RICARDO PEREIRA DE ÁVILA

**Estudo Fenomenológico e Numérico do Escoamento Estratificado
Óleo-água Ondulado e com Mistura na Interface**

Tese apresentada à Escola de Engenharia de São Carlos, da Universidade de São Paulo, como parte dos requisitos para obtenção do título de Doutor em Ciências.

Área de Concentração: Térmica e Fluidos.

Orientador: Prof. Assoc. Oscar Maurício Hernandez Rodriguez.

ESTE EXEMPLAR TRATA-SE DA
VERSÃO CORRIGIDA.
A VERSÃO ORIGINAL ENCONTRA-SE
DISPONÍVEL JUNTO AO
DEPARTAMENTO DE ENGENHARIA
MECÂNICA DA EESC-USP.

São Carlos - SP

2016

AUTORIZO A REPRODUÇÃO TOTAL OU PARCIAL DESTE TRABALHO,
POR QUALQUER MEIO CONVENCIONAL OU ELETRÔNICO, PARA FINS
DE ESTUDO E PESQUISA, DESDE QUE CITADA A FONTE.

Ávila, Ricardo Pereira de
Á958e Estudo fenomenológico e numérico do escoamento
estratificado óleo-água ondulado e com mistura na
interface / Ricardo Pereira de Ávila; orientador Oscar
Maurício Hernandez Rodriguez. São Carlos, 2016.

Tese (Doutorado) - Programa de Pós-Graduação em
Engenharia Mecânica e Área de Concentração em Térmica e
Fluidos -- Escola de Engenharia de São Carlos da
Universidade de São Paulo, 2016.

1. Escoamento óleo-água. 2. Onda interfacial. 3.
Dispersão de gotículas. 4. Fator de entranhamento. 5.
Fração volumétrica. 6. Queda de pressão. 7. Modelagem
matemática unidimensional. 8. CFD. I. Título.

FOLHA DE JULGAMENTO

Candidato: Licenciado **RICARDO PEREIRA DE ÁVILA**.

Título da tese: "Estudo fenomenológico e numérico do escoamento estratificado óleo-água ondulado e com mistura na interface".

Data da defesa: 11/03/2016.

Comissão Julgadora:

Resultado:

Prof. Associado **Oscar Mauricio Hernandez Rodriguez**
(Orientador)
(Escola de Engenharia de São Carlos/EESC)

APROVADO

Prof. Titular **Paulo Seleglim Junior**
(Escola de Engenharia de São Carlos/EESC)

Aprovado

Prof. Titular **Edson Cezar Wendland**
(Escola de Engenharia de São Carlos/EESC)

Aprovado

Prof. Associado **Leandro Franco de Souza**
(Instituto de Ciências Matemáticas e de Computação/ICMC)

Aprovado

Prof. Dr. **Fernando Guimarães Aguiar**
(Universidade Federal de São Carlos/UFSCar)

APROVADO

Coordenador do Programa de Pós-Graduação em Engenharia Mecânica:
Prof. Associado **Gherhardt Ribatski**

Presidente da Comissão de Pós-Graduação:
Prof. Associado **Paulo César Lima Segantine**

AGRADECIMENTOS

A Deus, pelo dom da vida.

Aos meus pais, Laerte e Damares, pelo amor incondicional e pelo apoio em todos os momentos.

Aos meus familiares e amigos que sempre estiveram ao meu lado.

Ao meu orientador, Prof. Dr. Oscar Maurício Hernandez Rodriguez, pela oportunidade e orientação dadas, resultando em meu crescimento acadêmico e pessoal.

Aos professores, colegas e funcionários do Núcleo de Engenharia Térmica e Fluidos, EESC-USP, pela convivência, pela troca de conhecimentos e pela amizade desenvolvida durante esse tempo, em especial, aos Prof. Dr. Marcelo Sousa de Castro, Dr. Luis Enrique Ortiz Vidal, Dr. Hugo Velasco Peña, Me. Marcel Barbosa Cavallini e André G. Arroxellas, por suas inestimáveis contribuições, fundamentais para a realização deste trabalho.

Ao Dr. Diego Samuel Rodrigues, por sua amizade e por suas relevantes contribuições.

Ao Prof. Dr. Paulo Seleglim Jr. e ao Dr. Jonas Laerte Ansoni por disponibilizarem o cluster computacional do Núcleo de Engenharia Térmica e Fluidos - NETeF, EESC-USP, para a realização de simulações computacionais.

Aos técnicos Jorge Nicolau dos Santos e Roberto Prata Vieira pelo suporte técnico em informática, fundamental em vários momentos para a realização deste trabalho.

Ao Prof. Dr. Barry Azzopardi, ao Prof. Dr. Buddhika Hewakandamby e ao Dr. Nazrul Hizam Yusoff, do Departamento de Engenharia Mecânica da Universidade de Nottingham, UK, pela permissão na utilização dos dados experimentais presentes na tese de doutorado de Nazrul Hizam Yusoff, em 2012.

A todos que, de alguma forma, contribuíram para a realização deste trabalho.

RESUMO

AVILA, R. P. (2016). **Estudo Fenomenológico e Numérico do Escoamento Estratificado Óleo-água Ondulado e com Mistura na Interface**. Tese (Doutorado) - Escola de Engenharia de São Carlos, Universidade de São Paulo, São Carlos, 2016, 222 páginas.

Escoamentos bifásicos estão presentes em diversos processos naturais e industriais, como na indústria de petróleo. Podem apresentar-se em diferentes configurações topológicas, ou, padrões de escoamento, entre eles o escoamento estratificado ondulado e o estratificado com mistura na interface. Os escoamentos bifásicos estratificados óleo-água têm sido utilizados como uma forma conveniente de evitar a formação de emulsões de água em óleo em oleodutos e possuem uma ocorrência comum em poços de petróleo direcionais. Quando a onda interfacial ultrapassa determinado limite geométrico e cinemático, surge o fenômeno do entranhamento de gotas, representado por misturas entre as fases junto à interface que promovem um aumento na queda de pressão. Modelos têm sido apresentados pela literatura na tentativa de descrever o fenômeno do entranhamento de gotas. Neste trabalho é apresentada uma nova proposta de modelagem matemática unidimensional para o entranhamento de gotas com o objetivo de melhorar a previsão dos parâmetros envolvidos, em especial, da fração volumétrica de óleo e da queda de pressão bifásica. Também foi utilizada simulação numérica computacional, CFD (*Computational Fluid Dynamics*), com o uso de software comercial para obtenção dos valores dos parâmetros do escoamento estratificado ondulado óleo-água (fração volumétrica de óleo, queda de pressão, amplitude e comprimento da onda interfacial). Os resultados da modelagem fenomenológica para entranhamento e os de CFD foram comparados com bancos de dados experimentais. Os resultados em CFD mostram concordância com os resultados experimentais, tanto na análise qualitativa das propriedades geométricas das ondas interfaciais, quanto na comparação direta com os dados para fração volumétrica e queda de pressão. Os resultados numéricos da modelagem fenomenológica para fatores de entranhamento apresentam boa concordância com dados da literatura.

Palavras-chave: Escoamento bifásico, Escoamento óleo-água, Escoamento estratificado, Onda interfacial, Dispersão de gotículas, Fator de entranhamento, Queda de pressão, Modelagem matemática unidimensional, CFD.

ABSTRACT

AVILA, R. P. (2016). **Phenomenological and Numerical Study of Wavy Stratified Oil-water Pipe Flow with Interfacial Mixing**. Thesis (PhD) - Escola de Engenharia de São Carlos, Universidade de São Paulo, São Carlos, 2016, 222 pages.

Two-phase flows are present in many natural and industrial processes, such as in the oil industry. They may be found arranged in several flow patterns, including the wavy stratified flow and the stratified with mixing at the interface. The stratified oil-water flow has been used as a convenient way to avoid the formation of emulsions of water in oil and have a common occurrence in directional oil wells. When the interfacial wave exceeds a certain geometric and kinematic limit the phenomenon of drop entrainment arises at the interface, causing an increase of pressure drop. Models have been presented in the literature in an attempt to describe the phenomenon of drop entrainment. In this work, we present a new method for the one-dimensional mathematical modeling of entrainment in order to improve the prediction of oil volume fraction and pressure drop. It was also used a commercial computational fluid dynamics tool (CFD) to obtain the values of flow parameters of wavy stratified oil-water flow, such as oil volume fraction, pressure drop, amplitude and length of the interfacial waves. The results of the phenomenological modeling for entrainment and CFD were compared with experimental databases. The CFD results are in agreement with the experimental results in both the qualitative analysis of the geometric properties of the interfacial waves and in direct comparison with oil-volumetric-fraction and pressure-drop data. The numerical results of the phenomenological model for entrainment factors are in agreement with data from the literature.

Keywords: Two-phase flow, Oil-water flow, Stratified flow, Interfacial wave, Droplet dispersion, Entrainment factor, Pressure drop, One-dimensional mathematical modeling, CFD.

LISTA DE FIGURAS

- Figura 2.1 - Padrões de escoamento para escoamento bifásico gás-líquido atualmente aceitos: (a) escoamento horizontal e levemente inclinado, (b) escoamento vertical ascendente. Extraída de Shoham (2006). 38
- Figura 2.2 - Padrões de escoamento observados por Trallero (1995). Extraída de Pereira (2011). 44
- Figura 2.3 - Comparação da fração volumétrica *in situ* da água entre dados experimentais, modelos da literatura e CFD para: (a) horizontal, (b) -10° , (c) -20° , e, (d) $+10^\circ$. Extraída de Rodriguez e Baldani (2012). 50
- Figura 2.4 - Comparação da queda de pressão entre dados experimentais, modelos da literatura e CFD para: (a) horizontal, (b) -10° , (c) -20° , e, (d) $+10^\circ$. Extraída de Rodriguez e Baldani (2012). 51
- Figura 2.5 - Imagens da onda para $U_{ws} = 0,12$ m/s e $U_{os} = 0,02$ m/s: (a) imagem real obtida por câmera, (b) imagem binarizada, (c) imagem reconstruída via arquivo texto (LabVIEW®). Extraídas de Castro et al. (2015). 55
- Figura 2.6 - Diagrama da bancada experimental (linha de testes). Extraída de Yusoff (2012) 63
- Figura 2.7 - Esquema do dispositivo para a mistura dos fluidos, composto por um prato plano com 18 orifícios de 5 mm de diâmetro cada. Extraída de Yusoff (2012). 63
- Figura 2.8 - Esquema da seção de teste com a expansão da tubulação. Extraída de Yusoff (2012). 63
- Figura 2.9 - Mapa de fluxo para as diferentes frações volumétricas de injeção de óleo OVF (Oil Volume Fraction) e velocidades superficiais de óleo e de água, utilizando imagens tomográficas das distribuições das fases via sensor *Wire-mesh* para identificação dos diferentes padrões de escoamento. Extraída de Yusoff (2012). 65
- Figura 2.10 - Fração volumétrica de óleo em função da altura adimensional (normalizada pelo diâmetro do tubo), e, distribuições das fases na seção transversal do tubo através de imagens tomográficas via sensor *Wire-mesh* para três posições na seção de teste a partir da expansão do tubo: $10D$, $20D$, e, $34D$, sendo D o diâmetro do tubo, para velocidade superficial de mistura $U_m = 0,20$ m/s e fração volumétrica de injeção de óleo (OVF) de 0,20, na horizontal. Extraída de Yusoff (2012). 67
- Figura 2.11 - Fração volumétrica de óleo em função da altura adimensional, e, distribuições das fases na seção transversal do tubo através de imagens tomográficas via sensor *Wire-mesh* em $34D$ a partir da expansão do tubo, sendo D o diâmetro do tubo, para velocidade superficial de mistura $U_m = 0,20$ m/s e diferentes frações

volumétricas de injeção de óleo (OVF), na horizontal. Extraída de Yusoff (2012).67

Figura 2.12 - Distribuições das fases na seção transversal do tubo através de imagens tomográficas via sensor *Wire-mesh* em 34D a partir da expansão do tubo, sendo D o diâmetro do tubo, para diferentes velocidades superficiais de mistura U_m e fração volumétrica de injeção de óleo (OVF) de 0,20, na horizontal. Extraída de Yusoff (2012).69

Figura 2.13 - Distribuições das fases na seção transversal do tubo através de imagens tomográficas via sensor *Wire-mesh* em 34D a partir da expansão do tubo, sendo D o diâmetro do tubo, para diferentes velocidades superficiais de mistura U_m e fração volumétrica de injeção de óleo (OVF) de 0,40, na horizontal. Extraída de Yusoff (2012).69

Figura 2.14 - Distribuições das fases na seção transversal do tubo através de imagens tomográficas via sensor *Wire-mesh* em 34D a partir da expansão do tubo, sendo D o diâmetro do tubo, para diferentes velocidades superficiais de mistura U_m e fração volumétrica de injeção de óleo (OVF) de 0,60, na horizontal. Extraída de Yusoff (2012).70

Figura 2.15 - Distribuições das fases na seção transversal do tubo através de imagens tomográficas via sensor *Wire-mesh* em 34D a partir da expansão do tubo, sendo D o diâmetro do tubo, para diferentes velocidades superficiais de mistura U_m e fração volumétrica de injeção de óleo (OVF) de 0,80, na horizontal. Extraída de Yusoff (2012).70

Figura 2.16 - Imagens tomográficas das distribuições das fases na seção transversal do tubo via sensor *Wire-mesh* em 34D a partir da expansão do tubo, sendo D o diâmetro do tubo, para diferentes frações volumétricas de injeção de óleo (OVF), $U_m = 0,20$ m/s, na horizontal. A fase água é identificada em azul, a fase óleo em vermelho e a região de mistura na cor lilás. Extraída de Yusoff (2012).71

Figura 2.17 - Vista lateral das distribuições espaciais das fases em 34D a partir da expansão do tubo, sendo D o diâmetro do tubo, para velocidade superficial de mistura de $U_m = 0,20$ m/s, na horizontal, e, para diferentes frações volumétricas de injeção de óleo (OVF): (a) 0,20 (b) 0,40 (c) 0,60 (d) 0,80. Extraída de Yusoff (2012). .72

Figura 2.18 - Imagens tomográficas das distribuições das fases na seção transversal do tubo via sensor *Wire-mesh* em 34D a partir da expansão do tubo, sendo D o diâmetro do tubo, para diferentes frações volumétricas de injeção de óleo (OVF), $U_m = 0,20$ m/s, em inclinação $+6^\circ$. A fase água é identificada em azul, a fase óleo em vermelho e a região de mistura na cor lilás. Extraída de Yusoff (2012).72

Figura 2.19 - Imagens tomográficas das distribuições das fases na seção transversal do tubo via sensor *Wire-mesh* em 34D a partir da expansão do tubo, sendo D o diâmetro do tubo, para diferentes frações volumétricas de injeção de óleo (OVF),

$U_m = 0,20$ m/s, em inclinação -6° . A fase água é identificada em azul, a fase óleo em vermelho e a região de mistura na cor lilás. Extraída de Yusoff (2012).73

Figura 2.20 - Circuito experimental para o escoamento óleo-água - Laboratório do Núcleo de Engenharia Térmica e Fluidos (NETeF). Extraída de Rodriguez e Baldani (2012).....	74
Figura 2.21 - Programa de binarização de imagem. Extraída de Castro (2013).....	77
Figura 2.22 - Programa de filtragem de ondas. Extraída de Castro (2013).....	77
Figura 2.23 - Programa de medição de comprimento e amplitude médios da onda interfacial. Extraída de Castro (2013).....	78
Figura 2.24 - Amplitude α de onda, para uma onda genérica. Extraída de Castro (2013).	78
Figura 2.25 - Comprimento λ de onda, para uma onda genérica. Extraída de Castro (2013).	79
Figura 2.26 - Programa de correlação cruzada para cálculo da celeridade da onda. Extraída de Castro (2013).	79
Figura 2.27 - Ondas defasadas no tempo, para cálculo de velocidade de onda (correlação cruzada). Extraída de Castro (2013).	80
Figura 2.28 - Modelo geométrico do padrão estratificado ondulado com interface plana. Extraída e modificada a partir de Pereira (2011).....	85
Figura 2.29 - Modelo geométrico do padrão estratificado ondulado proposto por Chen <i>et al</i> (1997). Extraída de Rodriguez e Baldani (2012).....	90
Figura 2.30 - Esquema do modelo do escoamento estratificado (a) sem o entranhamento de gotículas, e, (b) com o entranhamento de gotículas. Extraída de Hadziabdic e Oliemans (2007).	94
Figura 2.31 - Descrição esquemática do entranhamento de gotículas. Extraída de Hadziabdic e Oliemans (2007).	97
Figura 3.1 - Mapa com as fronteiras de transição entre padrões de escoamento para os critérios de transição propostos por Trallero (1995), Braunner (2001) e Rodriguez et al (2006), e identificação dos padrões de escoamento para os dados experimentais de Rodriguez e Oliemans (2006) em: (a) horizontal, (b) -2° , (c) -5° , (d) $+2^\circ$, (e) $+5^\circ$. Extraídas de Rodriguez et al (2006).....	114
Figura 3.2 - Vista parcial da matriz dos erros para o gradiente de pressão e as combinações de áreas entranhadas, para o ponto experimental 131 do banco de dados. Na horizontal estão identificadas as áreas de água e na vertical as áreas de óleo. Os valores em vermelho no interior da matriz são indicativos de um erro entre $\pm 5\%$. A célula com a borda em negrito indica a combinação selecionada de áreas. As áreas escolhidas para o menor erro foram $A_{o, droplets} = 0,000200$ m ² e	

$A_{w, droplets} = 0,000150 \text{ m}^2$, para as respectivas velocidades superficiais das fases, $U_{os} = 0,2036 \text{ m/s}$ e $U_{ws} = 0,0207 \text{ m/s}$, e inclinação de -2°115

Figura 3.3 - Superfície em 3D para os erros em relação ao gradiente de pressão, entre o experimental e o numérico, e as áreas entranhadas das fase óleo e água, para o ponto experimental 131 do banco de dados. Nos eixos horizontais estão os valores para as áreas de entranhamento enquanto que no eixo vertical encontra-se o erro em relação ao gradiente de pressão. As áreas escolhidas para o menor erro foram $A_{o, droplets} = 0,000200 \text{ m}^2$ e $A_{w, droplets} = 0,000150 \text{ m}^2$, para as respectivas velocidades superficiais das fases, $U_{os} = 0,2036 \text{ m/s}$ e $U_{ws} = 0,0207 \text{ m/s}$, e inclinação de -2°117

Figura 3.4 - Método de identificação das alturas h_w das interfaces, correspondentes aos pontos de inflexão nas oscilações das curvas de distribuições de fases, através das linhas tracejadas. Curvas obtidas em 34D a partir da expansão do tubo, sendo D o diâmetro do tubo, para velocidade superficial de mistura $U_m = 0,20 \text{ m/s}$ e diferentes frações volumétricas de injeção de óleo (OVF), na horizontal. Extraída de Yusoff (2012).119

Figura 3.5 - Representação esquemática para o modelo de dois fluidos estratificado água-óleo com interface plana. Em (a) temos a visualização do esquema proposto para o cálculo das áreas ocupadas pelas fases contínuas e para as áreas de mistura a partir do ângulo θ formado entre o centro da tubulação e os pontos de contato da respectiva interface com a parede do tubo. Em (b) é apresentado o triângulo interno à área do setor formado pelo ângulo θ utilizado para os cálculos das áreas.121

Figura 3.6 - Representação esquemática de identificação das áreas de fase contínua de água (w) e óleo (o) e de mistura de água em óleo (Dw/o) e de óleo em água (Do/w) na seção transversal do tubo.122

Figura 3.7 - Representação esquemática para o cálculo do fator de empacotamento de gotas bidimensional (FEG-2D). Em (a): o esquema geométrico proposto para o FEG-2D, no qual temos visualização da área ocupada pelas gotas, interna à área ocupada pelo hexágono regular de vértices coincidentes aos centros das seções transversais das gotas periféricas à gota central, e, o centro do hexágono regular coincidente ao centro da seção transversal da gota central. Em (b), o triângulo retângulo, interno ao hexágono, cujo um dos catetos corresponde ao apótema do hexágono.126

Figura 3.8 - Geometria gerada pelo software Design Modeler 14.0® – Visão da tubulação: (a) Plano YZ, e, (b) Plano XY.130

Figura 3.9 - Vista da entrada (*inlet*) da tubulação: (a) Malha grossa de 200.000 nós, e, (b) Malha fina de 3.200.000 nós - ICFM CFD®.132

Figura 3.10 - Entrada (*Inlet*) da tubulação (plano XY), sendo em vermelho a face de entrada de óleo e em azul a face de entrada de água - CFX-Pre®.136

- Figura 4.1 - Comparação entre os gradientes de pressão ($-dP/dz$) calculados pelos modelos em relação aos dados experimentais: (a) entre os modelos para fatores de entranhamento, RBP-FE e RB-FE; (b) entre o modelo de dois fluidos (estratificado) de Rodriguez e Baldani (2012) (RB) e seu correspondente para fatores de entranhamento (RB-FE); e para uma incerteza em torno de $\pm 30\%$ de erro. 143
- Figura 4.2 - Comparação entre as frações volumétricas de óleo (ε_o) calculadas pelos modelos em relação aos dados experimentais: (a) entre os modelos para fatores de entranhamento, RBP-FE e RB-FE; (b) entre o modelo de dois fluidos (estratificado) de Rodriguez e Baldani (2012) (RB) e seu correspondente para fatores de entranhamento (RB-FE); e para uma incerteza em torno de $\pm 30\%$ de erro. 144
- Figura 4.3 - Fatores de entranhamento de óleo (E_o) e de água (E_w) em função da fração volumétrica de água (ε_w), para o modelo para fatores de entranhamento RB-FE (Rodriguez e Baldani (2012) com fatores de entranhamento) com $k = w, o$: (a) para $\varepsilon_w < 0,5$; (b) para $\varepsilon_w > 0,5$ 145
- Figura 4.4 - Fração de gotas entranhadas (áreas ocupadas pelas gotas entranhadas pela área de seção transversal do tubo) para o óleo e para a água, respectivamente, $E_o\varepsilon_o$ e $E_w\varepsilon_w$, em função da fração volumétrica de água (ε_w), de acordo com o modelo para fatores de entranhamento RB-FE (Rodriguez e Baldani (2012) com fatores de entranhamento), com $k = w, o$: (a) para $\varepsilon_w < 0,5$; (b) para $\varepsilon_w > 0,5$ 147
- Figura 4.5 - Fatores de entranhamento da água (E_w) e do óleo (E_o) para o modelo de RB-FE (Rodriguez e Baldani (2012) com fatores de Entranhamento), em função do módulo da diferença entre as velocidades superficiais, dado em m/s, com $k = w, o$ 148
- Figura 4.6 - Fatores de entranhamento da água (E_w) e do óleo (E_o), com $k = w, o$, para o modelo de RB-FE (Rodriguez e Baldani (2012) com fatores de Entranhamento), em função do número adimensional de Reynolds (Re) de cada fase, calculado pelo modelo de dois fluidos RB para: (a) fase água (Re_w), (b) fase óleo (Re_o) – em escala logarítmica. 149
- Figura 4.7 - Fatores de entranhamento da água (E_w) e do óleo (E_o), com $k = w, o$, para o modelo de RB-FE (Rodriguez e Baldani (2012) com fatores de Entranhamento), em função do número adimensional de Reynolds de cada camada do escoamento, calculado pelo modelo de dois fluidos RB-FE para: (a) camada inferior (*lower*) (Re_l), (b) camada superior (*upper*) (Re_u) – em escala logarítmica. 150
- Figura 4.8 - Comparação entre as alturas h_w de interfaces para diferentes modelos fenomenológicos em relação à altura da interface experimental obtida da análise

das curvas de distribuição de fases, e para uma incerteza máxima em torno de $\pm 30\%$ de erro.156

Figura 4.9 - Comparação entre os fatores de entranhamento da água E_w sem a aplicação do FEG-2D, calculados a partir das áreas de entranhamento obtidas dos dados experimentais sem a aplicação do FEG-2D, para erros de $\pm 15\%$ e de $\pm 25\%$...157

Figura 4.10 - Comparação entre os fatores de entranhamento da água E_w com a aplicação do FEG-2D, calculados a partir das áreas de entranhamento obtidas dos dados experimentais sem a aplicação do FEG-2D, para erros de $\pm 15\%$ e de $\pm 25\%$...158

Figura 4.11 - Comparação entre os fatores de entranhamento do óleo E_o sem a aplicação do FEG-2D, calculados a partir das áreas de entranhamento obtidas dos dados experimentais sem a aplicação do FEG-2D, para erros de $\pm 15\%$ e de $\pm 25\%$...159

Figura 4.12 - Comparação entre os fatores de entranhamento do óleo E_o com a aplicação do FEG-2D, calculados a partir das áreas de entranhamento obtidas dos dados experimentais sem a aplicação do FEG-2D, para erros de $\pm 15\%$ e de $\pm 25\%$...160

Figura 4.13 - Gráficos do comportamento da pressão ao longo do tempo – CFD Post 14.0®. O ponto de tomada de pressão foi estabelecido a 1,5 m do início da tubulação, na parte inferior da parede do tubo, da mesma forma usada no experimento de Pereira (2011) e de Castro (2013), e para as malhas de aproximadamente: (a) 100.000 nós, (b) 200.000 nós, e (c) 400.000 nós – velocidades superficiais de $U_{os} = 0,10$ m/s para o óleo e $U_{ws} = 0,15$ m/s para a água.165

Figura 4.14 - Volume de controle localizado entre as seções transversais correspondentes aos pontos 1,5 m e 1,75 m a partir do início da tubulação, e, tomadas de pressão localizadas na base da tubulação (cruzes em amarelo), e nos respectivos pontos mencionados, para a medição da pressão em cada ponto e consequente queda de pressão no intervalo – CFD Post 14.0® – velocidades superficiais: $U_{os} = 0,10$ m/s para o óleo, e, $U_{ws} = 0,15$ m/s para a água.166

Figura 4.15 - Fração volumétrica do óleo (ε_o) em função da malha – velocidades superficiais: $U_{os} = 0,10$ m/s para o óleo, e, $U_{ws} = 0,15$ m/s para a água.167

Figura 4.16 - Gráfico do comportamento da pressão ao longo do tempo - CFD Post 14.0®. O ponto de tomada de pressão foi estabelecido a 1,5 m do início da tubulação, na parte inferior da parede do tubo, da mesma forma usada no experimento de Pereira (2011) e de Castro (2013), para a malha de aproximadamente 200.000 nós – velocidades superficiais de $U_{os} = 0,10$ m/s para o óleo, e, $U_{ws} = 0,15$ m/s para a água.....169

Figura 4.17 - Transdutor diferencial virtual de pressão.170

Figura 4.18 - (a) gráfico dos resultados da fração volumétrica *in situ* de óleo, e, (b) gráfico dos erros para a fração volumétrica *in situ* de óleo, entre os dados experimentais (Pereira, 2011), CFD e os modelos homogêneo, de Rodriguez e Oliemans

(2006) e de Rodriguez e Baldani (2012), na horizontal. A velocidade superficial da água adotada para todos os casos foi $U_{ws} = 0,15$ m/s enquanto que as de óleo foram $U_{os} = 0,03$ m/s, $U_{os} = 0,05$ m/s, $U_{os} = 0,07$ m/s, $U_{os} = 0,10$ m/s, $U_{os} = 0,13$ m/s e $U_{os} = 0,15$ m/s 175

Figura 4.19 - (a) gráfico dos resultados da fração volumétrica *in situ* de óleo, e, (b) gráfico dos erros para a fração volumétrica *in situ* de óleo, entre os dados experimentais (Pereira, 2011), CFD e os modelos homogêneo, de Rodriguez e Oliemans (2006) e de Rodriguez e Baldani (2012), em inclinação -10° . A velocidade superficial da água adotada para todos os casos foi $U_{ws} = 0,15$ m/s enquanto que as de óleo foram $U_{os} = 0,03$ m/s, $U_{os} = 0,05$ m/s, $U_{os} = 0,07$ m/s, $U_{os} = 0,10$ m/s, $U_{os} = 0,13$ m/s e $U_{os} = 0,15$ m/s 177

Figura 4.20 - (a) gráfico dos resultados da fração volumétrica *in situ* de óleo, e, (b) gráfico dos erros para a fração volumétrica *in situ* de óleo, entre os dados experimentais (Pereira, 2011), CFD e os modelos homogêneo, de Rodriguez e Oliemans (2006) e de Rodriguez e Baldani (2012), em inclinação -20° . A velocidade superficial da água adotada para todos os casos foi $U_{ws} = 0,10$ m/s enquanto que as de óleo foram $U_{os} = 0,03$ m/s, $U_{os} = 0,05$ m/s, $U_{os} = 0,07$ m/s, $U_{os} = 0,10$ m/s, $U_{os} = 0,13$ m/s e $U_{os} = 0,15$ m/s 178

Figura 4.21 - (a) gráfico dos resultados da fração volumétrica *in situ* de óleo, e, (b) gráfico dos erros para a fração volumétrica *in situ* de óleo, entre os dados experimentais (Pereira, 2011), CFD e os modelos homogêneo, de Rodriguez e Oliemans (2006) e de Rodriguez e Baldani (2012), em inclinação $+10^\circ$. A velocidade superficial da água adotada para todos os casos foi $U_{ws} = 0,15$ m/s enquanto que as de óleo foram $U_{os} = 0,03$ m/s, $U_{os} = 0,05$ m/s, $U_{os} = 0,07$ m/s, $U_{os} = 0,10$ m/s, $U_{os} = 0,13$ m/s e $U_{os} = 0,15$ m/s 179

Figura 4.22 - (a) gráfico dos resultados da fração volumétrica *in situ* de óleo, e, (b) gráfico dos erros para a fração volumétrica *in situ* de óleo, entre os dados experimentais (Pereira, 2011), CFD e os modelos homogêneo, de Rodriguez e Oliemans (2006) e de Rodriguez e Baldani (2012), em inclinação $+20^\circ$. A velocidade superficial da água adotada para todos os casos foi $U_{ws} = 0,10$ m/s enquanto que as de óleo foram $U_{os} = 0,03$ m/s, $U_{os} = 0,05$ m/s, $U_{os} = 0,07$ m/s, $U_{os} = 0,10$ m/s, $U_{os} = 0,13$ m/s e $U_{os} = 0,15$ m/s 180

Figura 4.23 - (a) gráfico dos resultados do gradiente de pressão, e, (b) gráfico dos erros para o gradiente de pressão, entre os dados experimentais (Pereira, 2011), CFD e os modelos homogêneo, de Rodriguez e Oliemans (2006) e de Rodriguez e Baldani (2012), na horizontal. A velocidade superficial da água adotada para todos os casos foi $U_{ws} = 0,15$ m/s enquanto que as de óleo foram $U_{os} = 0,03$ m/s, $U_{os} = 0,05$ m/s, $U_{os} = 0,07$ m/s, $U_{os} = 0,10$ m/s, $U_{os} = 0,13$ m/s e $U_{os} = 0,15$ m/s 182

- Figura 4.24 - (a) gráfico dos resultados do gradiente de pressão, e, (b) gráfico dos erros para o gradiente de pressão, entre os dados experimentais (Pereira, 2011), CFD e os modelos homogêneo, de Rodriguez e Oliemans (2006) e de Rodriguez e Baldani (2012), em inclinação -10° . A velocidade superficial da água adotada para todos os casos foi $U_{ws} = 0,15$ m/s enquanto que as de óleo foram $U_{os} = 0,03$ m/s, $U_{os} = 0,05$ m/s, $U_{os} = 0,07$ m/s, $U_{os} = 0,10$ m/s, $U_{os} = 0,13$ m/s e $U_{os} = 0,15$ m/s183
- Figura 4.25 - (a) gráfico dos resultados do gradiente de pressão, e, (b) gráfico dos erros para o gradiente de pressão, entre os dados experimentais (Pereira, 2011), CFD e os modelos homogêneo, de Rodriguez e Oliemans (2006) e de Rodriguez e Baldani (2012), em inclinação -20° . A velocidade superficial da água adotada para todos os casos foi $U_{ws} = 0,10$ m/s enquanto que as de óleo foram $U_{os} = 0,03$ m/s, $U_{os} = 0,05$ m/s, $U_{os} = 0,07$ m/s, $U_{os} = 0,10$ m/s, $U_{os} = 0,13$ m/s e $U_{os} = 0,15$ m/s184
- Figura 4.26 - (a) gráfico dos resultados do gradiente de pressão, e, (b) gráfico dos erros para o gradiente de pressão, entre os dados experimentais (Pereira, 2011), CFD e os modelos homogêneo, de Rodriguez e Oliemans (2006) e de Rodriguez e Baldani (2012), em inclinação $+10^\circ$. A velocidade superficial da água adotada para todos os casos foi $U_{ws} = 0,15$ m/s enquanto que as de óleo foram $U_{os} = 0,03$ m/s, $U_{os} = 0,05$ m/s, $U_{os} = 0,07$ m/s, $U_{os} = 0,10$ m/s, $U_{os} = 0,13$ m/s e $U_{os} = 0,15$ m/s185
- Figura 4.27 - (a) gráfico dos resultados do gradiente de pressão, e, (b) gráfico dos erros para o gradiente de pressão, entre os dados experimentais (Castro, 2013), CFD, e os modelos homogêneo, de Rodriguez e Oliemans (2006) e de Rodriguez e Baldani (2012), na horizontal. A velocidade superficial da água adotada foi $U_{ws} = 0,13$ m/s enquanto que as de óleo foram $U_{os} = 0,02$ m/s, $U_{os} = 0,04$ m/s, $U_{os} = 0,06$ m/s, $U_{os} = 0,08$ m/s, $U_{os} = 0,10$ m/s, $U_{os} = 0,12$ m/s e $U_{os} = 0,14$ m/s187
- Figura 4.28 - (a) gráfico dos resultados do gradiente de pressão, e, (b) gráfico dos erros para o gradiente de pressão, entre os dados experimentais (Castro, 2013), CFD, e os modelos homogêneo, de Rodriguez e Oliemans (2006) e de Rodriguez e Baldani (2012), na horizontal. A velocidade superficial da água adotada foi $U_{ws} = 0,16$ m/s enquanto que as de óleo foram $U_{os} = 0,02$ m/s, $U_{os} = 0,04$ m/s, $U_{os} = 0,06$ m/s e $U_{os} = 0,08$ m/s188
- Figura 4.29 - Imagens da de entrada (*inlet*) para as três diferentes malhas utilizadas: (a) 200.000 nós, (b) 800.000 nós, e, (c) 3.200.000 nós – ICEM CFD®.....192
- Figura 4.30 - Imagens: (a) de seções (cortes) transversais da tubulação obtida de simulação numérica, e em destaque em pontos de: (b) depressão da onda (interface côncava), e, (c) crista da onda (interface convexa) – CFD Post 14.0®. –

velocidades superficiais $U_{os} = 0,10$ m/s para o óleo e $U_{ws} = 0,15$ m/s para a
água..... 193

LISTA DE TABELAS

Tabela 2.1 - Identificação e descrição dos equipamentos presentes no circuito experimental.	75
Tabela 4.1 - Áreas adimensionais de entranhamento de gotas de água $A_{w, droplets}$ e de óleo $A_{o, droplets}$, calculadas com aplicação do fator de empacotamento de gotas bidimensional FEG-2D, e respectivos números de gotas calculados, para os casos de Yusoff (2012), em função do ângulo de inclinação e das velocidades superficiais do óleo e da água.	153
Tabela 4.2 - Alturas h_w da interface, experimentais e calculadas pelos modelos fenomenológicos em estudo, para os casos de Yusoff (2012), em função do ângulo de inclinação e das velocidades superficiais do óleo e da água.	154
Tabela 4.3 - Fatores de entranhamento E_w da água e E_o do óleo, experimentais (com a aplicação do fator de empacotamento de gotas bidimensional FEG-2D) e calculados pelos modelos fenomenológicos em estudo, para os casos de Yusoff (2012), em função do ângulo de inclinação e das velocidades superficiais do óleo e da água.	162
Tabela 4.4 - Malha computacional versus Fração volumétrica do óleo.	167
Tabela 4.5 - Erros médios globais (%) com relação à fração volumétrica <i>in situ</i> de óleo (ε_o) na comparação entre os resultados dos modelos e de CFD, com os dados experimentais de Pereira (2011).	189
Tabela 4.6 - Erros médios globais (%) com relação ao gradiente de pressão ($-dP/dz$) na comparação entre os resultados dos modelos e de CFD, com os dados experimentais de Pereira (2011).	190
Tabela 4.7 - Erros médios globais (%) com relação ao gradiente de pressão ($-dP/dz$) na comparação entre os resultados dos modelos e de CFD, com os dados experimentais de Castro (2013).	190
Tabela 4.8 - Dados experimentais e resultados de CFD para os parâmetros de onda de Castro (2013) – velocidades superficiais $U_{ws} = 0,16$ m/s para a água e $U_{os} = 0,02$ m/s para o óleo.	195
Tabela 4.9 - Dados experimentais e resultados de CFD para os parâmetros de onda de Castro (2013) - velocidades superficiais $U_{ws} = 0,12$ m/s para a água e $U_{os} = 0,06$ m/s para o óleo.	195

LISTA DE SÍMBOLOS

Letras latinas

A	Área da seção transversal do tubo
A_o	Área da seção transversal do tubo ocupada pela fase óleo
A_w	Área da seção transversal do tubo ocupada pela fase água
$A_{o, droplets}$	Área das gotas de óleo entranhadas na fase contínua de água
$A_{w, droplets}$	Área das gotas de água entranhadas na fase contínua de óleo
A_u	Área da seção transversal do tubo ocupada pela camada superior (<i>upper</i>)
A_l	Área da seção transversal do tubo ocupada pela camada inferior (<i>lower</i>)
C_o	Fração volumétrica de injeção da fase óleo
C_w	Fração volumétrica de injeção da fase água
L	Comprimento do tubo
D	Diâmetro interno do tubo
Dh_o	Diâmetro hidráulico da fase óleo
Dh_w	Diâmetro hidráulico da fase água
f_o	Fator de atrito da fase óleo
f_w	Fator de atrito da fase água
f_i	Fator de atrito interfacial
g	Gravidade (ou, aceleração gravitacional)
h_w	Altura da interface na seção transversal do tubo
Q_o	Vazão volumétrica de injeção da fase óleo
Q_w	Vazão volumétrica de injeção da fase água
Re_o	Número de Reynolds da fase óleo
Re_w	Número de Reynolds da fase água
S_o	Perímetro molhado pela fase óleo na seção transversal
S_w	Perímetro molhado pela fase água na seção transversal

S_i	Perímetro molhado pela interface na seção transversal
s	Escorregamento/deslizamento
U_m	Velocidade superficial da mistura
U_{os}	Velocidade superficial do óleo
U_{ws}	Velocidade superficial da água
U_{us}	Velocidade superficial da camada superior (<i>upper</i>)
U_{ls}	Velocidade superficial da camada inferior (<i>lower</i>)
V_o	Velocidade <i>in situ</i> da fase óleo
V_w	Velocidade <i>in situ</i> da fase água
V_r	Velocidade relativa entre as fases
E_o	Entranhamento de óleo na fase água
E_w	Entranhamento de água na fase óleo

Letras gregas

ε_o	Fração volumétrica da fase óleo
ε_w	Fração volumétrica da fase água
ε_{ou}	Fração volumétrica da fase óleo na camada superior (<i>upper</i>)
ε_{ol}	Fração volumétrica da fase óleo na camada inferior (<i>lower</i>)
ε_{wu}	Fração volumétrica da fase água na camada superior (<i>upper</i>)
ε_{wl}	Fração volumétrica da fase água na camada inferior (<i>lower</i>)
ρ_o	Densidade da fase óleo
ρ_w	Densidade da fase água
ρ_u	Densidade da camada superior (<i>upper</i>)
ρ_l	Densidade da camada inferior (<i>lower</i>)
μ_o	Viscosidade da fase óleo
μ_w	Viscosidade da fase água
μ_u	Viscosidade da camada superior (<i>upper</i>)

μ_l	Viscosidade da camada inferior (<i>lower</i>)
τ_o	Tensão cisalhante parietal da fase óleo
τ_w	Tensão cisalhante parietal da fase água
τ_i	Tensão cisalhante interfacial
α	Amplitude de onda
α_m	Amplitude média de onda
λ	Comprimento de onda
λ_m	Comprimento médio de onda

Subscritos

k	Relativo a cada fase de fluido
o	Relativo à fase óleo
w	Relativo à fase água
m	Relativo à mistura,
m	Médio para os casos específicos de amplitude e comprimento de onda
s	Para os casos específicos de velocidades superficiais

Outros

1-D	Unidimensional
2-D	bidimensional
3-D	Tridimensional

SUMÁRIO

CAPITULO 1 - INTRODUÇÃO	29
CAPITULO 2 - REVISÃO BIBLIOGRÁFICA.....	35
2.1 Considerações iniciais	35
2.2 O padrão de escoamento gás-líquido	37
2.3 O padrão de escoamento líquido-líquido e o padrão estratificado ondulado	42
2.3.1 Geometria da onda interfacial	52
2.4 O fenômeno de entranhamento de gotas e o padrão de escoamento estratificado com mistura na interface	56
2.5 O trabalho experimental de Yusoff (2012)	62
2.6 Descrição do aparato experimental utilizado por Pereira (2011) e de Castro (2013).....	73
2.7 Modelagem matemática para as equações de fechamento do escoamento estratificado ondulado óleo-água e estratificado óleo-água com mistura na interface (entranhamento).....	81
2.7.1 O Modelo Homogêneo (Wallis, 1969).....	81
2.7.2 O Modelo de Dois Fluidos Unidimensional.....	83
2.7.3 O Modelo de Dois Fluidos Unidimensional de Rodriguez e Oliemans (2006)	84
2.7.4 O Modelo de Dois Fluidos Unidimensional de Rodriguez e Baldani (2012)	88
2.7.5 Os Modelos de Hadziabdic e Oliemans (2007) para Dispersão de Gotículas do Escoamento Estratificado Ondulado.....	93
2.8 Modelagem matemática utilizada pelo software ANSYS-CFX em Dinâmica dos Fluidos Computacional (CFD).....	98
2.8.1 Equações governantes em escoamentos multifásicos para casos isotérmicos	99
2.8.2 O Método de Volumes Finitos (FVM).....	100
2.8.3 Modelos existentes no software ANSYS-CFX	101
CAPITULO 3 - METODOLOGIA	109
3.1 Parâmetros de entranhamento: Fatores de entranhamento	109
3.2 Fatores de entranhamento no trabalho experimental de Yusoff (2012)	117
3.2.1 Cálculo das velocidades superficiais	119

3.2.2	Cálculo das áreas das fases e misturas na seção transversal do tubo	120
3.2.3	Fator de empacotamento para gotas líquidas entranhadas na seção transversal do tubo (FEG-2D)	124
3.3	Simulações numéricas computacionais (CFD) - software ANSYS-CFX..	129
3.3.1	Elaboração da Geometria.....	130
3.3.2	Geração das Malhas	131
3.3.3	Definição da Física do Problema (<i>Setup</i>)	132
3.3.4	Resolução do Problema: Processamento	137
3.3.5	Análise dos Resultados: Pós-processamento	137
CAPITULO 4 - RESULTADOS E DISCUSSÕES.....		139
4.1	Parâmetros de entranhamento: fatores de entranhamento	139
4.1.1	Análise sobre os dados experimentais de Rodriguez e Oliemans (2006)..	139
4.1.2	Análise sobre o trabalho experimental de Yusoff (2012).....	150
4.2	CFD: análise sobre o escoamento estratificado ondulado	162
4.2.1	Teste de sensibilidade de malha computacional	162
4.2.2	Resultados numéricos	168
4.2.3	Análise dos resultados sobre os parâmetros de onda.....	190
CAPITULO 5 - CONCLUSÕES E TRABALHOS FUTUROS.....		197
5.1	Conclusões.....	197
5.2	Proposição de trabalhos futuros.....	200
REFERÊNCIAS.....		201
APÊNDICE A - MODELO FENOMENOLÓGICO PARA FATORES DE ENTRANHAMENTO PROPOSTO NESTE TRABALHO (RB-FE).....		209
APÊNDICE B - TABELA COMPARATIVA DOS MODELOS FENOMENOLÓGICOS AVALIADOS.....		221

CAPITULO 1 - INTRODUÇÃO

Escoamentos bifásicos estão presentes em diversos processos naturais e industriais, como, por exemplo, na produção de petróleo, onde geralmente uma mistura imiscível de óleo e gás é conduzida através de dutos, essa assumindo diversas configurações espaciais chamadas de padrões de escoamento. Na prática, dada sua confiabilidade, a aplicação de modelos físicos dependentes do padrão de escoamento é a abordagem comumente observada para a previsão dos parâmetros do escoamento bifásico, como fração volumétrica, gradiente de pressão bifásico e deslizamento. O padrão de escoamento apresenta-se como uma importante ponte entre os fluxos volumétricos e os parâmetros do escoamento bifásico, fornecendo informações fundamentais sobre a fenomenologia do escoamento.

O setor energético brasileiro tem parte substancial de sua matriz energética baseada na indústria de petróleo. Em face disso, pesquisas relacionadas à produção de petróleo e gás natural têm surgido no sentido de contribuir com a indústria petrolífera para que a demanda do setor energético possa ser atendida. Nesse contexto, encontram-se os estudos relacionados aos escoamentos multifásicos, entre os quais, os escoamentos bifásicos.

Presentes e relevantes em inúmeros processos, tanto naturais quanto industriais, os escoamentos multifásicos, que consistem em compostos de duas ou mais fases imiscíveis, em geral são encontrados na forma de misturas bifásicas, que podem ser compostas por:

i) Gás-sólido ou líquido-sólido.

Exemplos: leitos fluidizados borbulhantes ou circulantes, biorreatores, transporte pneumático, reações de síntese, craqueamento catalítico, reações de oxidação de minérios, processos de combustão e gaseificação, transporte de material particulado e recuperação de calor.

Aplicações: indústria farmacêutica, metalúrgica e petroquímica.

ii) Gás-líquido:

Exemplos: colunas de bolhas, torres de resfriamento, escoamentos condensadores de vapor, escoamentos de óleo-gás e de água-gás em tubulações, microbiologia, refrigeração e ventilação industrial, e, produção e transporte de petróleo e gás natural.

Aplicações: indústria petroquímica e de refrigeração.

iii) Líquido-líquido.

Exemplos: escoamento composto por óleo (leve ou pesado) e água em tubulações em produção e transporte de petróleo.

Aplicações: indústria de petróleo.

Referente à produção e transporte, óleo, água e gás são conduzidos em tubulações, na forma de misturas imiscíveis e em variados padrões de escoamento.

Embora sejam muitos os trabalhos relacionados a escoamentos bifásicos, em especial, aos escoamentos gás-líquido, a literatura ainda carece de trabalhos a respeito de escoamentos líquido-líquido. Escoamentos bifásicos estratificados são de comum ocorrência em poços de petróleo direcionais e também têm sido utilizados como uma conveniente forma de evitar a formação de emulsões de água em óleo em oleodutos. As perdas de energia e os altos custos relacionados ao deslocamento dos fluidos têm sido objeto de preocupação por parte da indústria, especialmente em condições de produção *offshore*. A redução do consumo de energia associada ao transporte dos fluidos e o aumento significativo da produção são possíveis desde que esteja garantida a estabilidade do padrão de escoamento em condições específicas, reduzindo igualmente os custos, tanto de projeto quanto operacionais.

A teoria da estabilidade hidrodinâmica tem sido muito utilizada para a modelagem e previsão das fronteiras de transição de padrão de escoamento bifásico. Em alguns casos, transições de padrão de escoamento podem ser atribuídas a instabilidades que resultam da amplificação de uma onda de perturbação na interface das fases. Além disso, devido a essa onda interfacial e às tensões de cisalhamento entre as fases, fenômenos interfaciais podem surgir, tais como o desprendimento de gotículas de uma fase que se entranha na outra fase. Formam-se gotículas de uma fase dispersas na outra, acarretando uma transferência de quantidade de movimento entre as fases, o que resulta em dissipação de energia, quantificada na queda de pressão.

Entretanto, pouca atenção tem sido dada à estrutura ondulatória interfacial observada em escoamento estratificado óleo-água. Além disso, a deficiente modelagem da dissipação de energia interfacial pode ser uma explicação para a previsão relativamente pobre da queda de pressão por parte dos modelos unidimensionais disponíveis na literatura e adotados pelos códigos comerciais (MENDES et al., 2011, RODRIGUEZ E BALDANI, 2012). Foi

publicado por de Castro et al. (2012) um trabalho a respeito das propriedades geométricas e cinemáticas da onda interfacial em escoamento estratificado óleo-água, no qual, sugere-se que a onda tenha uma natureza cinemática, i.e., que seja resultado do balanço das forças atuantes no citado padrão de escoamento bifásico.

