UNIVERSIDADE DE SÃO PAULO
ESCOLA DE ENGENHARIA DE SÃO CARLOS

DOUGLAS MARTINS ROCHA

**ESTUDO DOS EFEITOS DA INJEÇÃO DE ÁGUA E DE GÁS
SOBRE A REDUÇÃO DO GRADIENTE DE PRESSÃO TOTAL
NO ESCOAMENTO VERTICAL ASCENDENTE DE ÓLEOS
VISCOSOS**

V.1

São Carlos - SP

2016

DOUGLAS MARTINS ROCHA

**Estudo dos efeitos da injeção de água e de gás sobre a
redução do gradiente de pressão total no escoamento
vertical ascendente de óleos viscosos**

Dissertação apresentada à Escola de Engenharia de São Carlos da Universidade de São Paulo, como parte dos requisitos para obtenção do Título de Mestre em Engenharia Mecânica.

Área de Concentração: Térmica e Fluidos

Orientador: Prof. Dr. Oscar M. H. Rodriguez

São Carlos - SP

2016

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

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.

Rocha, Douglas Martins

R672e Estudo dos efeitos da injeção de água e de gás sobre a redução do gradiente de pressão total no escoamento vertical ascendente de óleos viscosos / Douglas Martins Rocha; orientador Oscar Mauricio Hernandez Rodriguez. São Carlos, 2016.

Dissertação (Mestrado) - 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 trifásico. 2. Padrão de escoamento.
3 . Queda de pressão. 4. Fração volumétrica. I. Título.

FOLHA DE JULGAMENTO

Candidato: Engenheiro **DOUGLAS MARTINS ROCHA.**

Título da dissertação: "Estudo dos efeitos da injeção de água e de gás sobre a redução do gradiente de pressão total no escoamento vertical ascendente de óleos viscosos".

Data da defesa: 16/09/2016.

Comissão Julgadora:

Resultado:

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

APROVADO

Prof. Dr. **Antonio Carlos Bannwart**
(Universidade Estadual de Campinas/UNICAMP)

Aprovado

Prof. Dr. **Marcelo Souza de Castro**
(Universidade Estadual de Campinas/UNICAMP)

Aprovado

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

Presidente da Comissão de Pós-Graduação:
Prof. Associado **Luis Fernando Costa Alberto**

Agradecimentos

Aos meus pais, Maria Aparecida e Lourenço, que sempre me apoiaram em todos os momentos.

À Maria, pelo amor, companheirismo e paciência.

Aos meus amigos, Alex e Tiago, pela parceria.

Ao professor Oscar Mauricio Hernandez Rodriguez pelos ensinamentos éticos e científicos e pela sua orientação.

Aos técnicos José Roberto Bogni, Jorge Nicolau dos Santos e Hélio José Doniseti Trebi, que foram indispensáveis para a realização experimental deste trabalho.

À Universidade de São Paulo, pela infraestrutura fornecida.

À Petrobras pelo financiamento e auxílio técnico.

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

Por fim, agradeço à Deus por estar sempre ao meu lado.

Resumo

ROCHA, D. M. **Estudo dos efeitos da injeção de água e de gás sobre a redução do gradiente de pressão total no escoamento vertical ascendente de óleos viscosos.** Dissertação (Mestrado) – Escola de Engenharia de São Carlos, Universidade de São Paulo, São Carlos, 2016.

A maioria dos poços de petróleo *offshore* explorados no Brasil utilizam a técnica de elevação artificial de petróleo conhecida como *gas-lift*. Mais importante, há previsão de uso intensivo dessa técnica nos poços do pré-sal, sob pressões extremas e condições operacionais ainda não compreendidas completamente. O efeito de injetar gás em um escoamento em tubo vertical é o decréscimo do componente gravitacional do gradiente de pressão total. Por outro lado, os óleos pesados ($10 < \text{°API} < 19$) são viscosos e difíceis de escoar. Em certas ocasiões, este tipo de petróleo não é extraído pela falta de tecnologia viável ou pelo alto custo do processo de produção. Alguns estudos recentes indicam que, para óleos ultra viscosos, o cisalhamento viscoso (componente “friccional”) seria significativo no computo do gradiente de pressão total. Percebe-se, portanto, que deve existir, para cada condição de escoamento específica, um grau API ou uma viscosidade limite do fluido, acima do qual a técnica *gas-lift* torna-se ineficiente, quando não inútil. Dessa forma, o estudo do uso da água como fluido coadjuvante para a elevação artificial torna-se válido para óleos viscosos e pode ser indicado para melhorar a produtividade e reduzir a potência requerida de bombeamento. Outra questão é a possibilidade do escoamento trifásico gás-óleo-água ser promissor na redução do gradiente de pressão total. Dessa forma, para a prospecção dessa problemática e a avaliação dessas questões foram realizados testes em laboratório, utilizando misturas de óleos de diversas viscosidades (100 cP, 220 cP e 325 cP), onde foram quantificados os ganhos oferecidos pela injeção de gás, no caso ar, e de água em termos de fatores de redução de gradiente de pressão e fatores de desempenho. Além disso, com o intuito de melhor compreender a fenomenologia de escoamentos trifásicos, foram realizadas análises quanto ao deslizamento entre as fases e a aplicabilidade do modelo de deslizamento. Por fim, através de uma modelagem, foi verificado o efeito do deslizamento entre as fases na queda de pressão total em tubulações de elevado comprimento.

Palavras-chave: escoamento trifásico, fração volumétrica, padrão de escoamento, gradiente de pressão, fator de redução, inversão de fase contínua.

Abstract

ROCHA, D. M. Study of effects of water and gas injection in reducing the total pressure gradient of viscous oils in an upward-vertical pipe flow. Dissertation (M. Sc. in Mechanical Engineering) – Escola de Engenharia de São Carlos, Universidade de São Paulo, São Carlos, 2016.

Most of the offshore oil wells operated in Brazil use the artificial lifting technique known as gas-lift. More importantly, an intensive use of this technique in the pre-salt wells under extreme pressures and operating conditions not yet completely understood is planned. The effect of injecting gas into the flow in a vertical pipe is the decrease of the gravitational component of the total pressure gradient. On the other hand, the heavy oils ($10 < ^\circ\text{API} < 19$) are viscous and difficult to flow. In some occasions, this type of oil is not extracted by the lack of viable technology or by the high cost of the production process. Some recent studies indicated that for ultra-viscous oils, viscous shear stress ("frictional" component) would be significant in the total pressure gradient. Therefore, there must be an API degree or a fluid viscosity limit for each specific flow condition above which the "gas-lift" technique becomes inefficient. Thus, the study of water used as method of artificial lift becomes valid for viscous oils and can be indicated to improve productivity and reduce the pumping power required. Another issue is that the gas-oil-water three-phase flow can be advantageous in reducing the overall pressure gradient. Thus, for prospecting of this problems and the evaluation of these issues, tests were performed in laboratory using mixtures of oils with different viscosities (100 cP, 220 cP e 325 cP), at which the gains offered by gas (air) and water injection were quantified by pressure gradient reduction factors and performance factors. Furthermore, in order to better understand the phenomenology of three phase flows, analyzes were performed about the slip between the phases and the applicability of the drift flux model. Finally, the effect of slippage between the phases in the total pressure drop in long pipes was checked through modeling.

Keywords: three phase flow, volumetric fraction, flow pattern, pressure gradient, reduction factor, phase inversion.

Lista de Figuras

Figura 2.1 - Padrões de escoamento vertical gás-líquido, adaptação de Shoham (2006).	47
Figura 2.2 - Padrões de escoamento horizontais gás-líquido, adaptação de Shoham (2006)...	47
Figura 2.3 - Mapa proposto por Mandhane, Gregory e Aziz (1974). Fonte: Mandhane, Gregory e Aziz (1974).....	50
Figura 2.4 - Carta de fluxo para escoamento vertical gás-líquido, adaptação de Taitel, Barnea e Dukler (1980).....	51
Figura 2.5 - Padrão de escoamento óleo-água (ALKAYA; JAYAWARDENA; BRILL, 2000 apud CASTRO, 2013).	57
Figura 2.6 - Principais padrões de escoamento óleo-água em linhas verticais ascendentes. Adaptação de Bannwart et al. (2004).	58
Figura 2. 7: Padrões observados em escoamentos trifásicos, adaptação de Bannwart et al. (2006).	88
Figura 3.1 - Modelo esquemático do aparato experimental.	97
Figura 3.2 - Bocal injetor de óleo internamente ao escoamento de água.	99
Figura 3.3 - Bancada desenvolvida para desenvolvimento do bocal injetor do tipo bolhas...	100
Figura 3.4 - Bocais usualmente utilizados para o padrão bolhas.....	101
Figura 3.5 - Bocal desenvolvido para o padrão bolhas.....	101
Figura 3.6 - Configuração dos bocais injetores de ar na linha de óleo.....	102
Figura 3.7 - Seção de testes da linha de escoamento vertical multifásica.	103
Figura 3.8 - Medidores de pressão diferenciais e válvulas de controle.....	105
Figura 3.9 - Tomadas de pressão da instalação experimental.	106

Figura 3.10 - Organização do sistema de aquisição de dados e controle.....	107
Figura 3.11 - Painel de controle do aparato experimental em Labview®.	108
Figura 3.12 - Exemplo de carta de fluxo elaborada para seleção dos pontos experimentais (estrelas) para o caso $j_o = 0,3$ m/s e $\mu_o = 220$ cP.....	110
Figura 3.13 - Sistema de medição do gradiente de pressão.	112
Figura 3.14 - Método de obtenção das frações volumétricas das fases por meio da técnica de válvulas de fechamento rápido.....	115
Figura 3.15 - Calibrador de pressão Mensor CPG 2500 (A) e calibrador de temperatura Fluke 712b (B).	121
Figura 4.1 - Validação do método de medição de queda de pressão da tomada de pressão de 1,52 m de comprimento.	126
Figura 4.2 - Validação do método de medição de queda de pressão da tomada de pressão de 2,65 m de comprimento.	126
Figura 4.3 - Pontos experimentais de escoamento bifásico água-ar coletados para validação do aparato experimental.	127
Figura 4.4 - Padrões de escoamento obtidos durante os experimentos de escoamento bifásico água-ar, registrados pela câmera de alta velocidade.	127
Figura 4.5 - Comparativo entre dados experimentais de fração volumétrica de escoamentos bifásicos (água-ar) com o modelo de Hibiki e Ishii (2003a): (A) Gráfico de comparativo direto entre frações volumétricas medidas e calculadas e (B) histograma com a frequência de cada faixa de erro do valor calculado relativo ao valor medido (Equação 4.1).	128
Figura 4.6 - Padrões de escoamentos trifásicos observados para o caso de água como fase contínua.....	130
Figura 4.7 - Padrões de escoamentos trifásicos observados para o caso de óleo como fase contínua.....	130

Figura 4.8 - Pontos coletados em escoamento trifásico com $\mu_o = 100$ cP e $j_o = 0,1$ m/s.	132
Figura 4.9 - Pontos coletados em escoamento trifásico com $\mu_o = 100$ cP e $j_o = 0,3$ m/s.	133
Figura 4.10 - Pontos coletados em escoamento trifásico com $\mu_o = 100$ cP e $j_o = 0,5$ m/s.	133
Figura 4.11 - Curvas de deslizamento da fase ar para o escoamento trifásico WBoDo.....	135
Figura 4.12 - Curvas de deslizamento da fase ar para o escoamento trifásico WPiBoDo.	135
Figura 4.13 - Curvas de deslizamento da fase ar para o escoamento trifásico WChBoDo.	136
Figura 4.14 - Curvas de deslizamento da fase ar para o escoamento trifásico WAnBoDo.	136
Figura 4.15 : Comparativo entre dados experimentais de fração volumétrica de ar de escoamentos trifásicos com dados obtidos através do modelo de deslizamento (Tabela 4.1): (A) Gráfico de comparativo direto entre frações volumétricas medidas e calculadas e (B) histograma com a frequência de cada faixa de erro do valor calculado relativo ao valor medido (Equação 4.1).....	138
Figura 4.16 - Curvas de deslizamento conforme modelo de Lahey, Açikgöz e França (1992) para escoamentos trifásicos em condições de água como fase contínua nos padrões: (A) WBoDo, (B) WPiBoDo, (C) WChBoDo e (D) WAnBoDi.	140
Figura 4.17 - Curvas de deslizamento conforme modelo de Lahey, Açikgöz e França (1992) para escoamentos trifásicos em condições de água como fase contínua nos padrões: (A) OBoDi, (B) OPiBoDi, (C) OChBoDi e (D) OAnBoDi.	141
Figura 4.18 - Comparativo entre dados experimentais de frações volumétricas de escoamentos trifásicos com dados obtidos através do modelo de deslizamento proposto por Lahey, Açikgöz e França (1992): (A) Gráfico de comparativo direto entre frações volumétricas medidas e calculadas e (B) histograma com a frequência de cada faixa de erro do valor calculado relativo ao valor medido (Equação 4.1).....	143
Figura 4.19 - Deslizamento entre as fases líquidas em escoamentos trifásicos em padrões tipo bolhas de ar (WBoDo e OBoDi, conforme Figuras 4.6 e 4.7).	144
Figura 4.20 - Deslizamento entre as fases líquidas em escoamentos trifásicos em padrões tipo pistonado de ar (WPiBoDo e OPiBoDi, conforme Figuras 4.6 e 4.7).....	145

Figura 4.21 - Deslizamento entre as fases líquidas em escoamentos trifásicos em padrões tipo agitante de ar (WChBoDo e OChBoDi, conforme Figuras 4.6 e 4.7).	145
Figura 4.22 - Deslizamento entre as fases líquidas em escoamentos trifásicos em padrões tipo anular de ar (WAnBoDo e OAnBoDi, conforme Figuras 4.6 e 4.7).....	146
Figura 4.23 - Valores críticos de frações de injeção de água no líquido para transição de fase contínua ($C_{wl\ crit}$) em função da velocidade superficial de ar.	147
Figura 4.24 - Diminuição do tamanho de gotas de óleo com o aumento da velocidade superficial de ar.....	149
Figura 4.25 - Gradiente de pressão total em escoamento trifásico com $j_o = 0,3$ m/s e $\mu_o = 220$ cP.....	152
Figura 4.26 - Gradiente de pressão friccional em escoamento trifásico com $j_o = 0,3$ m/s e $\mu_o = 220$ cP.....	152
Figura 4.27 - Fração volumétrica de ar em escoamento trifásico com $j_o = 0,3$ m/s e $\mu_o = 220$ cP.....	153
Figura 4.28 - Fatores de redução monofásicos em escoamento trifásico com $j_o = 0,3$ m/s e $\mu_o = 220$ cP.....	153
Figura 4.29 - Variação da fração volumétrica e dos gradientes de pressão para o escoamento com água como fase contínua, $j_o = 0,3$ m/s, $j_w = 0,2$ m/s e $\mu_o = 220$ cP (reta DEFB da Figura 4.28).	155
Figura 4.30 - Variação da fração volumétrica e dos gradientes de pressão para o escoamento com óleo como fase contínua, $j_o = 0,3$ m/s, $j_w = 0,05$ m/s e $\mu_o = 220$ cP (reta GHIA da Figura 4.28).	155
Figura 4.31 - Fatores de redução monofásico para o caso bifásico óleo-ar com $\mu_o = 220$ cP.	157
Figura 4.32 - Variação dos gradientes de pressão total, friccional e gravitacional com a adição de água para o caso $j_o = 0,3$ m/s, $j_{ar} = 16$ m/s e $\mu_o = 220$ cP (reta ABC da Figura 4.28).....	158

