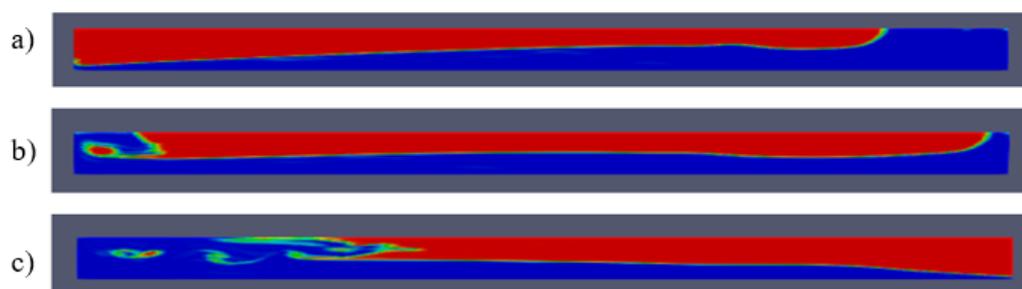
Fonte: Autoria própria.

5.2.2 Escoamento de Transição

Nos casos de fração de preenchimento intermediário (50% e 60%), o escoamento apresentou tanto características de escoamento estratificado quanto de golfadas, pois em alguns instantes é possível visualizar o que parece ser uma bolha alongada, porém essas bolhas ocupam quase todo o comprimento da célula e acabam desaparecendo logo em seguida, além de sofrerem efeitos causados pelas extremidades do tubo.

Nas figuras 5.27a, 5.27b e 5.27c, é possível verificar a formação momentânea da estrutura que se assemelha a uma bolha alongada, e logo em seguida ela perde sua característica devido ao encontro da bolha com a extremidade do tubo. Outro fator para a classificação da transição é a não intermitência da fração instantânea de líquido, pois nesses casos a água nunca chega a ocupar e nem a esvaziar todo o ponto de estudo no centro da célula.

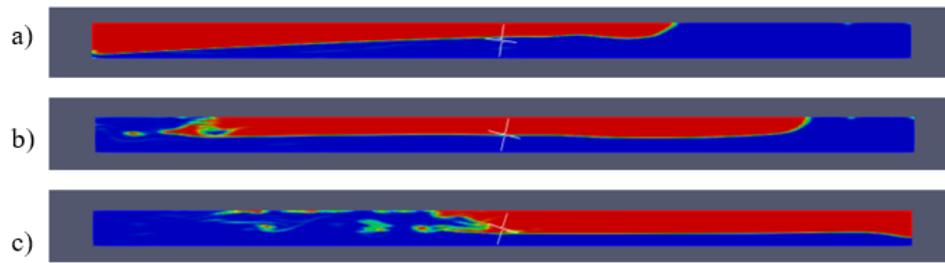
Figura 5.27 – Formação momentânea de bolha alongada no caso de 50%.



Fonte: Autoria própria.

O mesmo ocorre com o caso de 60%, mesmo a bolha sendo ligeiramente menor e existindo por mais tempo, contudo, a proximidade com as extremidades do tubo acaba afetando o comportamento da bolha antes que todo o seu comprimento passe pelo ponto de estudo no centro da célula conforme figuras 5.28a, 5.28b e 5.28c, sendo assim ainda classificado como de transição.

Figura 5.28 – Formação momentânea de bolha alongada no caso de 60%.

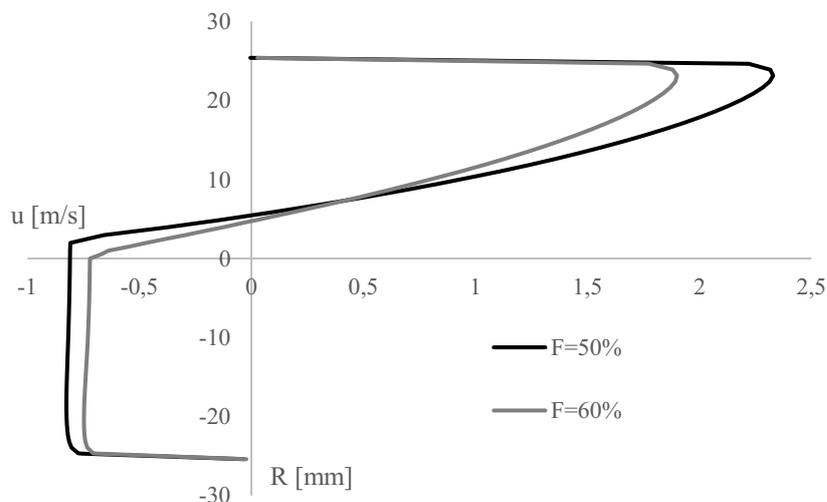


Fonte: Autoria própria.

Mesmo tendo o comportamento discutido anteriormente, ainda foram calculados os perfis de velocidade conforme figura 5.29. Nessa comparação dos perfis de velocidade foi encontrada a maior velocidade máxima para o ar no caso de 50%, além disso, ocorreu um comportamento que chamou a atenção: a altura do filme de líquido diminuiu no caso de 60%, contrariando o comportamento observado nos escoamentos classificados como estratificados. Esses comportamentos serão discutidos na seção 5.2.3 com os casos de golfadas.

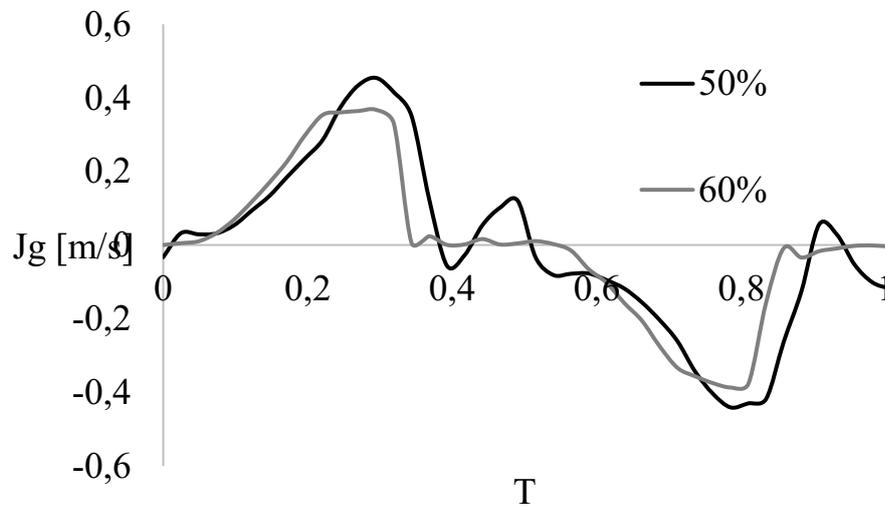
Também foram calculadas as velocidades superficiais dos dois casos, que apresentaram comportamento oscilante na troca de direção do movimento (Figura 5.30), provavelmente devido ao fato, discutido anteriormente, de o líquido não preencher e nem esvaziar a seção de análise no centro da célula de balanço.