Da mesma forma, são escassos os estudos sobre o padrão de escoamento estratificado com mistura na interface e sobre o fenômeno de entranhamento de gotas a ele associado, e que é consequência da ruptura da estabilidade da estrutura ondulatória do padrão de escoamento estratificado ondulado. O fenômeno do entranhamento de gotas ainda não está plenamente compreendido e carece de estudos mais aprofundados, especialmente no que tange à sua modelagem fenomenológica.

A grande complexidade dos escoamentos bifásicos não permite, na maioria das vezes, a solução analítica das equações gerais governantes, que comumente são equações diferenciais parciais não lineares. Assim, uma das opções para se ter acesso aos detalhes do escoamento é o uso de métodos numéricos em CFD (*Computational Fluid Dynamics*) para resolver tais equações, essas sem solução analítica devido à sua não-linearidade. Esses métodos numéricos têm se mostrado capazes de detalhar o escoamento em diferentes circunstâncias.

Neste trabalho prospectivo em relação às lacunas de pesquisa mencionadas, é proposta uma nova modelagem fenomenológica de entranhamento de gotas, em escoamento estratificado óleo-água com mistura na interface, com o objetivo de melhorar a compreensão do fenômeno e para a previsão dos parâmetros fração volumétrica e queda de pressão, bem como do parâmetro de entranhamento e fator de entranhamento em escoamentos estratificados com mistura na interface. Além disso, utiliza-se CFD como instrumento para a previsão de parâmetros como a queda de pressão e fração volumétrica em escoamentos estratificados ondulados óleo-água, bem como para melhor entender fenômenos interfaciais que estariam relacionados à onda interfacial e aos fenômenos relacionados à sua existência e propagação, como a tensão cisalhante interfacial, além de demais parâmetros da onda como amplitude, comprimento e sua velocidade de propagação.

De igual forma, são utilizados códigos numéricos unidimensionais para o estudo, tanto dos modelos unidimensionais de dois fluidos abordados no presente trabalho, como também dos modelos paramétricos de entranhamento de gotas, todos eles para a previsão dos

respectivos parâmetros, como fração volumétrica e queda de pressão, bem como os fatores de entranhamento.

Assim sendo, o presente trabalho tem como principais objetivos:

- i) Revisão bibliográfica relacionada a escoamentos bifásicos estratificado, estratificado ondulado e estratificado com mistura, tanto envolvendo escoamentos gás-líquido, quanto líquido-líquido, e também relacionada ao fenômeno de entranhamento, trabalhos experimentais e de modelagem matemática;
- ii) Modelagem matemática unidimensional do escoamento estratificado óleo-água com mistura na interface para a previsão do parâmetro de entranhamento de gotas de uma fase na fase oposta, fatores de entranhamento, bem como dos parâmetros fração volumétrica e queda de pressão;
- iii) Simulação com código numérico 1-D para a obtenção de dados de fração volumétrica e queda de pressão, para comparação entre os modelos de dois fluidos estudados neste trabalho e dados experimentais. Da mesma forma, para a obtenção dos dados de entranhamento e análise de sensibilidade dos modelos envolvendo os fatores de entranhamento, e comparação com os dados experimentais de Yusoff (2012) e Rodriguez e Oliemans (2006);
- iv) Simulação numérica via CFD (utilizando software comercial) para obtenção dos valores dos parâmetros do escoamento estratificado ondulado óleo-água (fração volumétrica e queda de pressão) e da onda interfacial (amplitude, comprimento e velocidade) e comparação com os bancos de dados obtidos experimentalmente por Pereira (2011) e de Castro (2013).

O trabalho foi organizado nos seguintes capítulos:

- Capítulo 1: introdução.

- Capítulo 2: definições preliminares dos principais conceitos e das variáveis do escoamento bifásico mencionadas neste trabalho; revisão bibliográfica sobre escoamentos bifásicos gás-líquido e líquido-líquido, bem como sobre os padrões estratificado ondulado e estratificado com mistura na interface, este último resultante do entranhamento de gotas também abordado neste capítulo e trabalhos a ele relacionados; breve descrição do trabalho experimental realizado por Pereira (2011) e de Castro (2013), com a apresentação linha de testes e da instrumentação utilizada e resultados, e descrição do trabalho experimental de

Yusoff (2012), todos eles estreitamente relacionados ao presente trabalho; modelagem matemática unidimensional desenvolvida por diferentes autores para os padrões de escoamento estratificado ondulado (modelos de dois fluidos) e para o entranhamento de gotas (estudos paramétricos de fatores e taxas de entranhamento); modelagem matemática utilizada pelo software comercial ANSYS-CFX 14.0® em dinâmica dos fluidos computacional (CFD).

- Capítulo 3: metodologia aplicada na modelagem matemática unidimensional e simulação numérica para o entranhamento de gotas sobre o escoamento estratificado óleo-água com mistura na interface para os dados da literatura, e, em CFD do escoamento estratificado ondulado óleo-água.

- Capítulo 4: resultados obtidos e discussões.

- Capítulo 5: conclusões e proposição de trabalhos futuros.

- Apêndice A: modelo fenomenológico proposto no presente trabalho.

- Apêndice B: tabela comparativa dos modelos fenomenológicos avaliados no presente trabalho.

CAPITULO 2 - REVISÃO BIBLIOGRÁFICA

O presente capítulo tem como objetivo apresentar o estado da arte referente aos tópicos que formam o conteúdo do presente trabalho de pesquisa, mostrando os estudos relacionados ao escoamento bifásico gás-líquido e líquido-líquido e, principalmente, ao escoamento líquido-líquido óleo-água, e aos padrões estratificado e estratificado com mistura na interface. Iniciando o capítulo, e precedendo à revisão da literatura, são introduzidas as definições de alguns dos termos básicos utilizados no escopo concernente ao escoamento bifásico.

2.1 Considerações iniciais

Considerando que o objeto deste estudo consiste em um escoamento óleo-água, sendo os subscritos *o* designado para o óleo (*oil*) e *w* designado para a água (*water*), com ambas as fases escoando de forma simultânea em uma tubulação com área de seção transversal *A*, as frações volumétricas de injeção do óleo e da água são dadas respectivamente por:

$$C_o = \frac{Q_o}{Q_o + Q_w}, \quad \text{e}, \quad C_w = \frac{Q_w}{Q_o + Q_w}. \quad (2.1)$$

sendo Q_o e Q_w , respectivamente, as vazões volumétricas de injeção do óleo e da água.

A partir das vazões volumétricas de injeção e da área de seção transversal do tubo são calculados os fluxos volumétricos também chamados de velocidades superficiais, tanto do óleo como da água, respectivamente da forma:

$$U_{os} = \frac{Q_o}{A}, \quad \text{e}, \quad U_{ws} = \frac{Q_w}{A}. \quad (2.2)$$

A partir deste ponto do trabalho, adotaremos por opção no presente texto o termo velocidade superficial preferencialmente a fluxo volumétrico.

Das eqs. (2.1) e (2.2) obtêm-se as relações entre as frações volumétricas de injeção e as velocidades superficiais, dadas por:

$$\frac{U_{os}}{U_{ws}} = \frac{C_o}{C_w} , \quad (2.3)$$

$$C_o = \frac{U_{os}}{U_{os} + U_{ws}} , \quad \text{e}, \quad C_w = \frac{U_{ws}}{U_{os} + U_{ws}} . \quad (2.4)$$

A velocidade *in situ*, diferentemente da velocidade superficial, corresponde à velocidade média real de cada fase, o que corresponde à vazão volumétrica da fase passando por uma área menor do que a área transversal do tubo, isto é, a área da seção transversal ocupada pela própria fase. Calculadas a partir da razão entre a vazão volumétrica e a área ocupada pela da fase, as velocidades *in situ* para o óleo e para a água são dadas, respectivamente, por:

$$V_o = \frac{Q_o}{A_o} , \quad \text{e}, \quad V_w = \frac{Q_w}{A_w} . \quad (2.5)$$

A fração volumétrica *in situ* de uma fase, que é dada por uma média temporal para certo trecho de tubo, é considerada como uma grandeza local, isto é, é calculada para um comprimento diferencial de tubo δL . Assim, as frações volumétricas *in situ*, respectivamente para o óleo e para a água, são definidas da forma:

$$\varepsilon_o = \frac{A_o}{A} \frac{\delta L}{\delta L} = \frac{A_o}{A} , \quad \text{e}, \quad \varepsilon_w = \frac{A_w}{A} \frac{\delta L}{\delta L} = \frac{A_w}{A} . \quad (2.6)$$

A fração volumétrica *in situ* também é chamada de *holdup* da fase, sendo que, em casos de escoamentos gás-líquido, é comumente utilizado o termo de “fração de vazio” para a fração volumétrica *in situ* da fase gasosa.

As velocidades superficiais de cada fase e as respectivas frações volumétricas *in situ*, a partir das eqs. (2.2) a (2.6), estão relacionados entre si da seguinte forma:

$$V_o = \frac{U_{os}}{\varepsilon_o} , \quad \text{e}, \quad V_w = \frac{U_{ws}}{\varepsilon_w} . \quad (2.7)$$

A velocidade da mistura é definida dividindo a vazão volumétrica total pela seção transversal do tubo, ou também, pela soma das velocidades superficiais das fases:

$$U_m = \frac{Q_o + Q_w}{A} = U_{os} + U_{ws} . \quad (2.8)$$

Um importante fenômeno característico de escoamentos bifásicos é o deslizamento s provocado pelas diferenças de densidades e/ou viscosidades entre os fluidos.

Quando dois fluidos escoam juntos em uma tubulação, a fração volumétrica *in situ* é, de maneira geral, diferente da fração volumétrica de injeção. O *holdup ratio*, ou deslizamento, de acordo com Oliemans (1986), é definido como uma razão envolvendo duas outras razões, a razão das frações volumétricas *in situ* ($\varepsilon_w/\varepsilon_o$) sobre a razão das frações volumétricas de injeção (C_w/C_o), o que também corresponde à razão das velocidades *in situ* das fases:

$$s = \frac{\frac{\varepsilon_w}{\varepsilon_o}}{\frac{C_w}{C_o}} = \frac{V_o}{V_w} . \quad (2.9)$$

Quando o deslizamento s é maior do que a unidade, significa que a água esta se acumulando no tubo e o óleo esta escoando mais rapidamente. Por outro lado, quando o escorregamento s é menor do que a unidade, é o óleo que está se acumulando no tubo e a água que está escoando mais rapidamente.

2.2 O padrão de escoamento gás-líquido

É chamado de escoamento bifásico gás-líquido em tubos o escoamento simultâneo de dois componentes ou fases imiscíveis, sendo uma gasosa e outra líquida, ambas dentro de um mesmo duto. O escoamento da mistura pode ocorrer assumindo diferentes configurações geométricas, chamadas de padrões de escoamento, sendo tais padrões classificados pelo arranjo das fases.

De acordo com Meng et al. (2001), correspondem aos parâmetros mais importantes envolvidos no desenvolvimento de um escoamento bifásico gás-líquido: a geometria tubular, o que envolve o diâmetro da tubulação e seu ângulo de inclinação, as condições operacionais de vazão, pressão e temperatura, e também as propriedades físicas dos fluidos, tais como densidade, viscosidade e tensão superficial.

Shoham (2006) apresentou uma classificação bastante aceita para os padrões de escoamento gás-líquido. Nela, os padrões de escoamento tradicionais para escoamento vertical ascendente são bolhas (*bubble*), pistonado (*slug*), agitante (*churn*), anular (*annular*) e bolhas dispersas (*dispersed-bubble*). Já para escoamento horizontal e ligeiramente inclinado, os padrões típicos são: estratificado liso (*stratified-smooth*), estratificado ondulado (*stratified-wavy*), bolhas alongadas (*elongated-bubble*), pistonado (*slug*), anular (*annular*), anular ondulado (*wavy-annular*) e bolhas dispersas (*dispersed-bubble*), conforme nos mostra a Figura 2.1.

Figura 2.1 - Padrões de escoamento para escoamento bifásico gás-líquido atualmente aceitos: (a) escoamento horizontal e levemente inclinado, (b) escoamento vertical ascendente. Extraída de Shoham (2006).

A partir da análise do escoamento estratificado, Taitel e Dukler (1976) apresentaram modelos fenomenológicos para determinar a transição de padrões de escoamento gás-líquido em dutos horizontais, com equações de fechamento para a previsão de fração volumétrica *in situ* e queda de pressão e baseadas em uma interface de separação entre as fases com geometria plana. Como consequência, foi proposta uma carta de fluxo para o escoamento gás-líquido e seu trabalho tornou-se referência fundamental a respeito da previsão de fronteiras de transição.

Kang e Kim (1992), através de seu estudo em escoamento estratificado ar-água em tubulação com inclinações de 4,1° e 87°, realizaram medições da velocidade de ondas em um

ponto fixo, observando não haver relação da velocidade com a espessura da camada de líquido. Como consequência, foi desenvolvida uma ferramenta capaz de descrever a tensão cisalhante interfacial, bem como as propriedades das ondas no escoamento estratificado ondulado.

Segundo Brauner et al. (1996), a configuração de interface plana entre duas camadas estratificadas é a mais adequada para sistemas bifásicos dominados pela gravidade, como é o caso de sistemas estratificados envolvendo gás e líquido. No entanto, para escoamentos estratificados líquido-líquido, influenciados tanto pelos termos gravitacionais quanto pela tensão interfacial, a configuração da interface na seção transversal apresenta fundamentalmente uma geometria curvilínea, sendo que para sua predição são empregadas considerações de energia. Observou-se que a configuração curvilínea da interface, com concavidade voltada para a parte superior do tubo, é função das propriedades físicas dos fluidos *in situ*, das dimensões do tubo, da adesão na parede e da gravidade.

Li et al. (1997), identificaram dois padrões distintos de escoamento estratificado em seu trabalho desenvolvido em dutos horizontais e inclinados para escoamentos gás-líquido, bem como a transição entre ambos: os padrões liso e ondulado, sendo o primeiro para baixas velocidades superficiais do gás e o segundo para velocidades superficiais do gás suficientemente altas. No segundo caso, puderam também identificar uma significativa influência das ondas na transferência de calor e instabilidade do sistema, bem como a existência de dois outros padrões dentro do estratificado ondulado: ondas bidimensionais e ondas de larga amplitude.

Brauner et al. (1998), para predição das frações volumétricas *in situ* e queda de pressão no padrão estratificado gás-líquido, propuseram um modelo com base na geometria curvilínea da interface para as equações de fechamento do modelo de dois fluidos unidimensional. De forma prática, tal estudo mostrou que a interface possui, de fato, aspecto curvilíneo, com concavidade voltada para cima.

Wang et al. (2004), a partir da análise do fator de fricção interfacial e da rugosidade interfacial relativa em escoamentos ar-água no padrão anular em tubulação pequena, concluíram que a rugosidade interfacial do escoamento bifásico anular é propriedade que influencia na dinâmica do escoamento. Em seu trabalho, comprovaram a existência de uma relação intrínseca da amplitude da onda e rugosidade interfacial com o número de Reynolds

da fase gasosa, observando alterações em tais propriedades à medida que há um aumento do número de Reynolds. Para tanto, os respectivos experimentos foram realizados em gravidade normal e em microgravidade. Assim, também se concluiu que a amplitude da onda e a rugosidade interfacial em microgravidade são inferiores à metade dos valores correspondentes em gravidade normal. A rugosidade interfacial relativa em gravidade normal é, de maneira geral, maior que a rugosidade da parede.

Dyment e Boudlal (2004) propuseram uma nova teoria para a transição do escoamento estratificado com ondas para o escoamento pistonado gás-líquido em tubos circulares, sendo desenvolvido um critério de estabilidade a partir das equações da conservação da massa e da quantidade de movimento. No trabalho, foi apresentado um modelo válido para um gradiente de pressão pequeno ao longo da tubulação, tensão superficial desprezível e somente para certa gama de inclinações, com soluções analíticas para escoamento em tubos com inclinação negativa. Também para inclinações negativas, foi relatado o domínio do escoamento pistonado.

Berthelsen e Ytrehus (2005) realizaram estudos experimentais e numéricos sobre escoamento estratificado ondulado gás-líquido completamente desenvolvido em dutos. Do estudo numérico, a interface ondulada é representada por uma rugosidade interfacial equivalente, estando em conformidade com dados obtidos através do respectivo estudo experimental. As equações governantes são discretizadas pelo método de diferenças finitas, sendo a malha refinada na interface e na parede. A equação da quantidade de movimento em regime permanente na direção axial é resolvida em conjunto com um modelo bifásico de turbulência, modelo esse modificado de modo a responder pela respectiva rugosidade interfacial equivalente.

Ghorai e Nigam (2006) realizaram simulações numéricas em CFD para obter uma melhor compreensão do comportamento do escoamento gás-líquido em tubos, através da abordagem Euleriana-Euleriana, e com o uso do pacote comercial de CFD ANSYS-FLUENT 6.0®. As principais variáveis estudadas no trabalho foram: a velocidade da fase gás, a fração volumétrica de líquido e a rugosidade interfacial, para velocidades do gás entre 1,2 m/s e 12,5 m/s, e do líquido entre 0,0066 m/s e 0,1 m/s. Os resultados numéricos foram validados na comparação direta com dados experimentais existentes na literatura. As previsões das características da distribuição de tensões de cisalhamento e do perfil do escoamento estavam dentro de um erro médio de cerca de $\pm 10\%$. As simulações validam o conceito de rugosidade

interfacial no que se refere às interações gás-líquido. A comparação dos perfis de velocidade, experimentais e computacionais, mostrou boa concordância entre ambos. No trabalho, foram exploradas características do campo de escoamento, a partir de extensos cálculos numéricos, tendo sido apresentada, como consequência do trabalho, uma correlação para fatores de atrito, interfacial e da água, em regime de escoamento estratificado ondulado.

Buscando uma melhor compreensão do escoamento bifásico gás-líquido, Vallée *et al.* (2007) realizaram um estudo experimental do escoamento bifásico gás-líquido em dois canais horizontais com seção transversal retangular, de forma a permitir uma melhor observação do escoamento co-corrente de ar em água, em especial do padrão *slug* à pressão atmosférica e temperatura ambiente. As seções de teste foram feitas de acrílico para que pudessem ser aplicadas nas medições as técnicas ópticas, como observação por vídeos de alta velocidade e por PIV (*particle image velocimetry*). A seção transversal retangular fora escolhida para proporcionar melhores possibilidades de observação. Além disso, as medições de pressão dinâmica foram realizadas e sincronizadas com o sistema de câmeras de alta velocidade. Posteriormente, foram realizadas simulações em CFD de escoamentos estratificados utilizando o código ANSYS-CFX 5.7®, através da abordagem de dois fluidos Euleriana-Euleriana, com a opção *Free surface*, condição inicial transiente e dependência temporal, aplicadas em malhas estruturadas de 400.000 e de 600.000 volumes finitos. A turbulência foi modelada separadamente para cada fase utilizando o modelo *k- ω* de turbulência. No entanto, não foi utilizado qualquer método para a captura da interface nas simulações. Os resultados das simulações reproduziram muito bem o padrão de escoamento *slug*, a formação de bolhas, velocidade e ruptura. Seus resultados numéricos e experimentais apresentaram concordância qualitativa.

Sidi Ali e Gatignol (2010) utilizaram simulações em CFD para investigar mais profundamente o papel das tensões cisalhantes, interfacial e parietal, em escoamentos gás-líquido. Os autores utilizaram, para tanto, o software comercial ANSYS-FLUENT 6.4®, testando diferentes malhas, que minimizassem o custo computacional, não produzissem resultados que divergissem e que fossem capazes de capturar os efeitos esperados das tensões cisalhantes sobre o escoamento gás-líquido, fundamentalmente sobre a fase gasosa, em um tubo de 0,1 m de diâmetro interno e 10 m de comprimento. Uma vez que o interesse consistia em avaliar somente a fase gasosa, a geometria era composta por um tubo seccionado longitudinalmente pela interface plana. Em função das diferentes possibilidades de altura dessa interface, as malhas variaram em número de elementos, de 140.000 a 300.000,

dependendo da altura da interface. A base da geometria adotada como uma parede móvel longitudinalmente variou entre 26 a 42,9 mm de altura. Ao final das simulações, os resultados foram comparados com resultados experimentais e numéricos existentes na literatura. Também foram obtidos e comparados os perfis de velocidade do gás para cada uma das situações de posicionamento da interface, o que implica em diferentes frações volumétricas de gás no escoamento bifásico. Por fim, foram apresentadas novas expressões para os fatores de atrito, interfacial e parietal, e os resultados comparados com dados da literatura. As comparações dos resultados mostraram boa concordância com a fenomenologia e os dados experimentais quanto às simulações em CFD, e uma melhora nos resultados em relação à modelagem dos fatores de atrito.

Karimi et al. (2012) realizaram simulações em CFD para investigar os efeitos de quatro correlações diferentes para o coeficiente de arrasto (C_D), implementadas no solver do software através de funções definidas pelo usuário com o objetivo de melhor prever o fluxo de ar e água num tanque agitado. Uma abordagem multifásica Euleriana-Euleriana, com o modelo de turbulência $k-\varepsilon$, foi utilizada para prever a fração volumétrica do gás em condições de escoamentos laminar e turbulento. A comparação das previsões da fração de vazio obtidas por diferentes correlações para o C_D mostrou que a escolha da formulação para o C_D contribui significativamente para melhorar a precisão das previsões numéricas em cada regime de escoamento, embora as incertezas sejam maiores para os casos em regimes turbulentos. Os resultados também sugerem que mais melhorias na simulação de CFD para tanques agitados podem ser conseguidas através de uma melhor quantificação das propriedades turbulentas associadas às forças interfaciais entre a fase contínua e a fase dispersa.

2.3 O padrão de escoamento líquido-líquido e o padrão estratificado ondulado

A literatura sobre escoamentos líquido-líquido em tubulações ainda é limitada, havendo relativamente poucos trabalhos voltados para a obtenção de dados sobre padrões de escoamento, frações volumétricas *in situ* e queda de pressão em escoamentos compostos por água e óleo. Ao promover a inclinação de uma tubulação com escoamento óleo-água, são esperadas modificações sobre as forças de equilíbrio às quais os fluidos estão expostos. A configuração de um escoamento também pode sofrer modificações em função das diferentes geometrias e materiais da tubulação, bem como pelas diferentes viscosidades e densidades dos

respectivos fluidos. A força gravitacional, decomposta em suas componentes normal e axial (paralela ao eixo da tubulação), promove a segregação do fluido através de sua componente normal, semelhante aos casos de dutos horizontais, enquanto a aceleração ou desaceleração da fase menos densa em relação à mais densa ocorre pela ação da componente axial. De acordo com Rodriguez e Oliemans (2006), ainda existem várias questões relativas ao escoamento líquido-líquido que não foram plenamente esclarecidas.

Pal (1993) estudou em seu trabalho o comportamento de dispersões óleo-água e emulsões em escoamentos horizontais, tanto laminar quanto turbulento. O autor verificou que, em escoamentos turbulentos, essas dispersões apresentam uma redução do arrasto. Os valores de viscosidade efetivos obtidos em escoamento turbulento são menores do que os valores equivalentes em escoamento laminar, o que é um indicativo de uma diminuição do gradiente de pressão em regime turbulento. Segundo o autor, em escoamentos turbulentos de dispersões, a deformação das gotas pode promover a modificação das escalas de turbulência do escoamento da fase contínua, o que poderia explicar o fenômeno da redução do arrasto (*Drag Reduction Phenomenon* - DRP) associado a escoamentos dispersos óleo-água. Além disso, ele indica que a intensidade da redução do arrasto depende das propriedades físicas do óleo e da concentração da fase dispersa. Adicionalmente, o autor propõe um método teórico para prever a viscosidade de emulsões de dois líquidos imiscíveis, com base nas propriedades reológicas da mistura. A equação proposta apresenta boa previsão dos dados de viscosidade de emulsões, abrangendo uma ampla gama de valores de viscosidade.

Trallero (1995) realizou um estudo experimental e de modelagem fenomenológica em escoamento óleo-água, com viscosidade de 29 mPa.s e densidade de 884 kg/m³ para o óleo e tubulação horizontal de 2" de diâmetro interno, observando distintos padrões de escoamento. Como pode ser observado na Figura 2.2, foram identificados os seguintes padrões de escoamento: escoamento estratificado (ST), estratificado com mistura na interface (ST&MI), dispersão de óleo em água e água (Do/w&w), dispersão de óleo em água e de água em óleo (Do/w&Dw/o), emulsão de óleo em água (o/w) e emulsão de água em óleo (w/o). Também obtiveram dados de razão entre fração volumétrica de injeção e fração volumétrica *in situ* de água (C_w/ε_w) e queda de pressão em 162 diâmetros de comprimento de tubulação.

Figura 2.2 - Padrões de escoamento observados por Trallero (1995). Extraída de Pereira (2011).

Gorelik e Brauner (1999) afirmam que se a fração volumétrica do fluido mais denso (a que ocupa a parte inferior na seção transversal do tubo) exceder um valor limite, valor esse relacionado ao ângulo de contato entre a interface e a parede do tubo, a geometria da interface deixa de ser plana, tornando-se côncava, o que é válido para pequenos ângulos de contato e altos valores de fração volumétrica da fase mais densa.

Alkaya et al. (2000) realizaram um trabalho experimental no qual foram observadas ondas interfaciais em escoamento óleo-água estratificado em tubulação inclinada. Utilizando uma tubulação de acrílico de 2" de diâmetro interno, foram testadas diferentes inclinações $0,5^\circ$, 1° , 2° e 5° a partir da horizontal, verificando, entre os padrões observados, que o aparecimento de ondas interfaciais no padrão estratificado era decorrente do aumento da inclinação em relação a horizontal, principalmente no caso de escoamento descendente.

Angeli e Hewitt (2000), utilizando gravação de vídeo de alta velocidade e determinação da fração de fase local através de sonda de impedância de alta frequência, com a fase contínua na dispersão reconhecida por uma sonda de condutividade, observaram experimentalmente vários padrões de escoamento líquido-líquido, com variações distintas entre o padrão estratificado e o completamente disperso. Seus experimentos foram feitos, tanto em tubulação de acrílico, quanto em aço inoxidável, para um escoamento óleo-água, analisando também as distribuições das fases água e óleo em relação aos diferentes materiais de tubulação. Em determinados intervalos de condições, as distribuições das fases diferiam de

forma significativa entre o tubo de aço inoxidável e de acrílico em função da rugosidade e molhabilidade.

Elseth (2001), também através de estudo sobre escoamento água-óleo, com óleo combustível de viscosidade 1,64 mPa.s e tubulação de 56,3 mm de diâmetro interno, observou dois tipos de padrões de escoamento: estratificado e disperso. O padrão estratificado foi ainda identificado nos padrões estratificado suave, estratificado ondulado, estratificado misturado com gotas de água no óleo, estratificado misturado com gotas de óleo na água e estratificado misturado com ambos os casos, gotas de água no óleo e gotas de óleo na água. Para o escoamento disperso, foram identificados os padrões: dispersão contínua de óleo com camada densa de gotas de água, dispersão contínua de água com camada densa de gotas de óleo, dispersão contínua de óleo não homogênea, dispersão contínua de água não homogênea, dispersão contínua de óleo homogênea e dispersão contínua de água homogênea.

Ng et al (2001) propuseram um tratamento geométrico para a interface em escoamentos bifásicos estratificados, e que corresponde a um arco de curvatura sobre a seção transversal do tubo. Segundo os autores, o modelo é mais adequado para os casos nos quais a diferença entre as densidades dos fluidos é pequena, em tubos de pequenos diâmetros, altos valores de tensão interfacial e efeito gravitacional reduzido. O modelo de interface plana seria mais apropriado para escoamentos nos quais a diferença de densidades entre os fluidos é significativa, podendo ser desprezados o efeito do ângulo de contato e o de tensão superficial. Esses efeitos são caracterizados pelo número de Bond, que corresponde a uma razão entre as forças de empuxo e de tensão superficial. Os resultados correspondem a uma família de soluções exatas da equação de Young-Laplace, válida apenas para regime laminar-laminar.

Ng et al (2002) utilizaram o Método de Elementos de Contorno (*Boundary Element Method* - BEM) para avaliar as propriedades integrais e locais de escoamento bifásico estratificado laminar-laminar em um tubo para geometrias da interface determinadas pela solução exata da equação de Young-Laplace. Três parâmetros adimensionais são utilizados para determinar a forma da interface como uma solução para a equação de Young-Laplace: o ângulo de contato, formado entre a interface e a parede do tubo, a fração volumétrica e o número de Bond, que corresponde à razão entre as forças gravitacional e de tensão superficial. De acordo com os autores, o escoamento bifásico estratificado laminar-laminar em um tubo é controlado pelos parâmetros adimensionais citados, bem como pela razão de viscosidades e pela inclinação do tubo. Os resultados são apresentados para as taxas de vazão, tensões de

cisalhamento parietal e interfacial e perfis de velocidade na interface e na seção transversal do tubo. Os resultados obtidos a partir do BEM para interface plana foram comparados com os da solução analítica para fração volumétrica de 0,50 (isto é, para uma interface plana atravessando o centro do tubo horizontalmente) e com soluções numéricas obtidas anteriormente utilizando o sistema bipolar de coordenadas. As comparações para o caso de uma interface circular foram feitas com o método integral de Fourier. As soluções do método integral de contorno apresentam boa concordância com os resultados publicados para alguns casos especiais. Os autores concluíram que o BEM possibilita uma grande flexibilidade e precisão no tratamento deste tipo de escoamento.

Ullmann et al. (2003), em seu estudo experimental e teórico sobre os efeitos da inclinação no padrão estratificado laminar líquido-líquido em escoamento contra-corrente, propuseram modelos fenomenológicos a partir da constatação experimental da existência de dois tipos de padrão estratificado: os estratificados liso e ondulado, dependendo das frações volumétricas das fases, velocidades superficiais e queda de pressão. Seus resultados mostraram que, para pequenas inclinações a partir da posição vertical do tubo, as fases tendem à estratificação.

Realizando experimentos em tubulação de aço inoxidável com 38 mm de diâmetro interno, com escoamento com água e óleo de densidade 828 kg/m^3 e viscosidade de 6 mPa.s, Lovick e Angeli (2004) estudaram, tanto o tamanho, quanto a distribuição de gotículas, em escoamentos líquido-líquido dispersos em tubulação. Os autores observaram diferenças muito pequenas no tamanho das gotas de água nas camadas superiores de óleo, bem como no tamanho das gotas de óleo nas camadas inferiores de água. Verificaram ainda que as velocidades de mistura utilizadas, variando de 1,5 a 2,5 m/s, não promoveram mudanças significativas no tamanho das gotículas nas fases água e óleo. Notaram também que, à medida que aumentava-se a velocidade para a fase contínua, as gotas tornaram-se menores.

Utilizando uma tubulação de aço de 38 mm de diâmetro interno e com inclinação positiva de 5 graus para um escoamento óleo-água, Lum e Angeli (2004) observaram que o aumento da injeção de óleo afetou a transição entre o padrão estratificado e o padrão disperso, bem como que a queda de pressão friccional foi menor no escoamento bifásico disperso óleo-água do que no escoamento monofásico, tanto de óleo quanto de água.

Rodriguez et al. (2004) apresentaram o princípio da modelagem inversa, aplicando-o aos dados disponíveis na literatura sobre escoamento óleo-água em tubo horizontal (ELSETH, 2001; TRALLERO, 1995). No método proposto, as velocidades superficiais não eram dados de entrada no algoritmo, mas sim, obtidas a partir dos demais parâmetros do escoamento, em especial do gradiente de pressão, resultando em diferentes possibilidades de pares de velocidades superficiais. Como descrito pelos autores, a metodologia aplicada nem sempre garante uma solução única, uma vez que as velocidades superficiais resultantes tinham de ser obtida através de uma interpretação gráfica. No entanto, a concordância entre os resultados obtidos com dados experimentais mostrou-se satisfatória.

Raj et al. (2005), em seu trabalho com escoamento estratificado líquido-líquido, comprovaram experimentalmente que o modelo de geometria curva para a interface, proposto por Brauner et al. (1998), apresenta uma aproximação mais adequada, para predição dos dados de fração volumétrica *in situ*, do que o modelo de interface plana de Taitel e Dukler (1976), concluindo também que o modelo de Taitel e Dukler (1976) era adequado apenas para escoamentos gás-líquido.

Ainda com uma tubulação de aço de 38 mm de diâmetro interno, Lum et al. (2006) analisaram experimentalmente os efeitos da inclinação nos padrões de escoamento em escoamento bifásico água-óleo, e, tanto para 5° e 10° em escoamento ascendente, quanto para 5° na descendente. Para as inclinações de 5° e 10° na ascendente, verificou-se um novo padrão, um tipo de padrão pistonado com bolhas pouco alongadas de óleo (*oil plug flow*) e, em 5° na descendente, notou-se o desaparecimento do padrão estratificado ondulado. Puderam ainda verificar que a velocidade da água em relação ao óleo na ascendente foi menor do que na descendente.

Para melhor explorar o comportamento de escoamentos bifásicos líquido-líquido em tubulações inclinadas, Rodriguez e Oliemans (2006) estudaram padrões de escoamento, gradiente de pressão bifásico e frações volumétricas *in situ* para inclinações de -5°, -2°, -1,5°, 0°, 1°, 2° e 5° utilizando uma tubulação de aço inclinável de 15 m de comprimento e 8,28 cm de diâmetro, para um escoamento bifásico líquido-líquido composto por óleo mineral e salmoura. Pela observação do escoamento através de filmes e da comparação dos resultados com a carta de fluxo de Trallero (2005), foi possível caracterizar o padrão do escoamento e identificar seus limites. Através de densimetria dupla por raios-gama foram obtidos os dados experimentais de frações volumétricas *in situ* e queda de pressão bifásica e os resultados

foram comparados com o modelo de fases separadas e o modelo homogêneo. São fornecidos dados bastante precisos em função das vazões e inclinações, e para todos os padrões de escoamento observados no estudo.

Com o objetivo de identificar nos mapas de fluxo o padrão de escoamento estratificado óleo-água em tubulação horizontal e ligeiramente inclinada, Rodriguez et al. (2006) propuseram um critério geral de transição de padrões baseado no modelo de dois fluidos unidimensional de escoamentos bifásicos líquido-líquido. Considerou-se no trabalho a existência de um comprimento de onda crítico relacionado ao termo de tensão interfacial para o qual a teoria de estabilidade linear ainda poderia ser aplicada. O comprimento de onda crítico observado experimentalmente poderia ser explicitamente incorporado ao modelo. Foi apresentada uma primeira tentativa de modelar os coeficientes de distribuição de energia cinética. Foi também obtido um novo termo desestabilizador relacionado com a curvatura da seção transversal da interface. Uma nova equação de fechamento para a tensão de cisalhamento interfacial foi proposta para o modelo de dois fluidos do escoamento estratificado em tubos e foram apresentadas melhorias nas previsões para a queda de pressão. A fronteira de transição proposta é comparada com três modelos diferentes da literatura e novos dados experimentais (configuração de 15,5 m de comprimento e de 8,28 cm de diâmetro em várias orientações ligeiramente inclinadas). Ele fornece relativamente melhores previsões, especialmente nas regiões de cortes maiores e menores de água.

Guet et al. (2006) testaram a capacidade de aplicação do método de modelagem inversa para a determinação das vazões de óleo e água em escoamentos horizontal e com pequenas inclinações, a partir dos dados experimentais de escoamento disperso obtidos por Rodriguez e Oliemans (2006). Para tanto, foi desenvolvido um modelo híbrido, dependente da fração das fases, para a viscosidade efetiva de uma dispersão de água em óleo e óleo em água. Foram consideradas na modelagem as correlações para o fator de atrito para escoamento monofásico e o gradiente de pressão bifásico composto somente pelos termos friccional e gravitacional. O método proposto de reconstrução das vazões utiliza-se dos dados de queda de pressão e fração volumétrica, e obtém a velocidade de mistura diretamente da equação da conservação da quantidade de movimento. As velocidades obtidas através do método, para todas as inclinações de tubulação, apresentaram uma precisão de 50%, enquanto que na horizontal foi obtida uma precisão de 17%.

Foi proposto por Pal (2007) um mecanismo para a modelagem da redução do arrasto para dispersões de óleo em água e água em óleo em escoamentos turbulentos. É interessante notar que a redução de arrasto no escoamento disperso de óleo-água foi detectada por alguns investigadores, mas o mecanismo físico subjacente ao fenômeno ainda não é bem compreendido. Pal propôs um mecanismo para a modelagem de DRP (*Drag Reduction Phenomenon*) em dispersões turbulentas de óleo-em-água e água-em-óleo. O fenômeno pode ser causado por uma redução significativa da viscosidade efetiva da dispersão quando o regime passa de laminar a turbulento. Esta, por sua vez, é causada pela deformação das gotas da fase dispersa e diminuição da tensão interfacial. De acordo com o autor, a dispersão ou emulsão seria um fluido não-newtoniano e, modelando a sua reologia, seria possível prever a redução do arrasto.

Pereira (2011) realizou um trabalho experimental com escoamento estratificado ondulado óleo-água. Obteve um banco de dados, com informações relacionando alguns parâmetros relevantes do escoamento aos pares de velocidades superficiais dos fluidos, tais como frações volumétricas de água e óleo e queda de pressão. Também foram obtidos dados relacionados ao fenômeno ondulatorio, como amplitude e comprimento de onda. Esses dados foram obtidos para cinco diferentes inclinações: 0° , -10° , -20° , $+10^\circ$ e $+20^\circ$. Além disso, aquele autor propôs um modelo fenomenológico para o padrão de escoamento estratificado ondulado, baseado no modelo de Rodriguez e Oliemans (2006). Porém, considerando uma geometria côncava para a interface entre os fluidos com modificação do ângulo de contato entre a interface e a parede da tubulação.

Rodriguez e Baldani (2012) propuseram um modelo fenomenológico de dois-fluidos unidimensional para o padrão de escoamento estratificado ondulado, baseado no modelo de dois fluidos unidimensional de Rodriguez e Oliemans (2006), porém, considerando uma geometria côncava ou convexa para a interface entre os fluidos, dependendo da posição da interface na seção transversal do tubo. Foi apresentado um novo conjunto de equações inseridas no modelo para a geometria interfacial, com modificação do ângulo de contato entre a interface e a parede da tubulação. Em sua análise, utilizaram como parâmetros de comparação o modelo de Rodriguez e Oliemans (2006), o modelo homogêneo e os resultados obtidos de suas simulações em CFD com a utilização de código comercial. Para tanto, considerou-se, como hipóteses para as simulações, escoamento isotérmico de fluidos incompressíveis, regime transiente periódico, sem mudança de fase e nem transferência de massa. Em seu modelo, o fator de atrito interfacial, presente no cálculo da tensão cisalhante

interfacial e que corresponde a uma das equações de fechamento, foi ajustado empiricamente a partir dos dados experimentais de Castro et al. (2011). Os resultados do modelo fenomenológico mostram concordância com os dados de fração volumétrica e de queda de pressão experimentais obtidos por Pereira (2011) (Figura 2.3 e Figura 2.4). No entanto, os resultados das simulações numéricas não apresentam boa concordância com os dados de queda de pressão (Figura 2.4).

Figura 2.3 - Comparação da fração volumétrica *in situ* da água entre dados experimentais, modelos da literatura e CFD para: (a) horizontal, (b) -10°, (c) -20°, e, (d) +10°. Extraída de Rodriguez e Baldani (2012).

Fazendo uso de um sensor *Wire-mesh* e de um medidor refletivo de feixe de laser focado (FBRM), Yusoff (2012) realizou um estudo do escoamento líquido-líquido, neste caso óleo-água, com foco sobre a transição espacial entre os padrões de escoamento disperso e estratificado. Ele estudou a distribuição de fração volumétrica na seção transversal, bem como a distribuição de tamanho de gotas em diferentes pontos da tubulação. O autor obteve um

banco de dados a respeito das distribuições de fração volumétrica de misturas na interface na seção transversal do tubo, e de gotas em diferentes localizações a partir da interface. Pode-se estimar duas propriedades importantes do escoamento estratificado com mistura na interface: a posição média da interface e a intensidade da dispersão em torno da interface, ambas através da aplicação do sensor *Wire-mesh*. Já através do medidor FBRM, a distribuição do diâmetro Sauter médio (d_{32}) foi possível de ser medida em diferentes posições em uma seção diametral cordal na seção transversal do tubo, para 17 mm, 34 mm e 51 mm, e em distintos pontos a partir da entrada do tubo, 10D, 20D e 34D, sendo D é o diâmetro interno da tubulação. No que se refere à transição espacial entre os padrões disperso e estratificado, Yusoff (2012) teve como objetivo principal verificar a possibilidade de estratificação total dos fluidos em condição de mistura a partir de uma expansão abrupta do diâmetro da tubulação.

Figura 2.4 - Comparação da queda de pressão entre dados experimentais, modelos da literatura e CFD para: (a) horizontal, (b) -10°, (c) -20°, e, (d) +10°. Extraída de Rodriguez e Baldani (2012).

Rodriguez et al. (2012) realizaram um estudo experimental sobre o fenômeno de redução de arrasto em escoamento disperso óleo-água. O experimento foi executado em um tubo de vidro de 26 mm de diâmetro interno e 12 m de comprimento na horizontal. A caracterização do escoamento foi feita utilizando-se um sensor *Wire-mesh* baseado em medições de capacitância e gravação de vídeo de alta velocidade. Os diagramas de distribuição de fases e as imagens-tomográficas da seção transversal do tubo, todos obtidos via sensor *Wire-mesh*, sugerem a presença de uma maior quantidade de água próxima à parede do tubo. Baseados na fenomenologia do escoamento, os autores propuseram uma formulação para o cálculo da redução do arrasto, e que consiste na razão do gradiente de pressão da mistura pelo gradiente de pressão da fase água. Considerando a formação de um filme de água junto à parede da tubulação, e envolvendo a mistura axisimétrica de óleo água no centro do tubo, foi proposta uma nova expressão para a razão de deslizamento. Dados de gradiente de pressão bifásico e fração volumétrica, bem como a distribuição de fases, foram utilizados na análise. Foi detectada redução do arrasto e razão de deslizamento em frações volumétricas de óleo entre 10% e 45% e com altos números de Reynolds e água como a fase dominante. Como consequência, foi desenvolvido um modelo fenomenológico simples, sendo que as previsões e os dados do modelo, incluindo os dados da literatura, apresentaram boa concordância.

A literatura ainda carece em muito de trabalhos em CFD relacionados a escoamentos líquido-líquido, em especial, de óleo e água. Em parte isto é explicável pela grande complexidade envolvendo esse tipo de escoamento, uma vez que os fluidos não apresentam uma diferença tão significativa entre seus valores de densidade, diferentemente dos casos envolvendo gás-líquido.

2.3.1 Geometria da onda interfacial

Através de estudo em tubulação horizontal para um escoamento estratificado gás-líquido, Bontozoglou e Hanratty (1989) mostraram que o gradiente de pressão depende fundamentalmente do arrasto interfacial, estabelecendo um critério de estabilidade em função da estrutura ondulatória pela relação entre a amplitude da onda interfacial com determinados parâmetros do escoamento, como o limite geométrico da tubulação. Uma vez atingido tal limite, a estrutura ondulatória da interface deixa de ser estável.

Utilizando uma sonda capacitiva para a medição velocidade de onda interfacial, da espessura do filme líquido e da topologia da onda em escoamento bifásico anular gás-líquido, tanto em gravidade normal quanto em micro-gravidade, Wang et al. (2004) observaram que a amplitude de onda é diretamente afetada pela alteração no nível de gravidade, o que não ocorre com o comprimento de onda, de modo a constatar que a amplitude de onda em gravidade normal corresponde ao dobro do que em micro gravidade. Assim, apresentaram um modelo físico para estrutura ondulatória da interface, propondo também uma aproximação análoga para um escoamento turbulento monofásico em duto áspero bem como um modelo matemático preliminar para calcular a amplitude da onda. Além disso, a partir dos dados experimentais e do modelo, uma vez ajustado, foi possível verificar que a amplitude da onda em gravidade normal é aproximadamente 1,7 vezes maior do que a espessura da subcamada viscosa.

De acordo com Al-Wahaibi e Angeli (2006), diferentes padrões podem ser observados durante um escoamento óleo-água, verificando-se o padrão estratificado para baixas vazões volumétricas e o surgimento de ondas interfaciais inicialmente longas em relação ao diâmetro da tubulação à medida que a vazão aumenta. Pela análise invíscida de Kelvin-Helmholtz, assumiram a monotonicidade da onda interfacial na direção do raio de curvatura promovendo então uma diferença de pressão na interface em relação ao seu plano normal e aumentando assim a amplitude da onda. Assim, propuseram uma equação para a amplitude e comprimento de onda aplicando-se a equação de Bernoulli para cada fase separadamente e ao longo de meio comprimento de onda, sendo feito o acoplamento das equações por meio da pressão obtida na interface e igual para ambas as fases (equação de Laplace-Young).

A instabilidade de um escoamento estratificado e sua propensão ao padrão disperso são resultantes da formação ou separação de gotas devido a uma força de arrasto, segundo Al-Wahaibi e Angeli (2006). Em seu estudo, foram identificadas três regiões do escoamento estratificado ondulado: a região de ondas estáveis, a região de grande arrasto interfacial, na qual há a deformação da onda, e a região de ondas instáveis. Assim sendo, foi desenvolvida uma ferramenta apropriada para a previsão da amplitude e do comprimento da onda crítica no que se refere à transição de padrão de escoamento.

Um estudo teórico da onda interfacial foi realizado por Mello (2007), a partir do trabalho de Al-Wahaibi e Angeli (2006), com comparações feitas a partir de dados obtidos em outros trabalhos por terceiros, utilizando a equação da energia bifásica unidimensional,

aplicada separadamente para ambas as fases e para meio comprimento de onda, realizando a modelagem da dissipação de energia através do ajuste de fatores de atrito. Para diferentes pares de vazão do escoamento bifásico, e nas inclinações -5° , -2° , $+2^\circ$ e $+5^\circ$, foram levantados nove comprimentos de onda. Como consequência, foi observado qualitativamente que as alterações podem influenciar na topologia da onda. Devido à limitação do banco de dados, não foi possível verificar as tendências previstas. A onda obtida, conforme as observações de Mello (2007), corresponde a uma onda do tipo “águas rasas” (*shallow waters*), o que contraria a suposição de uma onda senoidal feita inicialmente no processo de modelagem.

De Castro et al. (2012) realizaram um estudo teórico e experimental sobre a topologia da onda interfacial em escoamento estratificado líquido-líquido água-óleo viscoso. São apresentadas então novas propriedades geométricas e cinemáticas da onda interfacial como uma função de um número de Froude modificado proposto para as duas fases, considerando a velocidade relativa entre as fases. O trabalho experimental foi realizado numa linha de ensaio de vidro (borosilicato) de 12 m de comprimento e 0,026 m de diâmetro interno, tendo como fluidos de trabalho: água de densidade $\rho_w = 988 \text{ kg/m}^3$ e viscosidade $\mu_w = 1 \text{ mPa} \cdot \text{s}$, e, óleo de densidade $\rho_o = 828 \text{ kg/m}^3$ e viscosidade dinâmica $\mu_o = 300 \text{ mPa} \cdot \text{s}$ a 20°C , e em diferentes inclinações (-20° , -10° , 0 , $+10^\circ$, $+20^\circ$). Para o registro de imagens do escoamento foi utilizada uma câmera de vídeo de alta velocidade (Optronis CamRecord 600). Duas lâmpadas de xénon foram usadas para a iluminação do escoamento, o que permitiu a aquisição e medição das propriedades geométricas e celeridade (velocidade) de onda. A análise desses dados foi realizada através de um programa desenvolvido em plataforma LabVIEW®, convertendo em frames (quadros) as imagens obtidas para posterior binarização dos frames, retirando “ruídos”, identificando cristas e vales de onda para a consequente identificação da amplitude, comprimento e celeridade de onda, separando e identificando as ondas entre ondas curtas ($\lambda < 0,7D$), intermediárias ($0,7D < \lambda < 2,15D$) e longas ($\lambda > 2,15D$), sendo λ o comprimento de onda e D o diâmetro da tubulação em estudo. Nesse trabalho foram analisadas apenas as ondas intermediárias. Os resultados sugerem uma relação física entre a forma de onda e a estabilidade hidrodinâmica do padrão de escoamento estratificado líquido-líquido.

Rodriguez e Castro (2014) utilizaram o modelo de dois fluidos unidimensional para modelar o escoamento líquido-líquido estratificado ondulado óleo-água. Foi realizada a análise de estabilidade na qual foi incluída a força de tensão interfacial, tendo sido

consideradas no estudo ondas interfaciais curtas. Além disso, foi apresentado na modelagem um novo termo de desestabilização, como função da curvatura interfacial, essa podendo ser côncava ou convexa, na seção transversal do tubo. Verificou-se nesse estudo que o novo termo de tensão interfacial tem fundamental importância quando as frações volumétricas *in situ* assumem valores limites extremos. Para modelar a onda e estudar a natureza física de sua estrutura interfacial observada foi utilizada a teoria de ondas cinemáticas de Wallis (1969). Foram apresentados novos dados geométricos e cinemáticos de onda interfacial, tendo sido utilizados para fins de comparação e para a validação do modelo proposto. Além disso, foram apresentados mapas de fluxo das velocidades superficiais, nos quais foram incluídos os novos limites de transição de padrão de escoamento detectados. Os resultados apresentados são elucidativos quanto à natureza da estrutura ondulada observada em escoamentos estratificados.