Figura 4.33 - Variação do gradiente de pressão friccional, da fração volumétrica e do fator de redução monofásico com a adição de água para o caso $j_o = 0,3$ m/s, $j_{ar} = 16$ m/s e $\mu_o = 220$ cP (reta ABC da Figura 4.28).	158
Figura 4.34 - Fatores de redução bifásicos (óleo-ar) para o escoamento com $j_o = 0,3$ m/s e $\mu_o = 220$ cP.	160
Figura 4.35 - Variação do fator de redução gravitacional bifásico e das componentes friccionais do gradiente de pressão total para os escoamentos trifásico e bifásico óleo-ar, onde $j_o = 0,3$ m/s, $j_w = 0,2$ m/s e $\mu_o = 220$ cP.	161
Figura 4.36 - Variação da fração volumétrica de ar para os escoamentos trifásico e bifásico óleo-ar, onde $j_o = 0,3$ m/s, $j_w = 0,2$ m/s e $\mu_o = 220$ cP.	161
Figura 4.37 - Variação do fator de redução bifásico óleo-ar em função da viscosidade com $j_o = 0,3$ m/s (escoamento em condições de água como fase contínua).	162
Figura 4.38 - Variação do fator de redução monofásico em função da viscosidade com $j_o = 0,3$ m/s (escoamento em condições de água como fase contínua).	163
Figura 4.39 - Variação do gradiente de pressão total com a variação da viscosidade para caso onde $j_o = 0,3$ m/s.	164
Figura 4.40 - Variação do gradiente de pressão total ($ dP/dz_{total} $) (A), friccional ($ dP/dz_{fric} $) (B) e fração volumétrica de ar (ϵ_{ar}) (C) para o escoamento trifásico óleo-água-ar com $\mu_o = 220$ cP.	166
Figura 4.41 - Fatores de desempenho para o escoamento trifásico óleo-água-ar com $\mu_o = 100$ cP.	167
Figura 4.42 - Fatores de desempenho para o escoamento trifásico óleo-água-ar com $\mu_o = 220$ cP.	168
Figura 4.43 - Fatores de desempenho para o escoamento trifásico óleo-água-ar com $\mu_o = 325$ cP.	168
Figura 4.44 - Fatores de desempenho para o escoamento bifásico óleo-ar.	170

Figura 5.1 - Modelo físico de escoamentos trifásicos verticais ascendentes em tubulação de seção constante para aplicação do modelo de mistura.	174
Figura 5.2 - Erros relativos aos dados experimentais (Equação 4.1) cometidos pela aplicação do modelo de Hibiki e Ishii (2003a) para determinação das frações volumétricas de ar em escoamentos trifásicos com água como fase contínua.	187
Figura 5.3 - Erros relativos aos dados experimentais (Equação 4.1) cometidos pela aplicação do modelo de Hibiki e Ishii (2003a) para determinação das frações volumétricas de ar em escoamentos trifásicos com óleo como fase contínua.	188
Figura 5.4 - Erros relativos aos dados experimentais (Equação 4.1) cometidos para previsão de fração volumétrica de água supondo não deslizamento entre as fases líquidas (A) e utilizando o deslizamento entre as fases líquidas através dos dados da Tabela 4.2 (B). Escoamento com água como fase contínua e fração volumétrica de ar calculada pelo modelo de Hibiki e Ishii (2003a).	189
Figura 5.5 - Erros relativos aos dados experimentais (Equação 4.1) cometidos para previsão de fração volumétrica de óleo supondo não deslizamento entre as fases líquidas (A) e utilizando o deslizamento entre as fases líquidas através dos dados da Tabela 4.2 (B). Escoamento com água como fase contínua e fração volumétrica de ar calculada pelo modelo de Hibiki e Ishii (2003a).	189
Figura 5.6 - Distribuição dos erros relativos aos dados experimentais (Equação 4.1) cometidos pela aplicação de diferentes modelos para determinação das frações volumétricas de ar em escoamentos trifásicos com água como fase contínua.	190
Figura 5.7 - Distribuição dos erros relativos aos dados experimentais (Equação 4.1) cometidos pela aplicação de diferentes modelos para determinação das frações volumétricas de óleo em escoamentos trifásicos com água como fase contínua.	190
Figura 5.8 - Distribuição dos erros relativos aos dados experimentais (Equação 4.1) cometidos pela aplicação de diferentes modelos para determinação das frações volumétricas de água em escoamentos trifásicos com água como fase contínua.	191
Figura 5.9 - Erros relativos aos dados experimentais (Equação 4.1) cometidos na determinação do gradiente de pressão total em escoamentos trifásicos verticais ascendentes	

através da aplicação do modelo de Lockhart-Martinelli (com o expoente n ajustado aos dados experimentais) para determinação do gradiente de pressão friccional.	192
Figura 5.10 - Erros relativos aos dados experimentais (Equação 4.1) cometidos na determinação do gradiente de pressão total em escoamentos trifásicos verticais ascendentes através da aplicação do modelo de mistura para o cálculo da tensão cisalhante com a viscosidade da fase líquida estimada pelo modelo híbrido de Guet et al. (2006), conforme Equações 5.14, 5.15 e 5.16.	192
Figura 5.11 - Erros relativos aos dados experimentais (Equação 4.1) cometidos na determinação do gradiente de pressão total em escoamentos trifásicos verticais ascendentes através da aplicação do modelo de mistura para o cálculo da tensão cisalhante com a viscosidade da mistura estimada pelo modelo de Dukler, Wicks e Cleveland (1964), conforme Equações 5.13, 5.15 e 5.16.	193
Figura 5.12 - Erros relativos aos dados experimentais (Equação 4.1) cometidos na determinação do gradiente de pressão total em escoamentos trifásicos verticais ascendentes através da aplicação do modelo de Hibiki e Ishii (2003a) para previsão da fração volumétrica de ar e do modelo de Lockhart-Martinelli para o cálculo do gradiente de pressão friccional (com o expoente n ajustado aos dados experimentais).	194
Figura 5.13 - Comparativos dos métodos de cálculo do gradiente de pressão friccional em escoamentos trifásicos com dados experimentais em condições de água como fase contínua com óleo de 325 cP.	195
Figura 5.14 - Comparativos dos métodos de cálculo do gradiente de pressão friccional em escoamentos trifásicos com dados experimentais em condições de água como fase contínua com óleo de 220 cP.	195
Figura 5.15 - Comparativos dos métodos de cálculo do gradiente de pressão friccional em escoamentos trifásicos com dados experimentais em condições de água como fase contínua com óleo de 100 cP.	196
Figura 5.16 - Comparativos do método de Lokhart-Martinelli para o cálculo do gradiente de pressão friccional em escoamentos trifásicos com dados experimentais em condições de óleo como fase contínua (com óleo de 220 cP).	197

Figura 5.17 - Comparativos do método de Lockhart-Martinelli para o cálculo do gradiente de pressão friccional em escoamentos trifásicos com dados experimentais em condições de óleo como fase contínua (com óleo de 100 cP).	198
Figura 5.18 - Modelo esquemático de exploração de petróleo em poços offshore para a realização das simulações.	200
Figura 5.19 - Variação da pressão na tubulação (com diâmetro interno $D = 5$ cm) ao longo de seu comprimento para o caso onde $j_o = 0,5$ m/s, $j_w = 0,5$ m/s, RGO = 60 e $\mu_o = 325$ cP (escoamento com água como fase contínua).....	202
Figura 5.20 - Variação dos gradientes de pressão na tubulação ao longo de seu comprimento para o caso onde $j_o = 0,5$ m/s, $j_w = 0,5$ m/s, RGO = 60, $D = 5$ cm e $\mu_o = 325$ cP (escoamento com água como fase contínua).....	202
Figura 5.21 - Variação da fração volumétrica e da velocidade <i>in situ</i> de gás na tubulação ao longo de seu comprimento para o caso onde $j_o = 0,5$ m/s, $j_w = 0,5$ m/s, RGO = 60, $D = 5$ cm e $\mu_o = 325$ cP (escoamento com água como fase contínua).....	203
Figura 5.22 - Variação da fração volumétrica e da velocidade <i>in situ</i> de água na tubulação ao longo de seu comprimento para o caso onde $j_o = 0,5$ m/s, $j_w = 0,5$ m/s, RGO = 60, $D = 5$ cm e $\mu_o = 325$ cP (escoamento com água como fase contínua).....	204
Figura 5.23 - Variação da fração volumétrica e da velocidade <i>in situ</i> de óleo na tubulação ao longo de seu comprimento para o caso onde $j_o = 0,5$ m/s, $j_w = 0,5$ m/s, RGO = 60, $D = 5$ cm e $\mu_o = 325$ cP (escoamento com água como fase contínua).....	204
Figura 5.24 - Variação do gradiente de pressão aceleracional na tubulação ao longo de seu comprimento considerando o deslizamento entre as fases líquidas com $j_o = 0,5$ m/s, $j_w = 0,5$ m/s, RGO = 60, $D = 5$ cm e $\mu_o = 325$ cP (escoamento com água como fase contínua).....	205
Figura 5.25 - Variação do gradiente de pressão aceleracional na tubulação ao longo de seu comprimento para o caso onde $j_o = 0,5$ m/s, $j_w = 0,27$ m/s, RGO = 60, $D = 5$ cm e $\mu_o = 325$ cP (escoamento com água como fase contínua).....	206

Figura 5.26 - Variação dos gradientes de pressão na tubulação ao longo de seu comprimento para o caso onde $j_o = 0,1$ m/s, $j_w = 0,5$ m/s, RGO = 1200, $D = 5$ cm e $\mu_o = 325$ cP (escamento com água como fase contínua).	206
Figura 5.27 - Variação do gradiente de pressão aceleracional na tubulação ao longo de seu comprimento para o caso onde $j_o = 0,1$ m/s, $j_w = 0,5$ m/s, RGO = 1200, $D = 5$ cm e $\mu_o = 325$ cP (escamento com água como fase contínua).	207
Figura 5.28 - Variação da fração volumétrica e da velocidade <i>in situ</i> de gás na tubulação ao longo de seu comprimento para o caso onde $j_o = 0,1$ m/s, $j_w = 0,5$ m/s, RGO = 1200, $D = 5$ cm e $\mu_o = 325$ cP (escamento com água como fase contínua).	208
Figura 5.29 - Variação da fração volumétrica e da velocidade <i>in situ</i> de água na tubulação ao longo de seu comprimento para o caso onde $j_o = 0,1$ m/s, $j_w = 0,5$ m/s, RGO = 1200, $D = 5$ cm e $\mu_o = 325$ cP (escamento com água como fase contínua).	208
Figura 5.30 - Variação da fração volumétrica e da velocidade <i>in situ</i> de óleo na tubulação ao longo de seu comprimento para o caso onde $j_o = 0,1$ m/s, $j_w = 0,5$ m/s, RGO = 1200, $D = 5$ cm e $\mu_o = 325$ cP (escamento com água como fase contínua).	209
Figura 5.31 - Variação da pressão na tubulação ao longo de seu comprimento para o caso onde $j_o = 0,5$ m/s, $j_w = 0,1$ m/s, RGO = 50, $D = 5$ cm e $\mu_o = 220$ cP (escamento com óleo como fase contínua).	209
Figura 5.32 - Variação dos gradientes de pressão na tubulação ao longo de seu comprimento para o caso onde $j_o = 0,5$ m/s, $j_w = 0,1$ m/s, RGO = 50, $D = 5$ cm e $\mu_o = 220$ cP (escamento com óleo como fase contínua).	210
Figura 5.33 - Comparativo entre o gradiente de pressão friccional em condições de óleo como fase contínua ($j_o = 0,5$ m/s, $j_w = 0,1$ m/s, RGO = 50, $D = 5$ cm e $\mu_o = 220$ cP) e água como fase contínua ($j_o = 0,5$ m/s, $j_w = 0,27$ m/s, RGO = 60, $D = 5$ cm e $\mu_o = 325$ cP).	210
Figura 5.34 - Variação do gradiente de pressão aceleracional na tubulação ao longo de seu comprimento para o caso onde $j_o = 0,5$ m/s, $j_w = 0,1$ m/s, RGO = 50, $D = 5$ cm e $\mu_o = 220$ cP (escoamento com óleo como fase contínua).	211

Figura 5.35 - Variação das velocidades <i>in situ</i> das fases líquidas para o caso onde $j_o = 0,5$ m/s, $j_w = 0,1$ m/s, RGO = 50, $D = 5$ cm e $\mu_o = 220$ cP (escoamento com óleo como fase contínua).	211
Figura 5.36 - Variação dos gradientes de pressão na tubulação ao longo de seu comprimento para o caso onde $j_o = 0,5$ m/s, $j_w = 0,1$ m/s, RGO = 50, $D = 6,985$ cm e $\mu_o = 1000$ cP (escoamento com óleo como fase contínua).	212
Figura 5.37 - Variação do gradiente de pressão aceleracional na tubulação ao longo de seu comprimento para o caso onde $j_o = 0,5$ m/s, $j_w = 0,1$ m/s, RGO = 50, $D = 6,985$ cm e $\mu_o = 1000$ cP (escoamento com óleo como fase contínua).	213
Figura A.1 - Medidor de baixa vazão de óleo Oval® M-III LSF45-L.	231
Figura A.2 - Medidor de média vazão de óleo Oval® Flowpet EG LS5376-430 ^a	232
Figura A.3 - Medidor de alta vazão de óleo Oval® Flowpet EG LS5576-430 ^a	232
Figura A.4 - Medidor de vazão Badgermeter® OGT HF ½".	233
Figura A. 5: Medidor de vazão Oval® Ex-Delta.	233
Figura A.6 - Medidor de vazão da fabricante Contech®.	235
Figura A.7 - Medidor de vazão Oval® GAL50.	235
Figura A.8 - Bombas de deslocamento positivo do tipo parafuso Weahterford®.	236
Figura A.9 - Esquema de funcionamento do trocador de calor.	236
Figura A.10 - Termorregulador (A) e chiller (B).	237
Figura A.11 - Trocador de calor tipo placas.	237
Figura A.12 - Compressor de ar Schulz® SCP 3030.	238
Figura A.13 - Válvula de controle automático HORA® MC 100/230.	238
Figura A.14 - Separador óleo-água.	239