Figura 5.29 – Comparação dos perfis de velocidade dos casos da transição com frequência de oscilação de 0.925 rad/s.



Fonte: Autoria própria.

Figura 5.30 – Velocidade superficial ao longo do período dos casos da transição com frequência de oscilação de 0,925 rad/s.

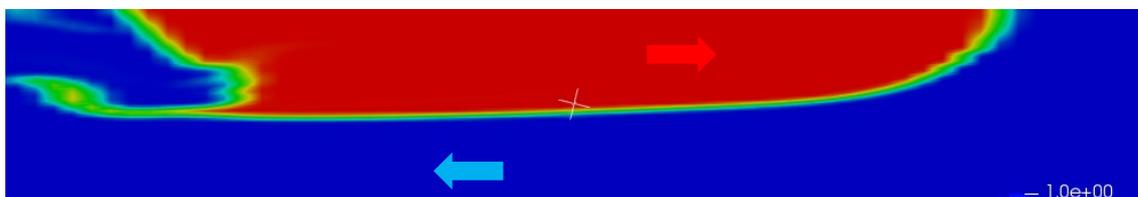


Fonte: Autoria própria.

5.2.3 Escoamento em Golfadas

Nos casos com maior preenchimento (70%, 80% e 90%) o escoamento apresenta características de golfadas, com bolhas alongadas que transitam inteiramente pela seção de estudo e com o líquido preenchendo toda a área de estudo periodicamente conforme figura 5.31.

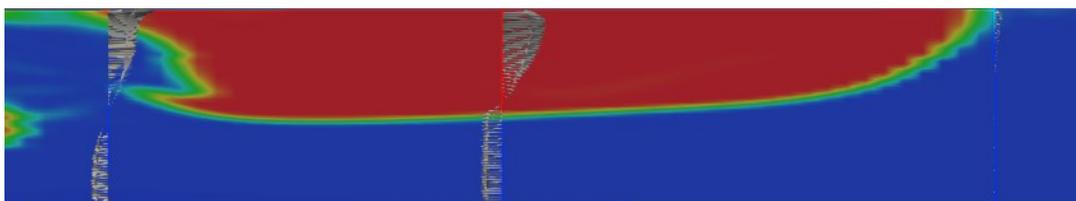
Figura 5.31 – Caso com característica de escoamento em golfadas, com bolha alongada transitando no sentido contrário ao líquido.



Fonte: Autoria própria.

Pelo menos em um caso (90%) foi interessante a análise do perfil de velocidade localizada em 3 pontos: na frente da bolha, no meio da bolha e logo atrás da cauda da bolha, pois esses pontos apresentam comportamentos diferentes do movimento das fases (Figura 5.32).

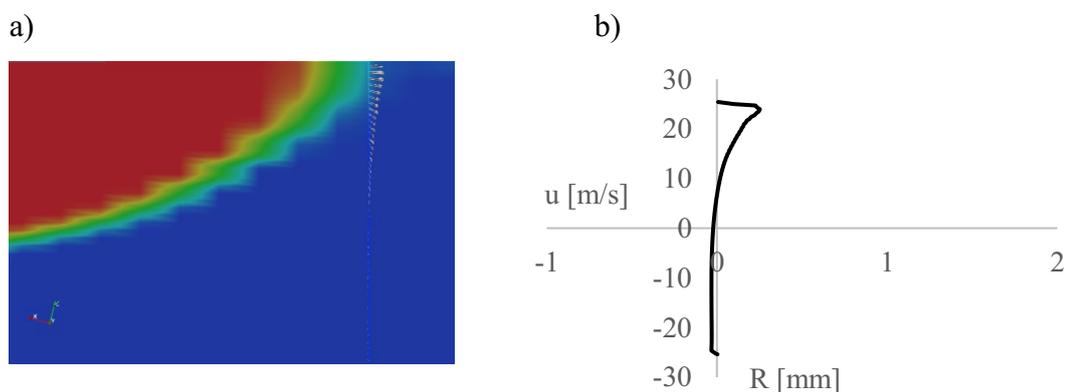
Figura 5.32 – Perfis de velocidade em três pontos da bolha alongada.



Fonte: Autoria própria.

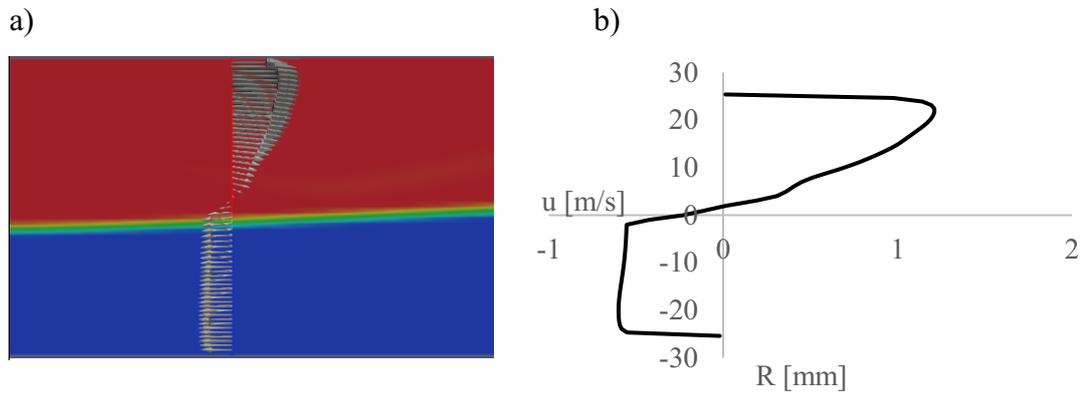
Logo à frente da bolha, o líquido se apresentou praticamente estático, começando a se mover apenas com a aproximação do nariz da bolha conforme figuras 5.33a e 5.33b. No comprimento da bolha é perceptível uma aceleração da fase líquida até a cauda da bolha, conforme figuras 5.34a e 5.34b. E por fim, na cauda da bolha ocorrem alguns descolamentos de gás da bolha alongada devido à recirculação do líquido que forma vórtices que acompanham a bolha alongada, conforme figuras 5.35a, 5.35b e 5.35c.