Figura 2.5 - Imagens da onda para $U_{ws} = 0,12$ m/s e $U_{os} = 0,02$ m/s : (a) imagem real obtida por câmera, (b) imagem binarizada, (c) imagem reconstruída via arquivo texto (LabVIEW®).
Extraídas de Castro et al. (2015).

De Castro e Rodriguez (2015) apresentam novos dados experimentais sobre ondas interfaciais, dando continuidade ao trabalho de Castro et al. (2012), os quais somados aos dados já disponíveis na literatura, foram analisados e correlacionados para as propriedades de escoamento óleo-água estratificado ondulado através dos números adimensionais de Reynolds, Froude e Weber. Também foi apresentada a forma de tratamento das imagens experimentais das ondas para a obtenção dos parâmetros de onda via programs em plataforma LabVIEW®. A Figura 2.5 apresenta imagens obtidas tanto experimentalmente, por câmeras de alta velocidade, como também imagens da mesma onda obtidas no tratamento dessas mesmas imagens. Para modelar a forma da onda foi proposta uma série de Fourier de segunda ordem. As correlações podem ser usadas para prever a geometria da onda e sua velocidade média, dentro de uma gama significativa de velocidades superficiais e inclinações de tubulação. Os resultados apresentaram boa concordância entre os dados experimentais e as previsões, uma vez considerada a simplicidade da correlação proposta.

2.4 O fenômeno de entranhamento de gotas e o padrão de escoamento estratificado com mistura na interface

Escoamentos multifásicos podem apresentar diferentes padrões de escoamento ao longo da tubulação percorrida. Quando os fluidos estão segregados para determinadas condições, o escoamento apresenta um padrão estratificado, no qual os fluidos encontram-se separados um do outro por uma interface, sendo que cada fluido ocupa uma parcela contínua da tubulação e, portanto, uma parcela em área para cada seção transversal do tubo. A condição de existência e estabilidade dessa interface deve-se a diversos fatores, como densidades e viscosidades, tensões parietais e interfacial (esta última correspondendo à tensão superficial entre os fluidos na região da interface), as condições de pressão do escoamento, velocidades superficiais, bem como das características da própria tubulação, como diâmetro interno do tubo, material a partir do qual é usinado e conseqüentemente, de sua rugosidade aparente e rugosidade relativa. Tal interface pode apresentar-se tanto lisa como ondulada, dependendo das condições/parâmetros do escoamento, sendo que neste último caso, é dito que o escoamento possui uma onda interfacial. Por essa razão, é então chamado de escoamento estratificado ondulado.

Mesmo para o padrão estratificado ondulado, a estabilidade da onda pode ser obtida através da manutenção das condições dos parâmetros de existência da onda, e isso está

relacionado diretamente à manutenção das condições da onda dentro dos limites de comprimento e amplitude próprios de cada escoamento.

O aumento da velocidade superficial da mistura, com o aumento das velocidades superficiais dos fluidos, ou também, o aumento da diferença entre as velocidades superficiais dos fluidos, pode produzir alterações com relação aos valores estáveis de amplitude e comprimento de onda, afetando então a tensão interfacial e produzindo cisalhamento entre os fluidos, de tal forma a romper o padrão do escoamento, saindo do padrão estratificado ondulado para um padrão estratificado com mistura (TRALLERO, 1995, AL-WAHAIBI e ANGELI, 2006). Quando isso ocorre, gotas são “arrancadas” de uma fase na região da interface, entranhando-se na fase oposta, sendo então arrastadas pela fase na qual estão inseridas. Esse fenômeno é conhecido como “entranhamento de gotas”, numa tradução livre de “drop entrainment”, e pode ocorrer em escoamentos multifásicos, especialmente em escoamentos bifásicos, tanto gás-líquido quanto líquido-líquido, e em diferentes inclinações, que vão da horizontal até a vertical. Entre os exemplos mais comuns desses escoamentos, presentes na indústria petrolífera e petroquímica, estão: ar-água, gás-óleo e de óleo-água.

Para os escoamentos bifásicos líquido-líquido, o processo de desprendimento de gotas de uma fase e entranhamento na outra pode ocorrer em ambas as fases, recíproca e concomitantemente. À medida que esse processo desenvolve-se com mais intensidade, as gotas que são arrancadas da fase de origem passam a trocar quantidade de movimento com a fase contínua. Isto significa que essas gotas entranhadas passam a ser aceleradas pela fase na qual se encontram, até atingir a velocidade dessa respectiva fase. Por outro lado, trazem consigo a mesma velocidade da fase de origem, afetando então a velocidade da fase de destino.

Para os casos de escoamentos horizontais e os de pequenas inclinações, nos quais uma fase permanece na parte superior do tubo e a outra ocupando a parte inferior, em função das características do escoamento e de parâmetros, como as velocidades superficiais, da tensão superficial e da diferença entre as densidades dos fluidos, as gotas podem acumular-se próximas à interface ou espalhar-se na fase oposta de maneira gradual ou plena, formando diferentes configurações de padrão de escoamento.

Quando as gotas acumulam-se no entorno da interface, surgem como consequência duas regiões distintas de dispersão acima e abaixo da mesma, além das fases contínuas

originais, formando ao todo quatro regiões distintas, isto é, quatro áreas identificáveis na seção transversal do tubo. Com o acúmulo de gotas nas regiões de dispersão, algumas gotas podem voltar à fase original bem como outras podem vir a coalescer entre si formando novas gotas ainda maiores próximas à interface. Dessa forma, gotas de diferentes diâmetros passam a coexistir em uma mesma região de mistura. Além disso, as gotas mais distantes da interface podem desprender-se da região no entorno da mesma. Por possuírem diâmetros menores que as demais e, pelo distanciamento da região de maior coalescência, essas gotas tendem a espalhar-se na fase oposta adquirindo mais facilmente a velocidade da fase na qual se encontram. E com o aumento da velocidade de mistura, o processo intensifica-se promovendo um desprendimento de gotas ainda maior e, conseqüentemente, um maior espalhamento dessas gotas. No caso extremo, com o espalhamento total das gotas, as duas fases contínuas desaparecem fazendo com que o escoamento adquira um padrão dual com apenas as duas regiões distintas de dispersão.

No caso de escoamentos líquido-líquido óleo-água horizontais, ou com pequena inclinação, próxima da horizontal, a água tende a ocupar a parte inferior do tubo, em função de sua maior densidade em relação ao óleo, que ocupa a parte superior da tubulação. Assim, um caso de entranhamento que possua as quatro regiões distintas na seção transversal do tubo é composto da seguinte forma: uma região formada apenas por água, na base da tubulação; em seguida uma região de dispersão de óleo em água (Do/w), logo abaixo da interface; imediatamente acima da interface, uma região de dispersão de água em óleo (Dw/o); e na parte mais alta do tubo, uma região composta apenas por óleo. Para o caso em que há somente duas regiões de dispersão, o escoamento óleo-água é composto por uma região de dispersão de óleo na água (Do/w) na parte inferior do tubo, isto é, abaixo da interface, e, por uma região de dispersão de água em óleo (Dw/o) acima da interface.

A partir desse fenômeno do entranhamento, produzindo modificações significativas nas configurações originais do escoamento estratificado, surgem igualmente alterações na queda de pressão associada ao escoamento. Além disso, torna-se mais difícil definir as frações volumétricas *in situ* das fases, agora pela existência das regiões de dispersão formadas por aglomerados de gotas, em muitos casos, da ordem de milhares, e de diferentes diâmetros. Esse padrão de escoamento é denominado por vários autores como escoamento estratificado com mistura na interface (ST&MI).

Há basicamente duas modelagens distintas referentes ao entranhamento de gotas: os fatores de entranhamento, também chamados de frações de entranhamento (Al Wahaibi e Angeli, 2009), e, as taxas de entranhamento. Essas modelagens procuram calcular cada qual seu respectivo gradiente de pressão. No presente trabalho adotamos por convenção o termo “fator(es) de entranhamento”.

Fator de entranhamento é definido como sendo a proporção de fluido entranhado na fase oposta em relação ao total do mesmo fluido existente no escoamento. É dada, portanto, por uma razão, e na forma adimensional. Os modelos mais simples calculam essa fração de entranhamento por uma razão entre áreas: a área ocupada pelas gotas entranhadas na fase oposta pela área total ocupada por aquela fase (a soma do que foi entranhado com o restante da mesma fase) (Hadziabdic e Oliemans, 2006). Alguns outros modelos apresentam essa razão de forma um pouco mais complexa. Neste trabalho, adotamos a mesma nomenclatura adotada por Hadziabdic e Oliemans (2006), que é E_k , correspondente ao fator de entranhamento da fase $k = o, w$.

Segundo Al-Sarkhi, Sarica e Qureshi (2012), o fator de entranhamento é um dos parâmetros-chave em muitas aplicações, incluindo o desenho e desenvolvimento de poços, linhas de escoamento, e desenho de separadores, entre outros. A sua previsão é importante para o cálculo da queda de pressão, frações volumétricas, o *dry-out* em escoamento anular, bem como para a concepção e otimização de instalações para a separação das fases. De acordo com Al-Wahaibi e Angeli (2009), é o principal parâmetro para a previsão das frações volumétricas *in situ* e da queda de pressão associados ao escoamento estratificado com mistura na interface.

Taxa de entranhamento corresponde ao transporte convectivo de quantidade de movimento através da interface devido ao entranhamento de gotas de uma fase na fase oposta, e que consiste no fluxo mássico de entranhamento por unidade de comprimento (do perímetro interfacial). Portanto, tem como unidade no SI: kg/(m.s). Existem alguns trabalhos que buscam modelar as taxas de entranhamento de diferentes formas, algumas essencialmente teóricas. Para Hadziabdic e Oliemans (2006), a taxa de entranhamento que ocorre ao longo do perímetro interfacial na seção transversal do tubo é definida como taxa de entranhamento específico e, sua nomenclatura é dada por $\dot{e}_k$ para o entranhamento de gotas de fase k , enquanto que, para a taxa de entranhamento total da mesma fase k , que corresponde à taxa de

entranhamento da fase k ocorrendo na interface em todo o comprimento L do tubo, adota-se a nomenclatura $\dot{E}_k$, nomenclaturas essa que também são adotadas no presente trabalho.

Ao longo dos últimos anos têm surgido trabalhos a respeito do entranhamento de gotas em escoamentos multifásicos, a quase totalidade envolvendo escoamentos bifásicos, e em especial, sobre escoamentos de gás-líquido. Muitos desses trabalhos são experimentais, enquanto que alguns outros têm como foco a modelagem matemática fenomenológica, tanto das frações de entranhamento quanto das taxas de entranhamento.

Os trabalhos experimentais existentes na literatura, no que se refere às frações de entranhamento, buscam medir as frações volumétricas das fases e as áreas de dispersão. Dentre os recursos utilizados para tanto encontra-se o sensor *Wire-mesh* que, através da medição das características dos fluidos relacionadas à capacitância e à indutância, possibilita a identificação de cada fase na seção transversal do tubo, seja fluido contínuo, seja dispersão (YUSOFF, 2012). Este último também pode ser utilizado para definir a localização de cada uma das interfaces. O fenômeno do entranhamento e o consequente padrão de escoamento (ST&MI) já haviam sido observados em trabalhos experimentais anteriores, não necessariamente sendo o objeto principal em estudo nos respectivos trabalhos, mas sim, como um padrão de transição entre o totalmente estratificado e padrão de mistura, mais especificamente, em trabalhos relacionados às fronteiras de transição entre padrões de escoamento (TRALLERO, 1995; ANGELI e HEWITT, 2000; LOVICK e ANGELI, 2004b; LUM et al., 2004, 2006).

Relacionados às taxas de entranhamento, recursos técnicos como a sonda FBRM (*Focused Beam Reflectance Measurement*), a câmera de alta velocidade e o PIV (*Particle Image Velocity*) apresentam-se como importantes instrumentos para a realização de medições em menor escala de características desses casos. Entre eles estão a quantificação de gotas entranhadas por unidade de volume e seus respectivos diâmetros médios, assim como a velocidade com que a gota passa pelo processo de entranhamento, isto é, a velocidade com que a gota é desprendida de sua fase de origem e é arrastada para a nova fase, e isso por unidade de área.

Já os trabalhos com modelagem matemática referente ao entranhamento de gotas têm sido desenvolvidos em menor número do que os trabalhos experimentais. De forma geral, buscando prever de forma adequada os fatores de entranhamento (e consequentemente, as

frações volumétricas das fases) e as taxas de entranhamento, bem como a queda de pressão associada a cada uma das modelagens. Em geral, os modelos propostos são essencialmente teóricos, sem sua validação através de resultados experimentais. No entanto, existem alguns poucos trabalhos de modelagem nos quais os resultados obtidos pelos modelos propostos são comparados com bancos de dados experimentais (VALLE, 2000; AL-WAHAIBI e ANGELI, 2007a, 2007b, 2009; AL-WAHAIBI et al., 2007; HADZIABDIC e OLIEMANS, 2007).

De forma geral, os trabalhos encontrados a respeito do entranhamento, sejam experimentais, de modelagem fenomenológica ou ambos, são de escoamentos em tubulação na vertical, para os casos de padrão anular e de padrão pistonado (*slug-flow*), e de escoamentos na horizontal, com angulações próximas da horizontal, para os padrões anular e pistonado, bem como o estratificado ondulado, a partir dos quais verifica-se a transição para um padrão envolvendo mistura na interface. E, tanto de escoamentos de gás-líquido, quanto de líquido-líquido.

Dentre os trabalhos abordados, alguns foram essencialmente importantes no presente estudo: Al-Wahaibi e Angeli (2009), Hadziabdic e Oliemans (2007) e Yusoff (2012).

Hadziabdic e Oliemans (2007) apresentaram modelagens distintas para os parâmetros de entranhamento: os fatores de entranhamento, as taxas de entranhamento, e, as médias de conjunto, todos relacionados ao fenômeno ondulatório e de entranhamento de gotas em escoamentos óleo-água com mistura na interface. Em seu trabalho, os autores também utilizaram um algoritmo para a previsão das velocidades superficiais das fases através de modelagem inversa, para situações nas quais as velocidades superficiais são parâmetros desconhecidos. Os resultados dos modelos foram comparados com os dados experimentais de Rodriguez e Oliemans (2006), apresentando resultados satisfatórios.

Al-Wahaibi et al. (2007) apresentaram uma modelagem para equilíbrio de forças sobre a onda interfacial, que foi utilizada para dimensionar o volume da gota prevista no entranhamento. O modelo semi-empírico proposto por Al-Wahaibi e Angeli (2009) prevê o entranhamento de uma fase em outra em escoamentos horizontais óleo-água com dispersão na interface e fases contínuas no alto e embaixo do tubo, escoamento esse também denominado “contínuo dual”. O modelo considera o não deslizamento entre as fases dispersa e contínua. Segundo os autores, o fenômeno de entranhamento de gotas ocorre quando a força de arrasto, presente entre as fases do escoamento estratificado ondulado, atuando mais precisamente na

interface ondulada, supera a força de tensão superficial, responsável pela manutenção da condição da interface. Para o cálculo das taxas de entranhamento foi utilizada uma correlação inicialmente desenvolvida para sistemas envolvendo gás-líquido. Foi proposta uma taxa constante de deposição de gotas, através da qual o modelo apresentou uma melhora nas previsões. Muito embora o modelo tenha sido ajustado a partir dos dados disponíveis para fatores de entranhamento em escoamento óleo-água, as previsões do modelo de taxas de entranhamento apresentaram concordância razoavelmente boa em relação aos dados experimentais disponíveis na literatura em diferentes sistemas de escoamento bifásico óleo-água.

Os trabalhos de Hadziabdic e Oliemans (2007) e Yusoff (2012), pela sua importância no presente trabalho, são descritos em seções distintas, sendo que o trabalho de Yusoff (2012) é apresentado a seguir.

2.5 O trabalho experimental de Yusoff (2012)

Em seu trabalho experimental, Yusoff (2012) realizou estudos em escoamento bifásico óleo-água em condição de mistura, tanto na horizontal quanto em inclinações positivas ($+3^\circ$ e $+6^\circ$) e negativas (-3° e -6°). Tal trabalho teve como objetivo principal investigar a possibilidade de estratificação total de um escoamento bifásico óleo-água em condição de mistura, a partir de uma expansão diametral abrupta na tubulação. O estudo foi aplicado a escoamentos estratificados (ST), estratificados com mistura (ST&MI), com regiões de mistura de óleo em água e de água em óleo junto à interface, além das próprias fases contínuas de água e de óleo, bem como para escoamentos com dispersão, dispersão de óleo em água e fase contínua de água (Do/w&w) e dispersões de óleo em água e de água em óleo (Do/w&Dw/o).

No experimento, para uma temperatura de 25°C , foi utilizada água deionizada com seguintes propriedades principais: densidade $\rho_w = 997 \text{ kg/m}^3$, viscosidade $\eta_w = 0,0010 \text{ Pa.s}$ e tensão superficial $\sigma_w = 0,0728 \text{ N/m}$. Já as propriedades do óleo-silicone 5cSt utilizado eram: densidade $\rho_o = 990 \text{ kg/m}^3$, viscosidade $\eta_o = 0,0052 \text{ Pa.s}$ e $\sigma_o = 0,0240 \text{ N/m}$.

Figura 2.6 - Diagrama da bancada experimental (linha de testes). Extraída de Yusoff (2012)

Figura 2.7 - Esquema do dispositivo para a mistura dos fluidos, composto por um prato plano com 18 orifícios de 5 mm de diâmetro cada. Extraída de Yusoff (2012).

Figura 2.8 - Esquema da seção de teste com a expansão da tubulação. Extraída de Yusoff (2012).

O experimento fora conduzido no laboratório do Departamento de Engenharia Química e Ambiental da Universidade de Nottingham, Reino Unido. A bancada experimental construída era composta de uma linha/tubulação pela qual fluíam água e óleo que eram injetados separadamente e com vazão controlada (Figura 2.6). Os fluidos passavam por um dispositivo para promover a mistura e que era composto por um prato plano com 18 orifícios, cada qual com 5 mm de diâmetro, e localizado a 250 mm da expansão (Figura 2.7). Fora incorporada à linha uma seção de teste para observação composta por tubulação de acrílico, seção essa que continha a expansão abrupta, passando a tubulação da seção de 38 mm para 68 mm de diâmetro de tubo, e com comprimento total da seção de 3250 mm, sendo de 3000 mm o comprimento somente da seção expandida (Figura 2.8). Ao final da linha, os fluidos eram separados por um separador gravitacional horizontal para posterior retorno à linha de testes.

Na seção de testes foram observados e analisados os dados referentes ao tipo de padrão de escoamento. Para os casos de escoamento líquido-líquido, as misturas/dispersões são formadas por gotas de uma fase dispersas na outra. Assim, para a obtenção dos dados referentes às gotas dispersas e seus respectivos diâmetros, foi utilizada uma sonda FBRM (*Focused Beam Reflectance Measurement*), de técnica de laser “backscatter”, direcionada para a linha diametral central da seção transversal do tubo, e em três diferentes alturas da base ao topo do tubo, respectivamente em 17, 34 e 51 mm. Para a detecção dos fluidos e suas variações espaciais na seção transversal do tubo, isto é, para a identificação tanto das fases contínuas quanto de misturas, foi utilizado um sensor *Wire-mesh* para obtenção de imagens através de técnica tomográfica. Ambos os dispositivos, sonda FBRM e sensor *Wire-mesh*, foram dispostos cada qual em três pontos distintos da seção de testes, respectivamente em $10D$, $20D$ e $34D$ de distância a partir da expansão do tubo na seção de testes, sendo D o diâmetro do tubo.

As velocidades superficiais foram medidas como velocidades U_m de mistura, e foram utilizadas três ao todo: $U_m = 0,20$ m/s, $U_m = 0,30$ m/s, e, $U_m = 0,35$ m/s. Os fluidos entravam na tubulação/linha de testes em quatro diferentes pares de frações volumétricas C de injeção: $C_w = 0,20$ e $C_o = 0,80$, $C_w = 0,40$ e $C_o = 0,60$, $C_w = 0,60$ e $C_o = 0,40$, e, $C_w = 0,80$ e $C_o = 0,20$.

Assim sendo, para seu estudo, Yusoff realizou diversas combinações entre os diferentes pares de frações volumétricas de injeção, velocidades de mistura, posicionamento

da sonda FBRM em relação às alturas na seção diametral central e posicionamento do sensor *Wire-mesh* e da sonda FBRM em diferentes distâncias a partir da expansão do tubo, além das cinco diferentes inclinações de tubulação. Como consequência, obteve resultados para diferentes padrões de escoamento em relação às velocidades superficiais de água e de óleo (Figura 2.9).

Figura 2.9 - Mapa de fluxo para as diferentes frações volumétricas de injeção de óleo OVF (Oil Volume Fraction) e velocidades superficiais de óleo e de água, utilizando imagens tomográficas das distribuições das fases via sensor *Wire-mesh* para identificação dos diferentes padrões de escoamento. Extraída de Yusoff (2012).

Entre os resultados obtidos, constavam alguns de especial interesse para o presente trabalho. As curvas das distribuições de fases na seção transversal do tubo apresentadas em relação à altura normalizada pelo diâmetro (h/D), mostrando as fases e suas variações espaciais na seção transversal, bem como suas imagens tomográficas das fases e das misturas, todas obtidas via sensor *Wire-mesh*. A partir de tais curvas seria possível obter as alturas das interfaces entre as fases (contínuas e de misturas), normalizadas pelo diâmetro, nas seções transversais do tubo que foram analisadas. Também foram de interesse as medidas de diâmetros médios das gotas nas regiões de mistura.

Nas imagens tomográficas obtidas via sensor *Wire-mesh*, a fase água é identificada pela cor azul, a fase óleo pela cor vermelha e a região de mistura pela cor lilás. Nota-se que as

imagens não apresentam diferenciação entre as dispersões de água em óleo (Dw/o) e de óleo em água (Do/w), sendo ambas identificadas da mesma forma.

Nas Figura 2.10 a Figura 2.15 mostram-se as curvas de distribuição de fases em gráficos nos quais as fases são identificadas como fases contínuas ou misturas de acordo a altura normalizada pelo diâmetro do tubo (h/D) em relação à fração volumétrica de injeção de óleo (OVF), e todas para a horizontal. O eixo horizontal dos gráficos identifica a fração volumétrica de óleo (OVF) a partir do valor 0 (zero) à esquerda até o valor máximo 1 (um) à extrema direita, enquanto que o eixo vertical identifica a altura normalizada a partir da base do tubo. Os comportamentos das curvas correspondem aos diferentes padrões de escoamentos, sejam estratificados, estratificados com mistura ou dispersões. Para escoamentos estratificados com mistura na interface (ST&MI), nos quais a água ocupa a parte inferior do tubo, as respectivas curvas tem início da esquerda do gráfico até certa altura, a partir da qual a fração volumétrica de óleo passa a ser incrementada formando misturas, até que a curva atinja a extrema direita com fração volumétrica de óleo no valor máximo, correspondendo à fase contínua de óleo no alto do tubo.

A Figura 2.10 apresenta diferentes curvas de distribuições de fases para o posicionamento do sensor *Wire-mesh* em três diferentes posições a partir da expansão do tubo, em $10D$, $20D$ e $34D$ (D : diâmetros do tubo), com fração volumétrica de injeção de óleo de 0,20 e velocidade de mistura de $U_m = 0,20$ m/s. As curvas mostram que à medida que há um distanciamento da expansão, há uma tendência à estratificação dos fluidos. Na curva referente à posição do sensor *Wire-mesh* em $10D$, nota-se um escoamento dominado por misturas, ao contrário da curva para $34D$, na qual verifica-se um padrão mais próximo do padrão estratificado, enquanto que a curva para $20D$ apresenta uma transição entre ambos os padrões.

Na Figura 2.11 são apresentadas as curvas de distribuições de fases em função das diferentes frações volumétricas de injeção de óleo, todas para o sensor *Wire-mesh* em $34D$, velocidade superficial de mistura $U_m = 0,20$ m/s. É possível notar que as curvas apresentam-se em alturas diferentes devido às diferentes frações volumétricas de injeção de óleo. Quanto maior é a fração de injeção de óleo, mais para baixo a curva é deslocada. Permite-se em cada caso a identificação da altura da camada contínua de água, bem como da altura de início da fase contínua de óleo, quando as curvas atingem o valor máximo de óleo à direita no gráfico.

Figura 2.10 - Fração volumétrica de óleo em função da altura adimensional (normalizada pelo diâmetro do tubo), e, distribuições das fases na seção transversal do tubo através de imagens tomográficas via sensor *Wire-mesh* para três posições na seção de teste a partir da expansão do tubo: $10D$, $20D$, e, $34D$, sendo D o diâmetro do tubo, para velocidade superficial de mistura $U_m = 0,20$ m/s e fração volumétrica de injeção de óleo (OVF) de 0,20, na horizontal. Extraída de Yusoff (2012).

Figura 2.11 - Fração volumétrica de óleo em função da altura adimensional, e, distribuições das fases na seção transversal do tubo através de imagens tomográficas via sensor *Wire-mesh* em $34D$ a partir da expansão do tubo, sendo D o diâmetro do tubo, para velocidade superficial de mistura $U_m = 0,20$ m/s e diferentes frações volumétricas de injeção de óleo (OVF), na horizontal. Extraída de Yusoff (2012).

Nas Figura 2.12 a Figura 2.15 encontram-se as curvas em função das três diferentes velocidades superficiais de mistura. Todas elas foram obtidas pelo sensor *Wire-mesh* em 34D, cada qual para uma fração volumétrica de injeção de óleo diferente dos demais gráficos. Como o ponto de análise em 34D corresponde ao ponto de maior estratificação dos fluidos, resultante do maior distanciamento da expansão do tubo, tais curvas mostram a influência das velocidades superficiais de mistura no mesmo processo de estratificação. Em todos os casos, verifica-se claramente que, para a menor velocidade de mistura, o escoamento apresenta maior estratificação do que nos demais casos. De fato, nota-se que a mistura entre os fluidos é maior com o aumento da velocidade de mistura, diminuindo, portanto, a estratificação dos mesmos.

Para as frações volumétricas de injeção de óleo de 0,20 e 0,40, respectivamente, nas Figura 2.12 e Figura 2.13, verifica-se uma tendência de estratificação dos fluidos somente para o caso com velocidade de mistura $U_m = 0,20$ m/s. Já para maiores velocidades de mistura, as curvas mostram-se formadas por dispersões, o que implica que para tais condições de escoamento, seria necessária uma distância maior a ser percorrida pelos fluidos para atingirem a plena estratificação. Além disso, a velocidade superficial da fase água é maior que a de óleo para tais frações volumétricas de injeção de óleo. Como resultado disso, há um maior cisalhamento da fase óleo, promovendo, portanto, uma maior mistura de gotas entranhadas de óleo na fase água e, dificultando, assim, o processo de estratificação. Por essa razão, nota-se que nos casos em que a velocidade superficial de mistura é maior, para $U_m = 0,30$ e $0,35$ m/s, as curvas praticamente não apresentam as fases contínuas de água e de óleo.

Figura 2.12 - Distribuições das fases na seção transversal do tubo através de imagens tomográficas via sensor *Wire-mesh* em 34D a partir da expansão do tubo, sendo D o diâmetro do tubo, para diferentes velocidades superficiais de mistura U_m e fração volumétrica de injeção de óleo (OVF) de 0,20, na horizontal. Extraída de Yusoff (2012).

Figura 2.13 - Distribuições das fases na seção transversal do tubo através de imagens tomográficas via sensor *Wire-mesh* em 34D a partir da expansão do tubo, sendo D o diâmetro do tubo, para diferentes velocidades superficiais de mistura U_m e fração volumétrica de injeção de óleo (OVF) de 0,40, na horizontal. Extraída de Yusoff (2012).

Figura 2.14 - Distribuições das fases na seção transversal do tubo através de imagens tomográficas via sensor *Wire-mesh* em 34D a partir da expansão do tubo, sendo D o diâmetro do tubo, para diferentes velocidades superficiais de mistura U_m e fração volumétrica de injeção de óleo (OVF) de 0,60, na horizontal. Extraída de Yusoff (2012).

Figura 2.15 - Distribuições das fases na seção transversal do tubo através de imagens tomográficas via sensor *Wire-mesh* em 34D a partir da expansão do tubo, sendo D o diâmetro do tubo, para diferentes velocidades superficiais de mistura U_m e fração volumétrica de injeção de óleo (OVF) de 0,80, na horizontal. Extraída de Yusoff (2012).

Já nas curvas das Figura 2.14 e Figura 2.15, com maiores frações volumétricas de injeção de óleo, 0,60 e 0,80, há uma tendência de estratificação para todas as velocidades superficiais de mistura. Para as maiores velocidades superficiais, de acordo com as curvas, a parte inferior da seção transversal é dominada por dispersão de óleo em água (Do/w), o mesmo não ocorrendo para a parte superior da seção transversal do tubo, quando as fases contínuas e de mistura apresentam-se distintas. Isso se deve à maior quantidade de óleo presente no escoamento, permitindo a manutenção da fase contínua de óleo na parte superior da seção transversal do tubo, assim como a região de mistura de água em óleo (Dw/o).

Por outro lado, para os casos em que há uma maior presença de óleo no escoamento (0,60 e 0,80 OVF), a maior quantidade de óleo dominando o escoamento faz com que a interface intermediária (entre as duas regiões de mistura) desloque-se mais para baixo na seção transversal do tubo.

Nas Figura 2.16 e Figura 2.17, é possível verificar que quanto maior a fração volumétrica de óleo, menores são as áreas de mistura na interface. No caso para 0,80 OVF, as regiões de mistura têm suas áreas reduzidas na seção transversal do tubo, em relação aos demais casos, além da própria diminuição área da fase contínua de água.

Figura 2.16 - Imagens tomográficas das distribuições das fases na seção transversal do tubo via sensor *Wire-mesh* em 34D a partir da expansão do tubo, sendo D o diâmetro do tubo, para diferentes frações volumétricas de injeção de óleo (OVF), $U_m = 0,20$ m/s, na horizontal. A fase água é identificada em azul, a fase óleo em vermelho e a região de mistura na cor lilás.

Extraída de Yusoff (2012).

Figura 2.17 - Vista lateral das distribuições espaciais das fases em $34D$ a partir da expansão do tubo, sendo D o diâmetro do tubo, para velocidade superficial de mistura de $U_m = 0,20$ m/s, na horizontal, e, para diferentes frações volumétricas de injeção de óleo (OVF): (a) 0,20 (b) 0,40 (c) 0,60 (d) 0,80. Extraída de Yusoff (2012).

Figura 2.18 - Imagens tomográficas das distribuições das fases na seção transversal do tubo via sensor *Wire-mesh* em $34D$ a partir da expansão do tubo, sendo D o diâmetro do tubo, para diferentes frações volumétricas de injeção de óleo (OVF), $U_m = 0,20$ m/s, em inclinação $+6^\circ$. A fase água é identificada em azul, a fase óleo em vermelho e a região de mistura na cor lilás. Extraída de Yusoff (2012).

Figura 2.19 - Imagens tomográficas das distribuições das fases na seção transversal do tubo via sensor *Wire-mesh* em $34D$ a partir da expansão do tubo, sendo D o diâmetro do tubo, para diferentes frações volumétricas de injeção de óleo (OVF), $U_m = 0,20$ m/s, em inclinação -6° . A fase água é identificada em azul, a fase óleo em vermelho e a região de mistura na cor lilás. Extraída de Yusoff (2012).

Para alguns dos casos com inclinações notam-se algumas mudanças nas configurações do escoamento mantidas as mesmas condições adotadas na horizontal. Pode-se ver pelas imagens tomográficas via sensor *Wire-mesh* da Figura 2.18 e da Figura 2.19, modificações nas áreas de mistura em relação aos casos com as mesmas condições da horizontal, em alguns casos aumentando a área de mistura e diminuindo a região ocupada pelas fases contínuas, e em outros, a situação contrária.

Uma diferença visível entre os casos de inclinações positiva e negativa está na área ocupada pela fase contínua de água, que, comparando caso a caso de OVF, é menor para os casos de inclinação negativa. Por outro lado, a fase contínua de óleo é maior para os casos de inclinação negativa em relação aos casos com inclinação positiva. Para os casos de $+6^\circ$ e -6° com 0,80 OVF nota-se que a fase contínua de água é ainda menor do que no caso horizontal com as mesmas condições. Além disso, a região de mistura para o caso com 0,80 OVF, $U_m = 0,20$ m/s e inclinação -6° é bem reduzida, de forma que a altura da interface intermediária também é bem pequena.

2.6 Descrição do aparato experimental utilizado por Pereira (2011) e de Castro (2013)

O trabalho experimental de Pereira (2011) foi realizado no laboratório do Núcleo de Engenharia Térmica e Fluídos (NETeF), da Escola de Engenharia de São Carlos da Universidade de São Paulo, (EESC-USP), em uma tubulação em vidro borossilicato de sódio de 12 m de comprimento e 26 mm de diâmetro, e com inclinação variável (Figura 2.20, Tabela 2.1).

Os sinais da variação de pressão instantânea foram coletados por um transdutor diferencial de pressão da Validyne, modelo DP-15. Utilizou-se o diafragma 34 com alcance de escala de 22 kPa e incerteza de 0,5% do fundo de escala. A taxa de aquisição utilizada foi de 5 kHz e os dados foram processados e analisados em um programa implementado em plataforma LabVIEW® (*vide* também de Castro et al., 2012, e, de Castro, 2013). A calibração do transdutor foi feita a partir de uma coluna de mercúrio e as tomadas de pressão a uma distância de 7,5 m entre ambas.

Figura 2.20 - Circuito experimental para o escoamento óleo-água - Laboratório do Núcleo de Engenharia Térmica e Fluidos (NETeF). Extraída de Rodriguez e Baldani (2012).

Todos os dados coletados durante os testes chegaram a uma estação de trabalho remoto, composta por um microcomputador e uma placa de aquisição NI-PCI-6224, da marca *National Instruments*®, de velocidade de 200 kHz e uma resolução de medida de 4096 pontos ou 12 bits, podendo ser amplificada em até 50 vezes. Possui 24 portas digitais, utilizadas somente para o acionamento das válvulas de corte rápido, 8 entradas diferenciais, utilizadas para ligar toda a instrumentação, e 2 saídas analógicas. Os atuadores que controlam as vazões de água, ar e óleo são acionados via sistema CAN de baixa frequência. Um programa de aquisição de sinais foi implementado em plataforma LabVIEW® e foi utilizado para a aquisição automática dos valores mensurados pelos medidores de vazão, pressão e temperatura.

Tabela 2.1 - Identificação e descrição dos equipamentos presentes no circuito experimental.

Código	Equipamento
OT	Reservatório de óleo
WT	Reservatório de água
OP	Bomba de óleo
WP	Bomba de água
CV	Válvula de controle
LLS	Separador água-óleo
LGS	Separador de gás intermediário
T	Termopar
O VFP	Variador de frequência para bomba de óleo
W VFP	Variador de frequência para bomba de água
FO1 e FO2	Medidores de vazão de óleo
FW1 e FW2	Medidores de vazão de água
GLM	Misturador óleo-água-ar
DV	Válvula para drenagem
V1, V2 e V3	Válvula de fechamento rápido
TDP	Transdutor de pressão diferencial

Fonte: Rodriguez e Baldani (2012).

Frações volumétricas *in situ* da água e do óleo foram medidas através da técnica das válvulas solenóides de fechamento rápido, com um sistema de *bypass* instalado na linha que viabilizou a aplicação da técnica.

A medição das propriedades geométricas e celeridade da onda interfacial foram feitas com o auxílio de uma câmera de alta definição SONY HVR-HD 1000N com uma taxa de aquisição de 60 quadros/s, e uma câmera i-SPEEDY 3 OLYMPUS de alta velocidade com uma taxa de aquisição de 100 imagens/s. As câmeras foram instaladas em um suporte projetado para ficar fixo na estrutura de inclinação móvel, mantendo assim sempre a mesma posição indiferente da angulação. Para a iluminação foram utilizadas duas lâmpadas xênonio posicionadas atrás da seção de visualização.

Para a obtenção dos dados através das imagens dos filmes de alta resolução foi elaborado um conjunto de 4 programas, desenvolvido em plataforma LabVIEW®, para a identificação da onda correspondente à interface óleo-água, e, medição e análise de suas características, sua amplitude, comprimento e velocidade (celeridade).

O primeiro deles é responsável pelo reconhecimento da interface através da binarização da imagem e sua conversão de pixels em mm, armazenando suas informações em um arquivo de texto contendo as coordenadas de cada ponto da interface em unidades milimétricas (mm) para cada frame gerado (Figura 2.21).

No segundo programa, as ondas são separadas pela mudança no valor da derivada do sinal da interface. Para evitar que eventuais ruídos sejam computados, são fitadas à interface parábolas com número de pontos definido no processo, sendo descartadas as parábolas com número de pontos inferior ao determinado. Esse processo de filtragem, embora inferior aos filtros tradicionais, como o de Fourier, por exemplo, permite que as características da forma da onda interfacial média sejam preservadas. Nessa parte do programa são feitas as medições de comprimento e amplitude de onda, bem como sua normalização. A medição para a amplitude é feita considerando os vales à esquerda e à direita de um pico, calculando-se a média dos valores encontrados. A normalização do comprimento é feita considerando o maior comprimento calculado, enquanto que a amplitude é normalizada pelo diâmetro do tubo. O processo de separação das ondas por picos e vales faz-se necessário para a reconstrução da forma da onda média (Figura 2.22 a Figura 2.25).

Figura 2.21 - Programa de binarização de imagem. Extraída de Castro (2013).

Figura 2.22 - Programa de filtragem de ondas. Extraída de Castro (2013).

Figura 2.23 - Programa de medição de comprimento e amplitude médios da onda interfacial. Extraída de Castro (2013).

Figura 2.24 - Amplitude α de onda, para uma onda genérica. Extraída de Castro (2013).

Figura 2.25 - Comprimento λ de onda, para uma onda genérica. Extraída de Castro (2013).

Figura 2.26 - Programa de correlação cruzada para cálculo da celeridade da onda. Extraída de Castro (2013).

Figura 2.27 - Ondas defasadas no tempo, para cálculo de velocidade de onda (correlação cruzada). Extraída de Castro (2013).

No terceiro programa, através do uso da função densidade de probabilidade aplicada aos comprimentos e amplitudes encontrados, é possível encontrar o comprimento de onda e amplitude da onda média para cada um dos pares de vazões de líquidos.

O quarto e último programa calcula a velocidade da onda através de correlação cruzada entre dois frames consecutivos, gerando a função densidade de probabilidade da celeridade da onda. Assim, obtêm-se a celeridade média da onda interfacial, para cada par de vazões de líquidos, através sua função densidade de probabilidade (Figura 2.26 e Figura 2.27).

Além das propriedades das ondas, também foram coletados valores de fração volumétrica *in situ* e de gradiente de pressão bifásico para cinco ângulos θ de inclinação (-20° , -10° , 0° , 10° e 20°) para o trabalho de Pereira e, outros quatro (-5° , 0° , 5° e 10°) para o trabalho de Castro (2013), através de um inclinômetro digital da marca Bosh modelo DNM 60L em diferentes pares de vazões de óleo e água. Os resultados de ambos os trabalhos para os parâmetros fração volumétrica *in situ* e gradiente de pressão, bem como sobre os parâmetros de onda, podem ser encontrados na literatura (CASTRO et al. 2012, e, CASTRO et al. 2014).

As massas específicas de cada fluido foram medidas com a utilização de pipeta volumétrica de 5 ml e balança de precisão, com 0,0005 g de precisão, tendo sido feitas 5 medidas para cada amostra, com os valores médios $\rho_o = 824 \text{ kg/m}^3$ para a massa específica do óleo limpo padrão (Shell Vitrea 100), ainda não utilizado, $\rho_o = 828 \text{ kg/m}^3$ para o óleo utilizado no ano de 2010 por Pereira (2011), $\rho_o = 854 \text{ kg/m}^3$ para o óleo utilizado em 2012 por de Castro (2013), e, $\rho_w = 988 \text{ kg/m}^3$ para a massa específica da água do processo,

utilizando o modelo homogêneo para previsão da massa específica (ou densidade) de mistura em função da fração volumétrica. Para efeito de simplificação, a partir deste ponto trataremos o termo massa específica por densidade.

A viscosidade dinâmica do óleo μ_o foi medida utilizando um reômetro da marca Brookfield, modelo LVDV-III+ com rotor SC4-18. A viscosidade foi medida em função da temperatura do óleo, entre 10°C e 50°C, sendo variada pela utilização de um banho termostático acoplado ao reômetro.

A tensão interfacial óleo-água foi medida utilizando um tensiômetro óptico da marca KSV, modelo CAM 200, que consiste de um sistema formado por uma câmara onde se coloca um dos fluidos e uma gota é gerada através de uma seringa e agulha. A gota é filmada e a imagem é repassada a um programa de computador que mede as dimensões e determina a tensão interfacial pelo modelo de Young-Laplace, sendo feitas 4 medidas para cada valor de temperatura do óleo entre 10°C e 40°C.

O ângulo de contato também foi medido utilizando o mesmo tensiômetro óptico da marca KSV, modelo CAM 200 já mencionado, com a água do processo, uma mistura de água e óleo, em um aquário composto por placas de vidro de borosilicato, o mesmo material da tubulação, tendo sido feitos 15 experimentos para tanto, sendo 151,24° o valor médio do ângulo de contato.

2.7 Modelagem matemática para as equações de fechamento do escoamento estratificado ondulado óleo-água e estratificado óleo-água com mistura na interface (entranhamento)

Dentre os modelos encontrados na literatura para escoamentos bifásicos, destacamos, como objeto do presente estudo, o modelo homogêneo, o modelo de Rodriguez e Oliemans (2006), o modelo de Pereira (2011), o modelo de Rodriguez e Baldani (2012) e os modelos de Hadziabdic e Oliemans (2007) para os parâmetros de entranhamento de gotas, esses servindo de referência para o desenvolvimento do modelo do presente trabalho.

2.7.1 O Modelo Homogêneo (Wallis, 1969)

O modelo homogêneo consiste no modelo cinemático mais simples entre os modelos de escoamentos multifásicos propostos até então, o qual considera o escoamento estratificado

bifásico, neste caso, óleo-água, como uma mistura homogênea ou um pseudofluido com propriedades médias ponderadas e obedecendo às equações do escoamento monofásico. Dentre as características fundamentais do modelo está a igualdade de velocidades para as fases, o que estabelece então a condição de não escorregamento, ou escorregamento nulo entre as fases. Também são assumidas as igualdades de temperatura e potenciais químicos entre as fases (WALLIS, 1969).

Neste modelo, as frações volumétricas das fases água e óleo são calculadas, respectivamente, da forma:

$$\varepsilon_w = \frac{U_{ws}}{U_{ws} + U_{os}} , \quad \text{e}, \quad \varepsilon_o = 1 - \varepsilon_w , \quad (2.10)$$

a partir das velocidades superficiais das fases água e óleo na seção transversal, respectivamente, U_{ws} e U_{os} .

O gradiente de pressão bifásico, neste caso, é dado por:

$$\frac{dp}{dz} = f_m \rho_m \frac{(U_{ws} + U_{os})^2}{2D} + \rho_m g \sin\beta , \quad (2.11)$$

sendo D o diâmetro da tubulação e ρ_m a densidade da mistura bifásica dada por:

$$\rho_m = \varepsilon_w \rho_w + \varepsilon_o \rho_o , \quad (2.12)$$

e sendo f_m o fator de atrito laminar da mistura, em função do número de Reynolds também para a mistura, ambos para escoamento laminar (com $\text{Re}_m \leq 2000$), este último em função da viscosidade da mistura, dados respectivamente por:

$$f_m = \frac{64}{\text{Re}_m} , \quad \text{Re}_m = \frac{\rho_m (U_{ws} + U_{os}) D}{\mu_m} , \quad \text{e}, \quad \mu_m = \varepsilon_w \mu_w + \varepsilon_o \mu_o . \quad (2.13)$$

Para escoamentos turbulentos, existem na literatura algumas proposições para o cálculo do fator de atrito C_f da mistura. De acordo com Wallis (1969), é razoável uma aproximação para $C_f = 0,005$ quando uma parcela considerável da fração de líquido encontra-se entranhada na fase gasosa na forma de gotas. Para os casos de escoamento

bifásico no qual a fração volumétrica de uma das fases está próxima dos extremos, 0 ou 1, o escoamento pode ser tratado como monofásico para uma das fases e, nesses casos, o fator de atrito pode ser calculado a partir do uso do Moody através de processo iterativo. Dentre as correlações propostas na literatura, encontra-se a correlação de Blasius, para tubo liso:

$$C_f = 0,0079 \text{Re}^{-0,25} , \quad (2.14)$$

e a de Dukler:

$$C_f = 0,0014 + 0,125 \text{Re}^{-0,32} , \quad (2.15)$$

ambas em função do número de Reynolds. Há ainda uma correlação genérica que deve ser ajustada para o respectivo escoamento em estudo:

$$C_f = a \text{Re}^{-n} , \quad (2.16)$$

sendo $a = 16$ e $n = 1$ as constantes aplicáveis na eq.(2.16) para escoamento laminar, $a = 0,079$ e $n = 0,25$ para escoamento turbulento ($\text{Re} < 100000$), $a = 0,046$ e $n = 0,2$ para escoamento turbulento ($\text{Re} > 100000$), e, $a = 0,005$ e $n = 0$ se C_f é assumido contante.

2.7.2 O Modelo de Dois Fluidos Unidimensional

O modelo de dois fluidos corresponde a uma especificação do chamado modelo de fases separadas no qual as fases possuem velocidades, temperaturas e/ou potenciais químicos distintos uma em relação à outra, ao contrário do que propõe o modelo homogêneo. As equações de conservação são então escritas separadamente para cada fase. No caso do modelo de dois fluidos, há a inclusão dos termos de interação entre as mesmas, comuns entre as equações de ambas as fases, termos esses chamados de condições de salto (WALLIS, 1969).

O processo de solução consiste inicialmente no acoplamento das equações pelos termos de condição de salto, em geral, o gradiente de pressão bifásico, de modo a eliminá-los para que, a partir de então, as equações sejam resolvidas.

Na versão mais simples desse modelo, assume-se equilíbrio térmico e químico entre as fases considerando tão somente a diferença entre suas velocidades (WALLIS, 1969).

2.7.3 O Modelo de Dois Fluidos Unidimensional de Rodriguez e Oliemans (2006)

Para o desenvolvimento de seu modelo, Rodriguez e Oliemans (2006) assumiram como hipóteses para o escoamento estratificado óleo-água em estudo as condições de escoamento isotérmico, não havendo mudanças de fases, sem transferência de massa, ambos os fluidos incompressíveis e, escoamento em regime permanente.

A partir de Trallero (1995), foram apresentadas as equações unidimensionais da quantidade de movimento para escoamento estratificado, aplicadas às fases óleo e água, respectivamente, que são:

$$A_o \left(-\frac{\partial p}{\partial z} \right) - \tau_o S_o \pm \tau_i S_i - \rho_o A_o g \sin \beta = 0 , \quad (2.17)$$

$$A_w \left(-\frac{\partial p}{\partial z} \right) - \tau_w S_w \mp \tau_i S_i - \rho_w A_w g \sin \beta = 0 . \quad (2.18)$$

Considerando o gradiente de pressão o mesmo para ambas as fases, e igualando as eqs.(2.17) e (2.18) pelo mesmo gradiente de pressão, temos:

$$-\frac{\tau_w S_w}{A_w} + \frac{\tau_o S_o}{A_o} \pm \tau_i S_i \left(\frac{1}{A_w} + \frac{1}{A_o} \right) - (\rho_w - \rho_o) g \sin \beta = 0 , \quad (2.19)$$

sendo A_w e A_o as áreas na seção transversal do escoamento respectivamente para as fases água e óleo, S_w e S_o os perímetros molhados das respectivas fases água e óleo e S_i o perímetro interfacial, τ_w e τ_o as tensões cisalhantes parietais respectivamente das fases água e óleo, e τ_i a tensão cisalhante interfacial, e, ρ_w e ρ_o as densidades das fases água e óleo, respectivamente, e, β o ângulo de inclinação da tubulação. A eq.(2.19) consiste em uma equação não-linear possível de ser resolvida numericamente para as frações volumétricas.