Figura A.15 - Aparato experimental para filmagem em alta velocidade de padrões de escoamentos.....	240
Figura B.1 - Carta de fluxo elaborada antes da realização dos experimentos para determinação dos pontos experimentais a serem coletados ($\mu_o = 100\text{cP}$ e $j_o = 0,1 \text{ m/s}$).	245
Figura B.2 - Carta de fluxo elaborada antes da realização dos experimentos para determinação dos pontos experimentais a serem coletados ($\mu_o = 100\text{cP}$ e $j_o = 0,3 \text{ m/s}$).	245
Figura B.3 - Carta de fluxo elaborada antes da realização dos experimentos para determinação dos pontos experimentais a serem coletados ($\mu_o = 100\text{cP}$ e $j_o = 0,5 \text{ m/s}$).	246
Figura B.4 - Carta de fluxo elaborada antes da realização dos experimentos para determinação dos pontos experimentais a serem coletados ($\mu_o = 220\text{cP}$ e $j_o = 0,1 \text{ m/s}$).	246
Figura B.5 - Carta de fluxo elaborada antes da realização dos experimentos para determinação dos pontos experimentais a serem coletados ($\mu_o = 220\text{cP}$ e $j_o = 0,3 \text{ m/s}$).	247
Figura B.6: Carta de fluxo elaborada antes da realização dos experimentos para determinação dos pontos experimentais a serem coletados ($\mu_o = 220\text{cP}$ e $j_o = 0,5 \text{ m/s}$).	247
Figura B.7 - Carta de fluxo elaborada antes da realização dos experimentos para determinação dos pontos experimentais a serem coletados ($\mu_o = 325\text{cP}$ e $j_o = 0,1 \text{ m/s}$).	248
Figura B.8 - Carta de fluxo elaborada antes da realização dos experimentos para determinação dos pontos experimentais a serem coletados ($\mu_o = 325\text{cP}$ e $j_o = 0,3 \text{ m/s}$).	248
Figura B.9 - Carta de fluxo elaborada antes da realização dos experimentos para determinação dos pontos experimentais a serem coletados ($\mu_o = 325\text{cP}$ e $j_o = 0,5 \text{ m/s}$).	249
Figura B.10 - Pontos experimentais coletados em escoamentos trifásicos com $\mu_o = 100\text{cP}$ e $j_o = 0,1 \text{ m/s}$	250
Figura B.11 - Pontos experimentais coletados em escoamentos trifásicos com $\mu_o = 100\text{cP}$ e $j_o = 0,3 \text{ m/s}$	250

Figura B.12 - Pontos experimentais coletados em escoamentos trifásicos com $\mu_o = 100\text{cP}$ e $j_o = 0,5\text{ m/s}$.	251
Figura B.13 - pontos experimentais coletados em escoamentos trifásicos com $\mu_o = 220\text{cP}$ e $j_o = 0,1\text{ m/s}$.	251
Figura B.14 - pontos experimentais coletados em escoamentos trifásicos com $\mu_o = 220\text{cP}$ e $j_o = 0,3\text{ m/s}$.	252
Figura B.15 - pontos experimentais coletados em escoamentos trifásicos com $\mu_o = 220\text{cP}$ e $j_o = 0,5\text{ m/s}$.	252
Figura B.16 - pontos experimentais coletados em escoamentos trifásicos com $\mu_o = 325\text{cP}$ e $j_o = 0,1\text{ m/s}$.	253
Figura B.17 - pontos experimentais coletados em escoamentos trifásicos com $\mu_o = 325\text{cP}$ e $j_o = 0,3\text{ m/s}$.	253
Figura B.18 - pontos experimentais coletados em escoamentos bifásicos óleo-ar com $\mu_o = 100\text{ cP}$.	254
Figura B.19 - pontos experimentais coletados em escoamentos bifásicos óleo-ar com $\mu_o = 220\text{ cP}$.	254
Figura B.20 - pontos experimentais coletados em escoamentos bifásicos óleo-ar com $\mu_o = 325\text{ cP}$.	255
Figura C.1 – Incertezas (relativas aos valores medidos) e valores medidos (A) e histograma com a frequência de cada faixa de incerteza dos valores medidos de frações volumétrica...	260
Figura C.2 – Incertezas (relativas aos valores medidos) e valores medidos (A) e histograma com a frequência de cada faixa de incerteza dos valores medidos de velocidades superficiais.	262
Figura C.3 – Incertezas (relativas aos valores medidos) e valores medidos (A) e histograma com a frequência de cada faixa de incerteza dos valores medidos de gradientes de pressão.	263

Figura D.1 - Comportamento como fluido newtoniano do óleo utilizado.....	265
Figura D.2 - Variação da viscosidade do óleo com a temperatura.	266
Figura D.3 - Distribuição das viscosidades de óleo utilizadas nos experimentos em diferentes temperaturas.....	267
Figura D.4 - Variação da densidade do óleo com a temperatura.....	268

Lista de Tabelas

Tabela 2.1: Principais trabalhos sobre padrão de escoamento gás-líquido.	48
Tabela 2.2 - Equações representativas das fronteiras de transição de padrões de escoamento verticais bifásico apresentados na Figura 2.4 (TAITEL; BARNEA; DUKLER, 1980).	52
Tabela 2.3 - Principais trabalhos sobre padrão de escoamento líquido-líquido.	59
Tabela 2.4 - Modelo híbrido para viscosidade da mistura em escoamentos líquido-líquido proposto por Guet et al. (2006).	65
Tabela 2.5 - Parâmetros de distribuição e velocidades de deslizamento ponderadas de Hibiki e Ishii (2003a).	74
Tabela 2.6 - Parâmetros de distribuição e velocidades de deslizamento de Lahey, Açıkgöz e França (1992).	76
Tabela 2.7 - Principais trabalhos realizados em escoamentos trifásicos.	80
Tabela 3.1 - Principais elementos da instalação experimental.	98
Tabela 3.2 - Principais características dos elementos da seção de testes da linha de escoamento vertical multifásica.	104
Tabela 3.3 - Velocidades superficiais selecionadas para testes.	111
Tabela 3.4 - Valores das variáveis utilizadas na determinação do gradiente de pressão na tubulação e seus respectivos erros.	114
Tabela 3.5 - Incertezas obtidas para os dados experimentais de gradiente de pressão.	114
Tabela 3.6 - Cálculo das frações volumétricas através da altura da coluna de água e através da pressão hidrostática.	117
Tabela 3.7 - Valores das variáveis utilizadas na determinação da fração volumétrica e seus respectivos erros.	118

Tabela 3.8 - Incertezas obtidas para os dados experimentais de fração volumétrica.....	118
Tabela 3.9 - Valores das variáveis utilizadas na determinação da velocidade superficial de ar e seus respectivos erros.....	120
Tabela 3.10 - Incertezas obtidas para os dados experimentais de velocidade superficial.	120
 Tabela 4.1 - Parâmetros da equação de deslizamento obtidos para a fase gasosa para escoamento trifásico em diferentes padrões de escoamento.	 137
Tabela 4.2 - Parâmetros das equações de deslizamento obtidos para as fases líquidas para escoamento trifásico considerando modelo proposto por Lahey, Açıkgöz e França (1992).	142
Tabela 4.3 - Equações de fatores de redução utilizadas nas análises de dados de gradiente de pressão.....	150
 Tabela 5.1 - Valores dos parâmetros de entrada utilizados nas simulações realizadas	 201
Tabela 5.2 - Resultados obtidos pelas simulações realizadas	214
 Tabela A.1 - Descrição dos medidores de vazão de óleo.....	 231
Tabela A.2 - Descrição dos medidores de vazão de água.	233
Tabela A.3 - Descrição dos medidores de vazão de ar.	234
Tabela A.4 - Capacidade da câmera utilizada Olympus i-SPEED 3	240

Lista de símbolos

Letras latinas

Unidades

A	Área	m ²
C_f	Fator de atrito do tipo Fanning	-
C_0	Parâmetro de distribuição da fase gasosa	-
C_{0l}	Parâmetro de distribuição da fase líquida	-
C_{wl}	Fração de injeção de água na fase líquida	-
D	Diâmetro	m
D_H	Diâmetro hidráulico	m
Fr	Número de Froude	-
e	Erro relativo ao valor experimental	-
g	Aceleração da gravidade	m/s ²
G	Fluxo mássico	kg/m ² s
W	Vazão mássica	kg/s
Q	Vazão volumétrica	m ³ /s
j	Velocidade superficial	m/s
v	Velocidade <i>in situ</i>	m/s
w	Velocidade <i>in situ</i> na direção de z	m/s
v_{gl}	Velocidade relativa entre as fases gasosa e líquida	m/s
$\tilde{v}_{gj}$	Velocidade de deslizamento ponderada da fase gasosa	m/s
$\tilde{v}_{wl}$	Velocidade de deslizamento ponderada da fase aquosa	m/s
$\tilde{v}_{ol}$	Velocidade de deslizamento ponderada da fase oleosa	m/s
f	Função genérica	-
S	Deslizamento	-
b	Perímetro	m
C	Fração volumétrica de injeção	-
c	Velocidade do som	m/s
P	Pressão	Pa
M	Número de Mach	-
Y	Propriedade genérica	-
R	Resultado	-

u_i	Incerteza genérica	-
R_g	Constante individual do gás	J/kgK
T	Temperatura	K
L	Comprimento do tubo	m

Subscrito

w	Referente à fase água
wl	Referente à fase água no líquido
o	Referente à fase óleo
g	Referente à fase gás
ar	Referente à fase ar
k	Referente à uma fase genérica
i	Referente à interface
z	Referente à direção z
f	Referente ao fluido
m	Referente à mistura
p	Referente à parede da tubulação
l	Referente à fase líquida
atm	Referente às condições atmosféricas
$total$	Referente à parcela total o gradiente de pressão
$mono(O)$	Referente ao escoamento monofásico de óleo
$bi(AO)$	Referente ao escoamento bifásico óleo-ar
tri	Referente ao escoamento trifásico
$fric$	Referente à parcela friccional do gradiente de pressão
$grav$	Referente à parcela gravitacional do gradiente de pressão

Sobrescrito

w	Referente à escoamentos com água como fase contínua
o	Referente à escoamentos com óleo como fase contínua

Letras gregas

Unidades

ε	Fração volumétrica <i>in situ</i>	-
τ_p	Tensão cisalhante na parede do tubo	Pa
ρ	Densidade	kg/m ³
α	Fração de vazio	-
σ	Tensão interfacial	N/m
μ	Viscosidade dinâmica	Pa.s
β	Ângulo de molhabilidade	graus
θ	Ângulo de inclinação	graus
χ	Parâmetro adimensional de Lockhart-Martinelli	-
ϕ	multiplicadores de Lockhart-Martinelli	-

SUMÁRIO

1 Introdução	37
2 Revisão bibliográfica	41
2.1 Definições de variáveis	41
2.2 Escoamento líquido-gás	44
2.2.1 Padrões de escoamento líquido-gás	45
2.2.2 Gradiente de pressão em escoamento gás-líquido	53
2.3 Escoamento líquido-líquido	55
2.3.1 Padrões de escoamento líquido-líquido	55
2.3.2 Gradiente de pressão em escoamento líquido-líquido	61
2.3.3 Inversão de fase contínua em escoamentos bifásicos e trifásicos	64
2.4 Modelos de escoamentos multifásicos	67
2.4.1 Modelo de dois fluidos unidimensional (1-D)	68
2.4.2 Modelo de fases separadas	69
2.4.3 Modelo de mistura	70
2.4.4 Modelo de deslizamento	71
2.4.5 Modelo homogêneo	76
2.5 Revisão da literatura acerca de escoamentos trifásicos óleo-água-ar	79
2.5.1 Trabalhos sobre escoamentos trifásicos óleo-água-ar	79
2.5.2 Considerações finais acerca dos trabalhos atuais de escoamento trifásico óleo-água-ar	93
3 Aparato experimental e metodologia	95
3.1 Linha de escoamento vertical multifásica	95
3.1.1 Bocais injetores	98
3.1.2 Seção de testes	102
3.1.3 Sistema de aquisição de dados	107
3.2 Metodologia experimental	108

3.2.1 Determinação da matriz de testes	108
3.2.2 Metodologia de medição do gradiente de pressão na tubulação.....	112
3.2.3 Metodologia de obtenção de fração volumétrica.....	114
3.2.4 Metodologia de obtenção das velocidades superficiais	119
3.2.5 Rotina experimental.....	121
4 Resultados experimentais.....	125
4.1 Validação do aparato experimental	125
4.2 Padrões de escoamentos observados	129
4.3 Análise de fração volumétrica das fases em escoamento trifásico.....	134
4.3.1 Análise das frações volumétricas de ar em escoamento trifásico	134
4.3.2 Análise das frações volumétricas de líquido em escoamento trifásico.....	139
4.3.3 Análise do deslizamento entre as fases líquidas	144
4.4 Análise do gradiente de pressão e de fatores de desempenho em escoamentos trifásicos	150
4.4.1 Análise dos efeitos da injeção de água e de ar no gradiente de pressão total, friccional e gravitacional em escoamentos trifásicos	151
4.4.2 Análise dos efeitos da injeção de água e de ar na produtividade de óleos viscosos.	167
4.5 Considerações finais acerca dos resultados experimentais obtidos.....	171
5 Análise da queda de pressão em escoamentos trifásicos	173
5.1 Formulação do modelo.....	173
5.2 Modelo de deslizamento aplicado em escoamentos trifásicos	177
5.3 Cálculo da tensão cisalhante na parede da tubulação.....	179
5.4 Método simplificado de resolução do modelo de mistura.....	182
5.5 Algoritmo de resolução do modelo de mistura	183
5.6 Comparativo do modelo de mistura desenvolvido com dados experimentais	185
5.6.1 Comparativo do modelo de obtenção de fração volumétrica com dados experimentais.....	186