Figura 5.33 – Perfil de velocidade no nariz da bolha alongada.



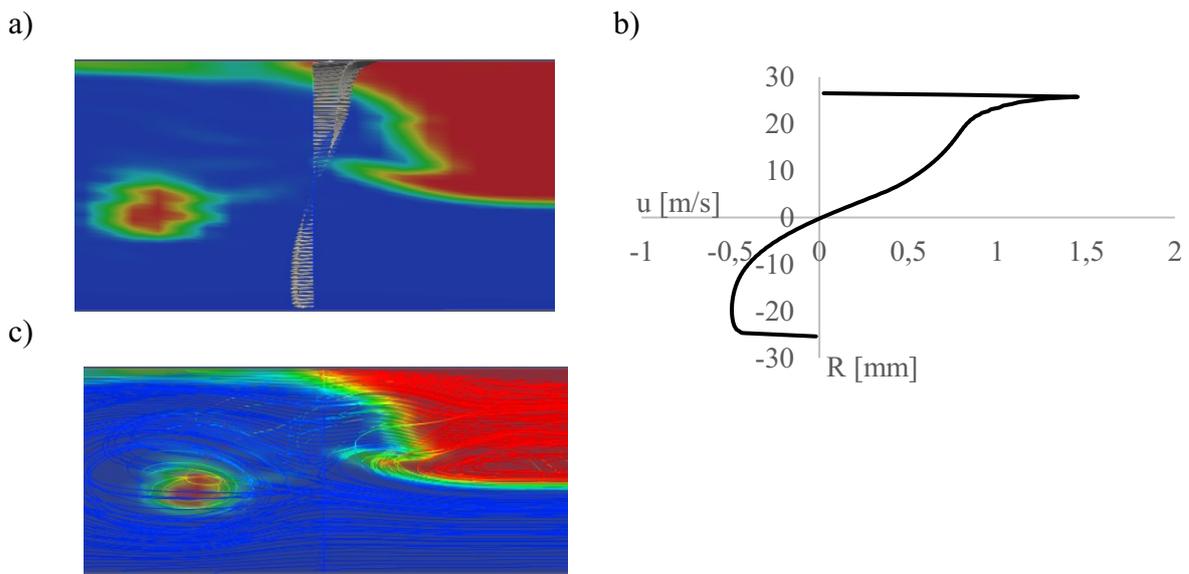
Fonte: Autoria própria.

Figura 5.34 – Perfil de velocidade no centro da bolha.



Fonte: Autoria própria.

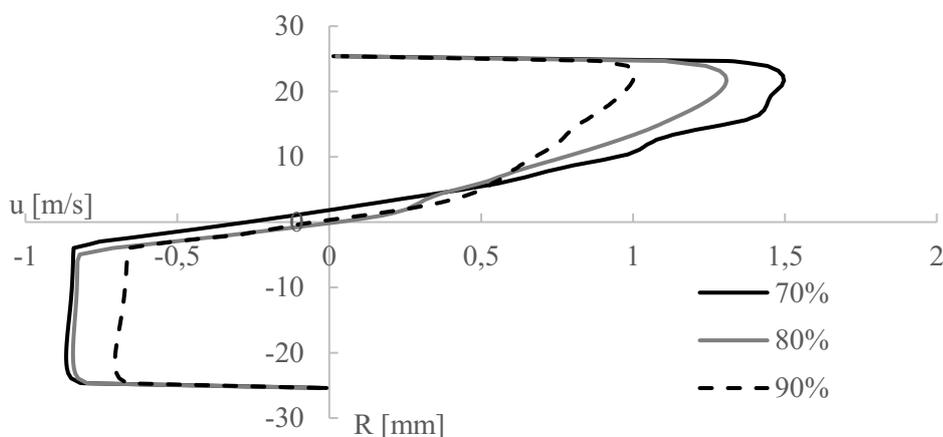
Figura 5.35 – Perfil de velocidade na cauda da bolha (a e b) e recirculação de líquido após passagem da bolha (c).



Fonte: Autoria própria.

Esses fenômenos ocorrem em todos os casos dos escoamentos em golfadas, todavia, para manter o padrão das comparações, os perfis de velocidades no meio das bolhas no instante de inclinação de aproximadamente 14° foram calculados e resultaram no gráfico da figura 5.36. Aqui é observada uma redução da velocidade conforme a fração de líquido aumenta, e curiosamente, a altura do filme de líquido se manteve aproximadamente estável.

Figura 5.36 – Comparação entre perfis de velocidade no instante de inclinação de 14° para frequência de oscilação de $0,925 \text{ rad/s}$ variando fração de preenchimento.



Fonte: Autoria própria.

Com o objetivo de entender esse comportamento do filme de líquido e da velocidade, primeiramente foram observadas as figuras do escoamento para confirmar que a altura não é parecida apenas pontualmente, mas aproximadamente por todo o comprimento da bolha alongada, conforme figuras 5.37 e 5.38.

Figura 5.37 – Bolha alongada e filme de líquido no caso de 80% e $0,925 \text{ rad/s}$.



Fonte: Autoria própria.

Figura 5.38 – Bolha alongada e filme de líquido no caso de 90% e $0,925 \text{ rad/s}$.



Fonte: Autoria própria.

Indo mais a fundo, como agora o escoamento tem bolha alongada se fez necessário a análise do empuxo e do arrasto. Sendo assim, pode-se calcular o número de Bond (Eötvös), que é um número adimensional que compara os efeitos do empuxo com a tensão superficial em casos com bolhas (Equação 5.4).