Em seu modelo, Rodriguez e Oliemans (2006), a partir da eq.(2.19), calculam os perímetros molhados de cada fase e interfacial, bem como as áreas das fases água e óleo na seção transversal do escoamento, como funções da fração volumétrica, assumindo uma geometria plana para a interface entre as fases do escoamento estratificado (Figura 2.28). As tensões cisalhantes parietais da água e do óleo e a tensão cisalhante interfacial são funções das velocidades *in situ* das fases e seus respectivos fatores de atrito friccionais. Tais fatores de

atrito correspondem, para o escoamento laminar, aos mesmos do modelo homogêneo com o respectivo número de Reynolds para cada fase, e, para o escoamento turbulento, são calculados pela correlação de Haaland (1983).

Figura 2.28 - Modelo geométrico do padrão estratificado ondulado com interface plana. Extraída e modificada a partir de Pereira (2011).

As expressões para o cálculo das áreas ocupadas pela fase água e pela fase óleo na seção transversal, baseadas no esquema proposto apresentado na Figura 2.28 são dadas por:

$$A_w = \frac{\pi r^2}{2} + 2 \left(\frac{h r \cos \phi}{2} + \frac{\phi}{2\pi} \pi r^2 \right), \quad \text{e}, \quad A_o = A - A_w, \quad (2.20)$$

sendo A a área total da seção transversal da tubulação, ϕ o ângulo de contato, e r o raio interno da seção transversal do tubo.

Os perímetros molhados do óleo e da água e o perímetro interfacial são calculados por:

$$S_o = (\pi - 2\phi)r, \quad S_w = (\pi + 2\phi)r, \quad S_i = 2r \cos \phi. \quad (2.21)$$

As equações de fechamento para a eq.(2.19) a partir das tensões de cisalhamento, considerando a fase de maior densidade, neste caso a água, escoando na parte inferior da tubulação, são:

$$\tau_w = f_w \frac{\rho_w U_w |U_w|}{8}, \quad (2.22)$$

sendo f_w o fator de atrito friccional da fase água e U_w a velocidade local da água.

O fator de atrito da fase água é dado por:

$$f_w = \begin{cases} \frac{64}{\text{Re}_w} = \frac{64}{\left(\frac{\rho_w Dh_w U_w}{\mu_w} \right)}, & \text{para } \text{Re}_w \leq 1500 \\ \left\{ -1.8 \log_{10} \left[\frac{6.9}{\text{Re}_w} + \left(\frac{e}{3.7 Dh_w} \right)^{1.1} \right] \right\}^{-2}, & \text{para } \text{Re}_w > 1500 \end{cases} \quad (2.23)$$

onde Re_w corresponde ao número de Reynolds, Dh_w ao diâmetro hidráulico, μ_w à viscosidade, todos relativos à fase água e, e correspondendo à rugosidade da parede da tubulação.

Já para a fase menos densa, neste caso o óleo, escoando por cima da fase mais densa, temos como equações de fechamento:

$$\tau_o = f_o \frac{\rho_o U_o |U_o|}{8}, \quad (2.24)$$

$$f_o = \begin{cases} \frac{64}{\text{Re}_o} = \frac{64}{\left(\frac{\rho_o Dh_o U_o}{\mu_o} \right)}, & \text{para } \text{Re}_o \leq 1500 \\ \left\{ -1.8 \log_{10} \left[\frac{6.9}{\text{Re}_o} + \left(\frac{e}{3.7 Dh_o} \right)^{1.1} \right] \right\}^{-2}, & \text{para } \text{Re}_o > 1500 \end{cases} \quad (2.25)$$

sendo f_o o fator de atrito friccional, U_o a velocidade local, Re_o o número de Reynolds, Dh_o o diâmetro hidráulico, μ_o a viscosidade, todos relativos à fase óleo, e, e a rugosidade da parede da tubulação.

No modelo, o fator de atrito interfacial é assumido como o fator de atrito da fase que escoar mais rapidamente. Assim, os diâmetros hidráulicos são então calculados através dos ajustes propostos por Brauner e Maron (1992) de acordo com as velocidades das fases água e óleo. Para o caso em que $U_w \cong U_o$, temos:

$$Dh_w = \frac{4A_w}{S_w}, \quad \text{e}, \quad Dh_o = \frac{4A_o}{S_o}. \quad (2.26)$$

Para o caso em que $U_w > U_o$, temos:

$$Dh_w = \frac{4A_w}{(S_w + S_i)} , \quad \text{e}, \quad Dh_o = \frac{4A_o}{S_o} , \quad (2.27)$$

com o perímetro molhado da interface incorporado ao cálculo do diâmetro hidráulico da fase água, neste caso, escoando mais rapidamente que a fase óleo. Já para o caso contrário, com $U_w < U_o$, temos:

$$Dh_w = \frac{4A_w}{S_w} , \quad \text{e}, \quad Dh_o = \frac{4A_o}{(S_o + S_i)} . \quad (2.28)$$

No modelo, a tensão cisalhante interfacial é calculada de acordo com a proposta por Trallero (1995), como sendo a soma das tensões cisalhantes interfaciais para interface lisa e ondulada:

$$\tau_i = \tau_{i,\text{lisa}} + \tau_{i,\text{ondulada}} , \quad (2.29)$$

sendo, as tensões cisalhantes interfaciais para interface lisa e ondulada dadas respectivamente por:

$$\tau_{i,\text{lisa}} = f_i \rho_k \frac{(U_w - U_o)^2}{8} , \quad (2.30)$$

$$\tau_{i,\text{ondulada}} = \rho_k (U_w - U_o)^2 C_s . \quad (2.31)$$

O fator de atrito interfacial f_i é assumido igual ao fator de atrito da fase com maior velocidade de escoamento, o mesmo ocorrendo para a densidade ρ_k , com $k = w, o$, respectivamente água ou óleo, correspondente à fase escoando mais rapidamente. Os efeitos ondulatórios no escoamento são incorporados ao modelo através do termo de tensão cisalhante interfacial ondulada, eq.(2.31), pelo parâmetro C_s , um coeficiente que necessita ser ajustado empiricamente sendo que, nesse trabalho, foi ajustado para $C_s = 0,073$ a partir de Trallero (1995).

2.7.4 O Modelo de Dois Fluidos Unidimensional de Rodriguez e Baldani (2012)

Rodriguez e Baldani (2012) desenvolveram um modelo de dois fluidos unidimensional, bem como suas respectivas equações de fechamento, considerando os termos ondulatórios do escoamento para o cálculo da fração volumétrica *in situ* e do gradiente de pressão bifásico, sendo este o mesmo para as fases água e óleo, assim como o módulo da tensão cisalhante interfacial igual para ambas as fases, considerando como hipótese a unidimensionalidade do escoamento. Assim, da mesma forma que em Rodriguez e Oliemans (2006), foi feito o acoplamento das equações de conservação da quantidade de movimento das duas fases pelo gradiente de pressão, igual para ambas, pela hipótese do escoamento unidimensional, eqs.(2.17) a (2.19). O conjunto de equações propostas para a geometria da interface na seção transversal, e que tem como base o modelo geométrico de Chen et al. (1997), apresenta uma equação para o raio r_c de curvatura da interface dependente da fração volumétrica do óleo, ou seja, da altura h_w da interface, do ângulo θ de contato, dado em radianos, e, do número de Eötvös (EO), este último como função da tensão superficial σ . Essa equação para r_c foi obtida ao ajustar um arco de circunferência sobre a solução proposta por Ng et al. (2002), através da técnica de mínimos quadrados para a minimização de erros, e que ajusta-se melhor com a diminuição do número de Eötvös. Em função disso, o modelo possibilita que a curvatura da interface possa assumir a forma tanto côncava quanto convexa.

O número adimensional de Eötvös (EO), que corresponde à razão entre as forças de empuxo pelas forças de tensão superficial, é dado por:

$$EO = \frac{(\rho_w - \rho_o) g D^2}{4\sigma} . \quad (2.32)$$

O modelo geométrico de Chen et al. (1997), como pode ser visto na Figura 2.29, é composto por duas circunferências, uma sobreposta à outra. A circunferência menor corresponde à seção transversal do tubo. A circunferência maior sobrepõe-se à menor formando a interface curva entre os fluidos através da sua sobreposição. Assim sendo, o raio da circunferência maior corresponde ao raio de curvatura r_c da interface, que é calculado da seguinte forma:

$$r_c = D \left[\psi_1(\theta) - \psi_2(\theta) e^{-EO/\psi_3(\theta)} \right] e^{[\psi_4(\theta)]\Phi} , \quad (2.33)$$

sendo o termo Φ da forma:

$$\Phi = \left\{ g(h_w, \theta) \left[a(\theta) - \left(\frac{h_w}{D} \right) \right] + [1 - g(h_w, \theta)] \left[\left(\frac{h_w}{D} \right) - b(\theta) \right] \right\}, \quad (2.34)$$

e os coeficientes da eq.(2.33) para o raio r_c de curvatura da interface dados por:

$$\psi_1(\theta) = 0,223 + 1,054e^{-(\sin(\theta)/0,264)}, \quad (2.35)$$

$$\psi_2(\theta) = 0,218 + 2,176e^{-(\sin(\theta)/0,157)}, \quad (2.36)$$

$$\psi_3(\theta) = 62,265 + 14,896e^{-(\sin(\theta)/0,534)}, \quad (2.37)$$

$$\psi_4(\theta) = 3,555 + 2,725 \cdot 10^{-4} e^{-(\sin(\theta)/0,534)}, \quad (2.38)$$

$$g(h_w, \theta) = \frac{1}{1 + e^{\left[-50 \left(\frac{h_w/D}{h_{w,\lim}^*(\theta)} \right) \right]}}, \quad (2.39)$$

$$h_{w,\lim}^*(\theta) = 0,905 - \frac{0,782}{1 + e^{3,846(\theta-1,571)}}, \quad (2.40)$$

$$a(\theta) = 1,772 - \frac{0,782}{1 + e^{9,213(\theta-1,880)}}, \quad (2.41)$$

$$b(\theta) = -0,010 + \frac{0,783}{1 + e^{9,213(\theta-1,254)}}. \quad (2.42)$$

Os parâmetros geométricos relacionados à interface curva, que são os perímetros molhados das fases, o perímetro interfacial e as áreas das fases na seção transversal do tubo, são calculados por:

$$S_w = D\phi_0, \quad (2.43)$$

$$S_o = D(\pi - \phi_0), \quad (2.44)$$

$$S_i = 2r_c \left(\phi^* - \pi \right) , \quad (2.45)$$

$$A_w = \frac{D^2}{4} \left(\phi_0 - \frac{1}{2} \text{sen} 2\phi_0 \right) \pm r_c^2 \left[\left(\phi^* - \pi \right) - \frac{1}{2} \text{sen} 2 \left(\phi^* - \pi \right) \right] , \quad (2.46)$$

$$A_o = \frac{\pi D^2}{4} - A_w , \quad (2.47)$$

$$\phi^* = \pi + \text{sen}^{-1} \left(\frac{D}{2r_c} \text{sen} \phi_0 \right) . \quad (2.48)$$

Figura 2.29 - Modelo geométrico do padrão estratificado ondulado proposto por Chen *et al* (1997). Extraída de Rodriguez e Baldani (2012).

Deve-se resolver numericamente uma equação baseada na geometria proposta que inclui o raio r_c de curvatura, sendo este função da altura h_w da interface, e também o ângulo interno ϕ_0 , da interface em relação ao centro do tubo, e que, implicitamente, também é função de h_w :

$$h_w - D \left(\frac{1}{2} (1 - \cos \phi_0) \pm \frac{r_c}{D} \left\{ 1 - \cos \left[\sin^{-1} \left(\frac{D}{2r_c} \sin \phi_0 \right) \right] \right\} \right) = 0 . \quad (2.49)$$

A solução da eq.(2.49) para a altura h_w da interface fornece também a solução para o ângulo ϕ_0 , bem como para o raio r_c de curvatura, e conseqüentemente, para as áreas das fases na seção transversal, dos demais parâmetros e também do gradiente de pressão através das equações de quantidade de movimento das fases, eqs.(2.17) e (2.18), com a eq.(2.19) de acoplamento resolvida também numericamente para as frações volumétricas *in situ*.

As tensões de cisalhamento parietal para cada fase k são calculadas por:

$$\tau_k = f_k \rho_k \frac{U_k |U_k|}{8} , \quad (2.50)$$

sendo que o fator de atrito proposto para cada fase é dado por uma modificação da relação de Churchill:

$$f_k = 8 \left[\frac{1}{(A+B)^{3/2}} + \left(C_l \frac{8}{\text{Re}_k} \right)^{12} \right]^{1/12} , \quad (2.51)$$

com,

$$A = \left\{ 2.45 \ln \left[\left(\frac{0.27 K_S}{D h_k} + \left\{ \frac{7}{\text{Re}_k} \right\}^{0.9} \right)^{-1} \right] \right\}^{16} , \quad (2.52)$$

$$B = \left(\frac{37530}{\text{Re}_k} \right)^{16} , \quad (2.53)$$

para $k = w, o$, respectivamente para as fases água e óleo, sendo Dh_k o diâmetro hidráulico da fase, K_s a rugosidade da parede do duto. O número de Reynolds Re_k para cada fase é calculado por:

$$Re_k = \frac{\rho_k Dh_k U_k}{\mu_k} , \quad (2.54)$$

com as densidades ρ_k , viscosidades μ_k e velocidades U_k correspondentes de cada fase k . O fator de correção C_l para o termo da relação de Churchill relacionado ao fator de atrito de regime laminar deve ser ajustado experimentalmente. Já o diâmetro hidráulico Dh_k de cada fase corresponde aos propostos por Brauner e Maron (1992), e são:

$$Dh_w = \frac{4A_w}{(S_w + S_i)} \left\{ 1 + \frac{S_i}{S_w} \left[\frac{1}{1 + e^{10(1-s)}} \right] \right\} , \quad (2.55)$$

$$Dh_o = \frac{4A_o}{S_o} \left\{ 1 - \frac{S_i}{(S_o + S_i)} \left[\frac{1}{1 + e^{10(1-s)}} \right] \right\} , \quad (2.56)$$

sendo a razão de deslizamento $s = U_o / U_w$.

Já a tensão de cisalhamento interfacial é calculada por:

$$\tau_i = f_i \rho_k \frac{(U_w - U_o) |U_w - U_o|}{8} , \quad (2.57)$$

sendo o fator de atrito interfacial f_i dado por:

$$f_i = f_k \left(1 + C_s \frac{\alpha}{D} \right) . \quad (2.58)$$

A partir dos dados experimentais obtidos por de Castro et al. (2012), os autores obtiveram uma expressão empírica relacionada à amplitude de onda, da eq.(2.58) para o fator de atrito, e como função da fração volumétrica de água, e dada da forma:

$$\frac{\alpha}{D} = 0,06103 + 0,17283 \varepsilon_w . \quad (2.59)$$

O conjunto de valores $C_s = 50$ e $C_l = 0,313$, obtido através da técnica dos mínimos quadrados, foi o que apresentou os melhores resultados com os menores erros.

2.7.5 Os Modelos de Hadziabdic e Oliemans (2007) para Dispersão de Gotículas do Escoamento Estratificado Ondulado

No escoamento estratificado ondulado, o fenômeno ondulatório interfacial está relacionado à diferença de velocidades entre as fases, promovendo o cisalhamento entre as mesmas. À medida que as tensões cisalhantes interfaciais tornam-se suficientemente altas para provocar o arrasto de parte do fluido da camada contínua de uma fase, gotículas desprendem-se dessa mesma fase contínua dispersando-se na camada contínua da outra fase, fenômeno esse chamado de entranhamento de gotículas. Quando o arrasto entre as fases aumenta rapidamente nas cristas da onda interfacial, as altas amplitudes podem estabelecer condições para que ocorra o processo de entranhamento de gotículas.

Como consequência disso, essas gotículas dispersas de uma fase em outra trocam quantidade de movimento com as camadas de fluido das fases contínuas nas quais estão inseridas, de modo que as gotículas oriundas da fase mais lenta, pela troca de quantidade de movimento, passam a retardar as camadas de fluido da fase mais rápida, assim como as gotículas desprendidas da fase mais rápida passam a acelerar a fase mais lenta de fluido. Essa troca de quantidade de movimento promove perda de energia do escoamento, quantificada através de queda de pressão. Em seu trabalho, os autores mostraram que as ondas interfaciais e o entranhamento de gotículas podem ser responsáveis pelo aumento da tensão cisalhante parietal do escoamento óleo-água. De acordo com Lovick e Angeli (2004), as gotículas tendem a concentrar-se no entorno da interface quando os fluidos apresentam baixas velocidades. Já para velocidades mais altas, há um aumento da fase dispersa, podendo, essas mesmas gotículas dispersas, até atingir a parede da tubulação.

A modelagem desse fenômeno de dispersão e entranhamento de gotículas foi feita de duas maneiras distintas: a primeira, chamada de “modelo de dupla dispersão” (*Two-dispersion model* - TDM), ou “modelo de fatores de entranhamento”, e a segunda denominada “modelo de dois fluidos com entranhamento” (*Two-fluid model with entrainment* - TFE), também denominado de “modelo para taxas de entranhamento”.

2.7.5.1 Modelo de Dupla Dispersão (Two-dispersion model - TDM): Fatores de Entranhamento

Nesta abordagem para a modelagem, assume-se que as gotículas entranhadas na fase contínua formam uma dispersão estável, cada qual na respectiva fase em que se encontra inserida (Figura 2.30). Tal condição pode ocorrer quando as forças inerciais de uma fase contínua sobrepõem-se às forças de flutuação que tendem a conduzir as gotículas entranhadas nessa fase de volta à sua fase de origem. Neste caso, por hipótese, assume-se que as gotículas entranhadas na fase oposta possuem igual velocidade à da fase de origem.

Figura 2.30 - Esquema do modelo do escoamento estratificado (a) sem o entranhamento de gotículas, e, (b) com o entranhamento de gotículas. Extraída de Hadziabdic e Oliemans (2007).

No processo de modelagem, são definidos os parâmetros denominados de fatores de entranhamento:

$$E_o = \frac{A_{o, droplets}}{A_o} , \quad (2.60)$$

$$E_w = \frac{A_{w, droplets}}{A_w} , \quad (2.61)$$

ambos como sendo a razão E_o ou E_w entre a área ocupada pelas gotículas entranhadas na fase oposta, seja $A_{o, droplets}$ ou $A_{w, droplets}$, e a área ocupada pela fase de origem das gotículas, A_o ou A_w , todos respectivamente para óleo ou água.

As áreas na seção transversal do escoamento ocupadas, A_u acima (*upper*) e A_l abaixo (*lower*) da interface, são então calculadas pela ponderação entre as áreas das fases contínuas e os parâmetros de entranhamento:

$$A_l = A_w(1 - E_w) + A_o E_o, \quad (2.62)$$

$$A_u = A_o(1 - E_o) + A_w E_w. \quad (2.63)$$

Pela hipótese inicial de igualdade de velocidades entre gotículas entranhadas e fase de mesma natureza, temos as densidades das misturas das camadas acima e abaixo da interface, respectivamente subscritos u (*upper*) e l (*low*), dadas por:

$$\rho_l = \frac{\rho_o A_o E_o + \rho_w A_w (1 - E_w)}{A_l}, \quad (2.64)$$

$$\rho_u = \frac{\rho_w A_w E_w + \rho_o A_o (1 - E_o)}{A_u}. \quad (2.65)$$

Os balanços de massa para óleo e água, respectivamente, são dados por:

$$U_{os}A = U_u(A_u - A_w E_w) + U_l A_o E_o, \quad (2.66)$$

$$U_{ws}A = U_l(A_l - A_o E_o) + U_u A_w E_w. \quad (2.67)$$

o que define as velocidades *in situ* das misturas acima e abaixo da interface, respectivamente U_u e U_l em termos das frações volumétricas e das velocidades superficiais das fases.

Das eqs.(2.66) e (2.67), obtemos as velocidades superficiais das camadas:

$$U_{us} = \frac{A_l U_{os} - E_o A_o (U_{os} + U_{ws})}{A_l - E_o A_o - \frac{E_w A_w A_l}{A_u}}, \quad (2.68)$$

$$U_{ls} = \frac{A_u U_{ws} - E_w A_w (U_{ws} + U_{os})}{A_u - E_w A_w - \frac{E_o A_o A_u}{A_l}} . \quad (2.69)$$

As frações volumétricas da água nas camadas superior e inferior são dadas, respectivamente, por:

$$\varepsilon_{wu} = \frac{A_w E_w}{A_u} , \quad (2.70)$$

$$\varepsilon_{wl} = \frac{A_w (1 - E_w)}{A_l} . \quad (2.71)$$

Dependendo da quantidade de gotículas entranhadas em sua fase oposta, *i.e.*, dependendo do tamanho da área ocupada pelas gotículas entranhadas dentro da fase oposta, esse conjunto gotículas de fase contrária podem ser tratados como uma dispersão, seja de óleo em água ou de água em óleo.

Como essa abordagem tem como intuito estudar a influência dos termos de entranhamento no modelo de dois fluidos unidimensional, as influências das ondas interfaciais e das tensões de cisalhamento interfaciais e parietais não foram concluídas no processo de modelagem.

2.7.5.2 Modelo de Dois Fluidos com Entranhamento (*Two-fluid model with entrainment* - TFE): Taxas de entranhamento

Esta outra maneira de modelar o problema é adotada quando as forças inerciais não são suficientes para superar a ação das forças de flutuação que tentam restabelecer a condição de escoamento totalmente estratificado, o que comumente ocorre quando as velocidades das fases água e óleo são relativamente pequenas.

Assume-se, como hipótese para esta modelagem, que as gotículas entranhadas trocam quantidade de movimento com a fase contínua na qual estão inseridas, sendo, depois disso, forçadas a retornarem à sua camada de origem devido às forças de flutuação. As camadas de água e óleo são consideradas como dois volumes de controle como podemos ver no esquema da Figura 2.31.

Figura 2.31 - Descrição esquemática do entranhamento de gotículas. Extraída de Hadziabdic e Oliemans (2007).

Assim sendo, as equações da quantidade de movimento, incluindo os termos convectivos, são dadas por:

$$\begin{aligned} \int \rho_w U_w U_{w,j} dS_j &= -\dot{m}_w U_w + \dot{m}_w U_w + \dot{E}_w U_w - \dot{E}_o U_o - \dot{E}_w U_o + \dot{E}_o U_w \\ &= (U_w - U_o)(\dot{E}_w + \dot{E}_o), \end{aligned} \quad (2.72)$$

$$\begin{aligned} \int \rho_o U_o U_{o,j} dS_j &= -\dot{m}_o U_o + \dot{m}_o U_o + \dot{E}_o U_o - \dot{E}_w U_w - \dot{E}_o U_w + \dot{E}_w U_o \\ &= (U_w - U_o)(\dot{E}_w + \dot{E}_o), \end{aligned} \quad (2.73)$$

sendo as taxas de entranhamento de gotículas definidas por:

$$\dot{E}_o = \underbrace{\rho_o V_o S_i}_{\dot{e}_o} L, \quad (2.74)$$

$$\dot{E}_w = \underbrace{\rho_w V_w S_i}_{\dot{e}_w} L, \quad (2.75)$$

onde V_o e V_w são as velocidades normais à parede das gotículas na interface, $\dot{e}_o$ e $\dot{e}_w$ são as taxas de entranhamento específico, ou seja, que ocorrem na interface na seção transversal do tubo (no perímetro interfacial S_i), ambas respectivamente, de óleo e de água, e L corresponde ao comprimento característico, podendo ser o próprio comprimento da tubulação.

No modelo, as equações da quantidade de movimento assumem então a forma:

$$-\frac{\partial p}{\partial z} + \tau_o \frac{S_o}{A_o} \pm \tau_i \frac{S_i}{A_o} + \rho_o g \sin \theta - \frac{1}{A_o} (U_w - U_o)(\dot{e}_w + \dot{e}_o) = 0, \quad (2.76)$$

$$-\frac{\partial p}{\partial z} + \tau_w \frac{S_w}{A_w} \mp \tau_i \frac{S_i}{A_w} + \rho_w g \sin \theta + \frac{1}{A_w} (U_w - U_o)(\dot{e}_w + \dot{e}_o) = 0. \quad (2.77)$$

Os novos termos nas equações de quantidade de movimento para a água e o óleo representam a transferência de quantidade de movimento de uma fase para a outra e vice-versa. O transporte de quantidade de movimento através da interface é função da diferença entre as velocidades das fases, como podemos notar nas eqs. (2.76) e (2.77).

A tabela com a descrição sintética dos modelos fenomenológicos apresentados, suas principais características, vantagens e desvantagens de aplicação, bem como do modelo proposto no presente trabalho, encontra-se na seção apêndice deste documento.

2.8 Modelagem matemática utilizada pelo software ANSYS-CFX em Dinâmica dos Fluidos Computacional (CFD)

Escoamento multifásico é um fenômeno comum em muitos processos industriais, entre eles a indústria de petróleo e gás. Devido à sua complexidade, o desenvolvimento de ferramentas de análise confiável é difícil. A dinâmica de fluidos computacional (CFD) vem estabelecendo-se ao longo dos anos como uma importante ferramenta para análise de escoamentos, tanto monofásicos, como também multifásicos, e para a previsão dos parâmetros envolvidos em tais escoamentos.

O presente capítulo tem como objetivo apresentar a fundamentação teórica referente ao desenvolvimento do trabalho em CFD, e que consiste na modelagem matemática existente no software comercial ANSYS-CFX 14.0®, utilizado neste trabalho, bem como demais informações a respeito dessa ferramenta computacional. Assim sendo, são apresentadas: as equações governantes do problema fenomenológico em questão, o escoamento bifásico óleo-água isotérmico; os modelos matemáticos existentes no software e aplicados para diferentes funções, como os modelos para a identificação e captura da interface entre os fluidos e o modelo de turbulência; e o método de volumes finitos, utilizado para resolver as equações de transporte.

2.8.1 Equações governantes em escoamentos multifásicos para casos isotérmicos

As equações básicas a partir das quais os escoamentos multifásicos são modelados matematicamente estão fundamentadas nas leis de conservação da massa, da quantidade de movimento e da energia.

Como o presente escoamento em estudo tem como hipótese ser isotérmico e adiabático, passam a ser consideradas apenas as equações de conservação da massa e da quantidade de movimento.

2.8.1.1 Equação da Conservação da Massa

Em escoamentos multifásicos, para uma dada fase k , a equação da conservação da massa é dada por:

$$\frac{\partial}{\partial t}(\varepsilon_k \rho_k) + \nabla \cdot (\varepsilon_k \rho_k \vec{V}_k) = \sum \dot{m}_k, \quad (2.78)$$

sendo ε_k , ρ_k e $\vec{V}_k$, respectivamente, a fração volumétrica, a densidade e a velocidade *in situ*, todas referentes à fase k , $\sum \dot{m}_k$ a massa transferida de outras fases para a fase k . Não havendo transferência de massa entre fases, o último termo torna-se nulo.

2.8.1.2 Equação da Conservação da Quantidade de Movimento

A equação da conservação da quantidade de movimento, também chamada de equação de “momentum”, é assim definida em um escoamento multifásico:

$$\begin{aligned} \frac{\partial}{\partial t}(\varepsilon_k \rho_k \vec{V}_k) + \nabla \cdot (\varepsilon_k \rho_k \vec{V}_k \vec{V}_k) = & -\varepsilon_k \nabla p + \varepsilon_k \nabla \cdot \tau_k + \varepsilon_k \rho_k \vec{g}_k \\ & + \sum_{j=1}^n (\vec{R}_{jk} + \dot{m}_{jk} \vec{V}_{jk}) + \varepsilon_k \rho_k (\vec{F}_k + \vec{F}_{\text{sust},k} + \vec{F}_{\text{mv},k}), \end{aligned} \quad (2.79)$$

sendo τ_k o tensor das tensões cisalhantes para a fase k , $\vec{R}_{jk}$ o termo de interação entre as n fases j com a fase k , e $\dot{m}_{jk}$ a transferência de massa entre as n fases j com a fase k . A velocidade interfacial $\vec{V}_{jk}$ entre cada fase j com a fase k assume o valor da velocidade da fase a partir da qual a massa está sendo transferida. As forças $\vec{F}_k$, $\vec{F}_{\text{sust},k}$ e $\vec{F}_{\text{mv},k}$

correspondem, respectivamente, às forças externas de campo, à força de sustentação e à força de massa virtual.

A interação entre as fases dada por R_{jk} é definida da seguinte forma:

$$\sum_{j=1}^n \vec{R}_{jk} = \sum_{j=1}^n C_{jk} (\vec{V}_j - \vec{V}_k) , \quad (2.80)$$

para um coeficiente C_{jk} de troca de quantidade de movimento na respectiva interface entre as fases j e k , e a velocidade relativa entre ambas as fases.

2.8.2 O Método de Volumes Finitos (FVM)

As equações representativas dos escoamentos multifásicos são equações diferenciais parciais acopladas, e que possuem resolução analítica somente para os casos mais simples. Na maior parte dos casos, para resolvê-las são necessários métodos numéricos, para transformar as equações governantes em aproximações algébricas, e recursos computacionais adequados para a resolução dessas equações por tais métodos. Esse processo de resolução é chamado de Dinâmica de Fluidos Computacional, também conhecido como CFD (*Computational Fluid Dynamics*).

Um desses métodos utilizados para discretizar as equações de transporte utilizadas nos códigos em CFD é o método dos volumes finitos, ou FVM (*Finite Volume Method*). Nesse método, o domínio computacional é dividido em volumes de controle menores nos quais são aplicadas as leis de conservação, sendo resolvidas as equações governantes para cada um desses volumes. Dessa forma, o princípio da conservação é garantido tanto em cada volume como em todo o domínio (FORTUNA, 2012).

2.8.2.1 FVM baseado nos vértices de cada volume de controle

No FVM baseado em vértices, os volumes de controle são construídos em torno de cada canto de cada célula, os vértices da malha, que também são utilizados para armazenar as variáveis. As equações governantes são integradas sobre cada volume de controle. No entanto, uma vez que um volume de controle encontra-se entre vários elementos de malha, a discretização é feita em cada elemento, isto é, em cada vértice e, em seguida, as propriedades são distribuídas para cada volume de controle correspondente.

2.8.2.2 FVM baseado no centro de cada volume de controle

Neste método, o domínio computacional é dividido em uma malha, onde cada elemento da malha torna-se um volume de controle. As equações governantes são integradas sobre cada volume de controle e, em seguida, discretizadas a fim de obter-se um conjunto de equações algébricas para cada célula. O valor de cada variável é armazenado em um nó no centro da célula. No entanto, as equações discretizadas também incluem valores para as faces de células através de métodos de interpolação, utilizados para obter valores aproximados nestas posições. A estabilidade numérica, a taxa de convergência e a precisão estão relacionadas à escolha do método de interpolação.

2.8.3 Modelos existentes no software ANSYS-CFX

Modelos são utilizados para serem capazes de descrever a física de escoamentos multifásicos e realizar a previsão de seu comportamento. A modelagem desses escoamentos é bastante complexa, e o processo de solução envolve a realização de estudos numéricos para a escolha e uso do método mais adequado para o caso em estudo, considerando o custo computacional no que se refere às limitações de tempo e capacidade computacional disponíveis. Por essa razão, modelos vêm sendo desenvolvidos para diferentes níveis de precisão, e adequados para diferentes aplicações de escoamentos multifásicos. Os modelos inseridos no software comercial ANSYS-CFX 14.0® podem ser classificados em não homogêneos, como exemplo os modelos de partículas e de mistura, e em homogêneos, como os casos líquido-líquido de fases imiscíveis. Algumas dessas abordagens de modelagem utilizadas são apresentadas a seguir.

2.8.3.1 Abordagem Euler-Euler

Na abordagem de modelagem Euler-Euler, todas as fases são tratadas como contínuas. Por essa razão, estes modelos são também chamados modelos de vários fluidos, ou multifásicos (*multiphase flow*). Tais modelos são apropriados para escoamentos de fases separadas, nos quais ambas as fases podem ser descritas como contínuas. No entanto, a abordagem Euleriana-Euleriana também pode ser utilizada para modelar os fluxos dispersos quando o interesse está no movimento do conjunto das partículas ao invés da análise do comportamento de partículas individuais, como na abordagem Euleriana-Lagrangeana. As equações para uma fase dispersa são médias em cada célula computacional. Para ser capaz de

descrever uma fase dispersa como contínua, a fração volumétrica (*holdup*) deve ser alta. Consequentemente, este método é adequado para correntes densas.

As fases são tratadas separadamente e um conjunto de equações de conservação é resolvido para cada fase. O acoplamento entre as fases é feito através do campo de pressões, considerado o mesmo para ambas as fases, e dos coeficientes de transferências interfaciais, coeficientes esses que precisam ser modelados. Assim, é preciso decidir que fenômenos interfaciais devem ser incluídos na modelagem. Além das equações regulares de transporte, uma equação de transporte para a fração volumétrica também é resolvida para cada fase. As equações para um modelo de mais de um fluido com k fases contínuas, são:

$$\frac{\partial}{\partial t}(\varepsilon_k \rho_k) + \nabla \cdot (\varepsilon_k \rho_k \vec{V}_k) = 0 , \quad (2.81)$$

$$\frac{\partial}{\partial t}(\varepsilon_k \rho_k \vec{V}_k) + \nabla \cdot (\varepsilon_k \rho_k \vec{V}_k \vec{V}_k) = -\varepsilon_k \nabla p + \varepsilon_k \nabla \cdot \tau_k + \varepsilon_k \rho_k \vec{g}_k + S_k , \quad (2.82)$$

$$\frac{\partial \varepsilon_k}{\partial t} + \nabla \cdot (\varepsilon_k \vec{V}_k) = 0 , \quad (2.83)$$

e que são, respectivamente, as equações de conservação da massa, da conservação da quantidade de movimento, e, da fração volumétrica ε_k , todas referentes a cada fase k do escoamento. A área interfacial $A_{\alpha\beta}$ entre as fases α e β é calculada por:

$$A_{\alpha\beta} = \frac{\varepsilon_\alpha \varepsilon_\beta}{d_{\alpha\beta}} , \quad (2.84)$$

sendo ε_α e ε_β as frações volumétricas das fases α e β , respectivamente, e, $d_{\alpha\beta}$ a escala de comprimento interfacial, medida essa que deve ser especificada.

2.8.3.1.1 O Modelo Free Surface Flow

O modelo *Free surface* busca resolver a interface entre os fluidos envolvidos no escoamento. Em um escoamento bifásico qualquer, de fases α e β , a área interfacial $A_{\alpha\beta}$ por unidade de volume é calculada da seguinte forma:

$$A_{\alpha\beta} = |\nabla \varepsilon_\alpha| . \quad (2.85)$$

Para o caso de existirem mais de duas fases, a área interfacial $A_{\alpha\beta}$ por unidade de volume é então assim calculada:

$$A_{\alpha\beta} = \frac{2|\nabla\varepsilon_\alpha||\nabla\varepsilon_\beta|}{|\nabla\varepsilon_\alpha| + |\nabla\varepsilon_\beta|} . \quad (2.86)$$

2.8.3.1.2 O Método VOF

Outra abordagem de modelagem é o método VOF (*Volume of Fluid*), pertencente ao âmbito da abordagem Euler-Euler onde todas as fases são tratadas como contínuas. No entanto, ao contrário dos modelos apresentados anteriormente, no modelo VOF as fases não são interpenetrantes. O método VOF usa uma função indicadora de fase para controlar a interface entre duas ou mais fases. A função indicadora tem um valor de zero ou um, quando um volume de controle é totalmente preenchido com uma das fases, e um valor entre zero e um se o volume de controle contém uma interface. Assim, a função indicadora de fase tem as propriedades de fração volumétrica.

No modelo VOF as equações de transporte são resolvidas para as propriedades de mistura, sem velocidade de deslizamento, o que significa que todas as variáveis de campo são compartilhadas entre as fases. Para controlar a interface, resolve-se uma equação de advecção para a função indicadora de fase. A discretização da equação função indicadora é fundamental para que uma interface nítida seja obtida. As equações de conservação da massa e de momento, bem como de indicação de fase para o método VOF são:

$$\frac{\partial \rho_m}{\partial t} + \nabla \cdot (\rho_m \vec{V}) = 0 , \quad (2.87)$$

$$\frac{\partial}{\partial t} (\rho_m \vec{V}) + \nabla \cdot (\rho_m \vec{V} \vec{V}) = -\nabla p + \nabla \cdot \tau + \rho_m \vec{g} + S_k , \quad (2.88)$$

$$\frac{\partial \varepsilon}{\partial t} + \nabla \cdot (\varepsilon \vec{V}) = 0 , \quad (2.89)$$

sendo $\rho_m = \sum \varepsilon_k \rho_k$ a densidade da mistura para cada volume de controle. A fração volumétrica ε e a velocidade $\vec{V}$ podem ser tanto de cada fase correspondente quanto da própria mistura entre as fases existente no volume de controle, dependendo, portanto, de cada volume de controle.

Como o objetivo do método VOF é controlar a interface entre duas ou mais fases, ele é adequado para escoamentos com interfaces bem definidas, como os de bolhas alongadas (*Slug flow*), estratificados, e também os de superfície livre (*Free surface flow*).

2.8.3.2 A Pressão Total

A pressão total p_{tot} é definida como sendo a pressão existente em um ponto, supondo que o fluido estivesse em um repouso instantâneo em tal ponto, de tal modo que a energia dinâmica do fluxo fosse convertida em pressão sem perdas. Para fluidos incompressíveis, é calculada, a partir da equação de Bernoulli, pela soma das pressões estática e dinâmica, da seguinte forma:

$$p_{\text{tot}} = p_{\text{stat}} + \frac{1}{2} \rho \vec{V}^2 . \quad (2.90)$$

Para escoamentos multifásicos, a pressão total é calculada da forma:

$$p_{\text{tot}} = p_{\text{stat}} + \sum_k \frac{1}{2} \varepsilon_k \rho_k \vec{V}_k^2 , \quad (2.91)$$

sendo p_{stat} a pressão estática, e a fração volumétrica ε_k , a densidade ρ_k e a velocidade $\vec{V}_k$ relativas à fase k de fluido. Dessa forma, a pressão dinâmica do escoamento multifásico corresponde à pressão dinâmica de cada fase ponderada por sua respectiva fração volumétrica.

2.8.3.3 Força de Arrasto Interfacial

A força de arrasto é definida como sendo a resistência do fluido ao movimento e refere-se ao conjunto de forças que atuam de maneira oposta ao movimento relativo de qualquer objeto em movimento em relação a um fluido circundante. É também considerado como sendo a resistência de um fluido ao movimento. Pode existir entre duas camadas de fluidos, ou, entre um líquido e uma superfície sólida. Ao contrário de outras forças de resistência, a força de arrasto depende da velocidade.

A força total de arrasto interfacial $D_{\alpha\beta}$ (*interphase drag force*), exercida pela fase β sobre a fase α por unidade de volume, é calculada da mesma maneira, tanto no modelo de mistura quanto no modelo *Free Surface*:

$$D_{\alpha\beta} = \frac{1}{2} C_D \rho_{\alpha\beta} A_{\alpha\beta} |\vec{V}_\beta - \vec{V}_\alpha| (\vec{V}_\beta - \vec{V}_\alpha) , \quad (2.92)$$

sendo $\rho_{\alpha\beta}$ a densidade da mistura, $A_{\alpha\beta}$ a área interfacial por unidade de volume, $\vec{V}_\beta - \vec{V}_\alpha$ a velocidade relativa entre as fases, e, C_D o coeficiente adimensional de arrasto, uma constante a ser indicada. A diferença no cálculo da força de arrasto para ambos os modelos está no cálculo da área interfacial por unidade de volume, já citada anteriormente, para cada caso.

O modelo para o coeficiente de arrasto C_D existente no *default* do software é o modelo apresentado por Schiller e Naumann (SCHILLER e NAUMANN, 1935), também dependente do número relativo de Reynolds, modelo esse desenvolvido para escoamentos gás-sólido, sendo a fase sólida composta por partículas sólidas esféricas, ou, tão pequenas que possam ser consideradas esféricas em sua geometria. Embora tenha sido desenvolvido para escoamentos gás-sólido, segundo o tutorial do ANSYS-CFX esse é o modelo mais adequado para a maioria dos casos de escoamento líquido-líquido dentre os modelos existentes. De acordo com o mesmo tutorial, embora o modelo de Morsi e Alexander (MORSI e ALEXANDER, 1972) seja mais completo em função de Re , o modelo de Schiller e Naumann é mais estável em simulações numéricas, apresentando boa concordância para uma vasta gama de pares de fluidos em escoamentos líquido-líquido. Seu equacionamento é dado por:

$$C_D = \begin{cases} 24 \left(1 + 0,15 Re^{0,687} \right) / Re & Re \leq 1000 \\ 0,44 & Re > 1000 \end{cases} , \quad (2.93)$$

sendo Re o número relativo de Reynolds para uma fase primária α em relação à fase secundária β , e calculado da forma:

$$Re = \frac{\rho_\alpha |\vec{v}_\beta - \vec{v}_\alpha| d_\beta}{\mu_\beta} , \quad (2.94)$$

e d_β sendo o diâmetro médio das partículas da fase secundária β .

A densidade da mistura $\rho_{\alpha\beta}$ é calculada a partir das densidades das fases ponderadas pelas respectivas frações volumétricas:

$$\rho_{\alpha\beta} = \varepsilon_\alpha \rho_\alpha + \varepsilon_\beta \rho_\beta . \quad (2.95)$$

2.8.3.4 Modelo k - ε de turbulência

No modelo k - ε de turbulência, k refere-se à energia cinética turbulenta, definida como a variação das flutuações na velocidade, e com dimensões (L^2T^2), e, ε é a taxa de dissipação turbulenta, que corresponde à taxa na qual as flutuações de velocidade são dissipadas, tendo com dimensões (L^2T^3), o que corresponde à dimensão de k por unidade de tempo.

As equações da conservação da massa e da conservação da quantidade de movimento são dadas respectivamente por:

$$\frac{\partial \rho}{\partial t} + \frac{\partial}{\partial x_j} (\rho V_j) = 0, \quad (2.96)$$

$$\frac{\partial}{\partial t} (\rho V_i) + \frac{\partial}{\partial x_j} (\rho V_i V_j) = -\frac{\partial p'}{\partial x_i} + \frac{\partial}{\partial x_j} \left[\mu_{\text{eff}} \left(\frac{\partial V_i}{\partial x_j} + \frac{\partial V_j}{\partial x_i} \right) \right] + S_M, \quad (2.97)$$

sendo S_M a somatória das forças de corpo, μ_{eff} a viscosidade efetiva que corresponde à soma da viscosidade do fluido com a viscosidade turbulenta, e, p' a pressão modificada calculada da forma:

$$p' = p + \frac{2}{3} \rho k + \frac{2}{3} \mu_{\text{eff}} \frac{\partial V_k}{\partial x_k}. \quad (2.98)$$

A viscosidade efetiva μ_{eff} é dada por:

$$\mu_{\text{eff}} = \mu + \mu_t, \quad (2.99)$$

e a viscosidade turbulenta μ_t definida da forma:

$$\mu_t = C_\mu \rho \frac{k^2}{\varepsilon}, \quad (2.100)$$

relacionada à energia cinética turbulenta k e à dissipação turbulenta ε , sendo C_μ uma constante a ser atribuída.

Os valores da energia cinética turbulenta k e da taxa de dissipação turbulenta ε são obtidos pela resolução de suas respectivas equações diferenciais de transporte:

$$\frac{\partial}{\partial t}(\rho k) + \frac{\partial}{\partial x_j}(\rho V_j k) = \frac{\partial}{\partial x_j} \left[\left(\mu + \frac{\mu_t}{\sigma_k} \right) \frac{\partial k}{\partial x_j} \right] + P_k - \rho \varepsilon + P_{kb} , \quad (2.101)$$

$$\frac{\partial}{\partial t}(\rho \varepsilon) + \frac{\partial}{\partial x_j}(\rho V_j \varepsilon) = \frac{\partial}{\partial x_j} \left[\left(\mu + \frac{\mu_t}{\sigma_\varepsilon} \right) \frac{\partial \varepsilon}{\partial x_j} \right] + \frac{\varepsilon}{k} (C_{\varepsilon 1} P_k - C_{\varepsilon 2} \rho \varepsilon + C_{\varepsilon 1} P_{\varepsilon b}) , \quad (2.102)$$

sendo σ_k , σ_ε , $C_{\varepsilon 1}$, e $C_{\varepsilon 2}$ constantes, com $\sigma_k = 1,0$, $\sigma_\varepsilon = 1,31$, $C_{\varepsilon 1} = 1,44$, e $C_{\varepsilon 2} = 1,92$, valores esses pré-estabelecidos no *default* do software e bastante conhecidos na literatura. P_{kb} e $P_{\varepsilon b}$ representam a produção das forças de flutuação. Já P_k corresponde à produção de turbulência em razão das forças viscosas, e calculada da forma:

$$P_k = \mu_t \left(\frac{\partial V_i}{\partial x_j} + \frac{\partial V_j}{\partial x_i} \right) \frac{\partial V_i}{\partial x_j} - \frac{2}{3} \frac{\partial V_k}{\partial x_k} \left(3\mu_t \frac{\partial V_k}{\partial x_k} + \rho k \right) . \quad (2.103)$$

Para os casos de escoamentos incompressíveis, o termo $(\partial V_k / \partial x_k)$ é muito pequeno e, portanto, o segundo termo do lado direito da equação acima, torna-se insignificante no cálculo da produção de turbulência.

No caso de se utilizar o modelo completo de flutuação (*full buoyancy model*), os termos P_{kb} e $P_{\varepsilon b}$ são então calculados da seguinte forma:

$$P_{kb} = - \frac{\mu_t}{\rho \sigma_\rho} g_i \frac{\partial \rho}{\partial x_i} , \quad (2.104)$$

$$P_{\varepsilon b} = C_3 \cdot \max(0, P_{kb}) \cdot \sin \phi , \quad (2.105)$$

sendo ϕ o ângulo formado entre o vetor velocidade e o vetor aceleração gravitacional, C_3 o coeficiente de dissipação, e, σ_ρ o “número de Schmidt de turbulência”. Da eq.(2.105), é possível notar que $P_{\varepsilon b}$ é proporcional a P_{kb} .

Para os parâmetros acima citados, estão atribuídos os seguintes valores no *default* do ANSYS-CFX 14.0® para o modelo completo de turbulência:

- a constante da viscosidade turbulenta: $C_\mu = 0,09$;
- o coeficiente de dissipação: $C_3 = 1$;
- dissipação direcional: Off ;
- número de Schmidt de turbulência: $\sigma_\rho = 1$.

Nos casos envolvendo escoamentos bifásicos, como no presente estudo, as eqs.(2.96), (2.97), (2.101) e (2.102) são calculadas cada qual para cada uma das fases, sendo cada uma delas ponderada pela fração volumétrica de cada fase nos termos envolvendo a densidade do respectivo fluido.

O modelo $k-\varepsilon$ de turbulência tem mostrado-se bastante robusto no cálculo da turbulência em função da presença de constantes de ajuste em um número considerável, sendo largamente utilizado em diversos trabalhos. Por essa razão, e por ter sido utilizado em simulações de trabalhos anteriores envolvendo escoamentos bifásicos apresentando resultados satisfatórios (SANTOS, 2010; MENDES, 2012; RODRIGUEZ e BALDANI, 2012; de ÁVILA e RODRIGUEZ, 2014), foi escolhido como o modelo de turbulência mais adequado para o presente trabalho.

O software comercial ANSYS-CFX tem sido utilizado ao longo dos anos tanto em trabalhos acadêmicos relacionados a CFD, como também em aplicações industriais. O software utiliza diferentes modelos matemáticos para diferentes possibilidades de simulação. Nesta seção foram apresentadas as ferramentas computacionais presentes no software para simulações de escoamento líquido-líquido, e utilizadas no presente trabalho para as simulações em CFD do escoamento estratificado ondulado óleo-água.

CAPITULO 3 - METODOLOGIA

Neste capítulo é apresentada a abordagem metodológica para o trabalho experimental de Yusoff (2012), referente à altura interfacial do escoamento estratificado óleo-água e aos fatores de entranhamento para o escoamento estratificado com mistura na interface, para os parâmetros de entranhamento (fatores e taxas) aplicados aos dados de Rodriguez e Oliemans (2006) e, para as simulações em CFD sobre o escoamento estratificado ondulado óleo-água a partir dos dados de Pereira (2011) e de Castro (2013).