5.6.2 Comparativo dos modelos de cálculo de gradiente de pressão com dados experimentais	191
5.7 Análise do efeito do deslizamento entre as fases líquidas em escoamentos trifásicos no cálculo do gradiente de pressão total	199
6 Conclusão e trabalhos futuros.....	217
6.1 Conclusões	217
6.2 Proposição de trabalhos futuros	220
Referências	223
Apêndice A – Equipamentos	231
A.1 Medidores de vazão volumétrica de óleo.....	231
A.2 Medidores de vazão volumétrica de água	233
A.3 Medidores de vazão volumétrica de ar	234
A.4 Sistema de suprimento de ar, água e óleo	235
A.5 Sistema de aquisição de imagens	239
Apêndice B - Cartas de fluxos teóricas e experimentais	243
B.1 Cartas de fluxo desenvolvidas para determinação da matriz de testes e metodologia de cálculo	243
B.2 Pontos experimentais coletados em escoamentos trifásicos óleo-água-ar	250
B.3 Pontos experimentais coletados em escoamentos bifásicos óleo-ar.....	254
Apêndice C - Análises de incertezas por amostragem simples	257
C.1 Incerteza das frações volumétricas.....	258
C.2 Incerteza das velocidades superficiais	260
C.3 Incerteza dos gradiente de pressão	262
C.4 Incerteza de outras variáveis	263
Apêndice D - Propriedades dos fluidos	265

1 Introdução

No atual cenário mundial da indústria de petróleo verifica-se o aumento da demanda combinado com a diminuição de reservas de óleo leves, e isso se reflete em uma busca crescente de extração de petróleo de alta viscosidade. Estima-se que as reservas de óleos pesados, ultra pesados e betumes somam cerca de quatro mil e setecentos trilhões de barris (cerca de 45% das reservas mundiais de petróleo) (SANIERE; HÉNAUT; ARGILLIER, 2004). Os óleos pesados ($10 < ^\circ\text{API} < 19$) são viscosos e difíceis de escoar, pois são compostos de alta razão de carbono e hidrogênio, resíduos de carbono, metais pesados, parafina, enxofre, nitrogênio, asfaltenos e aromáticos. Em certas ocasiões, este tipo de petróleo não é extraído pela falta de tecnologia viável ou pelo seu alto custo de produção.

Mesmo com a descoberta dos óleos leves do pré-sal, as reservas de óleos pesados e de elevada viscosidade continuarão significativas por muitos anos no Brasil e ensejarão a definição de uma estratégia de aproveitamento que contemple, não apenas as especificidades de cada ambiente de produção (marinho ou terrestre), mas também as variações no grau API do óleo de uma região do país para outra. Não somente para o Brasil, mas também a nível mundial, a produção e a exploração de óleos pesados são extremamente estratégicas para países externos à regiões de conflito no Oriente Médio. Em decorrência das principais reservas de óleos leves estarem nessas regiões, variações significativas no preço do barril de petróleo são recorrentes. Já as principais reservas de óleos pesados encontram-se na região da Rússia e no continente americano, o que, em termos de produção, significam uma maior segurança no abastecimento mundial de petróleo.

Na produção de petróleo não se extraem somente óleos leves e pesados, mas também diversos outros elementos como areia, minerais, gases, água e outros. Diversos desses elementos são imiscíveis entre si, de forma que o escoamento multifásico está inevitavelmente presente na produção e no transporte de petróleo. Dessa forma, a compreensão dos fenômenos físicos relacionados aos escoamentos multifásicos torna-se extremamente importante e estratégica para o projeto e desenvolvimento de poços de petróleo. Além disso, o custo operacional e de construção de unidades de produção de petróleo aumentam exponencialmente com o aumento da perda de carga na tubulação. Dessa forma, o desenvolvimento de modelos e técnicas, capazes de prever e diminuir de forma eficaz o

gradiente de pressão total do escoamento, pode promover uma economia significativa na produção de petróleo.

Quanto à presença de gás, poços de petróleo possuem, não raro, reservas de gases que naturalmente escoam juntamente com o petróleo. Também existem gases dissolvidos na fase líquida que, devido à descompressão ao longo da tubulação, passam para a fase gasosa. Do ponto de vista tecnológico, gases estão presentes também na elevação artificial de petróleo através da técnica *gas-lift*. Tal técnica reduz o gradiente de pressão gravitacional por adição de gás, reduzindo também o gradiente de pressão total e, consequentemente, a potência necessária de bombeamento. No entanto, para elevadas velocidades superficiais de gás e para óleos de elevada viscosidade, a componente friccional passa a ter uma magnitude significativa diante da componente gravitacional, e, dessa forma, a técnica *gas-lift* perde eficiência.

A água está presente na produção e no transporte de petróleo de forma natural ou artificial, assim como o gás. A água é utilizada muitas vezes na recuperação de poços de petróleo e dessa forma, inevitavelmente, ocorre o escoamento óleo-água. Em poços de petróleo *offshore* a água pode estar presente no escoamento de petróleo também de forma natural. Ademais, existe a técnica de transporte de petróleo viscoso assistido por água e tentativas recentes de adaptação desta técnica para a elevação artificial, que, basicamente, consiste no transporte de petróleo com a água sendo o fluido coadjuvante menos viscoso. O transporte de petróleo assistido por água reduz o gradiente de pressão friccional do gradiente de pressão total e é mais adequada para escoamento de óleos de alta viscosidade ou ultra viscosos.

Na área de elevação artificial e escoamento de petróleo, se forem considerados os principais métodos de elevação a altas vazões (*gas-lift* e bombeio centrífugo submerso - BCS) e médias vazões (bombeio por cavidades progressivas - BCP), não está claramente estabelecido, até o momento, que grau API mínimo tornaria o *gas-lift* vantajoso em relação a métodos baseados na combinação de BCS ou BCP com injeção de água (água ou outro fluido coadjuvante) para fins de redução de atrito. De fato, para óleos significativamente viscosos, o *gas-lift* deixaria de ser eficaz, favorecendo técnicas alternativas, ou ainda técnicas que combinem *gas-lift* com a injeção de outros fluidos para redução de atrito.

O presente trabalho propõe investigar, por meio de estudos experimentais e numéricos, o efeito da injeção de água e gás no escoamento vertical ascendente de óleos de moderada e alta viscosidade. Os prováveis ganhos, em termos de redução de gradiente de pressão, obtidos

nos escoamentos bifásicos óleo-ar e trifásico óleo-água-ar, serão computados através de fatores de redução dos gradientes de pressão bifásicos e trifásicos.

Assim sendo, o presente trabalho possui os seguintes objetivos:

- (i) Obter dados para comparação de métodos que utilizam gás e líquido pouco viscoso para atuarem como coadjuvantes na elevação artificial de óleo viscoso.
- (ii) Averiguar a variação das frações volumétricas das fases e dos gradientes de pressão gravitacional e friccional com a injeção de óleo, água e ar.
- (iii) Verificar a aplicabilidade do modelo de deslizamento em escoamentos trifásicos para previsão de frações volumétricas.
- (iv) Obter um modelo fenomenológico para averiguar se o deslizamento entre óleo e água é relevante no escoamento trifásico e se o seu computo é significativo em modelos de previsão de gradiente de pressão.
- (v) Determinar a influência do padrão de escoamento trifásico na redução do gradiente de pressão para uma dada taxa de produção de óleo, o que indicaria o efeito do padrão de escoamento sobre a técnica *gas-lift*.

Para exemplificar os principais métodos de trabalho, para o desenvolvimento e obtenção de resultados deste trabalho, serão discutidos os seguintes tópicos em forma de capítulos:

Capítulo 2: Definição preliminar dos principais conceitos das variáveis do escoamento multifásico utilizadas neste trabalho. Exposição dos principais modelos de escoamentos multifásicos, exemplificando as limitações e vantagens de cada um. Revisão bibliográfica sobre escoamentos bifásicos gás-líquido e líquido-líquido, expondo dados referentes a padrões de escoamento, gradiente de pressão e inversão de fase. Revisão bibliográfica sobre experimentos e modelos de escoamento trifásico, expondo dados referentes ao gradiente de pressão, padrão de escoamento, fração volumétrica e deslizamento entre as fases.

Capítulo 3: Apresentação e caracterização do aparato experimental utilizado. Exemplificação de seu funcionamento e de parâmetros relevantes para o trabalho experimental. Exposição da metodologia experimental e da determinação da matriz de testes.

Capítulo 4: Exposição dos dados experimentais referentes à validação do aparato experimental e referentes aos padrões de escoamento, às frações volumétricas, ao deslizamento entre as fases e ao gradiente de pressão.

Capítulo 5: Detalhamento do modelo fenomenológico elaborado e apresentação de resultados referentes ao deslizamento entre as fases líquidas e sua influência no gradiente de pressão total em poços tipo de exploração.

Capítulo 6: Conclusão e considerações finais do trabalho realizado.

2 Revisão bibliográfica

Para uma completa caracterização do tema abordado, será feita uma revisão bibliográfica sobre escoamentos multifásicos, em especial, casos que envolvam óleo, água e ar.

De início, serão descritas e discutidas, de forma cronológica, as técnicas de elevação artificial que envolvam água-óleo e óleo-ar. Tais técnicas são inerentes a qualquer análise de escoamentos de óleos leves e pesados e servirão como base teórica e experimental para o desenvolvimento dos estudos de escoamentos trifásicos óleo-água-ar.

Posteriormente, será realizada uma revisão de modelos de escoamento bifásico, tais como: modelo homogêneo, modelos de mistura e modelos de fases separadas. Serão abordados os aspectos técnicos relevantes de cada técnica, bem como as limitações e pontos favoráveis observados pela comunidade acadêmica durante várias décadas de estudos.

Por fim, serão apresentados, de forma cronológica, os estudos realizados por diversos pesquisadores sobre o escoamento trifásico óleo-água-ar, na tentativa de reunir um conjunto de conhecimentos sobre este que é um dos escoamentos menos compreendidos, explorados e investigados na área de escoamentos multifásicos.

2.1 Definições de variáveis

Antes de embasar o detalhamento de cada modelo, primeiro será realizada uma definição dos parâmetros físicos e cinemáticos que serão empregados. Dessa forma, a familiarização com os termos empregados facilitará o entendimento das análises realizadas.

Em escoamentos que envolvam água óleo ou ar, cada fase será representada por um subscrito, sendo “*w*” para água, “*o*” para o óleo e “*ar*” para ar. No caso de escoamentos bifásicos genéricos gás-líquido, a fase gasosa será representada pelo subscrito “*g*” e a fase contínua pelo subscrito “*l*”. Uma fase genérica será representada pelo subscrito “*k*”.

A vazão mássica será simbolizada pela letra “*W*”, o fluxo mássico pela letra “*G*” e a vazão volumétrica pela letra “*Q*”. O fluxo volumétrico será representado pela letra “*j*” e a velocidade *in situ* pelas letras “*v*” para um caso qualquer e “*w*” para o eixo coordenado *z*. Por fim, as frações volumétricas serão representadas pela letra grega ε (epsílon). Maiores detalhes

sobre cada variável serão expostos no decorrer do texto e poderão ser vistos na lista de símbolos e de variáveis.

Em um escoamento, cada propriedade física não é constante em todos os infinitos pontos de uma seção. Consequentemente, algumas das propriedades definidas a seguir podem variar localmente na seção de análise. No entanto, por questões de simplificação, usualmente são utilizados valores médios ponderados em uma seção de área definida, conforme a Equação 2.1.

$$\langle f \rangle = \frac{\int_A f dA}{A} \quad (2.1)$$

Por motivos de simplificação o símbolo $\langle \rangle$ será omitido neste trabalho. Dessa forma, estará subentendido, a menos que se indique o contrário, que qualquer propriedade citada represente a média ponderada no espaço.

O fluxo volumétrico (ou velocidade superficial) depende das vazões volumétricas e da área da seção da tubulação avaliada e pode ser expresso conforme Equação 2.2.

$$j_k = \frac{Q_k}{A} \quad (2.2)$$

A velocidade de mistura (j) pode ser expressa pela Equação 2.3, num escoamento de k fases:

$$j = j_1 + j_2 + \dots + j_k = \frac{Q_1 + Q_2 + \dots + Q_k}{A} \quad (2.3)$$

Em várias situações, como é o caso de escoamentos bifásicos de fases separadas, considera-se que cada fase ocupa certa parte da tubulação e permite-se que haja diferenças entre suas propriedades (RODRIGUEZ, 2002). Dessa forma, torna-se necessário diferir a velocidade de cada fase definindo a velocidade *in situ* representada pela Equação 2.4.

$$v_k = \frac{Q_k}{A_k} \quad (2.4)$$

A fração volumétrica (ε) geralmente não é uniforme ao longo de uma tubulação e por esse motivo considera-se usualmente essa propriedade como uma grandeza local (WALLIS, 1969), ou seja, em certo comprimento diferencial de tubo. Dessa forma, diversos valores locais de ε (médias no tempo e em certo trecho de tubo) em comprimento δL de tubulação podem ser obtidos conforme a Equação 2.5.

$$\varepsilon_k = \frac{A_k \delta L}{A \delta L} = \frac{A_k}{A} \quad (2.5)$$

Dessa forma, utilizando a fração volumétrica, é possível relacionar a velocidade *in situ* com a velocidade superficial, conforme Equação 2.6.

$$v_k = \frac{j_k}{\varepsilon_k}, \quad (2.6)$$

sendo que as velocidades de cada fase podem ser diferentes entre si. É de grande utilidade, principalmente para o modelo de deslizamento, definir a velocidade de deslizamento (v_{kj}). Tal componente é definida como a diferença entre a velocidade da fase e a velocidade de mistura do escoamento, conforme descrito na Equação 2.7.

$$v_{kj} = v_k - j \quad (2.7)$$

O fluxo de deslizamento (*drift-flux*) pode ser definido, para o escoamento bifásico gás-líquido, por exemplo, conforme a Equação 2.8. Esse parâmetro representa o fluxo volumétrico de uma das fases relativa a uma superfície movendo-se com a velocidade média do escoamento.

$$j_{gl} = \varepsilon_g(v_g - j) = (1 - \varepsilon_g)j_g - \varepsilon_g j_l = \varepsilon_g \varepsilon_l v_{gl} = -j_{lg} \quad (2.8)$$

$$j_{lg} = \varepsilon_l(v_l - j) = (1 - \varepsilon_l)j_l - \varepsilon_l j_g = \varepsilon_g \varepsilon_l v_{lg} = -j_{gl}$$

Onde v_{gl} é a velocidade relativa dada por (Equação 2.9):

$$v_{gl} = v_g - v_l \quad (2.9)$$

Outro parâmetro importante a ser definido é o deslizamento. Segundo Oliemans (1986), quando há um escoamento de dois fluídos em uma tubulação, geralmente a razão volumétrica *in situ* é diferente da razão volumétrica de injeção. Uma forma de quantificar esse ocorrido é através do deslizamento, que quantifica a razão da fração volumétrica *in situ* com a fração volumétrica das fases de injeção. Quando o deslizamento é diferente da unidade, uma das fases está escoando, em média, mais rápido do que a outra. O deslizamento (s) para um escoamento bifásico gás-líquido é definido pela Equação 2.10.

$$s = \frac{\frac{\varepsilon_g}{\varepsilon_l}}{\frac{C_g}{C_l}} = \frac{v_l}{v_g} \quad (2.10)$$

Onde C_l e C_g são as frações volumétricas de injeção das fases gasosa e líquida, respectivamente. Para um escoamento de n fases, as frações volumétricas de injeção são definidas pela Equação 2.11.

$$C_k = \frac{Q_k}{Q_1 + Q_2 + \dots + Q_k + \dots + Q_n} \quad (2.11)$$

Outro parâmetro muito importante, principalmente para a análise de transição de fase contínua em escoamentos óleo água, é a fração volumétrica de injeção de água na mistura líquida (*water-cut*, C_{wl}) que, em escoamentos bifásicos óleo-água e trifásicos óleo-água-ar, é definida pela expressão 2.12:

$$C_{wl} = \frac{Q_w}{Q_w + Q_o} \quad (2.12)$$

Os parâmetros apresentados até o momento são alguns dos mais significativos para o desenvolvimento desse trabalho. Existem outros termos e propriedades de grande importância que serão definidos ao longo do texto.