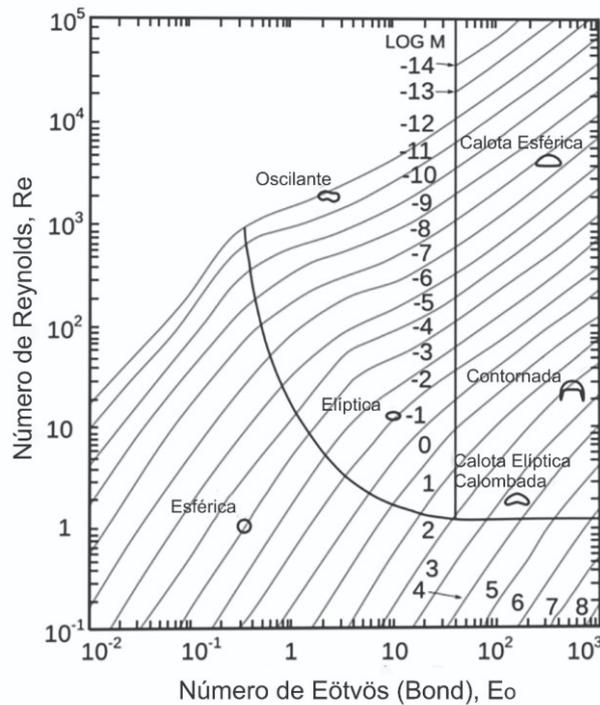
Além disso, fazendo analogia aos estudos sobre formato de bolhas, o número de Bond em conjunto com o número de Morton (Equação 5.5) pode explicar porque a altura do filme de líquido se manteve estável, uma vez que o número de Morton depende apenas das propriedades dos fluidos, ao se diminuir o número de Bond as bolhas tendem a ficar mais esféricas conforme literatura (Figura 5.39).

E no caso das simulações, o número de Morton se manteve em torno de $2,86 \times 10^{-11}$, enquanto o número de Bond foi decrescente conforme gráfico da figura 5.40. Note que os casos da transição foram incluídos no gráfico pois o comportamento de redução da altura do filme de líquido começou por eles.

$$Bo = \frac{g(\rho_l - \rho_g)L^2}{\sigma} \tag{5.4}$$

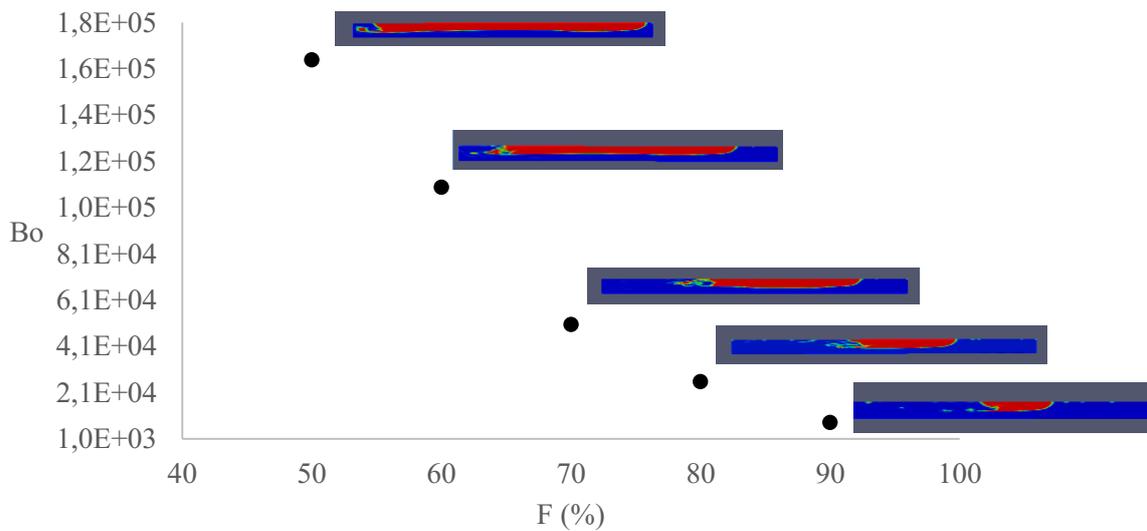
$$Mo = \frac{g\mu_l^4\Delta\rho}{\rho_l^2\sigma^3} \tag{5.5}$$

Figura 5.39 – Comportamento do formato de bolhas.



Fonte: Adaptado de Grace *et al*, 1976.

Figura 5.40 – Número de Bond ao se alterar a fração de líquido.

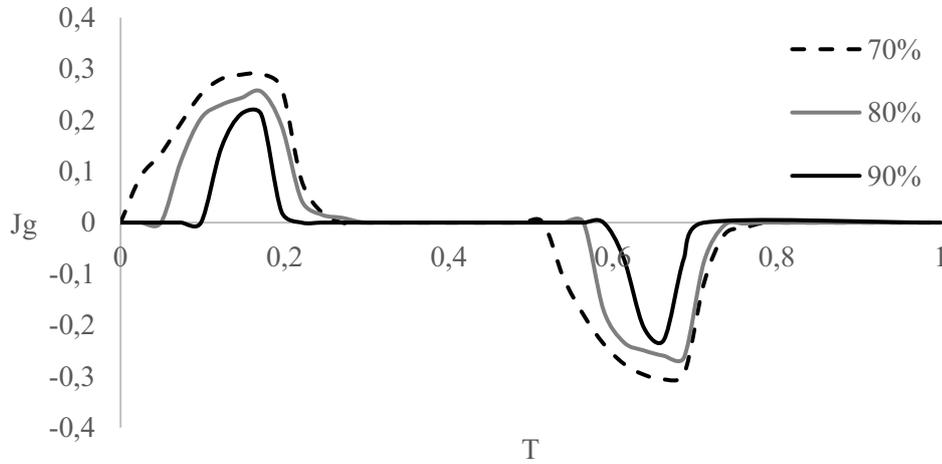


Fonte: Autoria própria.

Também foram comparadas as velocidades superficiais das simulações para verificar o comportamento das vazões no ponto de estudo conforme figura 5.41, e realmente ocorre uma diminuição da vazão com o aumento da fração de líquido. Além disso, os valores das velocidades superficiais dos casos de golfadas ficaram praticamente no mesmo nível dos casos estratificados (entre 0,1 e 0,5 m/s), o que não possibilitou mapear o padrão de escoamento.