3.1 Parâmetros de entranhamento: Fatores de entranhamento

Para o presente trabalho é apresentado o modelo proposto para os fatores de entranhamento baseado no modelo de Hadziabdic e Oliemans (2007), ao qual são adicionadas as equações de quantidade de movimento para os dois fluidos, e a equação de balanço de forças como consequência do acoplamento das equações de quantidade de movimento através do gradiente de pressão, assumido igual para ambas as fases, e cujo equilíbrio é obtido quando a equação é igualada a zero. A variável em questão é a altura h_w da interface. O modelo de Hadziabdic e Oliemans (2007) utilizou-se das equações propostas por Rodriguez e Oliemans (2006), cujo modelo foi baseado no modelo de Trallero (1995), para a modelagem da interface na seção transversal do tubo, interface essa considerada plana. Diferentemente do modelo proposto por Hadziabdic e Oliemans (2007), o presente modelo incorpora as equações propostas por Rodriguez e Baldani (2012) para a modelagem da interface na seção transversal do tubo, interface essa podendo ser côncava ou convexa, e em função do número adimensional de Eötvös (Eu), que é a razão entre as forças de empuxo e as forças de tensão interfacial, do ângulo θ de contato entre a interface e a parede do tubo e da fração volumétrica das fases.

Foi desenvolvido um código numérico através do software Mathematica® versão 9 para a realização dos cálculos e obtenção dos resultados, código esse envolvendo o modelo proposto para os fatores de entranhamento baseado no modelo proposto por Hadziabdic e Oliemans (2007), e associado ao modelo de dois fluidos de Rodriguez e Baldani (2012), ao qual associamos a nomenclatura RB-FE, no qual a interface tem a forma curvilínea e pode apresentar-se, tanto côncava, quanto convexa, e também ao modelo de Rodriguez e Baldani

(2012) ajustado para interface com a forma plana na seção transversal do tubo, de nomenclatura RBP-FE. Para os mesmos modelos de dois fluidos citados, sem a modelagem para o entranhamento, utilizamos as nomenclaturas RB e RBP, respectivamente para Rodriguez e Baldani (2012) e Rodriguez e Baldani (2012) com interface plana. Dessa forma, todos os modelos envolvidos no estudo estão baseados no modelo de Rodriguez e Baldani (2012), que propõe uma modelagem ajustada empiricamente para interface com geometria curva. Além do código numérico para fatores de entranhamento, foram utilizados os códigos numéricos para os mesmos modelos de dois fluidos, Rodriguez e Baldani (2012), para interface curva, podendo ser côncava ou convexa (RB), e Rodriguez e Baldani (2012) com interface plana, (RBP).

Nos modelos de dois fluidos são utilizadas as respectivas equações para a modelagem da interface, em rotinas separadas. Assim sendo, quando o modelo a ser estudado era o modelo de fatores de entranhamento com as equações para interface curvilínea propostas por Rodriguez e Baldani (2012), modelo esse identificado por RB-FE e que corresponde ao modelo proposto no presente trabalho, o código utilizava as equações para o raio de curvatura da interface e respectivas equações para os perímetros das fases e o interfacial e para as áreas ocupadas pelas respectivas fases na seção transversal do tubo. Se o modelo de fatores de entranhamento fosse o relacionado ao modelo de Rodriguez e Baldani (2012) com interface plana, identificado por RBP-FE, fazia-se uso da rotina do código envolvendo as equações para a interface plana. A partir deste ponto do texto, os modelos serão, de forma geral, citados através de suas respectivas nomenclaturas propostas para o presente trabalho, para efeito de simplificação sem perdas para o entendimento da metodologia proposta e dos resultados apresentados.

O código numérico tem como parâmetros de entrada dados dos fluidos envolvidos, água e óleo, que são viscosidade, densidade, tensão interfacial, ângulo de contato entre a interface e a parede do tubo, e ângulo de inclinação da tubulação, além dos parâmetros do tubo, como diâmetro, comprimento e rugosidade do material do tubo. Já como parâmetros de entrada referentes ao escoamento, são necessárias as velocidades superficiais dos fluidos. Como consequência, calcula o número de Eötvos. Para a seção do código referente aos fatores de entranhamento, além dos parâmetros citados anteriormente, também são necessárias as áreas de gotas entranhadas. O código permite que tais áreas sejam inseridas através de seus valores, como também através do número de gotas entranhadas e seus respectivos diâmetros, e para cada fase separadamente.

Tanto os modelos de dois fluidos quanto o de fatores de entranhamento calculam em seus respectivos códigos numéricos: os fatores de atrito, pela correlação de Churchill (Roma, 2006); tensões de cisalhamento das fases e interfacial; diâmetros hidráulicos, a correlação empírica proposta por Castro (2013) para a amplitude de onda em função da fração volumétrica; os números adimensionais de Weber e Reynolds, este último para cada fase; a densidade da interface assumida como sendo a da fase mais rápida; além é claro, dos parâmetros frações volumétricas e gradiente de pressão, em cada caso.

Para o caso específico envolvendo fatores de entranhamento, como visto no modelo de Hadziabdic e Oliemans (2007), os parâmetros são calculados em função das camadas superior *u* (*upper*) e inferior *l* (*low*) do escoamento, sendo ambas correspondentes às misturas ponderadas, cada qual, pelas frações volumétricas das fases componentes e suas respectivas densidades e viscosidades. Isto significa que os parâmetros, ao invés de serem calculados somente em função das frações volumétricas das fases, como nos modelos de dois fluidos, são neste caso quantificados pelos parâmetros das camadas superior e inferior, sejam eles frações volumétricas, densidades, viscosidades, bem como as velocidades superficiais. Resultante de todo esse processo, é feito o balanço de forças e calculado o gradiente de pressão, igual para ambas as fases, óleo e água.

A geometria curvilínea para a interface considerada na modelagem proposta por Rodriguez e Baldani (2012) permite à interface assumir a forma côncava ou convexa. Os resultados qualitativos em CFD apresentados inicialmente por Rodriguez e Baldani (2012) sobre o comportamento da interface na seção transversal do tubo mostram que a interface assume a forma côncava no vale da onda interfacial enquanto que na crista da onda ela apresenta a geometria convexa na quase totalidade de seu perímetro, mantendo a forma côncava junto à parede do tubo, em função do ângulo de contato entre a interface e a parede do tubo, o que é característica da viscosidade do óleo. Por essa razão, diferentemente do caso em que a interface é assumida plana, para o modelo Rodriguez e Baldani (2012) faz-se necessário encontrar os limites de altura adimensional da interface na seção transversal do tubo uma vez que, seja na crista ou no vale da onda interfacial, a interface pode aproximar-se em demasia da parede do tubo o que implicaria no aumento significativo dos efeitos de parede, como a tensão de cisalhamento parietal, no comportamento do escoamento, e inviabilizando as funcionalidades do modelo. Por essa razão, o código numérico para o modelo de dois fluidos estratificado de Rodriguez e Baldani (2012) busca encontrar os valores limites para a altura da interface na seção transversal. Para os casos estudados no presente

trabalho, tais limites foram estabelecidos em 0,15 no caso mínimo e 0,70 como sendo o valor máximo para a altura da interface normalizada pelo diâmetro de cada tubulação em estudo. Para o caso do modelo proposto no presente trabalho envolvendo fatores de entranhamento com a interface curvilínea (RB-FE), foram testados esses limites para a altura da interface e os mesmos limites para a altura da interface foram mantidos, garantindo assim a funcionalidade do modelo proposto. Isso é ainda mais razoável uma vez que, entre a interface e a parede, seja na parte superior ou inferior do tubo, deve ser considerada a existência de fluido entranhado da fase oposta, o que limita ainda mais o espaço da fase contínua restante e, os efeitos parietais podendo comprometer a maior a precisão do modelo.

Guet et al. (2006), baseado no trabalho apresentado por Brauner (2001), estimou o valor $\varepsilon_{d,c} \approx 0,089$ para fração volumétrica máxima da fase dispersa para a qual as forças relacionadas à quebra de gotas devido à turbulência dominam sobre as forças relacionadas à coalescência de gotas. No modelo proposto neste trabalho esse valor foi utilizado não somente para o cálculo da fração volumétrica envolvendo grandes gotas devidas à coalescência, mas também no cálculo das viscosidades das camadas superior (u) e inferior (l) do escoamento com entranhamento.

O modelo proposto no presente trabalho é apresentado integralmente na seção apêndice deste documento.

Para o presente estudo sobre fatores de entranhamento foi utilizado o banco de dados experimentais obtido por Rodriguez e Oliemans (2006), em experimento conduzido nas instalações de testes multifásicos da Cia. Shell Exploration and Production B.V., em Rijswijk, Holanda. A tubulação utilizada na seção de testes era composta por aço inoxidável, com 15,5 m de comprimento e 8,28 cm de diâmetro interno, com $4,5 \cdot 10^{-5}$ m de rugosidade interna, e com inclinação variável, possuindo uma seção de visualização com tubulação transparente de 1,15 m de comprimento. Os fluidos utilizados foram água, com densidade média de 1060 kg/m³ e viscosidade de 0,8 mPa.s, e óleo Shell Vitrea 10, com densidade média de 830 kg/m³ e viscosidade de 7,5 mPa.s, sendo a tensão interfacial óleo-água de 0,0204 N/m. Além da horizontal, foram realizados experimentos também com pequenas inclinações: -5°, -2°, -1,5°, +1°, +2°, e +5°. As velocidades de mistura variaram de 0,04 m/s a 5,55 m/s. Gravações de vídeo dos experimentos foram utilizada juntamente com um densitômetro de raios gama para a identificação dos diferentes padrões de escoamento observados. Cada ponto experimental do banco de dados apresenta suas respectivas inclinação e velocidades superficiais dos fluidos, a

fração volumétrica da fase água, o gradiente de pressão medido experimentalmente para cada ponto, além da identificação do padrão de escoamento.

O padrão de escoamento de interesse no presente estudo sobre fatores de entranhamento é o padrão estratificado com mistura na interface, identificado como ST&MI. No entanto, no banco de dados de Rodriguez e Oliemans (2006) havia casos cujo padrão de escoamento estava identificado unicamente como estratificado quando de fato em alguns desses pontos haviam sido observadas ondas, ou longas (ST&MI_wl) ou intermediárias (ST&MI_wi), diferenciando-se dos casos que eram apenas estratificados com mistura na interface, i.e., sem ondas observadas (ST&MI_d), sendo este último padrão o objeto de interesse para o presente estudo. Dessa forma, todos os pontos em tal situação foram identificados nos mapas de fluxo apresentados por Rodriguez et al. (2006), mostrados na Figura 3.1 para todas as inclinações, e, um a um foram renomeados seus respectivos padrões de escoamento para os casos com ou sem ondas, perfazendo um total de 52 pontos experimentais no banco de dados. A partir deste ponto identificaremos tal padrão simplesmente como ST&MI.

Como já mencionado, o código numérico unidimensional para fatores de entranhamento tem entre seus parâmetros de entrada números de gotas entranhadas para cada fase e seus respectivos diâmetros, ou mesmo as áreas entranhadas de cada fase. Como no banco de dados experimentais não havia tal informação para os casos com mistura, foi adotado para o presente trabalho o método de modelagem inversa para encontrar as respectivas áreas entranhadas de cada fase, em cada caso.

Figura 3.1 - Mapa com as fronteiras de transição entre padrões de escoamento para os critérios de transição propostos por Trallero (1995), Brauner (2001) e Rodriguez et al (2006), e identificação dos padrões de escoamento para os dados experimentais de Rodriguez e Oliemans (2006) em: (a) horizontal, (b) -2° , (c) -5° , (d) $+2^\circ$, (e) $+5^\circ$. Extraídas de Rodriguez et al (2006).

O método de modelagem inversa foi assim nomeado e utilizado por Rodriguez et al. (2004), Guet et al. (2006) e Hadziabdic e Oliemans (2007), sendo que, para esses casos, os parâmetros a serem encontrados eram as velocidades superficiais das fases. Os algoritmos desenvolvidos em todos esses casos trabalhavam de forma inversa, encontrando as velocidades superficiais das fases, que usualmente são dados de entrada, como resultado numérico a partir do gradiente de pressão medido. Uma vez obtidas as velocidades superficiais das fases, o algoritmo encontrava então o gradiente de pressão calculado, agora na forma direta, para ser comparado com o gradiente de pressão experimental. Por fim eram então comparados não somente os gradientes de pressão, experimental e calculado, mas também comparadas as velocidades superficiais das fases, as experimentais com as calculadas. O objetivo do método, portanto, consiste em verificar a eficiência do algoritmo na busca das velocidades superficiais quando da inexistência de informações sobre as mesmas como dados de entrada.

	Água	Aw (m2)	0,000470		Uws (m/s)	0,0207		Holdup(w)	0,0872			
Óleo	0	0,000000	0,000050	0,000100	0,000150	0,000200	0,000250	0,000300	0,000350	0,000400	0,000450	0,000500
Ao (m2)	0,000000	0,094215	0,116244	0,139024	0,164083	0,191871	0,222017	0,254518	0,291341	0,323029	0,496227	
0,004915	0,000050	0,037372	0,063831	0,089525	0,116051	0,14554	0,178468	0,218606	0,257939	0,292278	0,47063	
0,000100	0,000100	-0,04017	0,004629	0,03604	0,065751	0,096816	0,132987	0,179931	0,222132	0,260436	0,445143	
Uos (m/s)	0,000150	-0,10887	-0,07354	-0,02533	0,006391	0,043355	0,092902	0,142076	0,183145	0,226692	0,419783	
0,2036	0,000200	-0,10752	-0,10389	-0,03772	-0,00184	0,011935	0,053093	0,099924	0,140444	0,190426	0,394645	
	0,000250	-0,1059	-0,10254	-0,09932	-0,03037	0,002181	0,014659	0,053061	0,093077	0,15032	0,369886	
Holdup(o)	0,000300	-0,10467	-0,10151	-0,09845	-0,09555	-0,06259	-0,02362	0,003526	0,039669	0,103887	0,345836	
0,9128	0,000350	-0,10369	-0,10067	-0,09772	-0,09494	-0,09286	-0,09109	-0,06542	-0,01968	0,046149	0,323363	
	0,000400	-0,10286	-0,09993	-0,09707	-0,09438	-0,09238	-0,09065	-0,08874	-0,08612	-0,03203	0,305714	
	0,000450	-0,10213	-0,09928	-0,09647	-0,09385	-0,09188	-0,0902	-0,08833	-0,08574	-0,08063	0,324393	
	0,000500	-0,10148	-0,09868	-0,09593	-0,09334	-0,09137	-0,08973	-0,08791	-0,08535	-0,08015	-0,07883	
	0,000550	-0,10087	-0,09812	-0,09541	-0,09285	-0,09086	-0,08926	-0,08749	-0,08495	-0,07967	-0,07888	
	0,000600	-0,10032	-0,09761	-0,09493	-0,09238	-0,09036	-0,08878	-0,08706	-0,08455	0,541746	0,040737	
	0,000650	-0,0998	-0,09712	-0,09448	-0,09194	-0,08986	-0,0883	-0,08662	-0,08414	0,389212	0,017159	
	0,000700	-0,09931	-0,09666	-0,09404	-0,09151	-0,08938	-0,08782	-0,08619	-0,08373	0,301309	-0,00748	
	0,000750	-0,09884	-0,09623	-0,09363	-0,09111	-0,08893	-0,08734	-0,08575	-0,08331	0,238836	-0,03261	
	0,000800	-0,09841	-0,09582	-0,09324	-0,09073	-0,0885	-0,08687	-0,08532	-0,08289	0,188863	-0,058	

Figura 3.2 - Vista parcial da matriz dos erros para o gradiente de pressão e as combinações de áreas entranchadas, para o ponto experimental 131 do banco de dados. Na horizontal estão identificadas as áreas de água e na vertical as áreas de óleo. Os valores em vermelho no interior da matriz são indicativos de um erro entre $\pm 5\%$. A célula com a borda em negrito indica a combinação selecionada de áreas. As áreas escolhidas para o menor erro foram $A_{o, droplets} = 0,000200 \text{ m}^2$ e $A_{w, droplets} = 0,000150 \text{ m}^2$, para as respectivas velocidades superficiais das fases, $U_{os} = 0,2036 \text{ m/s}$ e $U_{ws} = 0,0207 \text{ m/s}$, e inclinação de -2° .

Como as áreas entranchadas das fases são informações de entrada no código numérico para o cálculo dos fatores de entranchamento, e como tais dados não constavam no banco de

dados de Rodriguez e Oliemans (2006), foi utilizado o mesmo procedimento do método de modelagem inversa para encontrar tais áreas de entranhamento. Assim sendo, para cada ponto experimental do banco de dados foi criada uma matriz para as diferentes possíveis combinações de áreas entranhadas das fases. Em cada matriz, no eixo horizontal superior estavam as possíveis áreas entranhadas da fase água e no eixo vertical as da fase óleo. Ambas começavam no início da matriz com valor zero, isto é, sem qualquer entranhamento para a respectiva fase até um máximo de área entranhada que correspondia à área ocupada pela fração volumétrica da fase, isto é, quando toda a fase estivesse entranhada, aumentando por pequenos incrementos de área de $0,000050 \text{ m}^2$, para uma área total de tubo de $0,005385 \text{ m}^2$. Os pontos internos da matriz correspondem à combinação de áreas entranhadas das fases e, para cada uma delas foi calculado o gradiente de pressão bifásico utilizando cada par de áreas como dados de entrada no código numérico.

Uma vez feito isso, foi criada para cada ponto experimental de interesse uma nova matriz calculando o erro entre o gradiente de pressão calculado e o experimental, de modo que fosse escolhida a combinação de áreas que apresentasse o menor erro calculado (Figura 3.2). O erro foi calculado da forma:

$$\left(-\frac{dP}{dz} \right)_{\text{erro}} = \left[\frac{(-dP/dz)_{\text{calc.}} - (-dP/dz)_{\text{exp.}}}{(-dP/dz)_{\text{exp.}}} \right] \cdot \frac{1}{100} \quad (3.1)$$

Para todos os casos estabeleceu-se um erro máximo, em módulo, de 5%, e, dentre as combinações de áreas possíveis dentro desse critério, a escolha final de cada combinação de áreas entranhadas foi feita considerando não somente o menor erro, mas também, sendo avaliadas em relação às velocidades superficiais das fases e, se estavam mais distantes das regiões limites da matriz em relação à fração volumétrica de cada fase, isto é, não próximas do valor da própria fração volumétrica. A fase com área entranhada nessa condição estaria quase totalmente entranhada, o que implicaria na transição de padrão de escoamento de estratificado com mistura na interface para padrão disperso.

Além disso, foram geradas superfícies em 3D com o erro para o gradiente de pressão (no eixo z) entre o experimental e o calculado, em relação às áreas entranhadas (nos eixos x e y), conforme pode ser visto na Figura 3.3, e para cada ponto experimental em estudo. Tais figuras foram utilizadas para auxiliarem no processo de escolha das áreas entranhadas e corroborarem as escolhas feitas.

Figura 3.3 - Superfície em 3D para os erros em relação ao gradiente de pressão, entre o experimental e o numérico, e as áreas entranhadas das fase óleo e água, para o ponto experimental 131 do banco de dados. Nos eixos horizontais estão os valores para as áreas de entranhamento enquanto que no eixo vertical encontra-se o erro em relação ao gradiente de pressão. As áreas escolhidas para o menor erro foram $A_{o, droplets} = 0,000200 \text{ m}^2$ e

$A_{w, droplets} = 0,000150 \text{ m}^2$, para as respectivas velocidades superficiais das fases,

$U_{os} = 0,2036 \text{ m/s}$ e $U_{ws} = 0,0207 \text{ m/s}$, e inclinação de -2° .

Por fim, uma vez definido o par de áreas de entranhamento, o código fora novamente utilizado, para o cálculo não somente do gradiente de pressão, mas também, dos demais parâmetros de interesse no escoamento, que são as frações volumétricas das fases e os fatores de entranhamento, desta vez na forma direta incorporando tais áreas aos parâmetros de entrada no código. Com isso, completou-se o processo de modelagem inversa.

3.2 Fatores de entranhamento no trabalho experimental de Yusoff (2012)

Algumas hipóteses simplificadoras foram assumidas para o desenvolvimento da metodologia em relação ao trabalho de Yusoff (2012), de forma que os cálculos pudessem ser efetuados e os resultados e conclusões pudessem ser obtidos.

Em função disso, consideramos inicialmente como hipótese interfaces planas entre as áreas na seção transversal do tubo, em todos os casos, para efeito de simplificação uma vez que tal interface pode assumir tanto a geometria plana quanto côncava ou convexa, com diferentes níveis de curvatura, dependendo das frações volumétricas de injeção e das velocidades superficiais dos fluidos, levando a interface a ocupar diferentes posições na seção transversal do tubo, além, é claro, da presença no escoamento de onda interfacial afetando igualmente a geometria da interface dependendo da amplitude da onda, seja como crista ou depressão da mesma.

As áreas das fases contínuas e das misturas (Dw/o e Do/w) foram calculadas considerando a simetria do escoamento na seção transversal a partir da linha vertical diametral, isto é, da linha vertical central.

As gotas foram consideradas esféricas, assumindo por hipótese a não coalescência de gotas, fenômeno de possível ocorrência especialmente junto à interface onde a troca de quantidade de movimento é mais intensa.

Também para efeito de simplificação, os diâmetros médios das gotas d_{32} (diâmetro Sauter médio) na seção transversal, da ordem de micrômetros (μm), foram calculados a partir da correlação de Hinze (1955) para as gotas da fase oposta uma vez que Yusoff obteve em seu trabalho o diâmetro médio de gotas somente de uma fase, através de sonda FBRM, para cada caso observado.

Para as curvas das distribuições das fases, de acordo com a fração volumétrica de óleo, obtidas através do sensor *Wire-mesh*, foi assumido que os pontos correspondentes às interfaces na seção transversal do tubo, isto é, que as alturas das interfaces entre as fases, sejam contínuas ou de mistura, relativos às mudanças de fases, correspondem aos pontos de inflexão das oscilações das curvas, na direção oposta à tendência das mesmas. Considerando que as curvas relativas às frações volumétricas de óleo obtidas por Yusoff (2012) são projetadas nos gráficos da esquerda para a direita, tais pontos de inflexão das curvas correspondentes às mudanças de fases localizam-se nas mudanças de tendência das curvas, quando as mesmas mudam de direção, agora da direita para a esquerda, como pode ser visto na Figura 3.4.

Figura 3.4 - Método de identificação das alturas h_w das interfaces, correspondentes aos pontos de inflexão nas oscilações das curvas de distribuições de fases, através das linhas tracejadas.

Curvas obtidas em 34D a partir da expansão do tubo, sendo D o diâmetro do tubo, para velocidade superficial de mistura $U_m = 0,20$ m/s e diferentes frações volumétricas de injeção de óleo (OVF), na horizontal. Extraída de Yusoff (2012).

3.2.1 Cálculo das velocidades superficiais

Do trabalho de Yusoff (2012) foram extraídos dados numéricos relevantes, não somente do texto do trabalho, como informações a respeito dos diâmetros de gotas (diâmetro médio Sauter d_{32}) detectados pela sonda FBRM, como também da análise qualitativa feita a partir dos gráficos contendo as curvas referentes às distribuições de fases, tanto para a horizontal como para as inclinações positivas e negativas.

Em cada caso estudado, Yusoff (2012) apresentou a velocidade superficial de mistura U_m , e não as velocidades superficiais de cada fase, separadamente. Assim sendo, tais velocidades superficiais das fases água e óleo, respectivamente, U_{ws} e U_{os} , foram então calculadas a partir da ponderação da velocidade superficial de mistura pelas respectivas frações volumétricas de injeção C_w e C_o , e de acordo com as definições dadas no capítulo 2:

$$U_{ws} = C_w U_m, \quad (3.2)$$

$$U_{os} = C_o U_m, \quad (3.3)$$

$$U_m = U_{ws} + U_{os} = C_w U_m + C_o U_m . \quad (3.4)$$

3.2.2 Cálculo das áreas das fases e misturas na seção transversal do tubo

As áreas foram calculadas a partir de equações deduzidas a partir da geometria da seção transversal, e suas deduções são apresentadas a seguir, sempre considerando a simetria do escoamento como hipótese inicial e um ângulo θ formado a partir do centro da seção transversal do tubo e os pontos de contato de cada interface com a parede da tubulação, conforme esquema da Figura 3.5.

Considerando ambos os fluidos presentes no trabalho de Yusoff (2012), água e óleo, e assumindo um escoamento estratificado, e uma vez mantendo os mesmos respectivos subscritos w e o do presente trabalho, temos a fração volumétrica de água ε_w dada pela razão entre a área ocupada pela fase água A_w e a área total da seção A :

$$\varepsilon_w = \frac{A_w}{A} , \quad (3.5)$$

sendo a área total dada por:

$$A = \pi R^2 = \frac{1}{4} \pi D^2 = \frac{2}{8} \pi D^2 . \quad (3.6)$$

Assim, de (3.5) e (3.6), temos:

$$A_w = \frac{2}{8} \pi D^2 \varepsilon_w . \quad (3.7)$$

A base b e a altura h do triângulo indicado no esquema da Figura 3.5 são calculadas por:

$$\begin{aligned} b &= R \sin(\theta/2) , \\ h &= R - h_w = R \cos(\theta/2) . \end{aligned} \quad (3.8)$$

Assim sendo, temos a altura da fase água calculada por:

$$h_w = R - R \cos(\theta/2) = \frac{D}{2} [1 - \cos(\theta/2)] . \quad (3.9)$$

De (3.9), temos que o ângulo θ é então calculado por:

$$\begin{aligned}\cos(\theta/2) &= 1 - \frac{2}{D} h_w \Rightarrow \\ \theta &= 2 \arccos\left(1 - \frac{2}{D} h_w\right),\end{aligned}\tag{3.10}$$

de forma que o ângulo θ , em radianos, é função da altura da fase água para a situação específica.

Figura 3.5 - Representação esquemática para o modelo de dois fluidos estratificado água-óleo com interface plana. Em (a) temos a visualização do esquema proposto para o cálculo das áreas ocupadas pelas fases contínuas e para as áreas de mistura a partir do ângulo θ formado entre o centro da tubulação e os pontos de contato da respectiva interface com a parede do tubo. Em (b) é apresentado o triângulo interno à área do setor formado pelo ângulo θ utilizado para os cálculos das áreas.

Figura 3.6 - Representação esquemática de identificação das áreas de fase contínua de água (w) e óleo (o) e de mistura de água em óleo (Dw/o) e de óleo em água (Do/w) na seção transversal do tubo.

No caso mais geral, no qual há as áreas de mistura além das áreas das fases contínuas, podendo haver até quatro regiões distintas na seção transversal do tubo, o ângulo θ é função das três possíveis fronteiras de separação entre as fases, a interface entre as duas regiões de mistura e outras pseudointerfaces, separando cada região de fase contínua e de mistura, como pode ser visto no esquema da Figura 3.6. Assim, o cálculo para a altura da interface h_w , onde ocorre a inversão das fases contínuas, passa a ser generalizado para todas as três possíveis alturas h_i das interfaces, sendo o subscrito i o indicativo de interface, e, o ângulo θ passa a ser função de cada respectiva altura h_i , de forma que, de (3.9) e (3.10), passamos a ter:

$$h_i = R - R \cos(\theta/2) = \frac{D}{2} [1 - \cos(\theta/2)] , \quad (3.11)$$

$$\theta = 2 \arccos \left(1 - \frac{2}{D} h_i \right) . \quad (3.12)$$

Os perímetros da interface plana S_i , bem como das fases óleo S_o e água S_w , são então calculados por:

$$\begin{aligned}
S_i &= 2R \sin(\theta/2) = D \sin(\theta/2) , \\
S_w &= \theta R = \theta \frac{D}{2} , \\
S_o &= 2\pi R - S_w = \pi D - \theta \frac{D}{2} = D \left(\pi - \frac{\theta}{2} \right) .
\end{aligned} \tag{3.13}$$

Do esquema da Figura 3.5, a área A_θ do setor da seção transversal do tubo de raio R , setor esse formado a partir do ângulo θ , é constituída por duas vezes a área do triângulo A_Δ mais a área ocupada pela fase água. Assim, do esquema temos que a área de cada triângulo componente da área A_θ do setor do ângulo θ excetuando-se a área ocupada pela fase água é dada por:

$$A_\Delta = \frac{b h}{2} = \frac{1}{2} [R \sin(\theta/2)] [R \cos(\theta/2)] = \frac{1}{2} R^2 [\sin(\theta/2)] [\cos(\theta/2)] . \tag{3.14}$$

Portanto, a área dentro do setor do ângulo θ formada acima da área ocupada pela fase água correspondente a duas vezes a área do triângulo A_Δ é igual a:

$$\begin{aligned}
2A_\Delta &= 2 \left\{ \frac{1}{2} R^2 [\sin(\theta/2)] [\cos(\theta/2)] \right\} = \\
&= \frac{1}{2} R^2 \{ 2 [\sin(\theta/2)] [\cos(\theta/2)] \} = \frac{1}{2} R^2 \sin \theta .
\end{aligned} \tag{3.15}$$

Da correspondência das áreas em relação aos ângulos:

Área	Ângulo
(seção transversal do tubo): $A = \pi R^2$	2π
(área do setor do ângulo θ): A_θ	θ

temos que a área do setor do ângulo θ é dada por:

$$A_\theta = \frac{\pi R^2}{2\pi} \theta = \frac{1}{2} R^2 \theta . \tag{3.16}$$

Dessa forma, a área ocupada pela fase água corresponde a:

$$A_w = A_\theta - 2A_\Delta = \frac{1}{2}R^2\theta - \frac{1}{2}R^2\sin\theta = \frac{1}{2}R^2(\theta - \sin\theta) = \frac{D^2}{8}(\theta - \sin\theta) . \quad (3.17)$$

De (3.5) e (3.17), temos então que a fração volumétrica de água na seção transversal do tubo pode ser equacionada da seguinte forma:

$$\varepsilon_w = \frac{A_w}{A} = \frac{\left(\frac{D^2}{8}\right)(\theta - \sin\theta)}{\left(\frac{\pi D^2}{4}\right)} = \frac{1}{2\pi}(\theta - \sin\theta) . \quad (3.18)$$

Consequentemente, para o caso em que há somente um escoamento estratificado água-óleo, sem mistura junto à interface, a área ocupada pela fase corresponderá à área complementar à área da fase água em relação à área total da seção transversal do tubo:

$$A_o = A - A_w = \pi \frac{D^2}{4} - \frac{D^2}{8}(\theta - \sin\theta) = \frac{D^2}{8}(2\pi - \theta + \sin\theta) . \quad (3.19)$$

Ainda para o caso de escoamento estratificado sem mistura, a fração volumétrica de óleo pode ser dada simplesmente pelo complementar da fração volumétrica da água em relação à total, correspondente à unidade:

$$\varepsilon_o = 1 - \varepsilon_w = 1 - \frac{1}{2\pi}(\theta - \sin\theta) = \frac{1}{2\pi}(2\pi - \theta + \sin\theta) , \quad (3.20)$$

ou também, pelo cálculo das áreas dadas de acordo com sua própria definição:

$$\varepsilon_o = \frac{A_o}{A} = \frac{\left(\frac{D^2}{8}\right)(2\pi - \theta + \sin\theta)}{\left(\frac{\pi D^2}{4}\right)} = \frac{1}{2\pi}(2\pi - \theta + \sin\theta) . \quad (3.21)$$

3.2.3 Fator de empacotamento para gotas líquidas entranhadas na seção transversal do tubo (FEG-2D)

Para calcularmos um número aproximado de gotas presentes em cada área de mistura da seção transversal a partir dos gráficos das curvas de distribuição de fases apresentados por Yusoff (2012), foi proposto um método de empacotamento de gotas em área bidimensional

para o cálculo do respectivo fator, a que chamamos de “Fator de Empacotamento de Gotas bidimensional” (FEG-2D). Com esse método, faz-se possível um cálculo mais aproximado da área realmente ocupada pelas gotas na seção transversal do tubo, excluindo da área de mistura a área ocupada pela fase inversa a das gotas inserida entre as gotas, restando apenas a área ocupada pelas gotas na área de mistura (Figura 3.7a).

O método consiste em empilhar, ou empacotar, as gotas em fileiras sobrepostas umas sobre as outras, encaixadas cada qual entre os intervalos entre as gotas da fileira de baixo. Por hipótese, as gotas possuem geometria circular. Do centro de cada gota, em um total de seis empacotadas, é estabelecido um hexágono regular, conforme indicado pela Figura 3.7b.

A área do hexágono regular é composta por seis triângulos equiláteros cuja área é calculada pelo produto do apótema h do hexágono pela base do triângulo, base essa que corresponde à aresta do hexágono. O apótema pode ser calculado pelo Teorema de Pitágoras a partir do triângulo retângulo formado pela secção ao meio de qualquer um dos triângulos equiláteros formados pelo hexágono.

A área A_{hex} do hexágono regular é dada pela soma das áreas dos doze triângulos retângulos indicados na Figura 3.7b, cujo um dos catetos corresponde ao apótema h do hexágono regular, o outro cateto tem valor igual a R , sendo R o raio da gota, e a hipotenusa tem valor igual a $2R$.

De acordo com a Figura 3.7b, pelo Teorema de Pitágoras, temos:

$$(2R)^2 = h^2 + R^2 \Rightarrow h^2 = 4R^2 - R^2 = 3R^2 \Rightarrow h = \sqrt{3}R , \quad (3.22)$$

e, a área A_{Δ} de cada triângulo retângulo (Figura 3.7b) é dada por:

$$A_{\Delta} = \frac{hR}{2} = \frac{\sqrt{3}}{2} R^2 . \quad (3.23)$$

Dessa forma, a área do hexágono regular corresponde a:

$$A_{hex} = 12A_{\Delta} = 12 \frac{\sqrt{3}}{2} R^2 = 6\sqrt{3}R^2 . \quad (3.24)$$

Figura 3.7 - Representação esquemática para o cálculo do fator de empacotamento de gotas bidimensional (FEG-2D). Em (a): o esquema geométrico proposto para o FEG-2D, no qual temos visualização da área ocupada pelas gotas, interna à área ocupada pelo hexágono regular de vértices coincidentes aos centros das seções transversais das gotas periféricas à gota central, e, o centro do hexágono regular coincidente ao centro da seção transversal da gota central. Em (b), o triângulo retângulo, interno ao hexágono, cujo um dos catetos corresponde ao apótema do hexágono.

Como pode ser visto na Figura 3.7a, a área ocupada por gotas $A_{droplets}$ dentro do hexágono regular corresponde à área de três gotas, sendo área da gota central e mais seis terços de áreas das gotas periféricas, e que corresponde a:

$$A_{droplets} = 3\pi R^2 . \quad (3.25)$$

Por fim, o FEG-2D é dado pela razão entre a área ocupada pelas gotas pela área ocupada pelo hexágono regular:

$$\text{FEG-2D} = \frac{A_{droplets}}{A_{hex}} = \frac{3\pi R^2}{6\sqrt{3}R^2} = \frac{\sqrt{3}}{6} \pi \cong 0,9070 . \quad (3.26)$$

Assim, o valor do FEG-2D foi obtido como um mecanismo para encontrar a área de mistura mais aproximada à ocupada pelas gotas na seção transversal do tubo, bem como para

calcular o valor aproximado do número de gotas na respectiva área de mistura, para cada caso de acordo com a fase entranhada e do diâmetro Sauter médio d_{32} de gotas medido, tanto para a fase óleo quanto para a fase água.

O diâmetro Sauter médio d_{32} é um padrão de medida adotado para gotas de diferentes formatos, aproximadas a uma forma esférica média. Seu cálculo é dado por:

$$d_{32} = 6 \frac{V}{S} , \quad (3.27)$$

sendo V o volume da gota e S a área de sua superfície. Do cálculo do volume e da área da superfície de uma esfera, temos que o diâmetro Sauter médio é dado então por:

$$d_{32} = 6 \frac{V}{S} = 6 \frac{(4/3)\pi R^3}{4\pi R^2} = 2R = D_{drop} , \quad (3.28)$$

sendo R o raio e D_{drop} o diâmetro da esfera (gota).

Os diâmetros Sauter médios d_{32} das gotas foram medidos por Yusoff (2012) através da utilização de uma sonda FBRM posicionada, para cada caso, em um dos três diferentes pontos da seção diametral central da seção transversal do tubo, sendo em 17, 34 e 51 mm de altura a partir da base do tubo, e em três distâncias distintas a partir da expansão da tubulação, que são $10D$, $20D$ e $34D$ sendo D o diâmetro do tubo de 68 mm na expansão. As informações a respeito dos diâmetros de interesse para o presente trabalho são as coletadas no ponto correspondente a $34D$, sendo esse o ponto mais distante da expansão do tubo e, conseqüentemente, de maior estratificação dos fluidos depois de passarem pelo processo inicial de mistura.

Embora em alguns poucos casos Yusoff (2012) tenha apresentado mais de um valor de diâmetro de gota para a fase entranhada observada em mistura, dependendo da posição da sonda, foram utilizados no presente trabalho apenas os diâmetros de gotas medidos quando a sonda estava posicionada mais próxima da interface média, a interface entre as misturas de óleo entranhado na fase água (Do/w) e de água entranhada na fase óleo (Dw/o).

No entanto, em função da sonda estar inserida dentro do tubo capturando as informações das gotas ou acima ou abaixo da interface média dependendo da fração

volumétrica de injeção e da velocidade de mistura de cada caso, foi apresentado o diâmetro médio de gotas de somente uma das fases entranhadas em cada um dos casos.

Assim sendo, para que fossem obtidos todos os diâmetros médios de gotas das fases, foi utilizada a correlação de Hinze (1955) proposta para o cálculo do diâmetro médio de gota de uma fase a partir do diâmetro médio de gota medido da outra fase, tanto para água quanto para o óleo. Na correlação proposta por Hinze (1955), o diâmetro médio de gotas é função da tensão superficial σ , do coeficiente C_D de arrasto, e das densidades da água e do óleo, respectivamente, ρ_w e ρ_o . O diâmetro médio de gotas de óleo entranhadas na água ($\bar{d}_{o/w}$) e o diâmetro médio de gotas de água entranhadas na fase óleo ($\bar{d}_{w/o}$) são dados, respectivamente, por:

$$\bar{d}_{o/w} = \sqrt[3]{\frac{5,24 \sigma^2 C_D}{(\rho_w - \rho_o) \rho_o}} , \quad (3.29)$$

$$\bar{d}_{w/o} = \sqrt[3]{\frac{5,24 \sigma^2 C_D}{(\rho_w - \rho_o) \rho_w}} . \quad (3.30)$$

Da razão entre as eqs.(3.29) e (3.30), para os valores de densidades de água e óleo do trabalho de Yusoff (2012), temos:

$$\frac{\bar{d}_{o/w}}{\bar{d}_{w/o}} = \sqrt[3]{\frac{\rho_w}{\rho_o}} = \sqrt[3]{\frac{997}{900}} \cong 1,0347 \Rightarrow \bar{d}_{o/w} = 1,0347 \bar{d}_{w/o} , \quad (3.31)$$

$$\bar{d}_{w/o} = \frac{1}{1,0347} \bar{d}_{o/w} \Rightarrow \bar{d}_{w/o} = 0,9665 \bar{d}_{o/w} . \quad (3.32)$$

Como já mencionado anteriormente, de acordo com Hadziabdic e Oliemans (2007), fator de entranhamento é definido como sendo a fração do fluido entranhado na fase oposta em relação à quantidade total do mesmo fluido no escoamento, e é expressa por uma razão entre a área de fluido entranhado $A_{k, droplets}$ na fase oposta pela área total A_k ocupada pelo mesmo fluido de fase k ($k = o, w$), esta última incluindo a área de fluido entranhado mais a área do fluido que permaneceu em seu local original na seção transversal do tubo. Dessa forma, os fatores de entranhamento E_w da água e E_o do óleo são então dados por:

$$E_o = \frac{A_{o, droplets}}{A_o} , \quad (3.33)$$

$$E_w = \frac{A_{w, droplets}}{A_w} . \quad (3.34)$$

A partir das áreas calculadas, seja com a aplicação do fator de empacotamento FEG-2D ou não, os fatores de entranhamento puderam ser calculados, tanto com a aplicação do FEG-2D sobre as áreas mensuradas quanto sem sua utilização.

Para a realização dos cálculos e obtenção dos resultados, foram utilizados os códigos numéricos unidimensionais desenvolvidos através do software Mathematica® versão 9 para os modelos de dois fluidos, Rodriguez e Baldani (2012) para interface curvilínea e Rodriguez e Baldani (2012) para interface plana, bem para os modelos envolvendo fatores de entranhamento, conforme já mencionado anteriormente, entre eles, o modelo proposto no presente trabalho. Assim, foi calculada a altura da interface para cada modelo a ser comparado com os dados experimentais resultantes da análise qualitativa.

3.3 Simulações numéricas computacionais (CFD) - software ANSYS-CFX

Em um processo de simulação são adotadas as seguintes etapas:

- a) Pré-processamento: são as etapas de criação/elaboração da geometria do caso em estudo, a geração da malha, e, a definição da física envolvida no problema em questão;
- b) Processamento: corresponde à resolução numérica do problema;
- c) Pós-processamento: consiste na análise dos resultados obtidos na etapa anterior.

O ANSYS-CFX 14.0® possui uma série de softwares, cada qual responsável por uma das etapas da simulação. Cada um desses softwares pode ser acionado separadamente ou através de um gerenciador dos mesmos, Workbench®, com uma interface na qual são mostradas as etapas de processamento.

3.3.1 Elaboração da Geometria

Figura 3.8 - Geometria gerada pelo software Design Modeler 14.0® – Visão da tubulação: (a) Plano YZ, e, (b) Plano XY.

A geometria pode ser criada pelo software ANSYS Design Modeler 14.0®, bem como pode ser importada de qualquer outro software modelo CAD, uma vez que o Design Modeler 14.0® permite a leitura de arquivos de diferentes tipos/extensões.

No presente caso, a geometria criada utilizando o Design Modeler 14.0® consiste em uma tubulação composta de um tubo principal de 2 m de comprimento e 26 mm de diâmetro, e uma das extremidades, a entrada (*inlet*), em formato de “Y”, portanto, subdividida em duas

outras entradas. Cada uma das entradas forma um ângulo de inclinação de 45° com o tubo principal, formando então um ângulo de 90° entre ambas, Figura 3.8a. Toda a tubulação foi gerada seccionada ao meio longitudinalmente no sentido de minimizar o custo computacional uma vez assumindo a hipótese de simetria do escoamento, como pode ser visto na Figura 3.8b.

3.3.2 Geração das Malhas

No ANSYS-CFX 14.0®, que utiliza o Método de Volumes Finitos, as malhas são geradas através do software ANSYS ICEM CFD®, no qual precisam ser especificados detalhes para a elaboração de cada malha antes de sua geração, como por exemplo, as distâncias mínima e máxima entre os nós da malha, o que permite ao software estabelecer o número de nós para a geometria em uso.

Em todos os casos, foram geradas malhas não-estruturadas, com 7 camadas de elementos junto às paredes da tubulação (processo esse denominado pelo software de *inflation*), acompanhando sua curvatura, e com taxa de crescimento de 1,2 entre as mesmas, da mais estreita, próxima à parede da tubulação, à camada mais espessa, mais próxima do centro do tubo, como é possível notar na Figura 3.9.

Alguns trabalhos anteriores ao presente estudo utilizaram o mesmo tipo de malha (não-estruturada) para escoamentos bifásicos (GHORAI e NIGAM, 2006; EKAMBARA et al., 2008; PARVAREH et al., 2010; SIDI ALI e GATIGNOL, 2010; BALDANI, 2011; MENDES, 2012; RODRIGUEZ e BALDANI, 2012), inclusive envolvendo líquido-líquido, apresentando resultados qualitativos satisfatórios em relação aos dados experimentais. Embora o custo computacional para tais malhas não-estruturadas seja mais elevado do que para malhas estruturadas (hexaédricas), o uso de volumes tetraédricos é indicado para geometrias não regulares, ou que precisem de um refinamento maior em alguma região de interesse, e neste caso, a região central do tubo onde se encontra a interface ondulada entre os fluidos. Malhas não-estruturadas têm sido cada vez mais utilizadas por serem mais adaptáveis às mais complexas geometrias (GONÇALVES, 2007 e 2013; SANTOS, 2010; FORTUNA, 2012). Por essas razões, as malhas não-estruturadas foram escolhidas como adequadas à proposta do presente trabalho.

Figura 3.9 - Vista da entrada (*inlet*) da tubulação: (a) Malha grossa de 200.000 nós, e, (b) Malha fina de 3.200.000 nós - ICEM CFD®.

As condições estabelecidas para a geração de ambas as malhas foram as seguintes:

- *CFD* para *Physics Preference*;
- Em *Use Advanced Size Function* foi adotado o critério *Proximity and Curvature* que permite um refinamento mais adequado de acordo com mudanças/irregularidades na geometria, como por exemplo, quinas e saliências na tubulação;
- Em *Relevance Center* foi utilizado *Fine* aumentando o refinamento no centro da tubulação, região na qual encontra-se a interface entre os fluidos.
- Para *Span Angle Center*: *Fine*;
- Para *Min Size*: 0,0001 m para a malha grossa e para a malha fina;
- Para *Max Size* e *Max Face Size*: 0,002156 m para a malha grossa e 0,0007 m para a malha fina;

Todas as demais condições utilizadas para a geração das malha são as de *default* do software.

3.3.3 Definição da Física do Problema (*Setup*)

Esta etapa é feita através do software ANSYS CFX-Pre 14.0® através do qual são estabelecidas as condições iniciais do problema, bem como o método numérico de solução.

Como hipóteses para o problema foram assumidos fluidos newtonianos para um escoamento bifásico óleo-água sendo laminar para o óleo e turbulento para a água, escoamento incompressível e isotérmico, transiente, simétrico em relação ao plano YZ (longitudinalmente), tridimensional, sem transferência de massa entre os fluidos, e com força gravitacional atuante.

Em *Analysis Type* foram estabelecidos o tempo de escoamento para a simulação, o passo de tempo e a condição inicial transiente. O passo de tempo (*timestep*) foi sempre o mesmo para todas as simulações (de 0,002 s), o que garantiu um valor aceitável (menor do que 1) para o “número de Courant” (ou condição CFL), valor que mede a condição de estabilidade do método numérico empregado, e consequentemente, a estabilidade da solução da simulação, o que é condição fundamental para a estabilidade em métodos numéricos explícitos. O método empregado no presente trabalho é um método implícito, o *Backward Euler* de segunda ordem (*Second Order Backward Euler*). O tempo de simulação variou para cada simulação de tal forma que o escoamento atingisse o regime permanente e a massa de fluido analisada no volume de controle adotado tivesse percorrido a tubulação exclusivamente em regime permanente. Por isso, quanto maior era a velocidade superficial de óleo, menor era o tempo de simulação proposto.

Na seção de materiais foram definidas as características dos fluidos. A água foi definida como substância pura, de massa molar de 18,02 kg/kmol, expansividade térmica de $0,000257 \text{ K}^{-1}$, capacidade de calor específico de $4181,7 \text{ J/kg} \cdot \text{K}$ a pressão constante, e, viscosidade dinâmica de $\mu_w = 0,00101 \text{ kg/m} \cdot \text{s}$. A densidade de $\rho_w = 988 \text{ kg/m}^3$ foi a mesma utilizada por Pereira (2011) e de Castro (2013). Já para o óleo, foram atribuídas massa molar de 1,0 kg/kmol, densidade de $\rho_o = 824,32 \text{ kg/m}^3$ para os casos de Pereira (2011) e $\rho_o = 854 \text{ kg/m}^3$ para os de Castro (2013), e, viscosidade dinâmica $\mu_o = 214,622$ centipoise para os casos de Pereira (2011) e $\mu_o = 226$ centipoise para os de Castro (2013). Tanto para a água quanto para o óleo foram estabelecidas pressão de referência de 1 atm e temperatura de referência de 26°C.

Para ambos os fluidos foram adotadas coordenadas cartesianas, com aceleração gravitacional nula na direção x e, nas direções y e z calculadas em função do ângulo β de inclinação da tubulação/do escoamento, respectivamente, $-g \cos \beta$, e, $-g \sin \beta$, em *Buoyancy model* a condição *Buoyant*, com densidade do óleo como a de referência para o

modelo. Os fluxos mássicos foram calculados para a entrada da seguinte forma para cada fase k , definidas no software nas expressões *Oil Mass Flow* e *Water Mass Flow*:

$$\frac{1}{2} A_{inlet} \rho_k U_{ks} , \quad (3.35)$$

sendo U_{ks} a velocidade superficial da fase k . A área de entrada A_{inlet} foi calculada por:

$$A_{inlet} = \frac{1}{4} \pi D_{inlet}^2 , \quad (3.36)$$

sendo D_{inlet} o diâmetro da tubulação de entrada, 26 mm.

O modelo *Free Surface* no modo standard foi utilizado no modelo multifásico, com ambas as fases como fluidos contínuos tendo o óleo como fluido primário, sendo adotadas as condições, laminar para o óleo, e, turbulenta para a água, seguindo o modelo $k-\varepsilon$ de turbulência.

Para o modelo de tensão superficial foi estabelecido o modo *Continuum Surface Force*, e coeficiente de tensão superficial $\sigma = 0,0275$ N/m para os casos de Pereira (2011) e $\sigma = 0,045$ N/m para os de Castro (2013).