2.2 Escoamento líquido-gás

O escoamento líquido-gás está presente em diversas aplicações como, por exemplo, em reatores nucleares, no escoamento de petróleo em tubulações, em máquinas térmicas e várias outras. Dessa forma, os trabalhos realizados nesta área são vastos e abrangem vários aspectos físicos e experimentais. Neste tópico de revisão serão abordados principalmente os assuntos referentes à definição de padrões de escoamento, *holdup* (fração volumétrica de líquido) ou fração de vazio (fração volumétrica de gás) e gradiente de pressão. Também serão abordados alguns aspectos sobre a eficiência da técnica *gas-lift*, quanto à velocidade superficial das fases e à viscosidade do óleo.

2.2.1 Padrões de escoamento líquido-gás

Segundo Shoham (2006), a diferença fundamental entre um escoamento monofásico e um escoamento bifásico é a existência de um padrão de escoamento. Basicamente, tais padrões dependem de parâmetros operacionais, como vazões volumétricas, parâmetros geométricos, como diâmetro da tubulação e inclinação, e de propriedades físicas, como densidade e viscosidade. Não é por acaso que os principais trabalhos são realizados avaliando como cada uma dessas propriedades interfere no padrão de escoamento.

As análises de padrões de escoamento, incluindo a definição de fronteiras de transição de certo padrão a outro, são de extrema importância em escoamentos multifásicos. Cada padrão de escoamento possui características físicas médias no tempo e no espaço constantes, tornando assim sua modelagem possível. Como exemplo, tem-se o modelo de deslizamento, onde os parâmetros são constantes para cada padrão de escoamento, desde que as propriedades físicas mantenham-se constantes. Dessa forma, a identificação e a análise de padrões de escoamento são cruciais no desenvolvimento de teorias em escoamento multifásico.

Em geral, são citados na literatura cinco padrões de escoamento em tubulações orientadas na vertical ou levemente inclinadas e seis padrões na horizontal ou levemente inclinadas. Segundo Shoham (2006), são esses os principais padrões de escoamento encontrados na literatura:

Padrões verticais:

Padrão bolhas (*BO*): caracterizado por pequenas bolhas dispersas no líquido (fase contínua) com distribuição aproximadamente homogênea. Em geral ocorre com baixas vazões de líquido e com pouca turbulência.

Padrão pistonado (*SL*): apresenta sucessivas bolhas intituladas “bolhas de Taylor” escoando na tubulação. Essa bolha é levemente alongada e possui um formato semelhante a uma bala de revólver, sendo seu diâmetro próximo ao diâmetro da tubulação. O escoamento nesse caso é axissimétrico.

Padrão agitante (*CH*): se assemelha ao padrão pistonado. No entanto seu comportamento é muito mais caótico. Nesse caso as bolhas não possuem mais formato

definido e também não possuem axissimetria. Esse padrão ocorre principalmente a elevadas vazões volumétricas de gás.

Padrão Anular (*AN*): o gás flui no centro da tubulação formando um núcleo. O líquido escoar rente a parede e ao redor do gás. Na interface entre o gás e o líquido formam-se ondas causando uma elevada tensão interfacial cisalhante. Gotículas líquidas podem ser observadas no núcleo gasoso.

Padrão bolhas dispersas (*DB*): ocorre a altas vazões de líquido, onde pequenas bolhas de gás estão dispersas no líquido devido à alta turbulência. O deslizamento entre as fases é mínimo, diferentemente do padrão bolhas.

Conforme observado por Castro (2013), no padrão horizontal ocorrem os mesmos padrões que no escoamento vertical, com exceção do padrão agitante. No entanto, dois outros padrões são observados além daqueles observados no escoamento vertical. São eles:

Padrão estratificado (*ST*): ocorre em baixas vazões volumétricas de gás e de líquido. Sua principal característica é que as duas fases fluem separadamente devido ao efeito da gravidade. O líquido escoar na parte inferior e o gás na parte superior.

Padrão bolhas alongadas (*AB*): há a presença de bolhas longas de formato semelhantes às “bolhas de Taylor”. Diferentemente do padrão pistonado, nesse caso não há axissimetria.

Ao longo do texto as siglas apresentadas (*BO*, *SL*, *CH*, *DB*, *ST* e *AB*) serão utilizadas frequentemente por questões de praticidade. Todos os tipos de padrões de escoamento podem ser visualizados nas Figuras 2.1 e 2.2.

Diversos autores estudaram formas de prever os padrões de escoamento em tubulações. Essa análise possui elevada importância, uma vez que o padrão de escoamento está relacionado a outras propriedades do escoamento. Através do conhecimento do padrão de escoamento é possível prever o comportamento dos fluidos, distribuição das fases, frações volumétricas e, por conseguinte, utilizar de forma efetiva modelos que auxiliam no cálculo do gradiente de pressão total em tubulações. Uma lista dos principais autores e estudos realizados por eles pode ser observada na Tabela 2.1.

Figura 2.1 - Padrões de escoamento vertical gás-líquido, adaptação de Shoham (2006).

Figura 2.2 - Padrões de escoamento horizontais gás-líquido, adaptação de Shoham (2006).

Efeitos do diâmetro da tubulação no padrão de escoamento, no gradiente de pressão e na fração volumétrica de gás foram estudados em Govier e Short (1958). Os experimentos realizados foram feitos em quatro tubulações verticais de diâmetros variando de 1,6 cm até 6,35 cm. Nestes testes foram medidas as quedas de pressão e frações de vazio. Os padrões de escoamento foram identificados de maneira visual e experimental. As velocidades superficiais ascendentes de água variaram de 0,0212 (0,0695 ft/s) até 2,24 m/s (7,35 ft/s).

Tabela 2.1: Principais trabalhos sobre padrão de escoamento gás-líquido.

Autor (Ano)	Diâmetro da tubulação, cm	Sistema (Inclinação)	Variáveis avaliadas
Govier e Short (1958,1960) e Brown, Sullivan e Govier (1960)	3,81	Ar-Água (vertical)	$j_g, j_l, dP/dz$
Wallis (1969)	2,54	Ar-Água (vertical)	j_g, j_l
Mandhane, Gregory e Aziz (1974)	1,27-16,51	Gás-Líquido (vários)	j_g, j_l
Oshinowo e Charles (1974)	2,54	Ar-Líquido (vertical)	----
Taitel e Dukler (1976)	2,5; 5	Gás-Líquido (horizontal)	j_g, j_l
Taitel, Barnea e Dukler (1980)	2,5; 5,1	Gás-Líquido (vertical)	j_g, j_l
Barnea et al. (1980)	2,5; 5,1	Ar-Água (vários)	j_g, j_l
Kaichiro e Ishii (1984)	2,5	Gás-Líquido (vertical)	j_g, j_l
Spedding e Spence (1993)	9,35; 4,54	Ar-Água (horizontal)	j_g, j_l

A técnica utilizada por Govier e Short (1958) para identificação dos padrões de escoamento era baseada na identificação de mudança de tendência em curvas (pontos de inflexão) de queda de pressão em função da razão volumétrica de ar em água. Nas regiões onde ocorresse uma mudança de comportamento das curvas obtidas era identificada uma transição de padrão de escoamento. Em cada experimento, a vazão volumétrica de líquido mantinha-se constante e variava-se a vazão volumétrica de ar.

Com os experimentos realizados por Govier e Short (1958) foram construídas diversas cartas de padrão de escoamento, quedas de pressão e frações volumétricas de ar, todas limitadas às condições experimentais. Por fim, a conclusão dos autores foi que o diâmetro da tubulação afeta muito pouco na transição do padrão bolhas para o padrão pistonado. No

entanto, o diâmetro da tubulação apresentou relevante interferência nas outras transições de padrão de escoamento, no fator de atrito e nas frações volumétricas.

No trabalho realizado por Brown, Sullivan e Govier (1960) foram avaliados os efeitos da densidade da fase gasosa na definição do padrão de escoamento, na queda de pressão e na fração volumétrica de gás em escoamentos verticais ascendentes. Desta vez, uma tubulação de 3,81 cm (1,5 in) de diâmetro interno foi utilizada. As densidades de ar variaram de 1,47 kg/m³ (0,092lb/ft³) à 8,84 kg/m³ (0,552lb/ft³), enquanto que as velocidades superficiais de água variaram de 0,0212 m/s (0,0695 ft/s) à 2,24 m/s (7,35 ft/s). Os dados foram analisados da mesma forma que em Govier e Short (1958). A conclusão dos autores foi de que a variação de densidade afetava a transição de todos os padrões de escoamento que passaram a ocorrer em menores frações volumétrica de injeção de ar em água. Já o fator de atrito não apresentou dependência significativa da densidade da fase gasosa. Por fim, a fração volumétrica apresentou significativa dependência da densidade da fração de gás em escoamentos anulares.

Mandhane, Gregory e Aziz (1974) avaliaram vários padrões de escoamento horizontal gás-líquido. Além disso, um grande banco de dados foi utilizado, tornando as análises feitas bem mais abrangentes. Dessa forma, tubulações com diâmetro interno variando de 1,27 à 16,51 cm, líquidos com viscosidade variando de 0,3 à 90 cP e densidade variando de 700 à 1009 kg/m³, foram utilizados nas análises realizadas. Com vários dados experimentais em mãos, Mandhane, Gregory e Aziz (1974) avaliaram diferentes métodos de previsão de padrão de escoamento. Por fim, um mapa de padrão de escoamento foi elaborado (Figura 2.3) em função das velocidades superficiais de líquido e de gás. Tal mapa possui maior concordância com diâmetros menores que 5,08 cm, devido ao fato de a maior parte do banco de dados utilizado por Mandhane, Gregory e Aziz (1974) ser de diâmetros menores que 5,08 cm. No entanto, de forma geral, houve melhor previsão dos padrões de escoamento comparativamente a trabalhos realizados anteriormente com óleos de moderada viscosidade.

Nos trabalhos realizados por Oshinowo e Charles (1974) foram observados diversos padrões de escoamento em uma tubulação de 2,54 cm de diâmetro com a viscosidade de líquido variando de 1 à 12 cP. Tanto o escoamento ascendente como o descendente foram avaliados. Correlações empíricas para previsão de padrão de escoamento foram desenvolvidas levando em consideração a fração volumétrica de injeção de gás, o número de Froude (Fr) e outros parâmetros envolvendo viscosidade específica e tensão superficial. Foram observados seis padrões, tanto no escoamento ascendente quanto descendente. Os gráficos de padrão de

escoamento mostraram-se eficientes na previsão de padrões de escoamentos observados por outros autores. Também foi observado que a transição de padrão ocorre de forma gradual e não de forma abrupta.

Figura 2.3 - Mapa proposto por Mandhane, Gregory e Aziz (1974). Fonte: Mandhane, Gregory e Aziz (1974).

Taitel e Dukler (1976) desenvolveram um conjunto de modelos fenomenológicos capazes de prever a transição entre padrões de escoamento em tubulações horizontais e levemente inclinadas. Basicamente, os modelos desenvolvidos por Taitel e Dukler (1976) levaram em consideração mecanismos físicos do escoamento presentes em cada transição. Os mapas propostos por Taitel e Dukler (1976) levam em consideração efeitos do diâmetro da tubulação, propriedades dos fluídos e do escoamento e ângulo de inclinação, tendo uma abrangência e aplicabilidade elevada. Ao comparar os vastos dados experimentais de Mandhane, Gregory e Aziz (1974) com o modelo teórico desenvolvido obteve-se boa concordância.

No trabalho de Taitel, Barnea e Dukler (1980) foi desenvolvido algo semelhante ao realizado em Taitel e Dukler (1976). Dessa vez, modelos para previsão de transição de padrões de escoamento em tubulações verticais em regime permanente foram desenvolvidos baseados em propriedades físicas do escoamento. Mecanismos físicos como coalescência de

bolhas e turbulência foram levados em consideração no processo de modelagem. Dados como propriedades dos fluidos e tamanho da tubulação foram considerados, tornando o modelo relativamente livre de limitações empíricas. Dados experimentais foram levantados em tubulações de 2,5 cm e 5,0 cm de diâmetro interno e mostraram excelente concordância com o modelo desenvolvido. As equações que representam as fronteiras de transição, exemplificadas na Figura 2.4, podem ser observadas na Tabela 2.2.

Figura 2.4 - Carta de fluxo para escoamento vertical gás-líquido, adaptação de Taitel, Barnea e Dukler (1980).