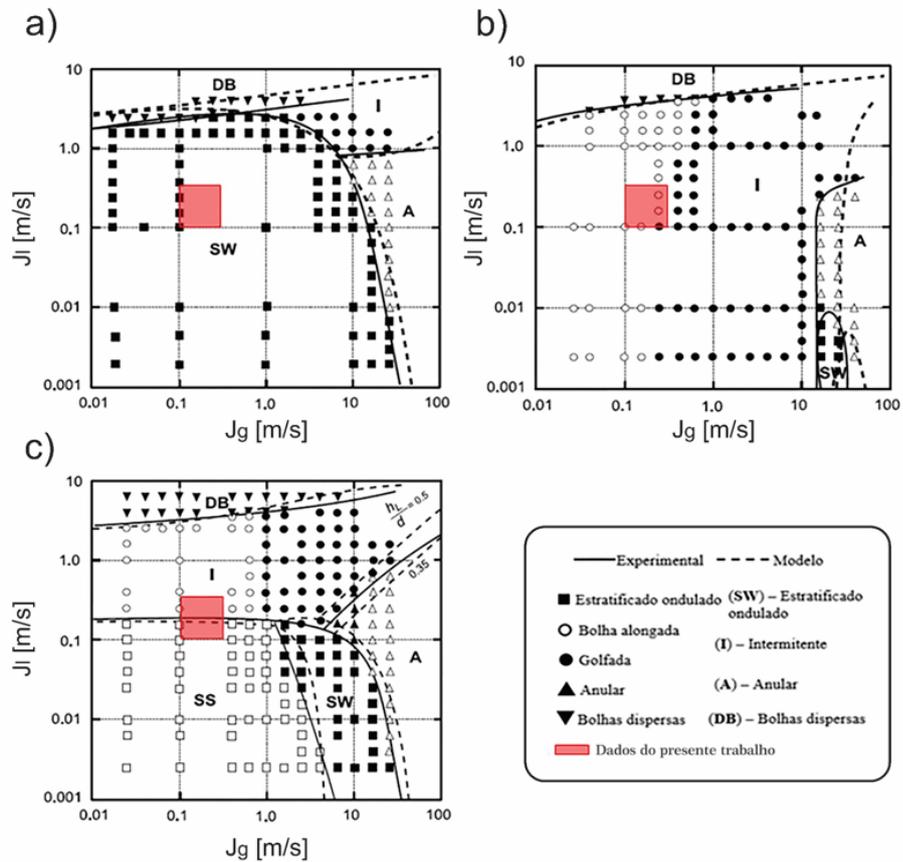
Ao comparar os casos deste trabalho com os gráficos de Taitel e Duckler (1976), considerando a inclinação descendente, apenas os escoamentos estratificados estariam coerentes (Figura 5.42a), e o contrário aconteceria na inclinação ascendente, onde apenas os casos em golfadas estariam de acordo (Figura 5.42b). Já no caso horizontal os valores estariam próximos a transição de intermitente para estratificado (Figura 5.42c). Esses resultados indicam que esses mapas não são aplicáveis no caso das células de balanço, pois na célula ocorrem alguns fenômenos que não são habituais em escoamento em tubulações, como o fluxo contracorrente entre as fases, a condição transiente da célula onde o escoamento não chega a ficar completamente desenvolvido e até mesmo a troca de sentido do movimento dos fluidos.

Figura 5.41 – Comparação da velocidade superficial ao longo do período variando fração de preenchimento com frequência de oscilação de 0,925 rad/s.



Fonte: Autoria própria.

Figura 5.42 – Mapas de padrão de escoamento para tubulações de 51mm de diâmetro, a) 10° descendente, b) 10° ascendente e c) horizontal.



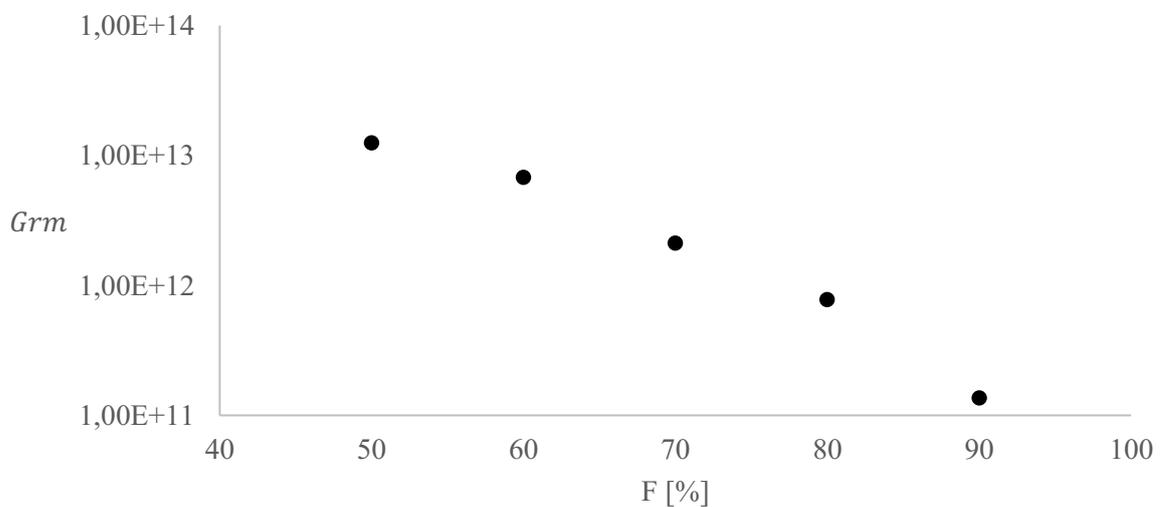
Fonte: Adaptado de Shoham, 2006.

Além disso, como feito anteriormente, é possível comparar outras forças ao utilizar um número adimensional gerado a partir do número de Grashof, que geralmente é utilizado para casos de convecção natural, porém, alterado para considerar dois fluidos chegamos na equação 5.6 do número de Grashof modificado.

Esse número adimensional compara o efeito do empuxo com a viscosidade, e como observado na figura 5.43, esse valor decai com o aumento da fração de líquido, levando a conclusão de que o efeito do empuxo vai perdendo relevância em relação ao atrito causado pela viscosidade, o que explica a redução da velocidade do gás a partir do caso da transição com 50% de fração de líquido, até chegar no caso de golfadas com 90%, conforme figuras 5.44a e 5.44b.