Foi atribuído o valor de 0,44 para o coeficiente C_D da força de arrasto, e sem transferência de massa entre as fases, sendo esse o valor de *default* do software, e correspondente ao proposto no modelo para força de arrasto interfacial de Schiller e Naumann (1935), para os casos em que o número de Reynolds é superior a 1000, caso esse o mais adequado uma vez que a fase água encontra-se em condição turbulenta. De acordo com o tutorial do ANSYS-CFX, esse valor deve ser implementado nas simulações numéricas de cada caso a partir dos resultados obtidos experimentalmente.

Alguns trabalhos em CFD foram realizados utilizando diferentes valores para o coeficiente C_D de arrasto. Schmidtke e Lucas (2009) utilizaram valores para o coeficiente C_D entre 0,01 e 10 em seu trabalho envolvendo o entranhamento de bolhas em escoamentos gás-líquido, e, segundo os autores, não foi possível aferir qual o valor mais apropriado para o coeficiente deveria ser utilizado. Höhne (2009) propôs um modelo fenomenológico para o cálculo do coeficiente C_D como função da fração volumétrica e da tensão cisalhante parietal para escoamentos gás-líquido. Em seu trabalho, foi obtido um valor em torno de 0,50 para o

coeficiente de arrasto em seus resultados numéricos. Karimi et al. (2012) realizaram simulações numéricas de escoamento gás-líquido em turbina em um tanque de flotação, utilizando uma abordagem euleriana-euleriana, com o intuito de explorar a influência de diferentes modelagens para o coeficiente C_D de arrasto sobre o comportamento da fase dispersa. Quatro diferentes correlações de coeficiente de arrasto foram implementadas e testadas no solver do software ANSYS-FLUENT para estimar a fração volumétrica de gás sob condições tanto laminar quanto turbulenta: os modelos Schiller e Naumann (1935), Bakker (1992), Khopkar e Ranade (2006), e, Lane (2006). Os resultados sugerem que a melhoria adicional em simulações CFD de tanques agitados pode ser obtida através de uma melhor quantificação das propriedades turbulentas em associação com as forças interfaciais entre a fase contínua e a fase dispersa. Como até o momento não foram apresentados modelos para o coeficiente C_D de arrasto que fossem pertinentes a escoamentos envolvendo líquido-líquido, e que fossem mais apropriados do que os existentes na literatura, e, uma vez não tendo um valor numérico para o coeficiente C_D resultante de trabalho experimental similar, foi utilizado neste trabalho o modelo de Schiller e Naumann (1935) proposto no *default* do software ANSYS-CFX, mais precisamente o valor de 0,44 para o coeficiente C_D de arrasto em função da turbulência da fase água (no *default* do software para $Re > 1000$), adotado então como sendo o mais adequado no presente momento.

Como condições iniciais, foram adotadas velocidades *in situ* nulas em todas as direções, a tubulação preenchida integralmente com água, e a pressão atmosférica como a pressão relativa.

Como condições de contorno, foram definidas as regiões de entrada de fluidos (*Inlet*) pelas quais temos o óleo entrando pela região/face superior (*Inlet oil*) e a água entrando pela região/face inferior (*Inlet water*) da entrada em “Y”, como mostra a Figura 3.10, com a entrada do óleo em vermelho e a da água em azul. Para as regiões de entrada dos fluidos foram atribuídas como condições de contorno as respectivas equações/expressões de fluxo mássico citadas anteriormente, bem como as direções de fluxo, cada qual, normal à sua respectiva face. Também foram definidas as paredes da tubulação, com rugosidade suave nas paredes (*Smooth Wall*), e condição de não escorregamento nas mesmas (*No Slip Wall*).

Figura 3.10 - Entrada (*Inlet*) da tubulação (plano XY), sendo em vermelho a face de entrada de óleo e em azul a face de entrada de água - CFX-Pre®.

Para a região/face de saída dos fluxos, que corresponde à outra extremidade da tubulação, foi definida como condição de contorno a expressão/equação *Out Mass Flow* que corresponde à soma dos fluxos mássicos de entrada dos fluidos, de forma a preservar a lei da conservação da massa para o caso em estudo. Para a face plana da geometria, que corresponde à região seccionada longitudinalmente, foi assumida a condição de simetria do escoamento (*Symmetry*).

É também nessa etapa de processamento que é definido o método numérico de resolução do problema. Isso é feito na seção *Solver Control* da interface do software CFX-Pre®. O software fornece duas opções de métodos numéricos a serem escolhidos na janela *Transient Scheme*: O *First Order Backward Euler* e o *Second Order Backward Euler*. O *Advection Scheme* utilizado para o método foi o *High Resolution* (pelo *default* para o método).

Apesar de ter sido utilizado o método de segunda ordem, as equações para o modelo de turbulência são resolvidas pelo método de primeira ordem (*First Order Backward Euler*). Ambos os métodos são implícitos e, por essa razão, a condição de estabilidade dada pelo “número de Courant” menor que 1 (ou condição CFL) não se faz fundamental, embora seja sugerida. De qualquer forma, o software permite ao usuário estabelecer valores limitantes para o “número de Courant” de modo a modificar o *timestep* escolhido inicialmente caso seja necessário. Se o “número de Courant” estiver abaixo do menor valor indicado (de 5 pelo *default*) a solução oriunda do *timestep* anterior é utilizada no cálculo para o novo *timestep*; se

durante o processamento o valor estiver acima do valor limitante (de 10 pelo *default*), a solução oriunda do *timestep* anterior é extrapolada para o novo *timestep*.

Foi também estabelecido um máximo de 10 *loops* para o controle de convergência do método no *timestep*, e o valor de 0,0001 como alvo residual de convergência (*Residual Target*) por RMS (*Root Mean Square*), dentro do critério de convergência.

3.3.4 Resolução do Problema: Processamento

O software utilizado pelo pacote ANSYS-CFX para a etapa de processamento é o CFX-Solver 14.0®. Nesta etapa é definido o tipo de processamento, se serial ou em paralelo, o número de *cores*/processadores a serem utilizados no processamento no caso em paralelo.

As simulações até então foram realizadas em dois ambientes computacionais:

- a) PC com sistema operacional Windows 7, processador Intel i7 modelo 3930K, 3.2 GHz chegando a 3.8 GHz utilizando a tecnologia turbo boost, com 6 núcleos físicos e mais 6 núcleos virtuais, 32 GB de memória RAM e 1 TB de memória em disco rígido
- b) cluster SGI Altix, com sistema operacional Red Hat – Linux, composto por 136 cores, 272 GB RAM através de 10 CPU's, com 15 TB de memória em disco rígido. Para ambos os casos, foram utilizados 12 processadores em paralelo (*Platform Distributed MPI Parallel*).

O fator de alocação de memória para as memórias do Solver, de particionamento e de interpolação foi o estabelecido pelo *default* (1.0).

3.3.5 Análise dos Resultados: Pós-processamento

Os resultados gerados ao final da simulação são armazenados em um arquivo de resultados (de extensão “.res”) para ser aberto pelo software CFD-Post 14.0®.

Durante cada simulação, são gerados pelo software arquivos nos quais são armazenadas as informações sobre o escoamento até o momento da geração de cada um deles (de extensão “.trn”), o que ocorre a cada certo número de *timesteps*, número esse indicado pelo usuário durante a definição do *setup*. Tais arquivos são necessários para que se possa realizar o histórico do escoamento relacionado a qualquer parâmetro envolvido, como por exemplo, o comportamento da pressão em algum ponto da tubulação durante o escoamento

apresentado em respectivo gráfico, ou mesmo um vídeo do comportamento dos fluidos envolvidos durante todo o processo, assim como os *frames* componentes do vídeo. Tais procedimentos são realizados a partir do arquivo de resultados.

CAPITULO 4 - RESULTADOS E DISCUSSÕES

Neste capítulo são apresentados os resultados obtidos no presente trabalho e discussões correlatas de modo a elucidar as questões pertinentes.

4.1 Parâmetros de entranhamento: fatores de entranhamento

4.1.1 Análise sobre os dados experimentais de Rodriguez e Oliemans (2006)

A seguir são apresentados os resultados com relação ao estudo feito sobre os fatores de entranhamento utilizando os dados experimentais de Rodriguez e Oliemans (2006).

No estudo foram calculados os parâmetros para as fases água e óleo: fatores de entranhamento (E_w e E_o), frações volumétricas (ε_w e ε_o), as áreas ocupadas pelas gotas entranhadas normalizadas pela área da seção transversal do tubo ($E_w\varepsilon_w$ e $E_o\varepsilon_o$), e o gradiente de pressão bifásico. Os parâmetros foram calculados para cada modelo em estudo, que são: os de fatores de entranhamento com as respectivas equações para a geometria interfacial do modelo de Rodriguez e Baldani (2012) (RB-FE), sendo este o modelo para fatores de entranhamento proposto no presente trabalho, o modelo de Rodriguez e Baldani (2012) ajustado para o cálculo da geometria plana para a interface (RBP-FE), além do modelo de dois fluidos 1D de Rodriguez e Baldani (2012) (RB). Os resultados entre os modelos foram comparados, dois a dois, entre RBP-FE e RB-FE, cuja diferença encontra-se no cálculo para a geometria da interface, se plana ou curva, e, entre RB e RB-FE, com RB desenvolvido para escoamentos estratificados líquido-líquido e RB-FE para escoamentos estratificados com mistura na interface, e todos com os dados experimentais.

O modelo RB foi desenvolvido para escoamentos com o padrão estratificado, considerando a existência de onda interfacial de interface com geometria curvilínea na seção transversal. Portanto, não considera a existência de áreas de gotas entranhadas. No entanto, o modelo fora incluído nas comparações de resultados em função da abordagem matemática para a geometria (côncava ou convexa) da interface, e que consiste no diferencial entre os dois modelos de entranhamento, o que é relevante no presente estudo.

Todos os modelos foram implementados com a utilização do software Mathematica® versão 9, em códigos numéricos que buscam encontrar numericamente cada qual a altura da interface h_w para cada caso em estudo. Isso é feito de forma iterativa para a equação de balanço de forças, resultante do acoplamento das equações de quantidade de movimento através do gradiente de pressão, igual para ambas as fases, equação essa igualada a zero. Como a altura da interface é a variável a ser encontrada pelas equações, o código realiza o processo iterativo a partir de um valor inicial para a altura da interface, através do qual são então calculados todos os parâmetros do modelo e a equação de equilíbrio de forças. Com uma nova altura da interface calculada, reinicia-se uma nova iteração. O processo somente termina quando a equação de equilíbrio de forças atinge o valor limite imposto para o truncamento do erro dos cálculos (próximo de zero). Após essa última iteração, são então entregues os valores finais dos parâmetros para a referida simulação. Para o modelo de RB-FE, as equações são apresentadas no Apêndice deste documento, entre elas, a equação de equilíbrio de forças para o referido modelo, eq. (A.82).

A Figura 4.1 apresenta as comparações referentes ao erro em relação ao gradiente de pressão bifásico, para cada modelo e comparados com o de cada ponto experimental, e para um erro de $\pm 30\%$. Em ambos os gráficos, os resultados para o modelo RB-FE estão em absoluta concordância com os dados experimentais, obviamente, em consequência da metodologia adotada através da qual o par de áreas de entranhamento de ambas as fases fora escolhido pelo critério do menor erro em relação aos dados experimentais. Na Figura 4.1a, os resultados para o modelo de RBP-FE apresentam considerável distanciamento em relação aos dados experimentais e, consequentemente, em relação aos dados de RB-FE. Como as áreas de entranhamento escolhidas são dados de entrada para ambos os modelos, a pouca concordância entre ambos pode estar relacionada às diferentes abordagens no cálculo da geometria interfacial na seção transversal do tubo, sendo plana para RBP-FE e curvilínea (côncava ou convexa) para RB-FE. Além disso, as áreas entranhadas na maior parte dos casos são de pequena proporção em relação à área total do tubo. Isso pode significar que a diferença na abordagem no cálculo da forma da interface na seção transversal torna-se relevante nos casos em que o entranhamento não é tão significativo, isto é, nos casos em que as áreas entranhadas não são dominantes no escoamento e, portanto, o padrão de escoamento em estudo, o estratificado com mistura na interface (ST&MI), está mais próximo do estratificado ondulado do que o de misturas (Do/w & Dw/o). Na Figura 4.1b pode-se notar que os resultados referentes ao modelo de dois fluidos RB apresentam maior concordância com os dados

experimentais do que os do caso anterior. Considerando que o modelo é destinado ao padrão estratificado e, portanto, não faz uso das áreas entranhadas para calcular os parâmetros fração volumétrica e gradiente de pressão, é significativo que haja tal concordância com os dados experimentais e com os resultados do modelo RB-FE. Esse resultado corrobora a conjectura feita em relação ao gráfico anterior (Figura 4.1a).

Na Figura 4.2 são comparados os erros para as frações volumétricas de óleo (ε_o) calculadas pelos modelos em relação aos dados experimentais. No primeiro gráfico (Figura 4.2a), observa-se que os valores calculados pelos modelos RBP-FE e RB-FE distribuem-se de forma razoavelmente equilibrada dentro de um erro de $\pm 30\%$, aparentemente com um melhor ajuste para os pontos de RBP-FE do que os de RB-FE para frações volumétricas de óleo até o valor de 0,70 aproximadamente, sendo a maior parte desses resultados para frações volumétricas de óleo de até 0,50, quando a fase água ainda é dominante na seção transversal do tubo. Nesses casos, as previsões de RBP-FE apresentam-se iguais ou maiores do que os calculados por RB-FE. Para os casos com frações de óleo acima de 0,70, e em alguns casos com frações de óleo entre 0,50 e 0,70, quando o óleo passa a ser dominante na seção transversal, há praticamente total concordância entre os modelos, com um bom ajuste em relação aos dados experimentais. Isso pode estar relacionado às diferenças no cálculo da forma da interface na seção transversal, mostrando que as diferenças entre as previsões dos modelos se dão quando a presença da fase água é maior na seção transversal do tubo, ou até quando há um equilíbrio entre as fases na ocupação da área da seção. É possível que a previsão superestimada de RBP-FE em relação à sua correspondente de RB-FE deva-se ao fato do modelo considerar a interface sendo plana na seção. Isto significa que, para uma mesma altura média da interface calculada por ambos os modelos, a área ocupada pelo óleo calculada por RBP-FE é maior do que a mesma calculada por RB-FE uma vez que o modelo RBP-FE não considera o ângulo de contato entre a interface e a parede da mesma forma que o modelo RB-FE, calculando uma área de óleo maior do que a calculada por RB-FE. Essa diferença não é apresentada quando o óleo passa a ser dominante no escoamento, o que pode ser atribuído ao fato de que a maior presença de óleo na seção transversal minimize significativamente a curvatura da interface.

Já na Figura 4.2b, os resultados de fração volumétrica de óleo de RB apresentam melhor ajuste em relação aos dados experimentais do que os de RB-FE, embora os deste último ainda apresentem um bom ajuste, com a maioria dos pontos dentro de um erro de

$\pm 30\%$. Isso pode ser decorrente do fato do modelo de dois fluidos RB calcular as frações volumétricas de forma mais simples do que no seu correspondente com entranhamento, RB-FE. Enquanto no modelo RB as camadas superior e inferior do escoamento são compostas exclusivamente pelas respectivas fases contínuas, óleo e água, no modelo RB-FE essas mesmas camadas superior e inferior envolvem não somente as fases contínuas como também as misturas referentes ao entranhamento de gotas na fase oposta. No entanto, os dados do modelo RB apresentam limitações, inferior em torno de 0,2 para todos os seus casos mínimos, e, superior em torno de 0,9 para seus valores máximos de fração volumétrica de óleo. Isso pode ser resultante da própria fenomenologia do escoamento estratificado ondulado, com a interface curvilínea (côncava ou convexa), de forma a limitar a altura da interface quando a mesma aproxima-se em demasia da parede do tubo, tanto em cima quanto embaixo, fazendo com que o modelo não seja afetado sobremaneira pelos efeitos de parede o que poderia inviabilizar o modelo e suas previsões. Já para o modelo RB-FE, que não apresenta tais limitações, os resultados mostram que quanto maior a fração volumétrica de óleo, melhor é o ajuste do modelo em relação aos dados experimentais.

Faz-se necessário lembrar que o modelo RB-FE fora ajustado para o menor erro somente em relação ao gradiente de pressão, para encontrar as áreas de entranhamento. Como consequência, o modelo obtém uma descrição imprecisa do escoamento através desse ajuste parcial, uma vez que não fora igualmente ajustado pela fração volumétrica. Assim, pelos resultados, pode-se supor que a dissipação de energia não esteja atribuída somente aos fatores de entranhamento.

(a)

(b)

Figura 4.1 - Comparação entre os gradientes de pressão $(-dP/dz)$ calculados pelos modelos em relação aos dados experimentais: (a) entre os modelos para fatores de entranhamento, RBP-FE e RB-FE; (b) entre o modelo de dois fluidos (estratificado) de Rodriguez e Baldani (2012) (RB) e seu correspondente para fatores de entranhamento (RB-FE); e para uma incerteza em torno de $\pm 30\%$ de erro.

Figura 4.2 - Comparação entre as frações volumétricas de óleo (ε_o) calculadas pelos modelos em relação aos dados experimentais: (a) entre os modelos para fatores de entranhamento, RBP-FE e RB-FE; (b) entre o modelo de dois fluidos (estratificado) de Rodriguez e Baldani (2012) (RB) e seu correspondente para fatores de entranhamento (RB-FE); e para uma incerteza em torno de $\pm 30\%$ de erro.

Figura 4.3 - Fatores de entranhamento de óleo (E_o) e de água (E_w) em função da fração volumétrica de água (ε_w), para o modelo para fatores de entranhamento RB-FE (Rodriguez e Baldani (2012) com fatores de entranhamento) com $k = w, o$: (a) para $\varepsilon_w < 0,5$; (b) para $\varepsilon_w > 0,5$.

Os fatores de entranhamento de óleo e de água, respectivamente E_o e E_w , calculados pelo modelo para fatores de entranhamento RB-FE, são apresentados nos gráficos da Figura 4.3 em função da fração volumétrica de água, ε_w . Na Figura 4.3a, para $\varepsilon_w < 0,5$, quando o óleo é dominante no escoamento, é possível verificar que os fatores de entranhamento de água são maiores que os fatores de entranhamento de óleo para todos os pontos em que $\varepsilon_w \leq 0,25$. Nesses casos, a menor quantidade de água presente é cisalhada pelo óleo, em especial quando o óleo possui velocidades mais altas, promovendo um maior entranhamento de água na fase óleo. Por sua vez, a área ocupada pela fase contínua de água torna-se insuficiente para que possa haver uma maior entranhamento de óleo, especialmente porque, pela pequena área de água em fase contínua restante não haveria espaço suficiente para as maiores gotas de óleo, próximas à interface, resultantes da coalescência entre as mesmas, fenômeno esse de ocorrência maior junto à interface. E, com a presença preponderante de óleo na seção transversal do tubo, o fenômeno ondulatório tende a perder força, diminuindo também a tendência curvilínea na forma da interface na seção transversal, o que poderia explicar essa

menor área restante de água, inviabilizando um maior entranhamento de óleo em tais condições.

À medida que ε_w é incrementada, resultante de um aumento da velocidade superficial da fase água, o processo tende a inverter-se até um certo limite. Como pode ser visto nas Figura 4.3a e Figura 4.3b, os maiores valores para os fatores de entranhamento de óleo encontram-se aproximadamente entre os valores de 0,4 e 0,7 de ε_w , com E_o chegando a valores próximos da unidade em alguns poucos casos, isto é, próximos do entranhamento máximo de óleo. Depois disso, quando a água é dominante no escoamento, para $\varepsilon_w > 0,5$, o entranhamento de óleo tende a diminuir gradativamente com o aumento da ε_w , enquanto o de água mantém-se estável em números, atingindo aproximadamente o mesmo nível de entranhamento para ε_w entre 0,85 e 0,9. Nesse ponto, segundo os resultados, o entranhamento é praticamente igual para ambas as fases, e com valores pequenos, entre 0,10 e 0,20, aproximadamente.

A fração de gotas entranhadas de óleo e de água, respectivamente $E_o\varepsilon_o$ e $E_w\varepsilon_w$, calculadas pelo modelo RB-FE são apresentadas na Figura 4.4 em função da ε_w . Na Figura 4.4a, o gráfico no qual o óleo é dominante no escoamento ($\varepsilon_w < 0,5$) mostra que, para pequenos valores de fração volumétrica de água ($\varepsilon_w < 0,2$), as áreas de gotas entranhadas também são pequenas para ambas as fases, sendo nesses casos maiores para a fase água do que para a fase óleo. Com o aumento da fração volumétrica de água, as áreas de entranhamento também aumentam, atingindo seus maiores valores com ε_w entre 0,4 e 0,6, aproximadamente, diminuindo gradativamente com o aumento de ε_w , quando a fase água passa a ser dominante no escoamento ($\varepsilon_w > 0,5$), até atingir o valor de 0,9. Para os valores mais extremos de ε_w , as áreas de entranhamento de água mostram-se ligeiramente maiores do que as de óleo entranhado. No entanto, entre os valores 0,4 e 0,6 de ε_w , as áreas de óleo entranhado é que se apresentam maiores do que as de água entranhada. A distribuição dos pontos em ambos os gráficos, Figura 4.4a e Figura 4.4b, mostra uma tendência a um maior entranhamento acontecendo quando há um maior equilíbrio entre ambos os fluidos na ocupação de áreas na seção transversal do tubo, quando a interface encontra-se localizada mais ao centro na seção transversal, sendo nessa região maior o entranhamento de óleo do que

de água. O maior entranhamento ocorrendo quando a diferença entre as frações volumétricas das fases é menor pode estar associado a um maior cisalhamento entre as fases contínuas, inclusive considerando que a interface, que corresponde à área de contato entre ambos, tem seu valor máximo em área quando localizada ao centro da seção transversal, o que possibilitaria um maior cisalhamento entre os fluidos.

Figura 4.4 - Fração de gotas entranhadas (áreas ocupadas pelas gotas entranhadas pela área de seção transversal do tubo) para o óleo e para a água, respectivamente, $E_o \varepsilon_o$ e $E_w \varepsilon_w$, em função da fração volumétrica de água (ε_w), de acordo com o modelo para fatores de entranhamento RB-FE (Rodriguez e Baldani (2012) com fatores de entranhamento), com $k = w, o$: (a) para $\varepsilon_w < 0,5$; (b) para $\varepsilon_w > 0,5$.

Os fatores de entranhamento da água (E_w) e do óleo (E_o) calculados de acordo com o modelo RB-FE são apresentados na Figura 4.5 em função do módulo da diferença entre as velocidades superficiais. Verifica-se que a distribuição dos fatores dá-se de maneira razoavelmente equitativa para ambos até aproximadamente o valor de 0,65 m/s. Para os poucos pontos nos quais a diferença entre as velocidades é maior, em torno de 0,9 m/s, os fatores de entranhamento de óleo E_o apresentam valores superiores aos da água, E_w . Isso é devido à maior turbulência da fase água, de forma a cisalhar o óleo e promover o desprendimento de suas gotas e seu consequente entranhamento na fase água.

Figura 4.5 - Fatores de entranhamento da água (E_w) e do óleo (E_o) para o modelo de RB-FE (Rodriguez e Baldani (2012) com fatores de Entranhamento), em função do módulo da diferença entre as velocidades superficiais, dado em m/s, com $k = w, o$.

Os fatores de entranhamento das fases são apresentados na Figura 4.6 em função dos valores do número adimensional de Reynolds de cada fase, calculados pelo modelo de dois fluidos RB. Na Figura 4.6a, de acordo com o gráfico, é possível observar que o entranhamento não ocorre, para ambas as fases, para valores de Re_w inferiores a 6000 ($Re < 6000$). Com o aumento de Re da fase água, com Re_w até 30.000, o entranhamento de água é maior que o de óleo, enquanto que os fatores de entranhamento de óleo aumentam consideravelmente a partir de 20.000 para Re_w . Uma possibilidade para tanto pode ser a maior turbulência da fase água promovendo o cisalhamento da fase óleo, consideravelmente maior para os maiores valores de Re_w . Além disso, percebe-se que o entranhamento da fase óleo tende a ser maior para os maiores valores de Re_w , da ordem de 100.000, o que corresponde ao fenômeno físico do entranhamento. Já para os fatores de entranhamento em função do número de Re da fase óleo (Re_o) (Figura 4.6b), nota-se uma distribuição mais equitativa dos fatores de entranhamento, até aproximadamente o valor máximo calculado de 110.000 para o Re_o .

Figura 4.6 - Fatores de entranhamento da água (E_w) e do óleo (E_o), com $k = w, o$, para o modelo de RB-FE (Rodriguez e Baldani (2012) com fatores de Entranhamento), em função do número adimensional de Reynolds (Re) de cada fase, calculado pelo modelo de dois fluidos RB para: (a) fase água (Re_w), (b) fase óleo (Re_o) – em escala logarítmica.

Na Figura 4.7 os fatores de entranhamento são apresentados em função dos números de Re das camadas, inferior (*lower*) e superior (*upper*) do escoamento estratificado com mistura na interface (ST&MI), calculados, pelo modelo RB-FE desenvolvido para o padrão de escoamento em estudo. O gráfico na Figura 4.7a mostra que, para valores de Re_l inferiores a 4.000, os fatores de entranhamento de óleo apresentam valores muito pequenos, consequência da menor turbulência da camada inferior. Além disso, os fatores de entranhamento da água são os que apresentam maiores valores nessa condição de Re_l . Além disso, com o aumento do valor de Re_l , os fatores de entranhamento da água tendem a diminuir concomitantemente com o aumento dos fatores de entranhamento do óleo. Isso mostra que, mesmo com a presença do óleo na camada inferior, e sendo o óleo mais viscoso que a água, ainda assim o número de Re_l pode promover um maior cisalhamento do óleo da camada superior. Já em relação ao Re_u (Figura 4.7b), ocorre situação razoavelmente similar àquela para os fatores de

entranhamento em relação ao Re_o , apresentado na figura anterior, uma distribuição mais equilibrada entre os fatores de entranhamento.

Os resultados mostram, de forma geral, que a camada inferior é mais turbulenta que a camada superior, essa última dominada pelo óleo. Os maiores valores de fatores de entranhamento de óleo são consequência da maior turbulência da camada inferior, onde há prevalência de escoamento turbulento de água.

Figura 4.7 - Fatores de entranhamento da água (E_w) e do óleo (E_o), com $k = w, o$, para o modelo de RB-FE (Rodriguez e Baldani (2012) com fatores de Entranhamento), em função do número adimensional de Reynolds de cada camada do escoamento, calculado pelo modelo de dois fluidos RB-FE para: (a) camada inferior (*lower*) (Re_l), (b) camada superior (*upper*) (Re_u) – em escala logarítmica.

4.1.2 Análise sobre o trabalho experimental de Yusoff (2012)

Yusoff (2012) apresentou em seu trabalho um conjunto de curvas e imagens tomográficas, via sensor *Wire-mesh*, referentes às distribuições de fases para as diferentes combinações entre velocidades U_m de mistura (0,20 m/s; 0,30 m/s; e 0,35 m/s), pares de frações volumétricas de injeção de água e de óleo (respectivamente, 0,20 e 0,80; 0,40 e 0,60; 0,60 e 0,40; e 0,80 e 0,20), três localizações diferentes do sensor *Wire-mesh* em relação à

distância da expansão do tubo ($10D$, $20D$ e $34D$, sendo D o diâmetro do tubo), e para cinco diferentes inclinações (-6° , -3° , 0 , $+3^\circ$, $+6^\circ$), bem como outras três para a posição da sonda FBRM (*Focused Beam Reflectance Measurement*) em relação à base do tubo (15, 34 e 51 mm), esta última para identificação de diâmetros médios de gotas nas misturas.

As curvas mostram diferentes comportamentos relacionados aos diferentes padrões de escoamento, a saber: dispersão de óleo em água e dispersão de água em óleo (Do/w & Dw/o), dispersão de óleo em água e água (Do/w & w), e estratificado com mistura na interface (ST&MI), sendo este último de interesse para o presente trabalho.

De todas as curvas analisadas, foram identificadas 12 curvas correspondentes ao padrão estratificado com mistura na interface (ST&MI). Para essas, foram identificadas as alturas correspondentes à separação entre as fases, contínuas e/ou de misturas, sendo em sequência da base ao topo na seção transversal do tubo, a altura entre a fase contínua de água e a mistura de óleo em água (Do/w), a altura da interface h_w , entre as mistura de óleo em água (Do/w) e de água em óleo (Dw/o), e a altura entre a mistura de água em óleo (Dw/o) e a fase contínua de óleo.

Uma vez detectadas tais alturas de separação entre as fases, foram calculadas as áreas correspondentes às fases contínuas água e óleo, bem como as áreas de mistura, tanto de água em óleo (Dw/o) quanto de óleo em água (Do/w), de acordo com a metodologia proposta baseada nas hipóteses iniciais descritas na mesma seção.

A primeira abordagem de cálculo das áreas não considera para as áreas de mistura o espaço entre gotas ocupado pela fase oposta à das gotas. Já na segunda abordagem, foram computados os espaços entre as gotas como sendo ocupado pela fase oposta à das gotas através do “fator de empacotamento de gotas bidimensional” (FEG-2D) aplicado então às áreas calculadas na primeira instância. Dessa forma, as áreas obtidas a partir dessa segunda abordagem, considerando o espaço entre as gotas ainda que mínimo, estariam mais adequadas à fenomenologia do escoamento para o caso de gotas menores, que tendem a ser esféricas devido à tensão interfacial (Tabela 4.1). Por outro lado, a primeira abordagem, que não considera o espaço entre gotas ocupado pela fase contínua, seria melhor para modelar as gotas maiores, mas ainda não coalescentes, que tendem a se deformar e tomar praticamente todo o espaço, deixando apenas um filme da fase oposta entre elas.

Os diâmetros Sauter médios (d_{32}) de gotas, detectados em Yusoff (2012), foram identificados e medidos pela sonda FBRM para somente uma das fases de gotas entranhadas, em função do posicionamento da sonda na seção diametral central, sendo suas dimensões da ordem de micrômetros (μm), em todos os casos nos quais houve tal identificação desses diâmetros. Para que fossem obtidos os diâmetros de gotas de mistura de fase oposta aos desses casos, foi utilizada a correlação de Hinze (1955), conforme mencionado na referida metodologia proposta. Assim sendo, foram então obtidos os números de gotas das áreas de mistura de ambas as fases de gotas entranhadas. O resultado nos mostra que a quantidade de gotas para cada área de mistura varia em cada caso conforme as frações volumétricas de injeção e as velocidades de mistura.

No entanto, consideradas as hipóteses iniciais para o trabalho, em todos os casos verificou-se que o número de gotas entranhadas é da ordem de milhares, variando de alguns milhares até algumas centenas de milhares de gotas para as maiores quantidades aferidas (Tabela 4.1). Como as hipóteses consideram os diâmetros calculados como sendo diâmetros médios de gotas, não havendo assim gotas menores resultantes de suas “quebras” e mais distantes da interface, nem gotas maiores próximas à interface resultantes da coalescência entre as mesmas, esse resultado pode ser considerado como uma boa aproximação no que se refere às suas quantidades de gotas entranhadas na fase oposta, o que está de acordo com a fenomenologia do escoamento para casos semelhantes filmados por câmeras de alta velocidade.

Uma vez que as velocidades superficiais das fases são parâmetros importantes do escoamento, sendo, inclusive, dados de entrada para o código numérico unidimensional utilizado para os cálculos posteriores, fez-se necessário encontrar os pares de velocidades superficiais referentes a cada caso, isto é, respectivos às curvas de distribuição de fases. Assim sendo, concomitantemente, as velocidades superficiais das fases foram calculadas da forma mencionada na metodologia do presente trabalho, a partir das velocidades de mistura de cada caso e de suas respectivas frações volumétricas de injeção.

Tabela 4.1 - Áreas adimensionais de entranhamento de gotas de água $A_{w, droplets}$ e de óleo $A_{o, droplets}$, calculadas com aplicação do fator de empacotamento de gotas bidimensional FEG-2D, e respectivos números de gotas calculados, para os casos de Yusoff (2012), em função do ângulo de inclinação e das velocidades superficiais do óleo e da água.

Inclin. [°]	U_{os} [m/s]	U_{ws} [m/s]	$A_{w, droplets}$ exp.(adim.)	$A_{o, droplets}$ exp.(adim.)	Nº de gotas (Dw/o)	Nº de gotas (Do/w)
0	0,08	0,12	0,24	0,33	11.370	14.233
0	0,12	0,08	0,24	0,27	8.160	8.527
0	0,16	0,04	0,12	0,10	2.957	2.227
0	0,18	0,12	0,36	0,32	126.144	105.059
0	0,21	0,14	0,42	0,41	77.362	71.675
6	0,08	0,12	0,27	0,18	87.888	57.581
6	0,12	0,08	0,17	0,32	30.203	56.074
-3	0,08	0,12	0,29	0,29	233.917	218.733
-3	0,12	0,08	0,19	0,14	141.262	105.931
-3	0,16	0,04	0,19	0,09	138.346	64.655
-6	0,12	0,08	0,19	0,18	115.266	110.086
-6	0,16	0,04	0,11	0,09	71.036	62.124

Do cálculo das áreas obtidas de Yusoff (2012), com e sem o FEG-2, foram então obtidos os fatores de entranhamento E_o e E_w , também com e sem a aplicação do FEG-2D.

Com a utilização dos códigos numéricos desenvolvidos através do software Mathematica® versão 9, foram calculadas numericamente as alturas das interfaces h_w , tanto para os modelos de dois fluidos Rodriguez e Baldani (2012) (RB) e Rodriguez e Baldani (2012) para interface plana (RBP), quanto para os seus correspondentes para fatores de entranhamento, RBP-FE e RB-FE, conforme descrito na seção anterior.

Nesse processo, uma vez encontrada a altura da referida interface, são calculados, então, para cada caso, os demais parâmetros do escoamento tais como as frações volumétricas dos fluidos e o gradiente de pressão. Os resultados obtidos pelos códigos numéricos foram então comparados com os resultados oriundos da análise qualitativa do trabalho experimental, como pode ser visto na Tabela 4.2 e na Figura 4.8.

Tabela 4.2 - Alturas h_w da interface, experimentais e calculadas pelos modelos fenomenológicos em estudo, para os casos de Yusoff (2012), em função do ângulo de inclinação e das velocidades superficiais do óleo e da água.

Inclin. [°]	U_{os} [m/s]	U_{ws} [m/s]	h_w experim. (adim.)	h_w RBP (adim.)	h_w RB (adim.)	h_w RBP-FE (adim.)	h_w RB-FE (adim.)
0	0,08	0,12	0,59	0,61	0,57	0,63	0,58
0	0,12	0,08	0,47	0,46	0,43	0,43	0,41
0	0,16	0,04	0,27	0,29	0,28	0,25	0,24
0	0,18	0,12	0,36	0,41	0,40	0,37	0,35
0	0,21	0,14	0,43	0,41	0,40	0,39	0,36
6	0,08	0,12	0,56	0,73	0,66	0,52	0,49
6	0,12	0,08	0,54	0,62	0,56	0,54	0,50
-3	0,08	0,12	0,50	0,46	0,43	0,58	0,54
-3	0,12	0,08	0,38	0,33	0,21	0,37	0,35
-3	0,16	0,04	0,22	0,21	0,20	0,17	0,16
-6	0,12	0,08	0,35	0,29	0,28	0,40	0,37
-6	0,16	0,04	0,19	0,19	0,18	0,22	0,21

O gráfico da Figura 4.8 apresenta a altura da interface calculada por cada um dos modelos citados (altura teórica) frente à altura da interface obtida dos dados experimentais, para cada caso em estudo. De forma geral, observa-se concordância entre os valores encontrados para as alturas interfaciais pelos modelos fenomenológicos e os valores resultantes da análise dos dados experimentais.

O modelo de Hadziabdic e Oliemans (2007) para fatores de entranhamento mostrou-se adequado para os casos de escoamentos bifásicos estratificados envolvendo mistura, quando de sua publicação. Assim sendo, a concordância entre os dados experimentais e os numéricos mostra inicialmente ter havido interpretação adequada dos dados experimentais na análise qualitativa feita, isto é, na identificação dos pontos de inflexão no comportamento reverso das curvas de distribuição das fases como sendo as possíveis alturas interfaciais. Esse resultado mostra que tal comportamento das curvas pode corresponder à região de mudança de fase, mais especificamente, a mudança entre as regiões de mistura, validando, assim, a hipótese inicial relacionada a tal ponto.

Por outro lado, os resultados também mostram que os modelos previram adequadamente a posição da interface, dentro de uma incerteza máxima em torno de $\pm 30\%$, sendo que, para a maioria dos casos, os valores estiveram dentro de um erro de $\pm 15\%$. Para os menores valores de altura da interface (em torno de 0,20), que são aqueles nos quais a fração volumétrica de óleo é maior (0,80), os modelos de dois fluidos apresentaram um melhor ajuste em relação aos dados experimentais do que os modelos envolvendo fatores de entranhamento. No entanto, à medida que a altura da interface aumenta, quando há um maior equilíbrio entre as frações volumétricas de injeção das fases, essa tendência vai desaparecendo mostrando uma maior uniformidade quanto aos resultados para todos os modelos.

Figura 4.8 - Comparação entre as alturas h_w de interfaces para diferentes modelos fenomenológicos em relação à altura da interface experimental obtida da análise das curvas de distribuição de fases, e para uma incerteza máxima em torno de $\pm 30\%$ de erro.

Os códigos numéricos utilizados buscam cada qual encontrar sua respectiva a altura da interface. Por essa razão, a altura interfacial torna-se um dos mais importantes parâmetros para a validação dos códigos referentes aos modelos citados, e a concordância dos valores calculados em relação aos valores experimentais possibilita, com maior tranquilidade, avaliar os resultados dos códigos em relação aos demais parâmetros do escoamento. Assim, de maneira geral, concluímos que ambos os modelos de dois fluidos combinados cada qual com o modelo de fatores de entranhamento apresentaram boa concordância com os dados experimentais, dentro das incertezas apresentadas, mostrando que ambas as combinações, RBP-FE e RB-FE, estão bem adequados à previsão de parâmetros em casos de escoamentos estratificados com mistura na interface (ST&MI).

Como já mencionado anteriormente, os códigos numéricos referentes aos dois modelos envolvendo os fatores de entranhamento, RBP-FE e RB-FE, cada qual, as áreas de

gotas entranhadas de ambas as fases (ou os números de gotas entranhadas de cada fase e seus respectivos diâmetros médios) como dados de entrada no código.

Figura 4.9 - Comparação entre os fatores de entranhamento da água E_w sem a aplicação do FEG-2D, calculados a partir das áreas de entranhamento obtidas dos dados experimentais sem a aplicação do FEG-2D, para erros de $\pm 15\%$ e de $\pm 25\%$.

Os gráficos da Figura 4.9 e da Figura 4.10 apresentam os fatores de entranhamento da água E_w experimentais em comparação com os calculados pelos dois modelos fenomenológicos envolvendo os fatores de entranhamento, RBP-FE e RB-FE. Os dados da Figura 4.9 foram obtidos a partir das áreas de gotas entranhadas calculadas sem a aplicação do fator de empacotamento bidimensional (FEG-2D), enquanto que na Figura 4.10, os dados apresentados foram obtidos a partir das áreas calculadas com a aplicação do FEG-2D.

Com relação aos dados experimentais, ambos os gráficos da Figura 4.9 e Figura 4.10 apresentam a maioria dos dados ajustados dentro de uma incerteza de $\pm 15\%$ de erro, sendo que a quase totalidade dos dados de fatores de entranhamento da água E_w sem a aplicação do FEG-2D encontra-se dentro de um erro de $\pm 25\%$ (Figura 4.9), sendo esse o erro máximo para os dados de fatores de entranhamento calculados pelos modelos com a aplicação do FEG-2D (Figura 4.10).

Figura 4.10 - Comparação entre os fatores de entranhamento da água E_w com a aplicação do FEG-2D, calculados a partir das áreas de entranhamento obtidas dos dados experimentais sem a aplicação do FEG-2D, para erros de $\pm 15\%$ e de $\pm 25\%$..

Já os gráficos das Figura 4.11 e Figura 4.12 apresentam a comparação entre os fatores de entranhamento do óleo E_o experimentais com os calculados pelos dois modelos fenomenológicos envolvendo os fatores de entranhamento, sendo que os dados da Figura 4.10 foram sem considerar o fator de empacotamento bidimensional (FEG-2D), enquanto que, na Figura 4.11, os resultados foram obtidos com a utilização do FEG-2D.

Em ambos os gráficos da Figura 4.11 e Figura 4.12, a maioria dos dados encontram-se dentro de uma margem de incerteza de $\pm 15\%$ de erro. Da mesma forma que o ocorrido com os fatores de entranhamento da água, para os fatores de entranhamento do óleo, há um melhor ajuste entre os dados experimentais e os dos modelos quando o FEG-2D é incorporado no cálculo das áreas. Neste caso, temos a totalidade dos dados dentro de um espectro de erro de $\pm 25\%$ (Figura 4.12), o mesmo não ocorrendo quando da não utilização do FEG-2D (Figura 4.11).

Figura 4.11 - Comparação entre os fatores de entranhamento do óleo E_o sem a aplicação do FEG-2D, calculados a partir das áreas de entranhamento obtidas dos dados experimentais sem a aplicação do FEG-2D, para erros de $\pm 15\%$ e de $\pm 25\%$..

Ambos os modelos de dois fluidos diferenciam-se entre si quanto à abordagem no cálculo da geometria da interface na seção transversal do tubo, sendo que o modelo RBP considera interface plana entre as fases enquanto que a modelagem de RB considera a interface como curva (côncava) entre os fluidos. Como os modelos envolvendo fatores de entranhamento estão associados cada qual a um dos modelos de dois fluidos, e como os cálculos das áreas entranhadas do trabalho experimental foram feitos considerando interfaces planas entre as camadas de fluidos e misturas, seria de se esperar um melhor ajuste em relação dados experimentais do modelo de RBP-FE, por adotar interface plana no modelo, em comparação a RB-FE, com modelagem de interface curvilínea.

Figura 4.12 - Comparação entre os fatores de entranhamento do óleo E_o com a aplicação do FEG-2D, calculados a partir das áreas de entranhamento obtidas dos dados experimentais sem a aplicação do FEG-2D, para erros de $\pm 15\%$ e de $\pm 25\%$..

No entanto, em todos os gráficos (Figura 4.9 a Figura 4.12) é possível notar que ambos os modelos estão em concordância entre si em praticamente todos os pontos. Desse resultado pode-se concluir que a forma da interface não se mostra significativamente relevante no que se refere aos modelos envolvendo fatores de entranhamento para o conjunto de dados de velocidades superficiais e frações volumétricas de injeção de óleo em estudo e das condições da tubulação, sublimando as diferenças entre os resultados dos modelos de dois fluidos. Uma das possibilidades é de que a diferença entre as interfaces plana e curvilínea dos modelos, para os casos em questão, não seja significativa para diferenciar as frações volumétricas das camadas superior e inferior do modelo de fatores de entranhamento, e consequentemente, das áreas das fases contínuas e das camadas de mistura do modelo. Isso pode ser explicado pelo fato de que, para altos números de Eötvos (E_o), a interface tende a ser plana dada a prevalência das forças de empuxo sobre as forças de tensão interfacial. Para os casos de Yusoff (2012), o número adimensional de Eötvos é igual a 25,17, valor superior, por exemplo, em comparação ao número de Eötvos calculado para os casos de Castro (2013), de 4,9.

É possível observar que há um melhor ajuste entre os dados de fatores de entranhamento calculados pelos modelos em relação aos dados experimentais com a aplicação do FEG-2D do que em relação aos dados sem a aplicação do FEG-2D. Isto se deve ao fato dos modelos de fatores de entranhamento, que são baseados na modelagem de Hadziabdic e Oliemans (2007), considerarem o espaçamento entre as gotas entranhadas como área ocupada pela fase oposta à das referidas gotas, em consonância com a abordagem do FEG-2D. Tal resultado mostra que os modelos são mais adequados e sensíveis a capturar o espaçamento entre as gotas entranhadas, tendo, portanto, uma modelagem mais próxima da fenomenologia do escoamento estratificado com mistura na interface (ST&MI).

Os valores dos fatores de entranhamento com a aplicação do FEG-2D, tanto calculados a partir dos dados experimentais quanto calculados pelos modelos fenomenológicos citados, são apresentados na Tabela 4.3.

Em todos os casos, seja no estudo das alturas interfaciais, teóricas e experimentais, seja na comparação dos fatores de entranhamento entre os modelos com entranhamento e dados experimentais, as incertezas podem estar relacionadas aos seguintes fatores:

- a maior ou menor precisão na identificação do exato ponto de inflexão em cada da curva de distribuição de fases, de acordo com a hipótese inicial de que tal ponto corresponde à interface h_w de cada caso;
- em situações nas quais a interface entre os fluidos está localizada mais próxima à parede do tubo no alto ou embaixo, fenômenos como onda interfacial, curvatura da interface e entranhamento de gotas podem afetar mais intensamente os cisalhamentos parietal e interfacial (HADZIABDIC e OLIEMANS, 2007). Portanto, para valores de frações volumétricas de óleo muito altos ou muito baixos, que propiciem alturas de interface próximas aos valores limitantes, os resultados dos modelos apresentam menor precisão do que para os casos em que as frações volumétricas das fases encontram-se mais próximas entre si;
- ambos os modelos de dois fluidos citados apresentam maior precisão para os casos na horizontal. À medida que a inclinação distancia-se da horizontal, seja positiva ou negativamente, tais modelos tendem a perder em precisão, contribuindo para uma maior incerteza nesses casos.

Tabela 4.3 - Fatores de entranhamento E_w da água e E_o do óleo, experimentais (com a aplicação do fator de empacotamento de gotas bidimensional FEG-2D) e calculados pelos modelos fenomenológicos em estudo, para os casos de Yusoff (2012), em função do ângulo de inclinação e das velocidades superficiais do óleo e da água.

Inc. [°]	U_{os} [m/s]	U_{ws} [m/s]	E_w FEG-2D (exp.)	E_w RBP-FE (calc.)	E_w RB-FE (calc.)	E_o FEG-2D (exp.)	E_o RBP-FE (calc.)	E_o RB-FE (calc.)
0	0,08	0,12	0,43	0,39	0,39	0,66	0,75	0,74
0	0,12	0,08	0,48	0,53	0,53	0,41	0,38	0,38
0	0,16	0,04	0,44	0,48	0,48	0,11	0,10	0,10
0	0,18	0,12	0,87	0,84	0,85	0,44	0,45	0,45
0	0,21	0,14	0,86	0,98	0,99	0,62	0,57	0,56
6	0,08	0,12	0,37	0,40	0,40	0,48	0,42	0,42
6	0,12	0,08	0,38	0,38	0,38	0,50	0,50	0,50
-3	0,08	0,12	0,51	0,45	0,45	0,52	0,66	0,66
-3	0,12	0,08	0,44	0,45	0,45	0,21	0,21	0,21
-3	0,16	0,04	0,67	0,84	0,84	0,11	0,10	0,10
-6	0,12	0,08	0,53	0,45	0,45	0,24	0,26	0,26
-6	0,16	0,04	0,68	0,56	0,56	0,10	0,10	0,10

4.2 CFD: análise sobre o escoamento estratificado ondulado

4.2.1 Teste de sensibilidade de malha computacional

A partir desse resultado, foi iniciado um teste de sensibilidade de malhas com o objetivo de verificar a melhor resposta para o uso de malha, *i.e.*, a escolha da melhor malha para as simulações de modo a minimizar os erros, obtendo resultados satisfatórios, e com o menor custo computacional.

Para este estudo, foi utilizado o par de velocidades superficiais $U_{os} = 0,10$ m/s para o óleo e $U_{ws} = 0,15$ m/s para a água, em uma tubulação com 2 m de comprimento de modo a atender melhor todas as simulações propostas para este trabalho no que se refere à região de desenvolvimento do escoamento com até 1,5 m a partir do início do tubo, conforme observado experimentalmente.

Dessa forma, foi feita uma primeira simulação com uma malha híbrida grossa, com aproximadamente 100.000 nós, nas mesmas condições que no caso anterior (malha estruturada com 7 camadas regulares na parede do tubo e, malha não estruturada no centro da tubulação). Para um tempo de 30 segundos de escoamento, o tempo de duração da simulação nessas condições foi de aproximadamente 40 horas. Também foram feitas simulações para malhas com aproximadamente 200.000, 400.000 e 800.000 nós.