No trabalho de Barnea et al., (1980) foram realizados experimentos em tubulações com inclinação de 0 à 90°. O intuito principal do trabalho foi expandir a aplicação de modelos desenvolvidos anteriormente para inclinações vertical e horizontal, tais como Taitel e Dukler (1976) e Taitel, Barnea e Dukler (1980), para toda a faixa de inclinação. Para tanto foram utilizadas duas tubulações com diâmetros internos de 2,5 e 5,1 cm. Foi observado que para baixas vazões de líquido o padrão bolhas existente na vertical desaparece com a inclinação da tubulação. Isso é explicado devido ao fato do aumento da fração de vazio na parte superior da tubulação inclinada. Um critério para previsão desse ângulo de inclinação crítico foi desenvolvido baseado no equilíbrio entre as forças de flutuação e as forças que tendem a trazer as bolhas para o centro da tubulação. Além disso, foi constatado que conflitos entre

mecanismos de transição podem ocorrer. Os modelos desenvolvidos apresentaram boa concordância com os dados experimentais coletados.

Tabela 2.2 - Equações representativas das fronteiras de transição de padrões de escoamento verticais bifásico apresentados na Figura 2.4 (TAITEL; BARNEA; DUKLER, 1980).

Curva	Equação
(A)	$j_l = 3j_g - 1,15 \left[\frac{g\sigma(\rho_l - \rho_g)}{\rho_l^2} \right]^{1/4}$
(B)	$j_l + j_g = 4 \left\{ \frac{D^{0,429}(\sigma/\rho_l)^{0,089}}{v_l^{0,072}} \left[\frac{g(\rho_l - \rho_g)}{\rho_l} \right]^{0,446} \right\}$
(C)	$j_l = 0,923j_g$
(D)	$\frac{l_E}{D} = 40,6 \left(\frac{j}{\sqrt{gD}} + 0,22 \right)$
(E)	$j_g \cong \frac{3,1[\sigma g(\rho_l - \rho_g)]^{1/4}}{\sqrt{\rho_g}}$

No trabalho de Kaichiro e Ishii (1984) foram propostos novos modelos de transição de padrões de escoamento baseados em parâmetros geométricos como frações volumétricas. Isso foi necessário, pois a abordagem da determinação do padrão de escoamento através das velocidades superficiais torna-se inadequada no modelo de dois fluídos em análises transientes. Com isso, novas correlações foram elaboradas e comparadas com dados experimentais e com trabalhos já realizados por outros autores. Foram observadas grandes discrepâncias entre o modelo desenvolvido e dados experimentais. Kaichiro e Ishii (1984) relacionaram essas discrepâncias a diferentes métodos de observação dos padrões e ao fato de a transição de padrão ser algo que ocorre gradualmente. Considerando esses fatos, Kaichiro e Ishii (1984) concluem que os critérios desenvolvidos apresentam uma satisfatória concordância com dados experimentais.

No trabalho de Spedding e Spence (1993) foram realizados diversos experimentos em uma tubulação horizontal para avaliar os diversos padrões de escoamento presentes no escoamento bifásico ar-água. Para tanto, dados experimentais de tubulações de 9,35 cm e 4,54 cm de diâmetro interno foram coletados a vazões mássicas de ar que chegaram a 575 kg/h e a vazões mássicas de água que chegaram a 9600 kg/h. Para identificação dos padrões

de escoamento foram utilizadas técnicas visuais e análises de flutuações na fração volumétrica e na queda de pressão. Dessa forma, Spedding e Spence (1993) constataram que os mapas e as teorias existentes para previsão de transição de padrões de escoamento não predizem satisfatoriamente as transições observadas experimentalmente. Isso se torna mais evidente quando se variam as propriedades geométricas e as propriedades físicas do escoamento.

2.2.2 Gradiente de pressão em escoamento gás-líquido

Em escoamentos verticais, o uso de gás para auxiliar na produção de petróleo é uma técnica usualmente utilizada. Tal técnica é denominada *gas-lift* e sua principal contribuição é a diminuição da componente gravitacional do gradiente de pressão total do escoamento. No entanto, se a componente friccional do gradiente de pressão total passar a ser mais significativa que a componente gravitacional, a técnica *gas-lift* pode perder sua eficiência. Dessa forma, essa técnica pode não ser indicada para vazões elevadas e fluidos altamente viscosos.

Conforme indicado por Guet e Ooms (2006), dada uma razão de injeção fixa entre gás e líquido, ao aumentar-se a vazão de líquido aumenta-se a fração de vazio. Assim, a densidade da mistura diminui e com isso diminui-se o gradiente de pressão na tubulação. No entanto, a magnitude da componente friccional aumenta com o aumento da vazão de líquido. Portanto, em determinada situação, o decréscimo da componente gravitacional passará a ser menor que o aumento do componente friccional, e dessa forma, a partir de uma determinada vazão de líquido, o gradiente de pressão total passará a aumentar, diminuindo a eficiência da técnica *gas-lift*. Com isso, percebe-se que um dos parâmetros cruciais da eficiência da técnica *gas-lift* é determinar a taxa de produção de líquido máxima para a qual os ganhos na produtividade ainda são relevantes.

Guet et al. (2002) realizaram experimentos para avaliar os efeitos causados na eficiência da técnica *gas-lift* pelo tipo de injetor de gás. Três tipos de injetores foram utilizados em uma tubulação vertical de 7,2 cm de diâmetro: um injetor poroso anular, um injetor poroso longo linear e um bico injetor largo. Foi concluído que com a diminuição do tamanho da bolha há um aumento da eficiência da técnica *gas-lift* (aumenta-se a produção de líquido com a mesma vazão de gás). Bolhas menores tendem a ter velocidades de ascensão menores que bolhas maiores, aumentando a fração de gás na tubulação. Além disso, bolhas

menores são mais difíceis de coalescer, retardando a transição do padrão bolhas para pistonado, permitindo maiores velocidades superficiais de líquido. O injetor anular apresentou os menores valores de queda de pressão e melhor distribuição de injeção de bolhas. Todos os injetores porosos apresentaram tamanho de bolhas menores que o bico injetor e também apresentaram uma distribuição mais homogênea de fração de vazio na seção transversal da tubulação. Comparativamente, o injetor anular apresentou menor tendência de coalescência de bolhas.

De Souza et al. (2010) desenvolveram um modelo com o intuito de prever a eficiência da técnica *gas-lift*. Dados como a injeção de gás capaz de fornecer máxima produção de óleo e o menor custo de produção foram levados em consideração. O modelo desenvolvido por De Souza et al. (2010) baseou-se nas correlações de Beggs e Brill (1973), aplicadas em um modelo de mistura que foi desenvolvido para a mistura bifásica gás-líquido. Diversas situações como poços individuais e múltiplos, bem como diversos diâmetros de tubulações foram avaliados. Além de fornecer diversas informações sobre aspectos funcionais, De Souza et al. (2010) evidenciam a existência de um ponto máximo de eficiência da técnica de elevação artificial *gas-lift*, ou seja, há vazões inferiores ou superiores de gás para as quais há um decréscimo na produtividade. No entanto, foi avaliado um único tipo de óleo, não havendo ainda trabalhos que tratem da viscosidade limite para a qual a técnica *gas-lift* é vantajosa.

Zhang, Sarica e Pereyra (2012) realizaram um estudo para avaliar a efetividade de modelos de escoamentos multifásicos fenomenológicos para óleos de elevada viscosidade. Dados de fração volumétrica e gradiente de pressão foram avaliados evidenciando pouca concordância com modelos de previsão de tais propriedades. Os autores constatarem que as frações volumétricas de óleos de elevada viscosidade para escoamentos óleo-gás apresentam valores maiores do que em óleos de viscosidade reduzida em decorrência da menor velocidade *in situ* que o escoamento de óleos viscosos apresenta. Outro fator importante observado é que o gradiente de pressão aumenta drasticamente em virtude da elevada viscosidade, evidenciando que, para uma determinada viscosidade, a técnica *gas-lift* pode se tornar inviável.

Foletti et al. (2011) realizaram um comparativo de modelos de previsão de padrão de escoamento com dados experimentais de óleos de elevada viscosidade e constataram pouca concordância dos dados com os modelos. Dados de gradiente de pressão também foram

comparados com previsões de modelos, apresentando melhores resultados com modelo de Lockhart-Martinelli. Outros modelos apresentaram menor eficiência, provavelmente pelo fato de estes terem sido baseados em dados de experimentos realizados com óleos pouco viscosos. A eficiência reduzida dos modelos aplicados evidencia a necessidade de maiores análises acerca dos efeitos causados por variações de grande magnitude das propriedades físicas dos fluidos.

2.3 Escoamento líquido-líquido

O número de trabalhos realizados sobre escoamento líquido-líquido não é tão grande quanto o daqueles sobre escoamentos gás-líquido, tanto na definição de transições de padrão de escoamentos, quanto na elaboração de modelos de previsão de gradiente de pressão e fração volumétrica. No entanto, escoamentos com a presença de dois líquidos imiscíveis são comuns na indústria de petróleo, principalmente em plataformas *offshore*. Além disso, como é demonstrado em Rodriguez (2002), a utilização de água como fluido coadjuvante na elevação de óleo pesado mostrou-se muito promissora, reduzindo drasticamente a componente friccional do gradiente de pressão total. O escoamento líquido-líquido difere-se do escoamento gás-líquido, principalmente devido ao efeito de empuxo menor e também devido à grande capacidade de transferência de quantidade de movimento entre as fases (RODRIGUEZ, 2014). Com isso, tanto os mapas, como os critérios de transição, bem como frações volumétricas e gradientes de pressão, têm comportamentos diferentes no escoamento líquido-líquido, comparativamente ao escoamento gás-líquido.

Dessa forma, com o intuito de exemplificar os principais aspectos físicos observados e avaliados em escoamentos líquido-líquido, nesta seção serão avaliados de forma geral, estudos, modelos de previsão de padrão de escoamento e aspectos relevantes sobre gradiente de pressão e fração volumétrica.

2.3.1 Padrões de escoamento líquido-líquido

Dentre os diversos estudos realizados acerca de padrões de escoamento, é possível observar diversos tipos de padrões de escoamento em diversas configurações de tubulação para o caso do escoamento bifásico líquido-líquido. Conforme observado por Trallero (1995),

Elsbeth (2001), Castro (2013) e Rodriguez (2014), é possível listar de forma simplificada e abrangente os principais padrões de escoamento presentes e observados em escoamentos bifásicos líquido-líquido. Para o escoamento horizontal óleo-água, tem-se a seguinte classificação:

Padrão Estratificado (*ST*) (TRALLERO, 1995): ocorre para baixas velocidades superficiais. O escoamento é dominado pela gravidade e com isso as fases encontram-se separadas por uma interface lisa, onde a fase mais densa encontra-se na parte inferior da tubulação.

Estratificado com mistura na interface (*ST&MI*) (TRALLERO, 1995): ocorre para velocidades superficiais maiores, comparativamente ao padrão estratificado. Gotas de óleo na água e gotas de água no óleo surgem próximas à onda interfacial.

Dispersão de óleo em água sobre camada de água (*Do/w&w*) (TRALLERO, 1995): ocorre para elevadas velocidades superficiais de água. Devido aos vórtices aquosos, a fase oleosa é dispersa na fase água, onde a água ocupa predominantemente a parte inferior da tubulação.

Emulsão de óleo em água (*o/w*) (TRALLERO, 1995): ocorre para velocidades superficiais de água muito elevadas. A emulsão, que é caracterizada pela completa dispersão da fase descontínua, só ocorre enquanto as forças relacionadas à turbulência forem maiores que o empuxo.

Emulsão de água em óleo (*w/o*) (TRALLERO, 1995): este padrão ocorre para velocidades muito elevadas de óleo. A fase aquosa encontra-se dispersa no óleo (fase contínua). Este padrão é semelhante ao *o/w*, com a diferença de que o óleo é a fase contínua.

Dispersão de óleo em água e dispersão de água em óleo (*Dw/o* e *Do/w*) (TRALLERO, 1995): ocorre para elevadas velocidades superficiais de óleo e de água, onde os dois tipos de dispersão podem coexistir.

Anular (JOSEPH et al., 1997) ou *core-annular flow* (*AN*): um núcleo de óleo é envolto por um filme de água. Dessa forma, o óleo não entra em contato com a parede do tubo. Tal padrão ocorre para vazões elevadas de óleo quando as fases líquidas apresentam alta razão de viscosidade.

Os padrões (*ST*, *ST&MI*, *Do/w&w*, *o/w*, *w/o*, *Dw/o* & *Do/w*) observados por Trallero (1995) podem ser observados na Figura 2.5. Existem ramificações de cada padrão de escoamento citado anteriormente. Elseth (2001), por exemplo, observou variedades do padrão estratificado, classificando-os em: estratificado suave, ondulado, misturado com gotas de água no óleo e/ou misturado com gotas de óleo na água.

Figura 2.5 - Padrão de escoamento óleo-água (ALKAYA; JAYAWARDENA; BRILL, 2000¹ apud CASTRO, 2013).

Para o caso vertical, observam-se, de forma semelhante, os padrões observados no escoamento horizontal, com algumas leves diferenças. O principal fator a ser considerado no escoamento vertical é o efeito da gravidade e o fato do escoamento ser axissimétrico em média (JOSEPH; RENARDY, 1993). Por esse motivo, padrões como o estratificado não ocorrem em linhas verticais, devido à ausência do efeito da gravidade transversalmente.

Bannwart et al. (2004) observaram quatro tipos principais de padrões de escoamento vertical óleo-água (Figura 2.6), com as fases apresentando alta razão de viscosidade, dentre os quais apenas os padrões bolhas (*BO*) e intermitente (*I*) não foram citados anteriormente em

¹ ALKAYA, B.; JAYAWARDERNA, S. S.; BRILL, J. P. Oil-water flow patterns in slightly inclined pipes. **Energy for the New Millenium**, v. 14, n. 17, p. 1-8, 2000.

escoamentos horizontais. Os padrões anular (AN) e dispersão de óleo em água (Do/w) foram observados, assim como no escoamento horizontal. Bannwart et al. (2004) também classificaram o padrão anular em quatro subpadrões. Os padrões anular com a presença de ondas e sem a presença de ondas são destacados. A partir desses oito padrões observados, Bannwart et al. (2004) classificaram outros seis padrões, sendo estes combinações dos oito anteriores. Os testes realizados por Bannwart et al. (2004) foram conduzidos com óleo de 488 mPa de viscosidade em tubulações verticais e horizontais de 2,84 cm de diâmetro. Técnicas visuais com câmeras de alta velocidade foram utilizadas na identificação dos padrões. Por fim, Bannwart et al. (2004) propõem métodos de previsão da ocorrência do padrão anular.

Figura 2.6 - Principais padrões de escoamento óleo-água em linhas verticais ascendentes. Adaptação de Bannwart et al. (2004).