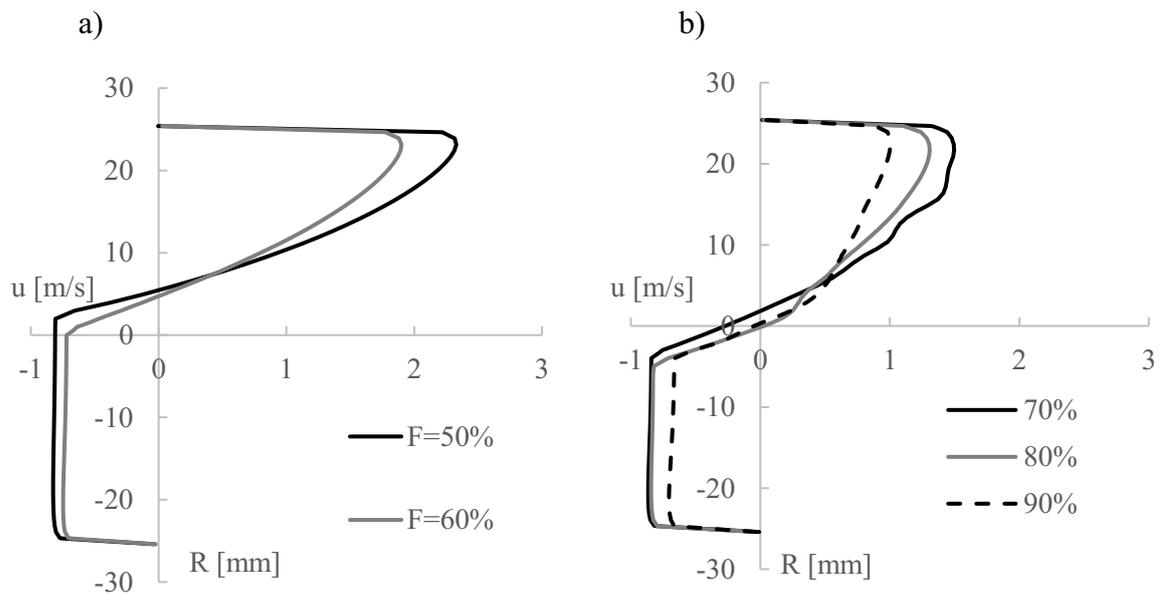
$$Gr_m = \frac{\rho g (\rho_l - \rho_g) L^3}{\mu^2} \quad (5.5)$$

Figura 5.43 – Número de Grashof modificado variando fração de preenchimento.



Fonte: Autoria própria.

Figura 5.44 – Perfis de velocidade dos casos em transição (a) e dos casos em golfadas(b).



Fonte: Autoria própria.

6 CONCLUSÃO

As células de balanço foram desenvolvidas para tornar estudos com escoamentos multifásicos mais viáveis, devido à sua forma compacta e a maior facilidade de controlar condições de temperatura e pressão. Contudo, ao analisar a hidrodinâmica das células foram observadas algumas limitações ao tentar simular condições de escoamento em tubulações.

Neste trabalho foram realizados experimentos com uma célula de balanço, variando a razão de preenchimento de água na célula e a frequência de oscilação da mesma, visando gerar dados para validar simulações realizadas com a técnica de CFD. Nesta etapa, foram observadas algumas particularidades das células de balanço, como a possibilidade de reproduzir apenas características de escoamento estratificado e em golfadas, o escoamento em contracorrente entre as fases e, em casos de maiores oscilações, o movimento das fases se torna mais caótico devido à sobreposição do movimento nas trocas de direção da oscilação. Sendo assim, foi possível validar de forma quantitativa 80% das simulações, sendo elas as com frequências de oscilação de 0,925 rad/s e 1,24 rad/s e duas com frequência de 1,55 rad/s (casos estratificados).

Uma vez validado o código das simulações numéricas foi possível extrair mais informações sobre o escoamento das células. Ao se observar o perfil de velocidades das fases, verificou-se que o escoamento do líquido, além de estar em regime turbulento, não consegue se desenvolver completamente devido ao movimento constante de angulação da célula. Além disso, verificou-se que as vazões volumétricas das fases são iguais, apenas em sentidos contrários, para garantir a conservação da massa, uma vez que a célula é um sistema fechado e os fluidos se comportam com fluidos incompressíveis.

Para razões de preenchimento de 10% até 40% o escoamento apresentou características de estratificado, com o ar ocupando toda a área de estudo a cada oscilação. Os casos de razão de preenchimento de 50% e 60% foram considerados de transição, pois em alguns instantes apresentavam características de escoamento em golfadas e em outros de escoamento estratificado, porém nesses casos a área de estudo estava sempre com os dois fluidos presentes. E para os casos de razão de preenchimento de 70% até 90% o escoamento apresentou características de golfadas, com presença de bolha alongada e o total preenchimento de líquido na área de estudo a cada oscilação.

Para os casos estratificados o escoamento da fase líquida se comportou como escoamento de canal aberto, podendo ter sua velocidade média calculada pela equação de Manning com algumas alterações. Vale lembrar que essas alterações dependeram apenas das razões de preenchimento, e que alterações na frequência de oscilação não tiveram efeito no cálculo da velocidade média obtida pela equação de Manning.

Já nos casos da transição (razões de preenchimento de 50% e 60%) foi observado o comportamento da altura do filme de líquido, que tendeu a se estabilizar. Esse fenômeno ocorreu devido a formação da bolha alongada, pois a fase gasosa começou a sofrer efeitos de forças de atrito e tensão superficial que eram desprezíveis nos casos estratificados. Além disso as maiores velocidades da fase gasosa foram encontradas no caso de 50% de razão de preenchimento, um dos casos onde ocorre a transição do padrão de escoamento, justamente onde as forças citadas começam a ter efeito considerável e conforme a fração de líquido na célula aumenta, essas forças desaceleram o gás.

E no caso do escoamento em golfadas ficou evidente a estabilização da altura do filme de líquido na passagem da bolha alongada, juntamente com a diminuição da velocidade da fase gasosa conforme a razão de preenchimento foi aumentando. Os números adimensionais utilizados, número de Bond e de Grashof modificado explicaram esses comportamentos, com a bolha ficando menor e tendendo a esfericidade e a velocidade do gás diminuindo conforme forças de atrito ganharam maior relevância.

Vale destacar que as velocidades superficiais de todos os casos geraram gráficos intermitentes no tempo, que atingiram valores máximos entre 0,1 e 0,5 m/s, tanto para os casos em golfadas, estratificado e na transição, e que esses valores, em cada caso, eram iguais tanto para o líquido quanto para o gás, pois são diretamente relacionados às vazões volumétricas.