Dois pontos para as medições da pressão do escoamento foram estabelecidos em 1,5m e 1,75 m a partir do início da tubulação, na parte inferior da parede do tubo (Figura 4.14). Para o teste de malha, foi escolhido o ponto localizado a 1,5 m de distância da entrada da tubulação, para a verificação do tempo do escoamento em regime transiente e a partir de que momento estabelecia-se o regime transiente periódico. A Figura 4.13 nos mostra os gráficos do comportamento da pressão ao longo do tempo para o escoamento com as velocidades superficiais $U_{os} = 0,10$ m/s para o óleo e $U_{ws} = 0,15$ m/s para a água. No teste, foi utilizado o mesmo valor do *default* do software para pressão de referência, igual a zero. O primeiro gráfico (Figura 4.13a) foi obtido para uma malha computacional de aproximadamente 100.000 nós, o segundo (Figura 4.13b) com uma malha de aproximadamente 200.000 nós e, o terceiro (Figura 4.13c) com uma malha de aproximadamente 400.000 nós. Em todos eles, as simulações nos mostram que o escoamento encontra-se em regime transiente até por volta de 15 a 16 segundos após o início do escoamento. Após esse período, o regime transiente periódico é então estabelecido, quando a pressão no mesmo ponto permanece praticamente estável.

(a)

(b)

Figura 4.13 - Gráficos do comportamento da pressão ao longo do tempo – CFD Post 14.0®. O ponto de tomada de pressão foi estabelecido a 1,5 m do início da tubulação, na parte inferior da parede do tubo, da mesma forma usada no experimento de Pereira (2011) e de Castro (2013), e para as malhas de aproximadamente: (a) 100.000 nós, (b) 200.000 nós, e (c) 400.000 nós – velocidades superficiais de $U_{os} = 0,10$ m/s para o óleo e $U_{ws} = 0,15$ m/s para a água.

Nota-se também na Figura 4.13 que, para a malha de 100.000 nós, a pressão estabiliza-se em torno do valor de -1250 Pa. Já para as malhas 200.000 e 400.000 nós, a estabilização da pressão ocorre em aproximadamente -1050 Pa, praticamente o mesmo valor em ambos os gráficos. Esse resultado nos mostra que, quanto ao quesito pressão, a malha de 200.000 nós apresenta-se a mais adequada entre as utilizadas para as simulações levando-se em conta a precisão e o custo computacional.

Figura 4.14 - Volume de controle localizado entre as seções transversais correspondentes aos pontos 1,5 m e 1,75 m a partir do início da tubulação, e, tomadas de pressão localizadas na base da tubulação (cruzes em amarelo), e nos respectivos pontos mencionados, para a medição da pressão em cada ponto e consequente queda de pressão no intervalo – CFD Post 14.0@ – velocidades superficiais: $U_{os} = 0,10$ m/s para o óleo, e, $U_{ws} = 0,15$ m/s para a água.

A fração volumétrica do óleo foi medida para cada uma das malhas em estudo nas simulações. Para tanto foi estabelecido um volume de controle para cada simulação, volume esse localizado entre 1,5 m e 1,75 m a partir da origem do tubo (*inlet*), como mostra a Figura 4.14, igual para todos os casos, e para o mesmo par de velocidades superficiais em todas as simulações, $U_{os} = 0,10$ m/s para o óleo e $U_{ws} = 0,15$ m/s para a água, e para 30s de escoamento. A Tabela 4.4 mostra os resultados obtidos nas simulações comparando a influência do tamanho de malha na fração volumétrica do óleo. Os resultados obtidos nos mostram a convergência do valor da fração volumétrica de óleo, permanecendo esse valor praticamente estável até a segunda casa decimal a partir da malha de 200.000 nós. No gráfico da Figura 4.15 temos a linha de tendência da convergência da solução em função da malha computacional para a fração volumétrica de óleo, indicando que a malha de 200.000 nós é, também, a mais adequada para as medições de fração volumétrica.

Tabela 4.4 - Malha computacional versus Fração volumétrica do óleo.

Nº de nós da malha	Fração volumétrica do óleo ε_o
100.000	0.669152
200.000	0.642921
400.000	0.642050
800.000	0.641508

Figura 4.15 - Fração volumétrica do óleo (ε_o) em função da malha – velocidades superficiais:

$U_{os} = 0,10$ m/s para o óleo, e, $U_{ws} = 0,15$ m/s para a água.

Por essas razões a malha grossa de 200.000 nós fora escolhida como sendo a malha ótima para a medição dos parâmetros do escoamento nas simulações, tanto a fração volumétrica de óleo quanto a queda de pressão.

4.2.2 Resultados numéricos

Dos resultados entre as malhas computacionais para fração volumétrica de óleo e pressão, a malha de 200.000 nós foi estabelecida como a malha ótima para as simulações e obtenção dos resultados numéricos para os parâmetros do escoamento: fração volumétrica e gradiente de pressão.

Foram assumidas como hipóteses iniciais para o processo de solução numérica:

- i) fluidos newtonianos;
- ii) escoamento bifásico óleo-água sendo laminar para o óleo e turbulento para a água;
- iii) regime transiente;
- iv) escoamento incompressível;
- v) escoamento isotérmico;
- vi) tridimensional;
- vii) simétrico em relação ao plano YZ (longitudinalmente);
- viii) sem transferência de massa entre as fases;
- ix) força gravitacional atuante.

Como condição inicial em cada simulação, o tubo encontrava-se totalmente preenchido por água. A partir de então, água e óleo entravam na tubulação, cada qual, por sua respectiva entrada (*inlet*) com sua respectiva vazão de entrada. Para cada caso, o tempo de simulação foi correspondente ao dobro do tempo necessário para o óleo atingir o fim do tubo de 2 m de comprimento. Esse tempo fora definido, após alguns testes, como o tempo suficiente para que no momento em que os parâmetros do escoamento fossem avaliados, existisse a garantia de que os fluidos tivessem percorrido toda a tubulação nesse mesmo regime. O indicador de que o escoamento atingira o regime transiente periódico foi o comportamento da pressão medida no ponto 1,5 m a partir do início do tubo. Para as simulações, a pressão de referência estabelecida foi de 120 kPa (Figura 4.16).

As simulações utilizando malha grossa de 200.000 nós foram realizadas para diferentes pares de velocidades superficiais para as fases óleo e água, e em diferentes inclinações, -20° , -10° , 0° , $+10^\circ$, $+20^\circ$ para os casos de Pereira (2011) e, para os casos de Castro (2013), somente na horizontal, e com as configurações mencionadas anteriormente, a fim de que os resultados para fração volumétrica de óleo e queda de pressão pudessem ser comparados com os respectivos bancos de dados experimentais.

Figura 4.16 - Gráfico do comportamento da pressão ao longo do tempo - CFD Post 14.0®. O ponto de tomada de pressão foi estabelecido a 1,5 m do início da tubulação, na parte inferior da parede do tubo, da mesma forma usada no experimento de Pereira (2011) e de Castro (2013), para a malha de aproximadamente 200.000 nós – velocidades superficiais de $U_{os} = 0,10\text{ m/s}$ para o óleo, e, $U_{ws} = 0,15\text{ m/s}$ para a água.

Para a análise dos parâmetros a partir dos arquivos de resultados das simulações, da mesma forma realizada para o teste de malhas, foi estabelecido um volume de controle para cada resultado de simulação, volume esse localizado entre as seções transversais correspondentes aos pontos 1,5 m e 1,75 m a partir do início da tubulação, como mencionado anteriormente para o teste de malhas (Figura 4.14). Através desse recurso, foi possível

mensurar numericamente os dados de fração volumétrica do óleo e queda de pressão em cada uma das simulações e compará-los com os valores obtidos experimentalmente por Pereira (2011) e de Castro (2013) com os calculados pelos modelos existentes na literatura.

Os dados de queda de pressão dos bancos de dados de Pereira (2011) e de Castro (2013) são apresentados na forma de gradiente de pressão ($-dp/dz$), em unidades de Pa/m, uma vez que a pressão varia linearmente de acordo com a distância. Dessa forma, em cada caso, a queda de pressão verificada entre os pontos indicados no volume de controle, com 25 cm de distância um do outro, foi multiplicada por 4 (quatro) para que fosse então obtido o gradiente de pressão friccional de cada caso simulado, uma vez assumindo a linearidade da variação da pressão.

Figura 4.17 - Transdutor diferencial virtual de pressão.

Em todos os casos estudados, foram considerados no cômputo do gradiente de pressão bifásico os termos relativos ao gradiente de pressão friccional e ao gradiente de pressão gravitacional, este último somente para os casos com inclinação diferente da horizontal, quando o efeito gravitacional torna-se relevante. Já o termo de gradiente de pressão aceleracional não foi considerado nesse estudo.

O gradiente de pressão total bifásico é calculado da seguinte forma:

$$\left(-\frac{dp}{dz}\right) = \left(-\frac{dp}{dz}\right)_F + \left(-\frac{dp}{dz}\right)_A + \left(-\frac{dp}{dz}\right)_G, \quad (4.1)$$

sendo o primeiro termo do lado direito da igualdade correspondente ao gradiente de pressão friccional, o segundo correspondente ao gradiente de pressão aceleracional, e, o terceiro relativo ao gradiente de pressão gravitacional, quando da existência de inclinações diferentes da horizontal (WALLIS, 1969).

O termo do gradiente de pressão aceleracional está relacionado à possível aceleração do escoamento, portanto à variação de sua velocidade. No caso das velocidades superficiais dos fluidos serem constantes ao longo da tubulação, e, do tubo não sofrer alterações em sua geometria, isto é, da área da seção transversal manter-se constante ao longo do tubo, o termo do gradiente de pressão aceleracional pode ser desprezado no cálculo do gradiente de pressão total, restando assim somente os outros dois termos, dos gradientes de pressão friccional e gravitacional. Nos casos em que foram simulados escoamentos na horizontal, também foi desprezado o termo relativo ao gradiente de pressão gravitacional.

Assim sendo, para o cálculo da queda de pressão entre os pontos virtuais de tomada de pressão na tubulação (Figura 4.17), temos:

$$P_1 - P_2 = \Delta P_F + \rho_m g h = \Delta P_F + \rho_m g [d (\sin \theta)] , \quad (4.2)$$

$$P_2' - P_2 = \rho_w g [d (\sin \theta)] , \quad (4.3)$$

$$P_1' - P_1 = 0 , \quad (4.4)$$

sendo P_1 e P_2 os valores da pressão nos pontos de tomada de pressão na tubulação, P_1' e P_2' os valores da pressão no transdutor de pressão, ΔP_F a queda de pressão friccional, ρ_m a densidade da mistura bifásica, g a aceleração da gravidade, d a distância entre os pontos de tomada de pressão na tubulação, e, θ a inclinação da tubulação. A densidade ρ_m da mistura bifásica é calculada a partir da soma das densidades dos fluidos, ρ_w a densidade da água e ρ_o a densidade do óleo, ponderadas pelas respectivas frações volumétricas ε_o e ε_w :

$$\rho_m = \rho_o \varepsilon_o + \rho_w \varepsilon_w = \rho_o \varepsilon_o + (1 - \varepsilon_o) \rho_w . \quad (4.5)$$

Dessa forma, substituindo as eqs.(4.3) e (4.4) na eq.(4.2), temos:

$$\begin{aligned} P_1' - P_2' + \rho_w g [d(\sin\theta)] &= \rho_m g [d(\sin\theta)] + \Delta P_F \Rightarrow \\ P_1' - P_2' &= (\rho_m - \rho_w) g [d(\sin\theta)] + \Delta P_F . \end{aligned} \quad (4.6)$$

Substituindo a eq.(4.5) em (4.6), temos a queda de pressão lida pelo transdutor de pressão diferencial virtual da forma:

$$P_1' - P_2' = \varepsilon_o (\rho_o - \rho_w) g [d(\sin\theta)] + \Delta P_F . \quad (4.7)$$

O software ANSYS-CFX fornece o cálculo da queda de pressão friccional entre os pontos de tomada de pressão, a partir da criação de tais pontos virtuais. Como mostrado anteriormente na Figura 4.14, os pontos virtuais de tomada de pressão encontravam-se na base do tubo, a uma distância $d = 25$ cm, isto é, entre os pontos 1,5 m e 1,75 m a partir do início da tubulação. Como a queda de pressão friccional varia aproximadamente de maneira linear ao longo do tubo, o valor da queda de pressão friccional obtido pelo software foi multiplicado por quatro, isto é, para $d = 1$ m, resultando então no gradiente de pressão friccional, esse último dado em unidades Pa/m. A partir desse resultado, e aplicando a mesma distância $d = 1$ m na eq.(4.7), temos o gradiente de pressão bifásico numérico utilizado no presente trabalho para cada caso em estudo.

Nos trabalhos experimentais de Pereira (2011) e de Castro (2013), em cada grupo de casos em estudo a velocidade superficial da água era mantida constante enquanto variava a velocidade superficial do óleo. Assim sendo, para cada gráfico apresentado, a velocidade superficial da água permanece fixa, avaliando então a variação do parâmetro estudado, seja a fração volumétrica do óleo seja o gradiente de pressão, sempre em função da variação da velocidade superficial do óleo.

Para os casos de Pereira (2011), as velocidades superficiais de água adotadas foram $U_{ws} = 0,15$ m/s para as inclinações de ângulos 0° , -10° e $+10^\circ$, e, $U_{ws} = 0,10$ m/s para as inclinações -20° e $+20^\circ$. As velocidades superficiais de óleo adotadas em todos esses casos foram $U_{os} = 0,03$ m/s, $U_{os} = 0,05$ m/s, $U_{os} = 0,07$ m/s, $U_{os} = 0,10$ m/s, $U_{os} = 0,13$ m/s e $U_{os} = 0,15$ m/s .

Já em um dos grupos de pares de velocidades superficiais estudados nos casos de Castro (2013), a velocidade superficial adotada para a fase água foi $U_{ws} = 0,12$ m/s para as velocidades superficiais de óleo $U_{os} = 0,02$ m/s, $U_{os} = 0,04$ m/s, $U_{os} = 0,06$ m/s e $U_{os} = 0,08$ m/s, e, velocidade superficial de água $U_{ws} = 0,13$ m/s para as velocidades superficiais de óleo $U_{os} = 0,10$ m/s, $U_{os} = 0,12$ m/s e $U_{os} = 0,14$ m/s. No outro grupo de pares de velocidades superficiais em estudo, foram adotadas as mesmas quatro primeiras velocidades superficiais de óleo do grupo anterior, $U_{os} = 0,02$ m/s, $U_{os} = 0,04$ m/s, $U_{os} = 0,06$ m/s e $U_{os} = 0,08$ m/s, para uma única velocidade superficial de água $U_{ws} = 0,16$ m/s. Embora no primeiro grupo existam duas velocidades superficiais de água em estudo, seus valores estão próximos um do outro, razão pela qual os pares de velocidades superficiais do primeiro grupo foram comparados entre si. A partir deste ponto do texto adotaremos $U_{ws} = 0,13$ m/s como sendo a única velocidade superficial da água para o primeiro grupo, apenas para fim didático e de simplificação.

As Figura 4.18 a Figura 4.26 apresentam os dados experimentais de fração volumétrica *in-situ* e de gradiente de pressão obtidos experimentalmente por Pereira (2011), ambos comparados com as previsões dos seguintes modelos: o modelo homogêneo, o modelo proposto por Rodriguez e Oliemans (2006), o modelo de Rodriguez e Baldani (2012), e com os resultados obtidos por CFD para a horizontal, $\pm 10^\circ$ e $\pm 20^\circ$.

Os erros na comparação direta entre as predições dos modelos, os resultados de CFD e os dados experimentais, para a fração volumétrica do óleo e para o gradiente de pressão bifásico, foram respectivamente calculados da forma:

$$\varepsilon_{o, \text{erro médio}} = \frac{1}{N} \sum_{i=1}^N \sqrt{\left(\frac{\varepsilon_{o, \text{calc.}} - \varepsilon_{o, \text{exp.}}}{\varepsilon_{o, \text{exp.}}} \right)^2}, \quad (4.8)$$

$$(-dP/dz)_{\text{erro médio}} = \frac{1}{N} \sum_{i=1}^N \sqrt{\left(\frac{(-dP/dz)_{\text{calc.}} - (-dP/dz)_{\text{exp.}}}{(-dP/dz)_{\text{exp.}}} \right)^2}. \quad (4.9)$$

Nas Figura 4.18 a Figura 4.22 são comparados os dados experimentais, de CFD e dos modelos, referentes à fração volumétrica de óleo.

Em todos os casos para a horizontal (Figura 4.18), o modelo proposto por Rodriguez e Baldani (2012) apresentou as melhores previsões e as simulações em CFD apresentaram bons resultados em relação aos outros dois modelos apresentados. Isso é possível uma vez que o modelo de Rodriguez e Baldani (2012) fora ajustado empiricamente a partir dos mesmos dados experimentais de Pereira (2011).

Como pode ser visto em uma comparação direta entre os dados e as previsões feitas, o modelo de Rodriguez e Baldani (2012) apresentou um erro relativo médio global de 3,87%, enquanto que para o modelo de Rodriguez e Oliemans (2006) foi de 48,00 %. Já para o modelo homogêneo esse erro foi de 38,29%. Os resultados das simulações de CFD apresentaram um erro relativo médio global de apenas 15,37%, e, são bastante satisfatórios tendo em vista a complexidade do escoamento. No entanto, para o modelo de Rodriguez e Oliemans (2006) as previsões mostraram-se insatisfatórias (Tabela 4.5).

Para os casos com inclinações diferentes da horizontal, Figura 4.19 a Figura 4.22, os gráficos mostram que com o aumento da inclinação, tanto positiva quanto negativa, os resultados do modelo de Rodriguez e Baldani (2012) afastam-se cada vez mais dos dados experimentais, ao contrário dos resultados em CFD, estes últimos ajustando-se melhor em relação aos dados experimentais à medida que a inclinação distancia-se da horizontal. Para o modelo de Rodriguez e Baldani (2012), os resultados mostram que o modelo prevê a fração volumétrica em escoamento estratificado mais adequadamente para os casos na horizontal do que os com inclinação diferente de zero. Mais além, pode-se observar na comparação direta entre os dados que os erros nas previsões do modelo aumentam com o aumento da inclinação, seja positiva ou negativa. Para as inclinações negativas, o modelo tende a superestimar as previsões de fração volumétrica, enquanto que para as inclinações positivas, o modelo subestima as previsões.

Figura 4.18 - (a) gráfico dos resultados da fração volumétrica *in situ* de óleo, e, (b) gráfico dos erros para a fração volumétrica *in situ* de óleo, entre os dados experimentais (Pereira, 2011), CFD e os modelos homogêneo, de Rodriguez e Oliemans (2006) e de Rodriguez e Baldani (2012), na horizontal. A velocidade superficial da água adotada para todos os casos foi

$U_{ws} = 0,15 \text{ m/s}$ enquanto que as de óleo foram $U_{os} = 0,03 \text{ m/s}$, $U_{os} = 0,05 \text{ m/s}$,

$U_{os} = 0,07 \text{ m/s}$, $U_{os} = 0,10 \text{ m/s}$, $U_{os} = 0,13 \text{ m/s}$ e $U_{os} = 0,15 \text{ m/s}$.

Já com os resultados em CFD ocorre o contrário: quanto maior a inclinação (positiva ou negativa), melhor o ajuste dos resultados em relação aos dados experimentais. Os demais modelos apresentam resultados insatisfatórios em relação aos dados experimentais para a fração volumétrica de óleo. Nestes casos, o modelo de Rodriguez e Oliemans (2006) superestima os dados enquanto que os dados do modelo homogêneo subestimam as previsões, para todos os casos estudados. Uma hipótese para isso é a de que os termos envolvendo a gravidade na modelagem no software tendem a ser mais relevantes no cálculo dos parâmetros, tanto da fração volumétrica de óleo quanto do gradiente de pressão, do que os termos relacionados às tensões cisalhantes. Assim, quanto maior a inclinação, maior a ação da gravidade e menos relevantes tornam-se os termos de cisalhamento no cômputo geral.

Outra questão a ser observada nas Figura 4.18 a Figura 4.22 é que, com o aumento da velocidade superficial de óleo, os dados tanto de CFD quanto dos modelos em relação à fração volumétrica de óleo tendem a apresentar seus resultados em curvas assintóticas, diminuindo seus erros em relação aos dados experimentais quanto maior a velocidade superficial do óleo. Para os casos na horizontal e com pequenas inclinações, tal comportamento é mais acentuado para as previsões do modelo Rodriguez e Baldani (2012) e de CFD, que tendem a uma aproximação entre ambas, e em uma maior concordância com os dados experimentais.

Quanto à previsão da fração volumétrica de óleo para as demais inclinações, os modelos homogêneo, de Rodriguez e Oliemans (2006), de Rodriguez e Baldani (2012) e os resultados de CFD apresentaram cada qual, respectivamente, um erro relativo médio global de: 39,48%, 50,94%, 8,57% e 15,90% para a inclinação de -10° ; de 34,50%, 36,54%, 14,38% e 13,18% para a inclinação de -20° ; 37,31%, 43,05%, 13,62% e 15,68% para a inclinação de $+10^\circ$; e, para a inclinação de $+20^\circ$, de 30,28%, 24,30%, 26,46% e 5,40%. Esses resultados podem ser vistos de forma mais clara na Tabela 4.5, ao final desta seção.

Figura 4.19 - (a) gráfico dos resultados da fração volumétrica *in situ* de óleo, e, (b) gráfico dos erros para a fração volumétrica *in situ* de óleo, entre os dados experimentais (Pereira, 2011), CFD e os modelos homogêneo, de Rodriguez e Oliemans (2006) e de Rodriguez e Baldani (2012), em inclinação -10° . A velocidade superficial da água adotada para todos os casos foi $U_{ws} = 0,15$ m/s enquanto que as de óleo foram $U_{os} = 0,03$ m/s, $U_{os} = 0,05$ m/s, $U_{os} = 0,07$ m/s, $U_{os} = 0,10$ m/s, $U_{os} = 0,13$ m/s e $U_{os} = 0,15$ m/s.

Figura 4.20 - (a) gráfico dos resultados da fração volumétrica *in situ* de óleo, e, (b) gráfico dos erros para a fração volumétrica *in situ* de óleo, entre os dados experimentais (Pereira, 2011), CFD e os modelos homogêneo, de Rodriguez e Oliemans (2006) e de Rodriguez e Baldani (2012), em inclinação -20° . A velocidade superficial da água adotada para todos os casos foi $U_{ws} = 0,10$ m/s enquanto que as de óleo foram $U_{os} = 0,03$ m/s, $U_{os} = 0,05$ m/s, $U_{os} = 0,07$ m/s, $U_{os} = 0,10$ m/s, $U_{os} = 0,13$ m/s e $U_{os} = 0,15$ m/s.

Figura 4.21 - (a) gráfico dos resultados da fração volumétrica *in situ* de óleo, e, (b) gráfico dos erros para a fração volumétrica *in situ* de óleo, entre os dados experimentais (Pereira, 2011), CFD e os modelos homogêneo, de Rodriguez e Oliemans (2006) e de Rodriguez e Baldani (2012), em inclinação $+10^\circ$. A velocidade superficial da água adotada para todos os casos foi $U_{ws} = 0,15$ m/s enquanto que as de óleo foram $U_{os} = 0,03$ m/s, $U_{os} = 0,05$ m/s, $U_{os} = 0,07$ m/s, $U_{os} = 0,10$ m/s, $U_{os} = 0,13$ m/s e $U_{os} = 0,15$ m/s.

Figura 4.22 - (a) gráfico dos resultados da fração volumétrica *in situ* de óleo, e, (b) gráfico dos erros para a fração volumétrica *in situ* de óleo, entre os dados experimentais (Pereira, 2011), CFD e os modelos homogêneo, de Rodriguez e Oliemans (2006) e de Rodriguez e Baldani (2012), em inclinação $+20^\circ$. A velocidade superficial da água adotada para todos os casos foi $U_{ws} = 0,10$ m/s enquanto que as de óleo foram $U_{os} = 0,03$ m/s, $U_{os} = 0,05$ m/s, $U_{os} = 0,07$ m/s, $U_{os} = 0,10$ m/s, $U_{os} = 0,13$ m/s e $U_{os} = 0,15$ m/s.

As Figura 4.23 a Figura 4.26 apresentam os resultados de CFD para gradiente de pressão em comparação direta com as previsões dos modelos e os dados experimentais. Em todos os casos, o modelo proposto por Rodriguez e Baldani (2012) apresentou os melhores resultados em relação aos dados experimentais do que os demais modelos e do que os resultados de CFD, mostrando boa concordância do modelo com os dados experimentais. Isto deve-se ao fato do modelo proposto ter sido ajustado empiricamente em relação à rugosidade efetiva na interface, ao fator de atrito interfacial, ao fator de atrito para escoamento laminar (para o óleo), bem como apresentar uma equação para a previsão da curvatura da interface em função da fração volumétrica do óleo, do ângulo de contato e do número de Eötvos. Os resultados de CFD foram os que mais se aproximaram dos dados experimentais em relação aos outros dois modelos citados, embora sejam ainda insatisfatórios. Isso mostra como os modelos utilizados em códigos comerciais ainda falham de forma significativa na previsão do gradiente de pressão. Os dados de gradiente de pressão previstos pelos modelos, homogêneo, de Rodriguez e Oliemans (2006), de Rodriguez e Baldani (2012) e CFD apresentaram cada qual um erro relativo médio global de 283,9%, 216,5%, 11,7% e 142,0%, respectivamente, para os casos na horizontal (como pode ser visto na Tabela 4.6, no final da seção).

Já para as demais inclinações, no que se refere à previsão do gradiente de pressão em relação aos dados de Pereira (2011), os modelos homogêneo, de Rodriguez e Oliemans (2006), de Rodriguez e Baldani (2012) e CFD apresentaram cada qual, respectivamente, um erro relativo médio global de 70,47%, 60,76%, 1,33% e 27,40% para a inclinação de -10° , de 31,08%, 29,51%, 2,23% e 10,90% para a inclinação de -20° , e, para a inclinação de $+10^\circ$, de 39,68%, 22,93%, 6,44% e 19,03%. Esses resultados são apresentados na Tabela 4.6 ao final desta seção.

Embora não esteja tão claro nas Figura 4.23 a Figura 4.26, as sequências de pontos (curvas) apresentam sutilmente uma tendência a um comportamento exponencial, mais perceptível quanto aos resultados do modelo homogêneo e de Rodriguez e Oliemans (2006).

Figura 4.23 - (a) gráfico dos resultados do gradiente de pressão, e, (b) gráfico dos erros para o gradiente de pressão, entre os dados experimentais (Pereira, 2011), CFD e os modelos homogêneo, de Rodriguez e Oliemans (2006) e de Rodriguez e Baldani (2012), na horizontal. A velocidade superficial da água adotada para todos os casos foi $U_{ws} = 0,15$ m/s enquanto que as de óleo foram $U_{os} = 0,03$ m/s, $U_{os} = 0,05$ m/s, $U_{os} = 0,07$ m/s, $U_{os} = 0,10$ m/s, $U_{os} = 0,13$ m/s e $U_{os} = 0,15$ m/s.

Figura 4.24 - (a) gráfico dos resultados do gradiente de pressão, e, (b) gráfico dos erros para o gradiente de pressão, entre os dados experimentais (Pereira, 2011), CFD e os modelos homogêneo, de Rodriguez e Oliemans (2006) e de Rodriguez e Baldani (2012), em inclinação -10° . A velocidade superficial da água adotada para todos os casos foi $U_{ws} = 0,15$ m/s enquanto que as de óleo foram $U_{os} = 0,03$ m/s, $U_{os} = 0,05$ m/s, $U_{os} = 0,07$ m/s, $U_{os} = 0,10$ m/s, $U_{os} = 0,13$ m/s e $U_{os} = 0,15$ m/s.

Figura 4.25 - (a) gráfico dos resultados do gradiente de pressão, e, (b) gráfico dos erros para o gradiente de pressão, entre os dados experimentais (Pereira, 2011), CFD e os modelos homogêneo, de Rodriguez e Oliemans (2006) e de Rodriguez e Baldani (2012), em inclinação -20° . A velocidade superficial da água adotada para todos os casos foi $U_{ws} = 0,10$ m/s enquanto que as de óleo foram $U_{os} = 0,03$ m/s, $U_{os} = 0,05$ m/s, $U_{os} = 0,07$ m/s, $U_{os} = 0,10$ m/s, $U_{os} = 0,13$ m/s e $U_{os} = 0,15$ m/s.

Figura 4.26 - (a) gráfico dos resultados do gradiente de pressão, e, (b) gráfico dos erros para o gradiente de pressão, entre os dados experimentais (Pereira, 2011), CFD e os modelos homogêneo, de Rodriguez e Oliemans (2006) e de Rodriguez e Baldani (2012), em inclinação $+10^\circ$. A velocidade superficial da água adotada para todos os casos foi $U_{ws} = 0,15$ m/s enquanto que as de óleo foram $U_{os} = 0,03$ m/s, $U_{os} = 0,05$ m/s, $U_{os} = 0,07$ m/s, $U_{os} = 0,10$ m/s, $U_{os} = 0,13$ m/s e $U_{os} = 0,15$ m/s.

Em relação ao trabalho experimental de Castro (2013), com todos os casos na horizontal, nota-se o mesmo comportamento dos modelos e dos resultados em CFD que no caso anterior, como mostrado na Figura 4.27 e na Figura 4.28. O modelo de Rodriguez e Baldani (2012) apresentou as melhores previsões em relação aos dados experimentais em relação ao gradiente de pressão, para os casos com velocidades superficiais $U_{ws} = 0,13 \text{ m/s}$ e $U_{ws} = 0,16 \text{ m/s}$, com respectivos erros médios globais de 34,89% e 18,68%, enquanto que para o modelo homogêneo, os respectivos erros foram de 210,18% e 203,48%, para o modelo de Rodriguez e Oliemans (2006) foram respectivamente de 112,69% e 130,64%, e, para os resultados de CFD foram de 147,53% e 178,03%, respectivamente (Tabela 4.7). É possível notar que o ajuste se dá melhor no segundo caso, para velocidade superficial de água de $U_{ws} = 0,16 \text{ m/s}$. Isso pode ser explicado pelo fato de, no segundo caso, ser menor o número de pontos experimentais para comparação com os modelos, mas também, pelo fato de que, no primeiro caso, para velocidade superficial de água de $U_{ws} = 0,13 \text{ m/s}$, os pontos experimentais não mantêm a tendência exponencial apresentada em todos os outros casos anteriores, mostrando uma discrepância com relação ao comportamento esperado para o padrão de escoamento, o que sugere transição de padrão de escoamento, uma vez considerando o aumento das velocidades de mistura.

Figura 4.27 - (a) gráfico dos resultados do gradiente de pressão, e, (b) gráfico dos erros para o gradiente de pressão, entre os dados experimentais (Castro, 2013), CFD, e os modelos homogêneo, de Rodriguez e Oliemans (2006) e de Rodriguez e Baldani (2012), na horizontal. A velocidade superficial da água adotada foi $U_{ws} = 0,13$ m/s enquanto que as de óleo foram $U_{os} = 0,02$ m/s, $U_{os} = 0,04$ m/s, $U_{os} = 0,06$ m/s, $U_{os} = 0,08$ m/s, $U_{os} = 0,10$ m/s, $U_{os} = 0,12$ m/s e $U_{os} = 0,14$ m/s.

Figura 4.28 - (a) gráfico dos resultados do gradiente de pressão, e, (b) gráfico dos erros para o gradiente de pressão, entre os dados experimentais (Castro, 2013), CFD, e os modelos homogêneo, de Rodriguez e Oliemans (2006) e de Rodriguez e Baldani (2012), na horizontal. A velocidade superficial da água adotada foi $U_{ws} = 0,16$ m/s enquanto que as de óleo foram $U_{os} = 0,02$ m/s, $U_{os} = 0,04$ m/s, $U_{os} = 0,06$ m/s e $U_{os} = 0,08$ m/s.

De acordo com os resultados anteriores, nota-se que o modelo de Rodriguez e Baldani (2012) foi o que apresentou o melhor ajuste em relação a ambos os conjuntos de dados experimentais. Já os demais modelos e os resultados em CFD não apresentam boa concordância em relação aos dados experimentais para a previsão do gradiente de pressão bifásico, superdimensionando todos os resultados, inclusive para os casos com inclinações. Já para as previsões quanto à fração volumétrica de óleo, os resultados de CFD apresentaram melhor ajuste com o aumento da inclinação, em especial para inclinações positivas. No entanto, nesses casos, os erros quanto às previsões foram bem menores do que em relação ao gradiente de pressão. Isto sugere um aprofundamento nos estudos em relação à modelagem das tensões de cisalhamento parietal e interfacial, em especial, com relação aos seus respectivos fatores de atrito, bem como à modelagem para o coeficiente de arrasto interfacial, utilizados nos códigos comerciais para CFD.

As tabelas a seguir apresentam de forma resumida os erros médios globais para os resultados obtidos em comparação com os dados experimentais de Pereira (2011) e de Castro (2013).

Tabela 4.5 - Erros médios globais (%) com relação à fração volumétrica *in situ* de óleo (ε_o) na comparação entre os resultados dos modelos e de CFD, com os dados experimentais de Pereira (2011).

Inclinação [°]	Homogêneo	Rodriguez e Oliemans (2006)	Rodriguez e Baldani (2012)	CFD
0	38,29	48,00	3,87	15,37
-10	39,48	50,94	8,57	15,90
-20	34,50	36,54	14,38	13,18
+10	37,31	43,05	13,62	15,68
+20	30,28	24,30	26,46	5,40

Tabela 4.6 - Erros médios globais (%) com relação ao gradiente de pressão ($-dP/dz$) na comparação entre os resultados dos modelos e de CFD, com os dados experimentais de Pereira (2011).

Inclinação [°]	Homogêneo	Rodriguez e Oliemans (2006)	Rodriguez e Baldani (2012)	CFD
0	283,90	216,50	11,70	142,00
-10	70,47	60,76	1,33	27,40
-20	31,08	29,51	2,23	10,90
+10	39,68	22,93	6,44	19,03

Tabela 4.7 - Erros médios globais (%) com relação ao gradiente de pressão ($-dP/dz$) na comparação entre os resultados dos modelos e de CFD, com os dados experimentais de Castro (2013).

U_{ws} [m/s]	Homogêneo	Rodriguez e Oliemans (2006)	Rodriguez e Baldani (2012)	CFD
0,13	210,18	112,69	34,89	147,53
0,16	203,48	130,64	18,68	178,03

4.2.3 Análise dos resultados sobre os parâmetros de onda

Os passos utilizados para a determinação das simulações numéricas, com a utilização dos respectivos softwares comerciais, são as seguintes:

Para que fosse possível avaliar os parâmetros de onda, amplitude, comprimento, e, celeridade, era necessária a utilização de uma malha suficientemente fina capaz de capturar a interface ondulada do escoamento. Testes preliminares com os dados de Pereira (2011) mostraram que a malha de 3.200.000 nós era suficientemente adequada para tanto.

Nos experimentos, o óleo era injetado na tubulação, inicialmente ocupada somente pela fase água, bem como a água, cada qual pela sua respectiva entrada, de forma que, com o

transcorrer do período transiente, os fluidos viessem a ocupar seus respectivos espaços médios no interior do tubo ao atingirem o período transiente periódico.

No entanto, nos mesmos testes preliminares verificou-se que o custo computacional seria muito alto para que cada simulação para a medição dos parâmetros de onda fosse feita integralmente com a utilização de malha fina. Assim sendo, para que o custo computacional fosse substancialmente reduzido, foi adotada uma transição de malhas, utilizando-se de uma malha intermediária entre a malha grossa e a malha fina, adotadas para as simulações dos casos estudados nesta etapa do trabalho. O critério consistia em, inicialmente, simular todo o período transiente em malha grossa, e por um período de tempo correspondente ao dobro de tempo que o óleo necessitava para atingir o final da tubulação de 2 m. Em seguida, utilizar o arquivo de resultados de saída da etapa anterior como condições iniciais da nova etapa, quando passou-se a utilizar uma malha intermediária, e pelo período de tempo necessário para que o óleo chegasse ao final do tubo percorresse todo o tubo com o uso da respectiva malha. Por fim, dos resultados da etapa intermediária como condições iniciais, dar início a uma nova simulação, desta vez em malha fina, por um tempo suficiente para que a onda fosse capturada por toda a nova malha e, para que fosse possível obter histórico do fenômeno ondulatório do escoamento.

Para que fosse então obtida a malha intermediária, o número de nós da malha grossa, de 200.000, foi multiplicado pelo fator 2^2 , resultando em uma malha de 800.000 nós. Uma vez multiplicado o número de nós da malha intermediária pelo mesmo fator de resolução, 2^2 , obteve-se o número de nós da malha refinada, 3.200.000, mencionado anteriormente. Sem essa transição entre malhas, a passagem da malha grossa para a malha fina seria feita abruptamente, o que poderia dificultar os cálculos para a resolução das equações de conservação de massa e de quantidade de movimento em cada novo volume de controle da malha refinada, consumindo um tempo elevado de solução do problema, i.e., de convergência da solução. Além disso, essa transição direta poderia resultar em difusividade excessiva como consequência da dificuldade na convergência das soluções e dos erros de truncamento. Por outro lado, um número maior de malhas de transição poderia conduzir os resultados a uma linearização da solução. Por essas razões, a transição de malhas com uma malha intermediária foi adotada para a redução do custo computacional sem o comprometimento dos resultados para a análise dos parâmetros de onda (Figura 4.29).

Figura 4.29 - Imagens da de entrada (*inlet*) para as três diferentes malhas utilizadas: (a) 200.000 nós, (b) 800.000 nós, e, (c) 3.200.000 nós – ICEM CFD®.

O tempo de simulação utilizando a malha intermediária nesse processo, como já mencionado, era o correspondente ao tempo necessário para o óleo fluísse ao longo do comprimento do tubo, da entrada até a saída, isto é, tempo esse dependente da velocidade superficial do óleo em cada caso simulado. Isso se fez necessário para que as informações de pressão e velocidades dos fluidos em cada volume de controle da malha anterior pudessem ser repassadas aos novos volumes de controle, e, recalculados os parâmetros para promover as diferenças de pressão entre os novos volumes de controle, que é a condição necessária para o deslocamento dos fluidos.

Em um primeiro momento, foi feita uma simulação para um caso estratificado com os dados de Pereira (2011), de velocidades superficiais $U_{ws} = 0,15 \text{ m/s}$ e $U_{ws} = 0,10 \text{ m/s}$, na horizontal, para que pudesse ser avaliado o comportamento da onda interfacial, ainda que somente do ponto de vista qualitativo.

Na Figura 4.30 é possível verificar o comportamento ondulatório da interface do escoamento estratificado ao longo do tubo, na face/região de simetria do escoamento (Figura 4.30a). Foram então feitos dois cortes transversais sobre a face de simetria, para que fosse possível observar as diferentes formas geométricas da interface na seção transversal do tubo

durante o escoamento. Na Figura 4.30b observa-se que a interface apresenta uma geometria côncava, enquanto que, na Figura 4.30c, a interface assume a forma convexa quase que na totalidade do perímetro interfacial. Nota-se neste caso que, junto à parede do tubo, a forma da interface aproxima-se da forma côncava, isso devido ao ângulo de contato do óleo entre a interface e parede da tubulação (Figura 4.30c).

Figura 4.30 - Imagens: (a) de seções (cortes) transversais da tubulação obtida de simulação numérica, e em destaque em pontos de: (b) depressão da onda (interface côncava), e, (c) crista da onda (interface convexa) – CFD Post 14.0®. – velocidades superficiais $U_{os} = 0,10$ m/s para o óleo e $U_{ws} = 0,15$ m/s para a água.

Posteriormente, foram simulados dois casos do conjunto de dados experimentais de Castro (2013) para a medição e análise dos parâmetros de onda. O critério de escolha para os

casos escolhidos, ambos na horizontal, consistia no valor da amplitude de onda. Os pares de velocidades foram, $U_{ws} = 0,16$ m/s e $U_{os} = 0,02$ m/s para o primeiro caso, e, $U_{ws} = 0,12$ m/s e $U_{os} = 0,06$ m/s para o segundo, tendo o primeiro caso a maior diferença de velocidades superficiais enquanto que, no segundo caso, a diferença é a menor. Além disso, ambos os casos já haviam sido simulados em malha grossa, permitindo a utilização da transição de malhas.

Dos resultados de cada uma das simulações, foram gerados vídeos de diferentes momentos das simulações, tanto da região de simetria (vista lateral do escoamento) como também da seção transversal do tubo, através do software CFD Post®. Os vídeos foram gerados a 60 frames/s, com alta resolução, e a partir dos arquivos armazenados como extensão “.trn”, arquivos esses armazenados a cada 100 *timesteps*, através dos quais é possível obter o histórico do escoamento e de cada um de seus parâmetros individualmente.

Os vídeos gerados referentes às simulações foram analisados pelo mesmo conjunto de quatro programas desenvolvidos em plataforma LabVIEW®, para análise dos vídeos dos experimentos realizados por Pereira (2011) e Castro (2013), como descrito na seção 2.6. Através desse mesmo conjunto de programas, foi feita a binarização das imagens, o reconhecimento da interface do escoamento estratificado, o processo de filtragem das ondas, identificando e separando parâmetros de onda de eventuais sinais de “ruído” (no presente caso, os pontos de difusividade), medição das amplitudes e dos comprimentos de onda com os consequentes cálculos da amplitude média e do comprimento médio de onda, e, cálculo da celeridade (velocidade) de onda via correlações cruzadas.

Para a simulação com as velocidades superficiais $U_{ws} = 0,16$ m/s para a água e $U_{os} = 0,02$ m/s para o óleo, foram produzidos três vídeos de momentos distintos da simulação do escoamento, o primeiro quando a simulação encontrava-se em 170.000 *timesteps* e, os outros dois em momentos posteriores a 173.000 *timesteps* percorridos. A Tabela 4.8 apresenta os valores obtidos para os parâmetros de onda tanto dos dados experimentais quanto dos resultados de CFD, bem como o desvio padrão calculado em cada caso para cada parâmetro.

Tabela 4.8 - Dados experimentais e resultados de CFD para os parâmetros de onda de Castro (2013) – velocidades superficiais $U_{ws} = 0,16$ m/s para a água e $U_{os} = 0,02$ m/s para o óleo.

$U_{ws} = 0,16$ m/s		Amplitude [mm]		Comprimento [mm]		Celeridade [m/s]	
$U_{os} = 0,02$ m/s		valor	desv.pad.	valor	desv.pad.	valor	desv.pad.
Experimental		4,00	1,93	29,45	11,33	0,11	0,03
CFD	1°	4,21	3,01	138,26	63,99	1,18	0,46
	2°	3,15	1,31	110,21	37,75	2,03	0,97
	3°	3,21	1,40	106,43	35,64	2,08	0,85

Tabela 4.9 - Dados experimentais e resultados de CFD para os parâmetros de onda de Castro (2013) - velocidades superficiais $U_{ws} = 0,12$ m/s para a água e $U_{os} = 0,06$ m/s para o óleo.

$U_{ws} = 0,12$ m/s		Amplitude [mm]		Comprimento [mm]		Celeridade [m/s]	
$U_{os} = 0,06$ m/s		valor	desv.pad.	valor	desv.pad.	valor	desv.pad.
Experimental		3,02	1,31	25,72	9,85	0,17	0,03
CFD		0,99	0,62	94,91	39,06	-	-

É possível notar que os dados de amplitude de onda tem um valor mais próximo do experimental no primeiro caso, e, mais distante nos outros dois, com erros de 5,25%, 21,25% e 19,75%, respectivamente. No entanto, os valores para o comprimento de onda dados por CFD são muito diversos do dado experimental, apresentando erros de 335,52%, 274,23% e 261,39%, respectivamente para os 1°, 2° e 3° casos em CFD. Quanto à celeridade velocidade de onda, os erros são ainda maiores, de 972,73%, 1745,45% e 1790,90%, respectivamente para os mesmos casos.

Já para a simulação com as velocidades superficiais $U_{ws} = 0,12$ m/s para a água e $U_{os} = 0,06$ m/s para o óleo, quando a diferença entre as velocidades superficiais é menor que no outro caso em estudo, foram analisadas as imagens de um vídeo produzido, para 47.000

timesteps percorridos, a comparação entre os dados experimentais e os de CFD mostram absoluta discordância entre si. Os erros para os parâmetros amplitude e comprimento de onda são, respectivamente, de 67,22% e de 269,01% (Tabela 4.9).

Esses resultados mostram que, embora os dados de amplitude apresentem boa concordância com seu correspondente dado experimental para o primeiro caso, os erros para o segundo caso em relação à amplitude e, em ambos os casos, em relação aos valores de comprimento e celeridade de onda são consideravelmente grandes. Os comprimentos de onda dos resultados de CFD são muito maiores que o dado experimental comparado, o que significa que a onda encontrada via CFD é extremamente mais alongada do que a verificada experimentalmente. Também os valores de celeridade de onda via CFD mostram-se discrepantes em relação ao experimental, com diferença em ordem de grandeza entre o experimental e o obtido por simulação computacional.

Embora haja alguma concordância qualitativa quanto à forma da onda, os resultados mostram que há absoluta discordância entre os dados experimentais e os resultados de CFD para os dados dos parâmetros de onda, em especial para o comprimento e para a celeridade de onda.

Tais resultados sugerem uma investigação mais profunda a respeito da modelagem existente sobre os termos, de tensão cisalhante interfacial, de fator de atrito interfacial e de coeficiente de arrasto, existentes nos códigos comerciais.

CAPITULO 5 - CONCLUSÕES E TRABALHOS FUTUROS

5.1 Conclusões

Para o estudo sobre o entranhamento de gotas com os dados experimentais de Rodriguez e Oliemans (2006), as diferenças na modelagem da geometria da interface na seção transversal do tubo entre os modelos de entranhamento em estudo, RBP-FE, Rodriguez e Baldani (2012) ajustado para interface plana, e, RB-FE, Rodriguez e Baldani (2012) original, isto é, para interface curvilínea (côncava ou convexa), podem ser relevantes nos casos em que as áreas entranhadas não são dominantes no escoamento, i.e., quando as áreas de entranhamento são razoavelmente pequenas.

Na comparação direta entre as previsões dos modelos e dos dados experimentais para o gradiente de pressão, houve maior concordância entre o modelo de dois fluidos de Rodriguez e Baldani (2012), RB, e seu correspondente com entranhamento, RB-FE, do que entre os dois modelos de entranhamento, RBP-FE e RB-FE, que se diferenciam somente pela geometria da interface.

Na comparação direta das previsões para a fração volumétrica de óleo, as previsões do modelo de dois fluidos RB apresentam melhor ajuste do que as de seu correspondente com fatores de entranhamento, RB-FE. Esse resultado mostra que o modelo necessita de ajuste através dos resultados experimentais de fração volumétrica. Ainda assim, a maior parte dos resultados encontra-se dentro de uma incerteza máxima de 30%.

Os maiores valores para os fatores de entranhamento, tanto de óleo quanto de água, são observados quando a fração volumétrica de água encontra-se entre os valores 0,4 e 0,6, aproximadamente. Para esses casos, é possível encontrar fatores de entranhamento de óleo com valores próximos de 1 em alguns poucos casos, isto é, próximos do entranhamento máximo de óleo. No entanto, deve-se considerar que o modelo fora ajustado apenas pelo gradiente de pressão, não permitindo uma melhor interpretação dos resultados.

Na comparação direta entre os fatores de entranhamento com os valores do número de Reynolds, seja das fases, seja das camadas inferior e superior do escoamento estratificado com mistura na interface, os resultados mostraram que a camada inferior, onde há prevalência

da fase aquosa, é mais turbulenta que a camada superior, onde a fase óleo é predominante, razão pela qual os fatores de entranhamento do óleo são maiores que os de água.

Nas curvas de distribuição de fases observadas no trabalho de Yusoff (2012), verificou-se, na análise feita, que o movimento no sentido inverso da curva corresponde à região de ocorrência da interface do escoamento bifásico óleo-água, mais precisamente, entre as camadas de mistura no entorno da interface, isto é, para os casos de padrão de escoamento estratificado com mistura na interface (ST&MI).

Os modelos de dois fluidos de RBP e RB, respectivamente, Rodriguez e Baldani (2012) para interface plana e Rodriguez e Baldani (2012) para interface curva, bem como os modelos de fatores de entranhamento (baseados nesses mesmos modelos de dois fluidos para o cálculo da geometria da interface), apresentaram boa concordância na previsão da altura interfacial, para uma incerteza média de 15% e máxima de 30%. Isto pode ser um forte sinal indicativo de que tal comportamento da curva, o movimento inverso à tendência original, está relacionado à presença da interface nos casos em que o padrão é o estratificado com mistura, região do plano vertical diametral onde ocorre a inversão de fase contínua.

Os resultados dos modelos de fatores de entranhamento apresentaram boa concordância com os dados obtidos do trabalho de Yusoff (2012), nos quais foi aplicado o fator de empacotamento de gotas bidimensional (FEG-2D), assumindo assim um espaçamento entre as gotas. Isso mostra que os modelos envolvendo fatores de entranhamento conseguem prever tal espaçamento, e portanto, as áreas ocupadas pelas gotas, o que é relevante para a previsão da queda de pressão nos casos de padrão de escoamento estratificado envolvendo mistura na região da interface.