As siglas apresentadas anteriormente (ST , $ST\&MI$, $Do/w\&w$, o/w , w/o , Dw/o e Do/w , $Do/w\&w$, AN , BO e I) serão utilizadas, quando necessário, para indicar determinado padrão de escoamento no caso líquido-líquido.

Toda a classificação, feita anteriormente, sobre padrões de escoamento líquido-líquido, foi baseada em diversos trabalhos da literatura. A Tabela 2.3 expõe tais trabalhos de forma cronológica, colocando em destaque os principais parâmetros e a configuração experimental utilizada.

Charles, Govier e Hodgson (1961) realizaram diversos experimentos em tubulações horizontais com escoamento bifásico água-óleo. Os óleos utilizados possuíam três viscosidades diferentes (6,29 cP, 16,8 cP e 65 cP). As velocidades superficiais de água e de óleo utilizadas foram de 0,015 à 3,048 m/s e de 0,015 à 0,915 m/s, respectivamente. Charles, Govier e Hodgson (1961) constataram que os padrões de escoamentos observados mostravam-se, na maioria das vezes, independentes da viscosidade do óleo. No entanto, os

padrões de escoamentos observados para altas razões volumétricas de injeção de óleo em água com o óleo mais viscoso apresentaram diferenças com relação aos óleos menos viscosos. Segundo Charles, Govier e Hodgson (1961), esse fato ocorre em decorrência da tensão interfacial do óleo mais viscoso. Os padrões de escoamentos observados foram: gotas de água em óleo, anular, pistonado de óleo em água, gotas de óleo em água.

Tabela 2.3 - Principais trabalhos sobre padrão de escoamento líquido-líquido.

Autor (Ano)	Diâmetro da tubulação, cm	Sistema (Inclinação)	Variáveis avaliadas
Charles, Govier e Hodgson (1961)	2,54	horizontal	μ_o, j_l, j_o
Flores et al. (1997)	5,1	várias	θ, j_l, j_g
Elseth (2001)	5,63	horizontal	j_l, j_g
Oddie et al. (2003)	15	várias	θ, j_l, j_g
Bannwart et al. (2004)	2,84	várias	j_l, j_g
Rodriguez e Oliemans (2006)	8,28	horizontal, levemente inclinada	θ, j_l, j_g
Rodriguez e Bannwart (2008)	2,84	vertical	j_l, j_g

No trabalho de Flores et al. (1997), diversos experimentos foram realizados em escoamentos bifásicos óleo-água, os quais permitiram a realização de uma caracterização dos padrões de escoamento em tubulações de 5,1 cm de diâmetro interno e com inclinação de 90° à 45° com a horizontal. O óleo utilizado possuía densidade igual a 85% da densidade da água e sua viscosidade era 20 vezes a viscosidade da água. Os padrões de escoamentos observados foram classificados conforme a fase contínua, sendo óleo ou água. Para cada caso vertical foram observados três padrões de escoamento, totalizando seis padrões. Com os dados experimentais, Flores et al. (1997) apresentaram mapas de padrão de escoamento para diversas inclinações e desenvolveram modelos mecanicistas para previsão de transição entre padrões.

Elsbeth (2001) avaliou o comportamento de escoamentos horizontais bifásicos óleo-água em tubulações de 5,63 cm de diâmetro interno. O óleo utilizado para os experimentos possuía densidade de 790 kg/m^3 e viscosidade de $1,64 \text{ mPa.s}$. Os diversos padrões foram analisados através de técnicas visuais e por densitometria por raios gama. Os padrões observados foram classificados em duas categorias principais: escoamento estratificado e escoamento disperso. Dentre os padrões estratificados foram relatados os seguintes subpadrões: estratificado liso, estratificado ondulado, estratificado misturado com gotas de água no óleo, estratificado ondulado com gotas de óleo na água, estratificado com bolhas tanto de óleo em água quanto de água em óleo. Já para o padrão disperso foram observados os seguintes subpadrões: 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.

Oddie et al. (2003) avaliaram os padrões de escoamento observados em tubulações de grande diâmetro. A tubulação utilizada possuía 15 cm de diâmetro e várias inclinações foram avaliadas. Os padrões observados foram: escoamento segregado, escoamento semi-segregado, escoamento misturado, dispersão e escoamento homogêneo. O escoamento segregado ocorre quando os líquidos escoam em duas camadas distintas sem mistura na interface. Para inclinações com até 45° com a vertical, observou-se apenas os padrões disperso e homogêneo. O modelo de Petalas e Aziz (2000) foi capaz de prever os padrões de escoamento com elevada precisão e as frações volumétrica com precisão razoável.

Rodriguez e Oliemans (2006) realizaram um estudo experimental em tubulações horizontal e levemente inclinadas. O escoamento bifásico foi avaliado em uma tubulação com 8,28 cm de diâmetro, com óleo e água salgada de viscosidades 7,5 e 0,8 mPa e densidades de 830 e 1060 kg/m^3 , respectivamente. As identificações dos padrões de escoamento foram feitas através de técnicas visuais e densitometria por raios gama. Os padrões observados foram semelhantes aos observados por Trallero (1995). A única diferença observada foi a identificação do padrão estratificado ondulado. Diversas cartas experimentais de padrão de escoamento foram elaboradas em função das diversas inclinações e das velocidades superficiais de óleo e de água. Os dados obtidos apresentaram boa concordância com os modelos de previsão de transição de padrão de escoamento, fração volumétrica e gradiente de pressão de Trallero, Sarica e Brill (1997).

Rodriguez e Bannwart (2008) desenvolveram métodos de previsão da ocorrência do padrão de escoamento anular. Um modelo baseado no modelo de dois fluidos unidimensional em tubulações verticais e horizontais foi elaborado. A partir desse modelo e considerando a existência de um número de onda interfacial crítico, Rodriguez e Bannwart (2008) aplicaram a teoria de estabilidade linear e obtiveram um critério de estabilidade do sistema baseado no comprimento máximo de onda. Tal modelo foi completamente resolvido para o caso onde ambas as fases encontram-se no regime laminar. Já os efeitos na estabilidade causados pela turbulência foram analisados através de fatores de forma obtidos experimentalmente. O critério desenvolvido por Rodriguez e Bannwart (2008) apresenta um caráter mais geral, onde o próprio critério de Kelvin-Helmholtz está incluído implicitamente. Correlações para os comprimentos de onda relacionados às transições do padrão anular para intermitente e do anular estável para anular instável foram obtidas. Todos os modelos apresentaram boa concordância com dados experimentais.

2.3.2 Gradiente de pressão em escoamento líquido-líquido

Conforme observado por Rodriguez (2002), o uso de água como fluido coadjuvante na produção artificial de petróleo mostra-se muito promissora no que diz respeito ao decréscimo do gradiente de pressão friccional. Basicamente, ao se adicionar água ao escoamento, espera-se que esta entre em contato com a parede do tubo e, por ser menos viscosa que óleos pesados, diminua o gradiente de pressão friccional consideravelmente. O caso extremo, onde toda a água encontra-se circundando o óleo, é denominado como escoamento anular ou “*core-flow*”, conforme descrito anteriormente. Segundo Rodriguez (2002), nesse caso, o gradiente de pressão do escoamento bifásico óleo-água mostrou-se equivalente ao gradiente de pressão da água escoando sozinha em uma tubulação. Os dados experimentais de Rodriguez (2002) mostram que o fator de redução monofásico do gradiente de pressão total (relação entre o gradiente de pressão total monofásico de óleo e o gradiente de pressão total do escoamento analisado, ambos com mesma vazão volumétrica de óleo) no *core-flow* esteve na faixa de 1,5 a 7, para um óleo de aproximadamente 500 mPa.s de viscosidade.

Brauner (2003) indica que a técnica *core-annular flow* é uma das mais promissoras na redução do gradiente de pressão em tubulações e diminuição de potência requerida de bombeamento no transporte de fluidos viscosos. Brauner (2003) indica que os diversos

estudos realizados por diferentes autores indicam que os escoamentos do tipo *core-flow* apresentam gradiente de pressão semelhante a da água escoando sozinha com a mesma velocidade de mistura e muitas vezes independe da viscosidade do óleo.

No entanto, nem sempre é observado o padrão de escoamento anular em escoamentos líquido-líquido. Existem diversos outros padrões que devem ser avaliados, quanto ao gradiente de pressão, para se ter uma visão mais abrangente da eficiência da injeção de água em escoamento de óleos viscosos. Charles, Govier e Hodgson (1961) realizaram diversos experimentos e constataram que o uso da água como fluido coadjuvante em escoamentos horizontais diminui drasticamente o gradiente de pressão na tubulação em escoamentos laminares de óleo, visto que em escoamentos horizontais o gradiente de pressão friccional ocupa maior parcela do gradiente de pressão total, comparado ao escoamento vertical. No entanto, depois de alcançada a máxima redução do gradiente de pressão friccional, este passa a aumentar novamente, e com elevadas vazões de água o gradiente de pressão friccional ultrapassa os valores alcançados com o óleo escoando sozinho na tubulação. Charles, Govier e Hodgson (1961) também observam que, de início, o óleo constitui a fase contínua e em contato com a tubulação. Dessa forma, com a adição de água e aumento da velocidade de mistura, o gradiente de pressão sofre um leve aumento e posteriormente uma queda brusca, onde a fase água torna-se a fase contínua, isto é, em contato com a parede.

Flores et al. (1997) observaram que em escoamentos bifásicos óleo-água os gradientes de pressão friccional evidenciaram duas tendências claras em tubulações verticais. Quando a água correspondia à fase dominante, o gradiente de pressão friccional bifásico aproximou-se ao obtido com a água escoando sozinha na tubulação (com mesma vazão volumétrica de líquido). Da mesma forma, nos casos onde o óleo correspondia à fase contínua, o gradiente de pressão friccional bifásico aproximou-se do gradiente de pressão obtido com o óleo escoando sozinho na tubulação (com mesma vazão volumétrica de líquido). Outra observação importante feita por Flores et al. (1997) é que houve um deslizamento significativo entre as fases quando a água correspondia à fase dominante, enquanto que com óleo como fase dominante o deslizamento entre as fases era desprezível.

Sotgia, Tartarini e Stalio (2008) realizaram diversos experimentos com óleo e água em tubulações de acrílico horizontais com óleo de viscosidade de 900 mPa s. Diversos fatores de redução de atrito monofásico (razão entre o gradiente de pressão friccional monofásico e o gradiente de pressão friccional do escoamento analisado, com mesma vazão volumétrica de

óleo) foram observados, tanto no padrão estratificado, quanto no padrão anular. Foi constatado que no padrão estratificado, devido ao óleo também estar em contato com a parede do tubo, o efeito de lubrificação da água torna-se menos eficiente. Uma observação feita neste trabalho é que o fator de redução máximo diminui com o aumento do diâmetro da tubulação. Em tubulações de 2,8 cm de diâmetro o fator de redução chegou próximo a 100. Já para tubulações de 4,0 cm o fator de redução máximo ficou próximo de 60. Em ambos os casos é possível observar os ganhos da injeção de água no escoamento de óleos viscosos. Em nenhuma ocasião o fator de redução de atrito máximo ficou inferior a 20, mesmo no caso de escoamento estratificado. Mais tarde, Strazza et al. (2011) realizaram experimentos semelhantes e confirmaram as constatações de Sotgia, Tartarini e Stalio (2008).

Angeli e Hewitt (2000) realizaram diversos experimentos com óleo de 1,6 mPa.s de viscosidade e 801 kg/m³ de densidade em uma tubulação de acrílico e aço inox horizontais de 2,54 cm de diâmetro. O principal intuito do trabalho de Angeli e Hewitt (2000) foi demonstrar a influência da superfície do material da tubulação no gradiente de pressão. Como resultado, foi observado que o maior gradiente de pressão ocorria na tubulação de aço inox além do que se esperava em decorrência da rugosidade do material. Angeli e Hewitt (2000) acreditam que discrepâncias observadas no gradiente de pressão devem-se aos efeitos de molhabilidade dos materiais que, em geral, não são levados em consideração. Além disso, um pico de pressão foi observado na região de inversão da fase contínua.

Rodriguez, Bannwart e De Carvalho (2009) realizaram experimentos em uma tubulação horizontal de vidro de 2,84 cm de diâmetro interno em escoamentos óleo-água com óleo de viscosidade de 500 mPa.s e 925 kg/m³ de densidade. Também realizaram experimentos em uma tubulação horizontal de aço de 7,7 cm de diâmetro interno e comprimento de 274 m escoando óleo ultra-viscoso (36950 mPa.s). Os fatores de redução na tubulação de longo comprimento assumiram valores próximos a 150, evidenciando os ganhos ao se utilizara água como fluido coadjuvante em escoamentos de óleos ultra-viscosos.

No trabalho de Bannwart et al. (2012), testes foram realizados em um poço piloto com tubulação vertical de 300 m de profundidade e diâmetro de 7,30 cm. Nesses experimentos foi utilizado óleo com viscosidade de 2000 mPa.s e com densidade de 950 kg/m³. Velocidades superficiais de óleo de 0,15 à 0,64 m/s e velocidades superficiais de água de 0,03 à 0,08 m/s foram empregadas apresentando os padrões anular estável e instável. Como resultado, foi possível observar um decréscimo de 25% da pressão no fundo do poço de produção.

Constatou-se que com o padrão anular pode-se alcançar vazões de óleo 2,5 vezes maiores comparativamente ao óleo escoando sozinho na tubulação. Além disso, no trabalho de Bannwart et al. (2012) foi desenvolvido um modelo baseado na transformada de Gabor juntamente com a utilização de redes neurais para reconhecimento de padrão de escoamento através da aquisição de sinais de pressão a altas frequências. A precisão do reconhecimento do modelo chega à ordem de 90%.

2.3.3 Inversão de fase contínua em escoamentos bifásicos e trifásicos

Conforme observado por Descamps (2007), em escoamentos de dois líquidos imiscíveis, a inversão de fase corresponde a um processo no qual a fase contínua assume a posição da fase dispersa e vice-versa. O ponto de inversão de fase contínua em escoamentos bifásicos e trifásicos é de extrema importância, pois, além de delimitar as regiões de escoamento de óleo como fase contínua e água como fase contínua, na região de transição ocorrem picos de gradientes de pressão observados por diversos autores, tanto em escoamentos bifásicos (IOANNOU; NYDAL; ANGELI, 2005), quanto em escoamentos trifásicos (SPEDDING et al., 2000, SHEAN, 1976).