Também foi verificado que os mapas de padrão de escoamento não se aplicam às células de balanço, pois ao se alterar a razão de preenchimento foi possível obter características de escoamento estratificado e em golfadas mesmo apresentando valores similares de velocidades superficiais.

Desta maneira, os fenômenos envolvidos nas células de balanço foram apresentados, e evidenciaram que as células de balanço têm potencial para servirem de ferramenta de estudo para áreas de escoamento multifásico, porém deve-se considerar suas limitações, pois devido à sua arquitetura, as células não conseguem reproduzir todas as características de escoamentos em tubulações.

Sendo assim, o modelo numérico desenvolvido para este trabalho se mostrou uma ótima ferramenta de estudo para reproduzir e auxiliar no entendimento dos fenômenos reais envolvidos no escoamento bifásico das células de balanço. Pois as simulações numéricas evidenciaram as principais características e limitações das células em diversos casos de sua aplicação.

Por fim, com base no presente estudo, sugere-se como trabalhos futuros:

- Incluir novas fases no sistema, como óleos, partículas sólidas e outros gases, buscando representar cada vez mais as condições presentes nas linhas de extração de petróleo.

- Resfriar e pressurizar o sistema para representar melhor as características das extrações de petróleo e gás em alto mar e águas profundas.

- Aplicar mecanismos que apresentem um movimento similar em ambas as direções da oscilação dos experimentos, para evitar o problema de sincronismo com as simulações numéricas.

- Aplicar diferentes ângulos máximos de oscilação para avaliar sua influência nos fenômenos físicos envolvidos.

- Aplicação de outros modelos numéricos que consigam tratar melhor a condição de quebra e coalescência de bolhas nos casos de maior frequência angular.

- Aplicar outras técnicas relacionadas à malha computacional, como refinamento perto das paredes para apresentar melhor comportamento dos efeitos de parede, ou utilizar simetria com meio tubo no domínio numérico (como no trabalho de Shuard *et al*, 2016) para reduzir o tempo computacional, que foi um limitador na escolha do refino da malha.

REFERÊNCIAS

ALVES, R. F.: **Estudo Experimental do Escoamento Bifásico Líquido Gás em Golfadas com Leve Mudança de Direção**. Dissertação, Universidade Tecnológica Federal do Paraná, PPGEM, Curitiba, 2015.

BAKER, O.: **Simultaneous Flow of Oil and Gas**. Oil & Gas Journal, Vol. 53, pp. 184-195, 1954.

BARNEA, D., Shoham, O., Taitel, Y. and Dukler, A. E.: **Gas Liquid Flow in Inclined Tubes: Flow Pattern Transition for Upward Flow**. Chemical Engineering Science, Vol. 40, pp. 131-136, 1985.

BRACKBILL, J. U., Kothe, D. B. and Zemach, C.: **A Continuum Method for Modeling Surface Tension**. Journal of Computational Physics, Vol. 100, pp. 335-354, 1992.

CIFANI, Paolo: **DNS of Turbulent Bubble-laden Channel Flows**, Thesis, University of Twente, Enschede, 2017.

DEENDARLIANTO, Vallée, C., Lucas, D., Beyer, M., Pietruske, H. and Carl, H.: **Experimental Study on the Air/Water Counter-Current Flow Limitation in a Model of the Hot Leg of a Pressurized Water Reactor**. Nuclear Engineering and Design, Vol. 238, No. 12, pp. 3389–3402, 2008.

DEENDARLIANTO, Höhne, T., Lucas, D., Vallée, C., and Zabala, G. A. M.: **CFD Studies on the Phenomena Around Counter-Current Flow Limitations of Gas/Liquid Two-Phase Flow in a Model of a PWR Hot Leg**. Nuclear Engineering and Design, Vol. 241, pp. 5138-5148, 2011.

DEENDARLIANTO, Andrianto, M., Widyaparanga, A., Dinaryanto, O., Khasani and Indarto: **CFD Studies on the Gas-Liquid Plug Two-Phase Flow in a Horizontal Pipe**. Journal of Petroleum Science and Engineering, Vol. 147, pp. 779-787, 2016.

DOS SANTOS, E. N., Rodrigues, R. L. P., Pipa, D. R., Morales, R. E. M. and Silva, M. J.: **Three-Dimensional Bubble Shape Estimation in Two-Phase Gas-Liquid Slug Flow**. IEEE Sensors Journal, Vol. 18, No. 3, 2018.

DUKLER, A.E. and Hubbard, M.G.: **A Model for Gas-Liquid Slug Flow in Horizontal and Near Horizontal Tubes**. Industrial & Engineering Chemistry Fundamentals, Vol. 14, No. 4, pp. 337-347, 1975.

FABRE, J.: **Advancements of Two-Phase Slug Flow Modeling**. SPE paper 27961-MS presented at The University Centennial Petroleum Engineering Symposium, Tulsa, OK, 1994.

FRANK, Thomas.: **Advances in Computational Fluid Dynamics (CFD) of 3-dimensional Gas-Liquid Multiphase Flows**. NAFEMS Seminar: Simulation of Complex Flows (CFD). Niedernhausen/Wiesbaden, Germany, 2005.

FOX, Robert W. & McDONALD, Alan T.: **Introduction to Fluid Dynamics**, 8th Edition, John Wiley & Sons, INC., 2011.

GRACE, J. R., WAIREGI, T. & NGUYEN, T. H.: **Shapes and Velocities of Single Drops and Bubbles Moving Freely Through Immiscible Liquids**. Transactions of the Institute of the Chemical Engineers, Volume 54, pp. 167, 1976.

GHORAI, S. and Nigam, K. D. P.: **CFD Modeling of Flow Profiles and Interfacial Phenomena in Two-Phase Flow in Pipes**. Chemical Engineering and Processing, Vol. 45, pp. 55-65, 2006.

GUZHOV, A. I., Mamayev, A. A., and Odishariya G.E.: **A Study of Transportation in Gas-Liquid Systems**. 10th Intern. Gas Conf. Hamburg Germany, 1967.

HERNANDEZ-PEREZ, V.: **Gas-Liquid Two-Phase Flow in Inclined Pipes**. Ph.D. Thesis, University of Nottingham, 2007.

HERNANDEZ-PEREZ, V., Abdulkadir, M. and Azzopardi, B. J.: **Grid Generation Issues in the CFD Modelling of Two-Phase Flow in a Pipe**. Journal of Computational Multiphase Flows, Vol. 3, No. 1, 2011.