De forma geral, o modelo RB-FE apresentou boa concordância em relação aos dados experimentais e em comparação aos demais modelos utilizados. Pelos resultados, na comparação com os demais modelos utilizados, nota-se que o modelo apresentou-se, de forma geral, adequado para as previsões do escoamento estratificado com mistura na interface, possibilitando sua utilização com diferentes casos de áreas de gotas entranhadas, e mesmo em situações extremas para o referido padrão de escoamento, quando um ou outro fluido é dominante no escoamento e as áreas de entranhamento são pequenas.

Os modelos de dois fluidos de RBP e RB falham na previsão da fração volumétrica e da queda de pressão para frações volumétricas extremas, quando a interface entre os fluidos

está localizada mais próxima à parede do tubo no alto ou embaixo. Em tais situações, fenômenos como onda interfacial, curvatura da interface e entranhamento de gotas podem afetar mais intensamente os cisalhamentos parietal e interfacial. Portanto, para valores de frações volumétricas de óleo muito altos ou muito baixos, que propiciem alturas de interface próximas aos valores limitantes, os resultados dos modelos apresentam menor precisão do que para os casos em que as frações volumétricas das fases encontram-se mais próximas entre si, quando a interface está mais distante das extremidades superior e inferior do tubo.

Ambos os modelos de dois fluidos citados apresentam maior precisão para os casos na horizontal. À medida que a inclinação distancia-se da horizontal, seja positiva ou negativamente, tende a diminuir a precisão de tais modelos, contribuindo para uma maior incerteza nesses casos.

Os resultados de CFD em relação à fração volumétrica *in situ* foram comparados com as previsões de três modelos fenomenológicos disponíveis na literatura e com os dados obtidos experimentalmente (Pereira, 2011), mostrando boa concordância com os dados experimentais em comparação com os demais modelos apresentados na literatura.

Os resultados de CFD com relação ao gradiente de pressão bifásico também foram comparados com as previsões dos três modelos fenomenológicos apresentados e com os bancos de dados experimentais. Na comparação direta com os dados experimentais, não apresentaram resultados satisfatórios para os casos na horizontal, tanto para os casos de Pereira (2011) quanto para os de Castro (2013). Isso pode estar relacionado diretamente à simulação da dissipação de energia por atrito.

Para os casos com inclinação diferente da horizontal, os resultados em CFD mostraram-se mais próximos dos resultados experimentais com o incremento da inclinação, tanto positiva quanto negativa. Isso pode estar relacionado à maior participação do termo gravitacional do gradiente de pressão, o que não ocorre nos casos na horizontal, quando o termo gravitacional é assumido como nulo no cálculo do gradiente de pressão bifásico.

Resultados na análise dos parâmetros de onda (amplitude, comprimento e celeridade de onda) sugerem que, para o caso de escoamento estratificado óleo-água, a interface apresenta uma geometria côncava na depressão da onda, quando observada na seção transversal ao escoamento. Os resultados das simulações sugerem que tal geometria varia de forma de acordo com o comprimento de onda, ao longo tubulação, podendo assumir também

uma forma um tanto mais complexa, sendo convexa no centro do escoamento, na crista da onda, e, côncava próxima da parede do tubo, provavelmente devido ao ângulo de contato do óleo com a parede do tubo, o que é característica do fluido.

A comparação direta entre os dados experimentais obtidos por Castro (2013) para os parâmetros de onda, amplitude, comprimento e celeridade de onda, e os dados obtidos pelas simulações em CFD utilizando malha refinada apresentaram concordância somente qualitativa. Os resultados mostram que as simulações computacionais falharam na reprodução das características da onda interfacial, i.e., na previsão dos parâmetros de onda.

5.2 Proposição de trabalhos futuros

Para trabalhos futuros:

- i. No que tange ao escoamento estratificado ondulado óleo-água, sugere-se uma investigação mais profunda quanto à modelagem da tensão cisalhante interfacial, em especial do fator de atrito interfacial, bem como dos modelos para o coeficiente de força de arrasto utilizados nos códigos em CFD, com possibilidade de implementação em código aberto;
- ii. Simulações em CFD utilizando malha refinada para a ampliação do banco de dados a respeito dos parâmetros de onda, amplitude, comprimento e celeridade da onda, do escoamento estratificado ondulado óleo-água;
- iii. Referente ao escoamento estratificado com mistura na interface (ST&MI), é sugerido um estudo mais aprofundado a respeito dos fatores de entranhamento, primeiramente ajustando o modelo para ambos os parâmetros, fração volumétrica e queda de pressão, e testando a viabilidade do modelo utilizando mais dados experimentais com o objetivo de obter um ajuste mais adequado ao modelo apresentado (RB-FE);
- iv. Implementação e desenvolvimento do modelo fenomenológico para taxas de entranhamento, e também, de um modelo envolvendo ambos, fatores e taxas de entranhamento;
- v. Realização de experimentos para a obtenção de dados experimentais referentes ao entranhamento de gotas para a validação dos modelos propostos.

REFERÊNCIAS¹

- ANSYS CFX Reference Guide, Release 14.0® (2011). SAS IP, Inc. Southpointe. 275 Technology Drive Canonsburg, PA 15317.
- ANSYS FLUENT User's Guide, Release 6.3® (2006). Canonsburg, PA, ANSYS Inc.
- ALKAYA, B.; JAYAWARDENA, S.S.; BRILL, J.P. (2000). Oil-water flow patterns in slightly inclined pipes. **In: ETCE/OMAE200 JOINT CONFERENCE: energy for the new millennium, 2000, New Orleans, Proceedings**, New York, ASME, pp.14-17.
- AL-SARKHI, A; SARICA, C.; QURESHI, B. (2012). Modeling of droplet entrainment in co-current annular two-phase flow: A new approach. **International Journal of Multiphase Flow**, vol.39, pp.21-28.
- AL-WAHAIBI, T.; ANGELI, P. (2006). **Predictive model for critical wave amplitude at the onset of entrainment in oil-water flow**, London, Department of Chemical Engineering University College London.
- AL-WAHAIBI, T.; ANGELI, P. (2007a). Experimental studies on flow pattern transitions in horizontal oil-water flows. **ICMF 2007**, Leipzig, Germany, paper number S5_Fri_B_65.
- AL-WAHAIBI, T.; ANGELI, P. (2007b). Transition between stratified and non-stratified horizontal oil-water flows: part I (stability analysis). **Chemical Engineering Science**, London, vol.62, pp.2915-2928.
- AL-WAHAIBI, T.; SMITH, M.; ANGELI, P. (2007). Transition between stratified and non-stratified horizontal oil-water flows: part part II (mechanism of drop formation). **Chemical Engineering Science**, London, vol.62, pp.2929-2940.
- ANGELI, P.; HEWITT, G.F. (2000). Flow structure in horizontal oil-water flow, **International Journal of Multiphase Flow**, Oxford, vol.26, n.7, pp.1117-1140.
- BALDANI, L.S. (2011). **Estudo Numérico do escoamento estratificado ondulado óleo-água**, Trabalho de Conclusão de Curso, Escola de Engenharia de São Carlos, Universidade de São Paulo, São Carlos, Brasil, 78p.
- BELT, R.; VAN'T WESTENDE, J.M.C.; PORTELA, L.M. (2009). Prediction of the interfacial shear-stress in vertical annular flow, **International Journal of Multiphase Flow**, Oxford, vol.35, pp.689-697.

¹ De acordo com a Elaboração de teses e dissertações na EESC-USP.

- BELT, R.; DJORIC, B.; KALALI, S.; DURET, E.; LARREY, D. (2011). Comparison of commercial multiphase flow simulators with experimental and field databases, **15th International Conference on Multiphase production Technology - BHR Group**, Total EP, France-Norway.
- BERTHELSEN, P.A.; YTREHUS, T. (2005). Calculations of stratified wavy two-phase flow in pipes, **International Journal of Multiphase Flow**, Oxford, vol.31, n.5, pp.571-592.
- BIRD, R.B.; STEWART, W.E.; LIGHTFOOT, E.N. (2002). **Fenômenos de Transporte**, 2ª.ed. Tradução do original em inglês. LTC-Livros Técnicos e Científicos Editora S.A.
- BONTOZOGLOU, V.; HANRATTY, T.J. (1989). Wave height estimation in stratified gas-liquid flows, **AIChE Journal**, New York, vol.25, n.8, pp.1346-1350.
- BONTOZOGLOU, V. (1991). Weakly nonlinear Kelvin-Helmholtz waves between fluids of finite depths, **International Journal of Multiphase Flow**, Oxford, vol.17, n.4, pp.509-518.
- BRAUNER, N.; MARON, D.M. (1992). Flow pattern transitions in two-phase liquid-liquid flow in horizontal tubes, **International Journal of Multiphase Flow**, Oxford, vol.18, n.1, pp.123-140.
- BRAUNER, N.; MARON, D.M. (1994). Stability of two-phase stratified flow as controlled by laminar turbulent transition, **International Communications in Heat and Mass Transfer**, Oxford, vol.21, n.1, pp.25-47.
- BRAUNER, N.; MARON, D.M.; ROVINSKY, J. (1996). Determination of the interface curvature in stratified two-phase systems by energy considerations, **International Journal of Multiphase Flow**, Oxford, vol.22, n.6, pp.1167-1185.
- BRAUNER, N.; MARON, D.M.; ROVINSKY, J. (1998). A Two-fluid model for stratified flows with curved interfaces, **International Journal of Multiphase Flow**, Oxford, vol.24, n.8, pp.975-1004.
- CAMPBELL, A.M.; OYENEYIN, M.B.; NOBLE, R.A. (2003). CFD modelling of horizontal two-phase flow in annuli, **11th International Conference on Multiphase - BHR Group**, San Remo, Italy.
- CHAKRABARTI, D.P.; DAS, G.; RAY, S. (2005). Pressure drop in liquid-liquid two-phase horizontal flow: experiment and prediction, **Chemical Engineering & Technology**, vol.28, pp.1003-1009.
- CHEN, X.T.; CAI, X.D.; BRILL, J.P. (1997). Gas-liquid stratified-wavy flow in horizontal pipelines, **Journal of Energy Resources Technology**, vol.119, pp.209-216.
- de ÁVILA, R.P.; BALDANI, L.S.; RODRIGUEZ, O.M.H. (2012). Theoretical study and numerical simulation of wavy stratified oil-water flow, **3rd Encontro Brasileiro sobre Ebulição, Condensação e Escoamento Multifásico - EBECM**, Curitiba-PR.

- de ÁVILA, R.P.; RODRIGUEZ, O.M.H. (2014). Numerical predictions in wavy stratified viscous oil-water flow in horizontal pipes, **International Conference on Heat Transfer and Fluid Flow - HTFF'14**, Praga-República Tcheca.
- de CASTRO, M.S.; PEREIRA, C.C.; SANTOS, J.N.; RODRIGUEZ, O.M.H. (2011). Holdup, pressure drop and objective classification of inclined oil-water, **15th International Conference on Multiphase production Technology - BHR Group**, University of São Paulo, Brazil.
- de CASTRO, M.S.; PEREIRA, C.C.; SANTOS, J.N.; RODRIGUEZ, O.M.H. (2012). Geometrical and kinematic properties of interfacial waves in stratified oil-water flow in inclined pipe, **Experimental Thermal and Fluid Science**, vol.37, pp.171-178.
- de CASTRO, M.S. (2013). **Fenômeno de transição espacial do escoamento óleo pesado-água no padrão estratificado**, Tese de Doutorado, Escola de Engenharia de São Carlos, Universidade de São Paulo, São Carlos, Brasil, 350p.
- de CASTRO, M.S.; RODRIGUEZ, O.M.H. (2015). Interfacial waves in stratified viscous oil-water flow, **Experimental Thermal and Fluid Science**, vol.62, pp.85-98.
- de MELLO, D.O. (2007). **Estudo experimental e modelagem matemática de ondas no escoamento estratificado óleo-água em tubulação levemente inclinada**, Dissertação de Mestrado, Escola de Engenharia de São Carlos, Universidade de São Paulo, São Carlos, Brasil.
- EKAMBARA, K.; SANDERS, R.S.; NANDAKUMAR, K.; MASLIYAH, J.H. (2008). CFD simulation of bubbly two-phase flow in horizontal pipes, **Chemical Engineering Journal**, vol.144, pp.277-288.
- ELSETH, G. (2001). **An experimental study of oil-water flow in horizontal pipes**, PhD Thesis, Telemark University College, Norway, 269p.
- FOX, R.W.; MCDONALD, A.T.; PRITCHARD, P.J. (2004) **Introdução à Mecânica dos Fluidos**, 6ª.ed., Tradução do original em inglês. LTC-Livros Técnicos e Científicos Editora S.A.
- FORTUNA, A.O. (2012) **Técnicas Computacionais para Dinâmica dos Fluidos: Conceitos Básicos e Aplicações**, 2ª.ed., Edusp – Editora da Universidade de São Paulo.
- GHORAI, S.; NIGAM, K.D.P. (2006). CFD modeling of flow profiles and interfacial phenomena in two-phase flow in pipes, **Chemical Engineering and Processing**, vol.45, pp.55–65.
- GONÇALVES, N.D.F. (2007). **Método dos volumes finitos em malhas não-estruturadas**, Dissertação de Mestrado, Departamento de Matemática Aplicada, Faculdade de Ciências da Universidade do Porto, Portugal, 71p.
- GONÇALVES, N.D.F. (2013). **Computer aided design of extrusion forming tools for complex geometry**, Tese de Doutorado, Escola de Engenharia da Universidade do Minho, Portugal, 201p.

- GORELIK, D.; BRAUNER, N. (1999). The interface configuration in two-phase stratified pipe flows, **International Journal of Multiphase Flow**, Oxford, vol.25, pp.977–1007.
- GUET, S.; RODRIGUEZ, O.M.H.; OLIEMANS, R.V.A.; BRAUNER, N. (2004). An inverse dispersed multiphase flow model for liquid production rate determination. Upward and downward inclination oil-water flows, **International Journal of Multiphase Flow**, Oxford, vol.32, pp.553-567.
- GUET, S.; RODRIGUEZ, O.M.H.; OLIEMANS, R.V.A.; BRAUNER, N. (2006). An inverse dispersed multiphase flow model for liquid production rate determination, **International Journal of Multiphase Flow**, Oxford, vol.32, pp.553-567.
- HAALAND, S.E. (1983). Simple and explicit formulas for the friction factor in turbulent pipe flow, **Journal of Fluids Engineering**, vol.105, March.
- HADZIABDIC, M.; OLIEMANS, R.V.A. (2007). Parametric study of a model for determining the liquid-liquid flow-rates from the pressure drop and water hold-up in oil-water flows, **International Journal of Multiphase Flow**, Oxford, vol.33, pp.1365-1394.
- HINZE, J.O. (1955). Fundamentals of the hydrodynamic mechanism of splitting dispersion processes, **AIChE Journal**, vol.1, pp.289-295.
- HÖHNE, T. (2009). Experiments and numerical simulations of horizontal two-phase flow regimes, **In Proceedings of the 9th International Conference on CFD in the Minerals and Process Industries**, CSIRO, Melbourne, Australia.
- ISHII, M. (1975). **Thermo-fluid dynamic theory of two-phase flow**, Paris: Eyroles.
- KANG, H.C.; KIM, M.H. (1992). Relation between the interfacial shear stress and the wave motion in a stratified flow, **International Journal of Multiphase Flow**, Oxford, vol.19, n.1, pp.35-49.
- KARIMI, M.; AKDOGAN, G.; DELLIMORE, K.H.; BRADSHAW, S.M. (2012). Comparison of different drag coefficient correlations in the CFD modelling of a laboratory-scale Rushton-turbine flotation tank, **In Proceedings of the 9th International Conference on CFD in the Minerals and Process Industries**, CSIRO, Melbourne, Australia.
- LEVEQUE, R.J. (2004). **Finite Volume Methods for Hyperbolic Problems**, Cambridge University Press, Cambridge, UK
- LOVICK, J.; ANGELI, P. (2004a). Droplet size and velocity profiles in liquid-liquid horizontal flows, **Chemical Engineering Science**, London, vol.59, n.15, pp.3105-3115.
- LOVICK, J.; ANGELI, P. (2004b). Experimental studies on the dual continuous flow pattern in oil–water flows, **International Journal of Multiphase Flow**, Oxford, vol.30, pp.139-157.

- LUM, J.Y.L.; LOVICK, J.; ANGELI, P. (2004). Low inclination oil-water flows, **Canadian Journal of Chemical Engineering**, Ottawa, vol.82, n.2, pp.303-315.
- LUM, J.Y.L.; AL-WAHAIBI, T.; ANGELI, P. (2006). Upward and downward inclination oil-water flows, **International Journal of Multiphase Flow**, Oxford, vol.32, pp.413-435.
- MENDES, F.A.A.; RODRIGUEZ, O.M.H.; ESTEVAM, V.; LOPES, D. (2011). Flow patterns in inclined gas-liquid annular duct flow, In: MAMMOLI, A.A.; BREBBIA, C.A. (Org.), **Computational Methods in Multiphase Flow VI.**, 1st ed., Southampton: WITpress, vol.6, pp.271-283.
- MENDES, F.A.A. (2012). **Estudo experimental, simulação numérica e modelagem fenomenológica da separação gravitacional de gás no fundo de poços direcionais**, Tese de Doutorado, Escola de Engenharia de São Carlos, Universidade de São Paulo, São Carlos, Brasil, 266p.
- MENG, W.H. et al. (2001). Experimental study of low-liquid-loading gas-liquid flow in near-horizontal pipes, **SPE Production & Facilities**, Richardson, vol.16, pp.240-249.
- MORSI, S.A.; ALEXANDER, A.J. (1972). An investigation of particle trajectories in two-phase flow systems. **Journal of Fluid Mechanics.**, vol.55, pp.193-208.
- MOUZA, A.A.; PARAS, S.V.; KARABELAS, A.J. (2001). CFD code application to wavy stratified gas-liquid flow, **Trans IchemE**, vol.79, pp.561-568.
- NG, T.S.; LAWRENCE, C.J., HEWITT, G.F. (2001). Interface shapes for two-phase laminar stratified flow in a circular pipe, **International Journal of Multiphase Flow**, Oxford, vol.27, pp.1301-1311.
- NG, T.S.; LAWRENCE, C.J.; HEWITT, G.F. (2002). Laminar stratified pipe flow, **International Journal of Multiphase Flow**, Oxford, vol.28, n.6, pp.963-996.
- OLIEMANS, R.V.A. (1986). **The lubricating-film model for core-annular flow**. Ph.D. Thesis, Technische Hogeschool Felft, Delft University of Technology, Netherlands.
- PAL, R. (1993). Pipeline flow of unstable and surfactant stabilized emulsions, **AIChE J.**, vol.39, pp.1754-1764.
- PAL, R. (2000). Viscosity-concentration equation for emulsions of nearly spherical droplets, **J. Colloid Interface Sci.**, vol.231, pp.168-175.
- PAL, R. (2007). Mechanism of Turbulent Drag Reduction in Emulsions and Bubbly Suspensions, **Ind Eng Chem Res.**, pp.618-622.
- PARVAREH, A.; RAHIMI, M.; ALIZADEHDAKHEL, A.; ALSAIRAFI, A.A. (2010). 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.

- PEREIRA, C.C. (2011). **Estudo experimental e modelagem do escoamento estratificado ondulado óleo-água**, Dissertação de Mestrado, Escola de Engenharia de São Carlos, Universidade de São Paulo, São Carlos, Brasil, 148p.
- PETALAS, N.; AZIZ, K. (2000). A mechanistic model for multiphase flow in pipes, **Journal of Canadian Petroleum Technology**, vol.39, n.6, pp.43-55.
- POTTER, M.C.; WIGGERT, D.C. (2009). **Mecânica dos Fluidos**, Tradução do original em inglês da 3ª.ed norte-americana, Cengage Learning.
- RAJ. T.S.; CHAKRABARTI, D.P.; DAS, G. (2005). Liquid-liquid stratified flow through horizontal conduits, **Chemical Engineering & Technology**, Weinheim, vol.28, n.8, pp.899-907.
- RODRIGUEZ, O.M.H.; MUDDE, R.F.; OLIEMANS, R.V.A. (2004). Inverse of multiphase flow models for multiphase well logging: larger diameters and slightly inclined pipes. **In: Proceedings of 4th North American Conference Multiphase Technology**, BHR Group Limited, Banff, UK.
- RODRIGUEZ, O.M.H.; OLIEMANS, R.V.A. (2006). Experimental study on oil-water flow in horizontal and slightly inclined pipes, **International Journal of Multiphase Flow**, vol.32, pp.323-343.
- RODRIGUEZ, O.M.H.; OLIEMANS, R.V.A.; MUDDE, R.F. (2006). Stability analysis of slightly-inclined stratified oil–water flow, including the distribution coefficients and the cross-section curvature. **In: Proceedings of 5th North American Conference Multiphase Technology**, Banff, UK, pp.229-245.
- RODRIGUEZ, O.M.H.; BANNWART, A.C. (2006a). Experimental study on interfacial waves in vertical core flow, **Journal of Petroleum Science and Engineering**, vol.54, pp.140-148.
- RODRIGUEZ, O.M.H.; BANNWART, A.C. (2006b). Analitical model for interfacial waves in vertical core flow, **Journal of Petroleum Science and Engineering**, vol.54, pp.173-182.
- RODRIGUEZ, O.M.H.; MUDDE, R.F.; OLIEMANS, R.V.A. (2006). Stability analysis of slightly inclined stratified oil-water flow and intermediate wave theory, **In: Proceedings of 11th Brazilian Congress of Thermal Sciences and Engineering - ENCIT 2006**, Braz. Soc. of Mechanical Sciences and Engineering - ABCM, Curitiba, Brazil.
- RODRIGUEZ, O.M.H.; BANNWART, A.C. (2007). Neutral-stability wave number in parallel liquid-liquid flows, **International Conference of Multiphase Flow - ICMF 2007**, Leipzig, Alemanha, paper 571, pp.9-13.
- RODRIGUEZ, O.M.H.; BANNWART, A.C. (2008). Stability analysis of core-annular flow and neutral stability wave number, **AIChE Journal**, vol.54, pp.20-31.

- RODRIGUEZ, O.M.H.; BALDANI, L.S. (2012). Prediction of pressure gradient and holdup in wavy stratified liquid-liquid inclined pipe flow, **Journal of Petroleum Science and Engineering**, vol.96, pp.140-151.
- RODRIGUEZ, O.M.H.; de CASTRO, M.S. (2014). Interfacial-tension-force model for the wavy-stratified liquid-liquid flow pattern transition, **International Journal of Multiphase Flow**, vol.58, pp.114-126.
- RODRIGUEZ, I.H.; YAMAGUTI, K.B.; da SILVA, M.J.; de CASTRO, M.S.; RODRIGUEZ, O.M.H. (2012). Drag reduction phenomenon in viscous oil-water dispersed pipe flow: experimental investigation and phenomenological modeling, **AIChE Journal**, vol.58, pp.2900-2910.
- ROMA, W.N.L. (2006). **Fenômenos de Transporte para a Engenharia**, Rima, São Carlos.
- SANTOS, M.M. (2010). **Simulação numérica do escoamento bifásico óleo-água em tubos**, Dissertação de Mestrado, UNIFEI, Itajubá, Minas Gerais, Brasil, 99p.
- SIDI ALI, K.; GATIGNOL, R. (2010). Interfacial friction factor determination using CFD simulations in a horizontal stratified two-phase flow, **Chemical Engineering Science**, vol.65, pp.5160-5169.
- SCHILLER, L.; NAUMANN, Z. (1935). **Ver. Deutsch. Ing.**, pp.77-318.
- SCHMIDTKE, M.; LUCAS, D. (2009). CFD approaches for modelling bubble entrainment by an impinging jet. **Sci. Technol. Nucl. Install.**1–12, Article ID 148436.
- SHOHAM, O. (2006). **Mechanistic Modeling of Gas-liquid Two-phase Flow in Pipes**, Society of Petroleum Engineers.
- TAITEL, Y.; DUKLER, A.E. (1976). A model for predicting flow regime transmissions in horizontal and near horizontal gas-liquid flow, **AIChE Journal**, vol.26, n.1, pp.47-54.
- TRALLERO, J.L. (1995). **Oil-water flow patterns in horizontal pipes**, PhD Thesis, The University of Tulsa, Tulsa.
- TRALLERO, J.L.; SARICA, C.; BRILL, J.P. (1997). **A study of oil-water flow patterns in horizontal pipes**, SPE Prod. Facil. vol.12, pp.165–172.
- ULLMANN, A.; ZAMIR, M.; LUDMER, Z.; BRAUNER, N. (2003). Stratified laminar countercurrent flow of two liquid phases in inclined tubes, **International Journal of Multiphase Flow**, Oxford, vol.29, n.10, pp.1583-1604.
- ULLMANN, A.; BRAUNER, N. (2006). Closure relations for two-fluid models for two-phase stratified smooth and stratified wavy flows, **International Journal of Multiphase Flow**, Oxford, vol.32, n.1, pp.82-105.
- VALLE, A. (2000). **Three phase gas-oil-water pipe flow**, PhD Thesis, Imperial College, London.

- VALLEÉ, C.; HÖHNE, T.; PRASSER, H.M.; SÜHNEL, T. (2008). Experimental investigation and CFD simulation of horizontal stratified two-phase flow phenomena, **Nuclear Engineering and Design**, vol.238, pp.637-646.
- WALLIS, G.B. (1969). **One Dimensional Two-phase Flow**, McGraw Hill, USA.
- WANG, Z.L.; GABRIEL, K.S.; MANZ, D.L. (2004). The influences of wave height on the interfacial friction in annular gas-liquid flow under normal and microgravity conditions, **International Journal of Multiphase Flow**, Oxford, vol.30, n.10, pp.1193-1211.
- WANG, Z.L.; GABRIEL, K.S.; ZHU, Z.F. (2004) The effects of gravity on the features of the interfacial waves in annular two-phase flow, **Microgravity Science and Technology**, Bremen, vol.15, n.3, pp. 19-27.
- YUSOFF, N.H. (2012) **Stratifying of liquid-liquid two phase flows through sudden expansion**. PhD Thesis, University of Nottingham, Nottingham.

APÊNDICE A - MODELO FENOMENOLÓGICO PARA FATORES DE ENTRANHAMENTO PROPOSTO NESTE TRABALHO (RB-FE).

O modelo apresentado utiliza as equações para a modelagem da geometria da interface na seção transversal propostas por Rodriguez e Baldani (2012), bem como o equacionamento para o modelo de fatores de entranhamento proposto por Hadziabdic e Oliemans (2007). As equações, já apresentadas anteriormente no presente trabalho, foram reunidas no equacionamento do modelo e reapresentadas a seguir.

Para os perímetros molhados das fases, o perímetro interfacial e as áreas das fases na seção transversal do tubo, que são os parâmetros geométricos relacionados à interface curva:

$$S_w = D\phi_0 , \quad (\text{A.1})$$

$$S_o = D(\pi - \phi_0) , \quad (\text{A.2})$$

$$S_i = 2r_c(\phi^* - \pi) , \quad (\text{A.3})$$

$$A_w = \frac{D^2}{4} \left(\phi_0 - \frac{1}{2} \sin 2\phi_0 \right) \pm r_c^2 \left[(\phi^* - \pi) - \frac{1}{2} \sin 2(\phi^* - \pi) \right] , \quad (\text{A.4})$$

$$A_o = \frac{\pi D^2}{4} - A_w , \quad (\text{A.5})$$

$$\phi^* = \pi + \sin^{-1} \left(\frac{D}{2r_c} \sin \phi_0 \right) , \quad (\text{A.6})$$

sendo D o diâmetro interno do tubo, ϕ_0 o ângulo interno da interface em relação ao centro do tubo e r_c o raio de curvatura da interface, este último calculado da forma:

$$r_c = D \left[\psi_1(\theta) - \psi_2(\theta) e^{-Eo/\psi_3(\theta)} \right] e^{[\psi_4(\theta)]\Phi} , \quad (\text{A.7})$$

com:

$$\Phi = \left\{ g(h_w, \theta) \left[a(\theta) - \left(\frac{h_w}{D} \right) \right] + [1 - g(h_w, \theta)] \left[\left(\frac{h_w}{D} \right) \right] - b(\theta) \right\} \quad (\text{A.8})$$

$$\psi_1(\theta) = 0,223 + 1,054e^{-(\sin(\theta)/0,264)} , \quad (\text{A.9})$$

$$\psi_2(\theta) = 0,218 + 2,176e^{-(\sin(\theta)/0,157)} , \quad (\text{A.10})$$

$$\psi_3(\theta) = 62,265 + 14,896e^{-(\sin(\theta)/0,534)} , \quad (\text{A.11})$$

$$\psi_4(\theta) = 3,555 + 2,725 \cdot 10^{-4} e^{-(\sin(\theta)/0,534)} , \quad (\text{A.12})$$

$$g(h_w, \theta) = \frac{1}{1 + e^{\left[-50 \left(\frac{h_w/D}{h_{w,\text{lim}}^*(\theta)} \right) \right]}}, \quad (\text{A.13})$$

$$h_{w,\text{lim}}^*(\theta) = 0,905 - \frac{0,782}{1 + e^{3,846(\theta - 1,571)}} , \quad (\text{A.14})$$

$$a(\theta) = 1,772 - \frac{0,782}{1 + e^{9,213(\theta - 1,880)}} , \quad (\text{A.15})$$

$$b(\theta) = -0,010 + \frac{0,783}{1 + e^{9,213(\theta - 1,254)}} , \quad (\text{A.16})$$

para o ângulo θ de contato, dado em radianos, e, do número de Eötvös (EO), este último como função da tensão superficial σ :

$$EO = \frac{(\rho_w - \rho_o) g D^2}{4\sigma} . \quad (\text{A.17})$$

As tensões de cisalhamento parietal para cada fase $k = w, o$, respectivamente água e óleo, são calculadas por:

$$\tau_k = f_k \rho_k \frac{U_k |U_k|}{8} , \quad (\text{A.18})$$

com o fator de atrito para cada fase dado por:

$$f_k = 8 \left[\frac{1}{(A+B)^{3/2}} + \left(C_l \frac{8}{\text{Re}_k} \right)^{12} \right]^{1/12}, \quad (\text{A.19})$$

sendo,

$$A = \left\{ 2.45 \ln \left[\left(\frac{0.27 K_s}{Dh_k} + \left\{ \frac{7}{\text{Re}_k} \right\}^{0.9} \right)^{-1} \right] \right\}^{16}, \quad (\text{A.20})$$

$$B = \left(\frac{37530}{\text{Re}_k} \right)^{16}, \quad (\text{A.21})$$

sendo K_s a rugosidade da parede do duto, e, U_k a velocidade *in situ* de cada fase k .

Os diâmetros hidráulicos Dh_k das fases k são calculados da forma:

$$Dh_w = \frac{4A_w}{(S_w + S_i)} \left\{ 1 + \frac{S_i}{S_w} \left[\frac{1}{1 + e^{10(1-s)}} \right] \right\}, \quad (\text{A.22})$$

$$Dh_o = \frac{4A_o}{S_o} \left\{ 1 - \frac{S_i}{(S_o + S_i)} \left[\frac{1}{1 + e^{10(1-s)}} \right] \right\}, \quad (\text{A.23})$$

e, com a razão de deslizamento s :

$$s = \frac{U_o}{U_w}. \quad (\text{A.24})$$

O número de Reynolds Re_k para cada fase é calculado por:

$$\text{Re}_k = \frac{\rho_k Dh_k U_k}{\mu_k}, \quad (\text{A.25})$$

com as densidades ρ_k , viscosidades μ_k e velocidades U_k de cada fase k .

Já a tensão de cisalhamento interfacial é calculada por:

$$\tau_i = f_i \rho_k \frac{(U_w - U_o)|U_w - U_o|}{8}, \quad (\text{A.26})$$

sendo o fator de atrito interfacial f_i dado por:

$$f_i = f_k \left(1 + C_s \frac{\alpha}{D} \right). \quad (\text{A.27})$$

com:

$$\frac{\alpha}{D} = 0,06103 + 0,17283 \varepsilon_w. \quad (\text{A.28})$$

dado em função da fração volumétrica *in situ* da água ε_w .

Para os fatores de correção: $C_s = 50$ e $C_l = 0,313$.

A altura h_w da interface é calculada da forma:

$$h_w - D \left(\frac{1}{2} (1 - \cos \phi_0) \pm \frac{r_c}{D} \left\{ 1 - \cos \left[\sin^{-1} \left(\frac{D}{2r_c} \sin \phi_0 \right) \right] \right\} \right) = 0 \quad (\text{A.29})$$

A solução da equação para a altura h_w da interface fornece também a solução para o ângulo ϕ_0 , bem como para o raio r_c de curvatura, e conseqüentemente, para as áreas das fases na seção transversal, dos demais parâmetros e também do gradiente de pressão através das equações de quantidade de movimento das fases:

$$A_o \left(-\frac{dp}{dz} \right) - \tau_o S_o \pm \tau_i S_i - \rho_o A_o g \sin \beta = 0 \quad (\text{A.30})$$

$$A_w \left(-\frac{dp}{dz} \right) - \tau_w S_w \mp \tau_i S_i - \rho_w A_w g \sin \beta = 0 \quad (\text{A.31})$$

e acopladas pelo gradiente de pressão:

$$-\frac{\tau_w S_w}{A_w} + \frac{\tau_o S_o}{A_o} \pm \tau_i S_i \left(\frac{1}{A_w} + \frac{1}{A_o} \right) - (\rho_w - \rho_o) g \sin \beta = \text{feq} = 0 \quad (\text{A.32})$$

sendo feq (“função de equilíbrio”) a equação de acoplamento das equações de quantidade de movimento. Uma vez igualda a zero e resolvida numericamente, é obtida se sua solução a altura h_w da interface, através da qual todos os demais parâmetros são calculados.

Para o modelo de fatores de entranhamento, os parâmetros são calculados em função das camadas ocupadas pelas fases contínuas e de misturas, camadas essas inferior l (*lower*) e superior u (*upper*) do escoamento, de forma que os parâmetros são ponderados de acordo com sua quantificação nas respectivas camadas. Assim sendo, temos os perímetros molhados das camadas e o interfacial, dados por:

$$S_l = D\phi_0 \quad (\text{A.33})$$

$$S_u = D(\pi - \phi_0) \quad (\text{A.34})$$

$$S_i = 2r_c(\phi^* - \pi), \quad (\text{A.35})$$

sendo este último em função do raio r_c de curvatura da interface e do ângulo ϕ^* calculados pelo modelo de dois fluidos de Rodriguez e Baldani (2012), eq.(A.7).

As áreas das camadas, inferior l (*lower*), e, superior u (*upper*), são dadas por:

$$A_l = \frac{D^2}{4} \left(\phi_0 - \frac{1}{2} \sin 2\phi_0 \right) \pm r_c^2 \left[(\phi^* - \pi) - \frac{1}{2} \sin 2(\phi^* - \pi) \right], \quad (\text{A.36})$$

$$A_u = \frac{\pi D^2}{4} - A_l \quad (\text{A.37})$$

O sinal $\pm$ na eq.(A.36) será positivo quando o valor para a altura da interface h_w , calculada numericamente, for inferior ao valor altura limite para a interface $h_{w,\lim}^*(\theta)$ calculado pelo modelo de dois fluidos de Rodriguez e Baldani (2012), e, será negativo no caso oposto.

Os fatores de entranhamento são calculados por:

$$E_o = \frac{A_{o,droplets}}{A_o} \quad (\text{A.38})$$

$$E_w = \frac{A_{w,droplets}}{A_w} \quad (\text{A.39})$$

sendo $A_{o,droplets}$ e $A_{w,droplets}$ as áreas ocupadas pelas respectivas gotas entranhadas na fase oposta, e, A_o ou A_w as áreas totais ocupadas pelas fases.

Das áreas das camadas superior (*upper*) e inferior (*lower*) do escoamento e, das áreas ocupadas pelas gotas são calculadas as áreas das fases A_o e A_w :

$$A_l = A_w(1 - E_w) + A_o E_o, \quad (\text{A.40})$$

$$A_u = A_o(1 - E_o) + A_w E_w. \quad (\text{A.41})$$

e portanto:

$$A_w = A_l - A_{o,droplets} + A_{w,droplets} \quad (\text{A.42})$$

$$A_o = A_u - A_{w,droplets} + A_{o,droplets} \quad (\text{A.43})$$

As densidades das misturas das camadas são dadas por:

$$\rho_l = \frac{\rho_o A_o E_o + \rho_w A_w (1 - E_w)}{A_l}, \quad (\text{A.44})$$

$$\rho_u = \frac{\rho_w A_w E_w + \rho_o A_o (1 - E_o)}{A_u}. \quad (\text{A.45})$$

A densidade da interface é adotada como sendo à mesma da camada escoando mais rapidamente, de maior velocidade *in situ* para a camada.

Os balanços de massa para óleo e água, respectivamente, são dados por:

$$U_{os} A = U_u (A_u - A_w E_w) + U_l A_o E_o, \quad (\text{A.46})$$

$$U_{ws} A = U_l (A_l - A_o E_o) + U_u A_w E_w, \quad (\text{A.47})$$

o que define as velocidades *in situ* das camadas superior e inferior do escoamento, respectivamente U_u e U_l em termos das frações volumétricas e das velocidades superficiais das fases.

As velocidades superficiais das camadas calculadas por:

$$U_{us} = \frac{A_l U_{os} - E_o A_o (U_{os} + U_{ws})}{A_l - E_o A_o - \frac{E_w A_w A_l}{A_u}} \quad (\text{A.48})$$

$$U_{ls} = \frac{A_u U_{ws} - E_w A_w (U_{ws} + U_{os})}{A_u - E_w A_w - \frac{E_o A_o A_u}{A_l}} \quad (\text{A.49})$$

As frações volumétricas *in situ* das camadas superior e inferior são dadas, respectivamente, por:

$$\varepsilon_u = \frac{A_u}{\pi D^2 / 4} \quad (\text{A.50})$$

$$\varepsilon_l = \frac{A_l}{\pi D^2 / 4} \quad (\text{A.51})$$

Já as frações volumétricas da água, nas camadas superior e inferior, são calculadas por:

$$\varepsilon_{w,u} = \frac{A_w E_w}{A_u} \quad (\text{A.52})$$

$$\varepsilon_{w,l} = \frac{A_w (1 - E_w)}{A_l} \quad (\text{A.53})$$

e as do óleo, por:

$$\varepsilon_{o,u} = 1 - \varepsilon_{w,u} \quad (\text{A.54})$$

$$\varepsilon_{o,l} = 1 - \varepsilon_{w,l} \quad (\text{A.55})$$

Assim sendo, são então calculadas as frações volumétricas *in situ* dos fluidos:

$$\varepsilon_w = \varepsilon_{w,u} \varepsilon_u + \varepsilon_{w,l} \varepsilon_l \quad (\text{A.56})$$

$$\varepsilon_o = \varepsilon_{o,u} \varepsilon_u + \varepsilon_{o,l} \varepsilon_l \quad (\text{A.57})$$

Guet et al. (2006) propoem um valor limitante $\varepsilon_{d,c}$ correspondente à fração volumétrica máxima da fase dispersa para a qual as forças relacionadas à quebra de gotas devido à turbulência dominam sobre as forças relacionadas à coalescência de gotas, sendo $\varepsilon_{d,c} = 0,089$. $\varepsilon_{d,e}$, que corresponde, em cada respectiva camada de mistura, à parcela relacionada às grandes gotas ($\varepsilon_{d,e,u}$ e $\varepsilon_{d,e,l}$), e, ε_d às frações volumétricas das fases dispersas ($\varepsilon_{w,u}$ e $\varepsilon_{o,l}$). Uma vez definidos, temos:

$$\varepsilon_{d,e,u} = \varepsilon_{w,u} - \varepsilon_{d,c} \quad (\text{A.58})$$

$$\varepsilon_{d,e,l} = \varepsilon_{o,l} - \varepsilon_{d,c} \quad (\text{A.59})$$

com o parâmetro Φ de cada camada correspondente à parcela de grandes gotas na fase dispersa em cada respectiva camada:

$$\Phi_u = \frac{\varepsilon_{d,e,u}}{\varepsilon_{w,u}} = \frac{\varepsilon_{w,u} - \varepsilon_{d,c}}{\varepsilon_{w,u}} \quad (\text{A.60})$$

$$\Phi_l = \frac{\varepsilon_{d,e,l}}{\varepsilon_{o,l}} = \frac{\varepsilon_{o,l} - \varepsilon_{d,c}}{\varepsilon_{o,l}} . \quad (\text{A.61})$$

Assim, as viscosidades médias das camadas superior e inferior podem ser ponderadas como sendo:

$$\left\{ \begin{array}{l} \mu_u = \left(1 + 2,5\varepsilon_{w,u} + 14,1\varepsilon_{w,u}^2 \right) \mu_o \quad , \varepsilon_{w,u} < \varepsilon_{d,c} \\ \mu_u = \left[\left(1 + 2,5\varepsilon_{d,c} + 14,1\varepsilon_{d,c}^2 \right) \mu_o \right] (1 - \Phi_u) \\ \quad + \left[\mu_w \varepsilon_{d,e,u} + \mu_o (1 - \varepsilon_{d,e,u}) \right] \Phi_u \quad , \varepsilon_{w,u} > \varepsilon_{d,c} \end{array} \right. \quad (\text{A.62})$$

$$\begin{cases} \mu_l = (1 + 2,5\varepsilon_{o,l} + 14,1\varepsilon_{o,l}^2) \mu_w & , \varepsilon_{o,l} < \varepsilon_{d,c} \\ \mu_l = \left[(1 + 2,5\varepsilon_{d,c} + 14,1\varepsilon_{d,c}^2) \mu_w \right] (1 - \Phi_l) \\ \quad + \left[\mu_o \varepsilon_{d,e,l} + \mu_w (1 - \varepsilon_{d,e,l}) \right] \Phi_l & , \varepsilon_{o,l} > \varepsilon_{d,c} \end{cases} \quad (\text{A.63})$$

Os diâmetros hidráulicos das camadas superior e inferior e a razão de deslizamento para o entranhamento são calculados da forma:

$$Dh_u = \frac{4A_u}{(S_i + S_u)} \left\{ 1 + \frac{S_i}{S_u} \left[1 + e^{10(1-s_{ent})} \right]^{-1} \right\} \quad (\text{A.64})$$

$$Dh_l = \frac{4A_l}{(S_i + S_l)} \left\{ 1 + \frac{S_i}{S_l} \left[1 + e^{10(1-s_{ent})} \right]^{-1} \right\} \quad (\text{A.65})$$

$$s_{ent} = \frac{U_u}{U_l} \quad (\text{A.66})$$

Os números de Reynolds das camadas são funções dos respectivos diâmetros hidráulicos, e, por consequencia, funções da razão de deslizamento s_{ent} :

$$\text{Re}_u = \frac{\rho_u Dh_u |U_u|}{\mu_u} \quad (\text{A.67})$$

$$\text{Re}_l = \frac{\rho_l Dh_l |U_l|}{\mu_l} \quad (\text{A.68})$$

Os fatores de atrito, dependentes dos números de Re:

$$f_u = 8 \left[\frac{1}{(A_u + B_u)^{3/2}} + \left(C_l \frac{8}{\text{Re}_u} \right)^{12} \right]^{1/12} \quad (\text{A.69})$$

com:

$$A_u = \left\{ 2,45 \ln \left[\left(\frac{0,27K_s}{Dh_u} + \left(\frac{7}{\text{Re}_u} \right)^{0,9} \right)^{-1} \right] \right\}^{16} \quad (\text{A.70})$$

$$B_u = \left(\frac{37530}{\text{Re}_u} \right)^{16} \quad (\text{A.71})$$

e,

$$f_l = 8 \left[\frac{1}{(A_l + B_l)^{3/2}} + \left(C_l \frac{8}{\text{Re}_l} \right)^{12} \right]^{1/12} \quad (\text{A.72})$$

$$A_l = \left\{ 2,45 \ln \left[\left(\frac{0,27 K_s}{D h_l} + \left(\frac{7}{\text{Re}_l} \right)^{0,9} \right)^{-1} \right] \right\}^{16} \quad (\text{A.73})$$

$$B_l = \left(\frac{37530}{\text{Re}_l} \right)^{16} \quad (\text{A.74})$$

sendo K_s a rugosidade do tubo, e, $C_l = 0,313$ o mesmo fator de ajuste empírico proposto por Rodriguez e Baldani (2012) para o cálculo dos fatores de atrito das fases no modelo estratificado.

Para as tensões cisalhantes das camadas, temos:

$$\tau_u = f_u \frac{\rho_u U_u^2}{8} \quad (\text{A.75})$$

$$\tau_l = f_l \frac{\rho_l U_l^2}{8} \quad (\text{A.76})$$

A correlação proposta por Castro et al. (2012) para o cálculo das amplitudes de onda, dado pela razão da amplitude média pelo diâmetro do tubo, é dada em função da fração volumétrica da camada inferior:

$$\frac{\alpha}{D} = 0,04894 + 0,19374 \varepsilon_l \quad (\text{A.77})$$

Para o fator de atrito interfacial, temos:

$$\begin{cases} f_i = f_u \left(1 + C_s \frac{\alpha}{D} \right), & U_u > U_l \\ f_i = f_l \left(1 + C_s \frac{\alpha}{D} \right), & U_u < U_l \end{cases} \quad (\text{A.78})$$

sendo $C_s = 50$ um fator justado empiricamente.

E para a tensão interfacial:

$$\begin{cases} \tau_i = f_i \rho_u \frac{(U_l - U_u)|U_l - U_u|}{8}, & U_u > U_l \\ \tau_i = f_i \rho_l \frac{(U_l - U_u)|U_l - U_u|}{8}, & U_u < U_l \end{cases}. \quad (\text{A.79})$$

Os gradientes de pressão das camadas, igual para ambas, são calculados por:

$$\left(\frac{dp}{dz} \right)_u = \frac{1}{A_u} (\tau_u S_u - \tau_i S_i + \rho_u A_u g \sin \beta) \quad (\text{A.80})$$

$$\left(\frac{dp}{dz} \right)_l = \frac{1}{A_l} (\tau_l S_l + \tau_i S_i + \rho_l A_l g \sin \beta) \quad (\text{A.81})$$

e a equação de balanço de forças, pelo acoplamento dos gradientes de pressão, calculada da forma:

$$f_{eq_{ent}} = -\frac{\tau_l S_l}{A_l} + \frac{\tau_u S_u}{A_u} \pm \tau_i S_i \left(\frac{1}{A_l} + \frac{1}{A_u} \right) - (\rho_l - \rho_u) g \sin \beta = 0 \quad (\text{A.82})$$

sendo β o ângulo de inclinação do tubo.

Da solução da eq.(A.82) de equilíbrio de forças, é encontrada numericamente uma nova altura para a interface, agora para o modelo com entranhamento. A partir desse novo valor encontrado, são calculados então os demais parâmetros do modelo, entre eles a fração volumétrica e o gradiente de pressão bifásico.

APÊNDICE B - TABELA COMPARATIVA DOS MODELOS FENOMENOLÓGICOS AVALIADOS.

Modelo Fenomenológico	Características	Vantagens	Desvantagens
1- Homogêneo (Wallis, 1969)	Pseudo fluido; Propriedades ponderadas; Sem deslizamento.	Simplicidade; Apropriado para padrão disperso.	Inapropriado para outros padrões de escoamento.
2 - de Fases separadas	Fases independentes; Considera deslizamento; Gradiente de pressão igual para as fases.	Apropriado para padrões estratificado e anular.	Requer equações de fechamento adequadas; Maior complexidade.
2.1- Rodriguez e Oliemans (2006)	Baseado no modelo de Trallero (1995): interface plana; Modelagem da tensão cisalhante Interfacial.	Simplicidade; Baixo custo computacional.	Imprecisão para baixos números de Eötvös (ex.: tubos de pequenos diâmetros); Modelagem inadequada da estrutura ondulada interfacial.

Modelo Fenomenológico	Características	Vantagens	Desvantagens
2.2 - Rodriguez e Baldani (2012)	Interface côncava ou convexa; Correção do fator de atrito para escoamento laminar e ondulado.	Apropriado para variados números de Eötvös; Modelagem adequada para escoamento líquido-líquido ondulado com fluidos viscosos.	Sem modelagem da dispersão em torno da interface (entranhamento).
2.3 - Hadziabidc e Oliemans (2007)	Proposta de modelagem da dispersão em torno da interface (entranhamento) para interface plana.	Potencial incorporação da modelagem da dispersão na interface.	Sem validação empírica.
2.4 - Modelo proposto no presente trabalho (RB-FE)	Proposta de modelagem da dispersão em torno da interface (entranhamento) para interfaces côncava ou convexa.	Potencial incorporação da modelagem da dispersão na interface.	Sem validação empírica; Em desenvolvimento: ajuste parcial via gradiente de pressão (para os dados de Rodriguez e Oliemans, 2006).