HIRT, C.W. and Nichols, B.D.: **Volume of Fluid (VOF) Method for the Dynamics of Free Boundaries**. Journal of Computational Physics, Vol. 39, No. 1, pp. 201–225, 1981.

ISSA, R. I. and Kempf, M. H. W.: **Simulation of Slug Flow in Horizontal and Nearly Horizontal Pipes with the Two-Fluid Model**. International Journal of Multiphase Flow, Vol. 29, pp. 69-95, 2003.

KAKITANI, Celina: **Estudo Experimental de Formação de Hidratos de Gás em Simulação de Parada e Repartida de Linhas de Gás e Óleo**. Tese, Universidade Tecnológica Federal do Paraná, PPGEM, Curitiba, 2019.

KOLMOGOROV, A. N.: **Equations of Turbulent Motion of an Incompressible Fluid**. Izvestia Academy of Sciences, USSR; Physics, Vol. 6, Nos. 1 and 2, pp. 56-58, 1942.

KUNDU, P. K. and Cohen, I. M.: **Fluid Mechanics**. 2nd Edition, Academic Press, 2002.

LAUNDER, B. E. and Sharma, B. I.: **Application of the Energy Dissipation Model of Turbulence to the Calculation of Flow Near a Spinning Disc**. Letters in Heat and Mass Transfer, Vol. 1, No. 2, pp. 131-138, 1974.

LEX, Th.: **Beschreibung eines Testfalls zur Horizontalen Gas-Flüssigkeitsströmung**. Internal Report, Technische Universität München, Lehrstuhl für Thermodynamik, pp. 1-3, 2003.

LI, Jie: **Calcul d'Interface Affine par Morceaux: Piecewise Linear Interface Calculation**. Comptes Rendus Academie des Sciences Paris, t. 320, Série II b, p. 391-396, 1995.

LOCKHART, R.W. and Martinelli, R.C.: **Proposed Correlation of Data for Isothermal Two-Phase Two Component Flow in Pipes**. Chemical Engineering Progress, Vol. 45, No. 1, pp. 39-48, 1949.

LOPEZ, D.: **Ecoulements Diphasiques a Phases Separees a Faible Contenu de Liquide**. Ph.D. Thesis, I.N.P. Toulouse, France, 1994.

MANDHANE, J. M., Gregory, G. A., and Aziz, K.: **A Flow Pattern Map for Gas-Liquid Flow in Horizontal Pipes: Predictive Models**. International Journal Multiphase Flow, Vol. 1, pp. 537-553, 1974.

MANOLIS, I.G.: **High Pressure Gas–Liquid Slug Flow**. Ph.D. Thesis, Imperial College, 1995.

MANOLIS, I.G., Mendes-tatsis, M.A. and Hewitt, G.F.: **The Effect of Pressure on Flow Pattern Transition and Pressure Gradient in Two-Phase Horizontal Slug**. In: IChemE Research Event, Edinburgh, UK, 5–6 January, 1995a.

MATTAR, L. and Gregory, G. A.: **Air-Oil Slug Flow in an Upward Inclined Pipe I, Slug Velocity, Holdup and Pressure Gradient**. The Journal of Canadian Petroleum Technology, pp. 69, 1974.

OFUCHI, C. Y., Eidt, H. K., Rodrigues, C. C., dos Santos, E. N., dos Santos, P. H. D., da Silva, M. J., Neves, F. jr., Domingos, P. V. S. R., Morales, R. E. M **Multiple Wire-Mesh Sensors Applied to the Characterization of Two-Phase Flow inside a Cyclonic Flow Distribution System**. Sensors, pp.193, 1974.

OPENFOAM: **OpenFOAM User Guide** <<https://cfd.direct/openfoam/user-guide/>> acesso em março, 2019.

PARVAREH, A., Rahimi, M., Alizadehdakhel, A. and Alsairafi, A. A.: **CFD and ERT Investigations on Two-Phase Flow Regimes in Vertical and Horizontal Tubes**. International Communications in Heat and Mass Transfer, Vol. 37, pp. 304-311, 2010.

PETALAS, N. and Aziz, K.: **A Mechanistic Model for Multiphase Flow in Pipes**. Journal of Canadian Petroleum Technology, Vol. 39, pp. 43-55, 2002.

PINEDA, H.P. *et al.*: **CFD Modeling of Air and Highly Viscous Liquid Two-Phase Slug Flow in Horizontal Pipes**. Chemical Engineering Research and Design, Vol. 136, pp. 638-653, 2018.

ROSA, E. S.: **Escoamento Multifásico Isotérmico: Modelos de multifluidos e de mistura**. Porto Alegre: Bookman, 2012.

SHUARD, A. M., Mahmud, H. B., and King, A. J.: **Comparison of Two-Phase Pipe Flow in OpenFOAM with a Mechanistic Model**. Materials Science and Engineering, Vol. 121, 012018, 2016.

SHOHAM, O.: **Mechanistic Modeling of Gas-Liquid Two-Phase Flow in Pipes**. Society of Petroleum Engineers, 2005.

STRAND, O.: **An Experimental Investigation of Stratified Two-Phase Flow in Horizontal Pipes**. Ph.D. Thesis, University of Oslo, Norway, 1993.

STRAUME, E. O., Kakitani, C., Merino-Garcia, D., Morales, R. E. M. and Sum, A. K.: **Experimental Study of the Formation and Deposition of Gas Hydrates in Non-Emulsifying Oil and Condensate Systems**. Chemical Engineering Science, Vol. 155, pp. 111-126, 2016.

TAITEL, Y. and Barnea, D.: **Two-Phase Slug Flow**. Advances in Heat Transfer, Vol. 20, pp. 83-132, 1990.

VALLÉE, C., Höhne, T., Prasser, H. M. and Sühnel, T.: **Experimental Investigation and CFD Simulation of Slug Flow in Horizontal Channels**. Technical Report, Forschungszentrum Dresden Rossendorf, 2007.

VERSTEEG, H.K. and Malalasekera, W.: **An Introduction to Computational Fluid Dynamics: The Finite Volume Method**. 2nd Edition. Pearson Education – England, 2007.

WALLIS, G.B.: **One Dimensional Two-Phase Flow**. McGraw-Hill, 1969.

WILCOX, D. C.: **Turbulence Modeling for CFD**, 3th Edition. La Canadá, CA, Editora DCW Industries, 2006.