Em uma dispersão, a viscosidade da mistura pode assumir valores maiores que a viscosidade da fase contínua, assim como prevê a correlação de Einstein (1906). Dessa forma, a viscosidade da mistura de uma dispersão de água em óleo pode assumir valores superiores à viscosidade do óleo. Tal fato explica, em parte, a existência de um pico de gradiente de pressão na região de inversão de fase. Diversos autores, como Einstein (1906) e Elseth (2001), contribuíram para o desenvolvimento de correlações para previsão da viscosidade da mistura de dispersões bifásicas de óleo e água. No trabalho de Guet et al. (2006), foi desenvolvido um modelo híbrido envolvendo diversas correlações de diversos autores para a previsão da viscosidade da mistura bifásica óleo-água. O modelo desenvolvido por Guet et al. (2006) (Tabela 2.4) obteve excelente concordância com dados experimentais, comparativamente ao de outros autores. Comparando os gradientes de pressão friccional, experimentais e calculados com o modelo, houve boa concordância, evidenciando a aplicabilidade de tal metodologia.

Tabela 2.4 - Modelo híbrido para viscosidade da mistura em escoamentos líquido-líquido proposto por Guet et al. (2006).

$C_{wl} < C_{wl\ crit}$ Dispersão de água em óleo	$\varepsilon_w < \varepsilon_{d,c}$	$\mu_m = (1 + 2,5\varepsilon_w + 14,1\varepsilon_w^2)\mu_o^{(1)}$
	$\varepsilon_w > \varepsilon_{d,c}$	$\mu_m = [(1 + 2,5\varepsilon_w + 14,1\varepsilon_w^2)\mu_o](1 + \phi) +$ $+ [\varepsilon_{d,e}\mu_w + (1 - \varepsilon_{d,e})\mu_o]\phi^{(1)}$
$C_{wl} > C_{wl\ crit}$ Dispersão de óleo em água	$\mu_m = \mu_w$	

➔ $C_{wl} = j_w/(j_w + j_o)$ = Fração volumétrica homogênea de água.
 ➔ $\varepsilon_{d,c} = 0,089$ = Fração volumétrica máxima para a existência de emulsão estável.
 ➔ $\phi = (\varepsilon_w - \varepsilon_{d,c})/\varepsilon_w$ = Fração volumétrica relativa de gotas de água livres e coalescentes.
 ➔ $\varepsilon_{d,e} = \varepsilon_w - \varepsilon_{d,c}$ = Fração volumétrica de gotas livres e coalescentes.
 ➔ (1) Modelo de viscosidade de emulsão proposto por Becher² (2001 apud GUET et al., 2006).

Tanto para a aplicabilidade de modelos, quanto para projetos de tubulações de escoamento de misturas multifásicas, é de extrema importância saber em que instante ocorre a inversão de fase. Comumente, define-se como ponto de inversão de fase a fração volumétrica crítica da fase dispersa acima da qual a inversão de fase ocorre (BRAUNER, 2003). No entanto, diversos autores utilizam o valor da fração volumétrica de injeção de água no líquido crítica ($C_{wl\ crit}$) como parâmetro de determinação de inversão de fase. Brauner (2003) observa que, com o aumento da viscosidade de óleo, há uma tendência de ocorrer a inversão de fase com menores valores de fração volumétrica de injeção de água no líquido. Ou seja, é necessária uma maior proporção de óleo no líquido para que ocorra a inversão. Sabendo-se da dependência da inversão de fase com a relação das viscosidades da fase dispersa com a fase contínua, Arirachakaran et al. (1989) elaboraram uma correlação (Equação 2.13) para a determinação do valor de fração volumétrica de injeção de água no líquido crítica de inversão de fase. Vale ressaltar que o processo de inversão de fase depende de diversos outros

² BECHER, P. Physical Properties of Emulsions. **American Chemical Society**, Washington, 2001.

parâmetros, como as propriedades físicas dos fluidos, condições de operação e da molhabilidade do material (BRAUNER; ULLMAN, 2002).

$$C_{wl\ crit} = 0,5 - 0,1108 \log_{10} \left(\frac{\mu_o}{\mu_w} \right) \quad (2.13)$$

Conforme o estudo realizado por Descamps et al. (2007), é possível concluir que a rápida coalescência de gotas leva à inversão da fase dispersa para fase contínua. Dessa forma, tudo que envolva a quebra e a coalescência de gotas, tais como a viscosidade das fases, tensões superficiais e intensidade de turbulência, assume papel fundamental na análise do fenômeno de inversão de fase e não somente a razão entre as viscosidades da fase dispersa e fase contínua. Nessa vertente, o modelo de Hinze (1955) já previa um tamanho de gota máximo através de um balanço de forças de origem dinâmica e de tensão superficial, onde, a partir de um número de Weber crítico, haveria a quebra ou coalescência de gotas. Mais recentemente, o modelo de Brauner e Ullman (2002) para previsão de inversão de fase leva em consideração um balanço de energia em decorrência da interface óleo-água, em ambas as condições de fase contínua. Segundo Brauner e Ullman (2002), a transição ocorreria em um valor de fração volumétrica de óleo crítica ($\varepsilon_{o,crit}$) para o qual as energias decorrentes da tensão superficial, tanto em condição de óleo como fase contínua como em condições de água como fase contínua, fossem iguais. Dessa forma, Brauner e Ullman (2002) desenvolveram a Equação 2.14.

$$\varepsilon_{o,crit} = \frac{[\sigma/d_{msd}]_{w/o} + (s/6)\sigma \cos(\beta)}{[\sigma/d_{msd}]_{w/o} + [\sigma/d_{msd}]_{o/w}} \quad (2.14)$$

Na Equação 2.14, β corresponde ao ângulo de molhabilidade líquido-sólido (onde β de 0° a 90° representaria uma superfície oleofóbica, e de 90° a 180° uma superfície oleofílica), σ corresponde à tensão interfacial óleo-água, d_{msd} corresponde ao diâmetro médio de Sauter das gotas (de óleo em água o/w e de água em óleo w/o) e s corresponde à área da superfície sólida por unidade de volume.

Pelas diversas teorias e análises realizadas por diversos autores já mencionados, percebe-se que a análise do fenômeno de inversão de fase não se trata de algo trivial. Em virtude da profunda dependência de propriedades reológicas dos fluidos e de fenômenos dinâmicos de micro e macro escala, a definição de uma teoria unificada e ampla ainda é um desafio para os principais especialistas da área.

2. 4 Modelos de escoamentos multifásicos

O modelo de dois fluidos é o mais detalhado e preciso na representação da cinemática e dinâmica de escoamentos multifásicos. As equações de conservação são formuladas para todas as fases e interligadas por condições de salto que quantificam as transferências de massa, quantidade de movimento e energia que ocorrem na interface. Por ser o mais geral, simplificações do modelo de dois fluidos possibilitam o desenvolvimento de outros modelos, como o modelo de fases separadas, o homogêneo e o de mistura (LIMA, 2011), sendo estes amplamente utilizados em modelagem de escoamentos bifásicos. Em geral, eles são desenvolvidos utilizando equações unidimensionais médias no tempo e no espaço. Tal abordagem é também utilizada neste trabalho, uma vez que essa condição é a mais comum na prática em escoamentos em dutos e tubulações.

Segundo Rodriguez (2011), a principal característica do modelo homogêneo é considerar que as fases estão intimamente misturadas a ponto de se considerar a mistura homogênea. Segundo Wallis (1969), essa mistura homogênea pode ser tratada em termos de propriedades médias, de forma que esse pseudo-fluido possa obedecer às equações usualmente empregadas em escoamentos monofásicos. Através desta análise, pode-se observar que uma das principais características do modelo homogêneo é a consideração de que as fases escoam sem deslizamento.

Por sua vez, o modelo de fases separadas considera a identidade de cada fase no escoamento analiticamente. São feitas simplificações baseadas na física do escoamento, a fim de simplificar os cálculos que seriam realizados no modelo de dois fluidos. Tais simplificações são, por exemplo, considerar a superfície de interação entre as fases lisa e considerar que a fase mais densa se concentra na parte inferior de tubulações horizontais. Os escoamentos estratificados e anular são exemplos clássicos de padrões onde esse modelo é aplicável (RODRIGUEZ, 2011).

Por fim, o modelo de mistura, que é uma simplificação do modelo de fases separadas, permite que apenas um parâmetro varie: o deslizamento entre as fases. Com isso, as equações de conservação são escritas de forma combinada, levando em consideração propriedades médias (WALLIS, 1969). Um exemplo clássico é o modelo de deslizamento (*drift-flux model*).

A seguir, são expostos e discutidos os principais modelos de escoamento multifásico, iniciando com o mais complexo, até o mais simplificado.

2.4.1 Modelo de dois fluidos unidimensional (1-D)

O modelo de dois fluidos é o mais detalhado e preciso modelo em escala macroscópica em escoamento multifásico (ISHII; HIBIKI, 2006). No modelo de dois fluidos, as equações da continuidade, da conservação da quantidade de movimento e da energia são desenvolvidas para cada fase, considerando médias locais de propriedades. Dessa forma, termos de transferência interfacial de massa, de quantidade de movimento e de energia estão presentes na formulação do modelo e são os principais elementos de fechamento desse modelo.

O modelo de dois fluidos unidimensional (1-D) possui a seguinte equação de conservação de massa, segundo Ishii e Hibiki (2006) (Equação 2.15):

$$\frac{\partial \varepsilon_k \rho_k}{\partial t} + \frac{\partial \varepsilon_k \rho_k w_k}{\partial z} = \Gamma_k \quad \left[\frac{\text{kg}}{\text{m}^3 \text{s}} \right] \quad (2.15)$$

Na Equação 2.15, w_k e Γ_k representam a velocidade do fluido na direção z e a geração de massa devido à transferência pela interface, respectivamente. Pela conservação da massa, o que sai da fase 1 deve entrar na fase 2 e vice e versa. Com isso, a seguinte condição de salto (ISHII; HIBIKI, 2006) é válida, Equação 2.16:

$$\sum_{k=1}^2 \Gamma_k = 0 \quad (2.16)$$

Já a equação instantânea média na seção da conservação da quantidade de movimento é dada pela Equação 2.17 para o modelo de dois fluidos.

$$\frac{\partial \varepsilon_k \rho_k w_k}{\partial t} + \frac{\partial CV_k \varepsilon_k \rho_k w_k^2}{\partial z} = -\varepsilon_k \frac{\partial p_k}{\partial z} - \varepsilon_k \rho_k (\vec{g} \cdot \vec{n}_z) - \frac{\tau_{pk} b_k}{A} - M_{ik} \quad \left[\frac{\text{N}}{\text{m}^3} \right] \quad (2.17)$$

Na Equação 2.17, A , τ_{pk} e b_k são a área transversal da seção da tubulação, a tensão cisalhante na parede da fase k e o perímetro da fase k com a parede, respectivamente. Já p_k corresponde à pressão da fase k na seção avaliada. O coeficiente de covariância (CV_k) é resultante da aplicação dos processos de média na seção transversal da tubulação. Em escoamentos turbulentos, o perfil de velocidade é aproximadamente plano, resultado em $CV_k \cong 1$. Dessa forma, tal parâmetro será omitido nos modelos subsequentes.

Já o termo M_{ik} corresponde às forças interfaciais por unidade de volume e pode ser definido conforme Equação 2.18.

$$M_{ik} = (p_{ki} - p_k) \frac{\partial \varepsilon_k}{\partial z} + \frac{\tau_{ik} b_i}{A} - F_{ik} - v_{ki} \Gamma_k \quad (2.18)$$

Na Equação 2.18, p_{ki} , τ_{ik} , b_i , F_{ik} e v_{ki} representam a pressão na interface, a tensão cisalhante na interface, o perímetro da interface (exceto a parede), a força de arrasto e a velocidade relativa entre a fase k e a interface normal à mesma, respectivamente.

Pela conservação da quantidade de movimento, tem-se que o termo referente às forças interfaciais deve obedecer a Equação 2.19 (ISHII; HIBIKI, 2006).

$$\sum_{k=1}^2 M_{ik} = 0 \quad (2.19)$$

A Equação 2.19 é uma consequência da terceira lei de Newton, já que as forças exercidas pelos fluidos, um sobre o outro, através da interface, possuem mesma magnitude e direção, mas sentidos opostos.

2.4.2 Modelo de fases separadas

Conforme descrito por Wallis (1969), no escoamento de fases separadas permite-se apenas a variação das propriedades e das velocidades de cada fase. Dessa forma, várias simplificações podem ser realizadas nas Equações 2.15 e 2.17 a fim de se obter um modelo de fases separadas.

Se for considerado regime permanente de operação, o primeiro termo do lado esquerdo da Equação 2.15 torna-se zero. Da mesma forma, se for considerado que os fluidos são imiscíveis, o termo do lado direito da Equação 2.15 torna-se zero também ($\Gamma_k = 0$). Com isso, no caso de regime permanente e fluidos imiscíveis, a Equação 2.15 para o caso do modelo de fases separadas torna-se (Equação 2.20):

$$\frac{d\varepsilon_k \rho_k w_k}{dz} = 0 \quad (2.20)$$

Onde k pode assumir o valor 1 ou 2 (líquido ou gás).

Já a equação de conservação da quantidade de movimento toma o formato da Equação 2.21, conforme Lima (2011).

$$\frac{\partial \varepsilon_k \rho_k w_k^2}{\partial z} = -\varepsilon_k \frac{\partial p}{\partial z} - \varepsilon_k \rho_k (\vec{g} \cdot \vec{n}_z) - \frac{\tau_{pk} b_k}{A} - \frac{\tau_{ik} b_i}{A} \quad (2.21)$$

Como pode ser visto na Equação 2.21, o modelo de dois fluidos (1-D) possui um detalhamento maior (Equações 2.15 e 2.17). Esse detalhamento, na maioria das vezes, requer um gasto computacional maior (BRENNEM, 2005). Por outro lado, comparativamente ao modelo de dois fluidos (1-D), o modelo de fases separadas (Equações 2.20 e 2.21) torna a modelagem e sua solução mais fácil. No entanto, a qualidade dos resultados depende das simplificações que devem ser adequadas ao problema em questão.

Vale ressaltar que o modelo de fases separadas limita-se a escoamentos bem comportados, como é o caso do escoamento estratificado, por exemplo. Em escoamentos mais complexos, como escoamentos dispersos, as simplificações passam a ter um papel significativo na eficiência do modelo.

2.4.3 Modelo de mistura

No modelo de mistura, as equações de conservação da massa são escritas para cada fase, conforme a Equação 2.20, pois em geral não é adicionada massa ao longo de uma tubulação e o fluxo mássico médio é constante ao longo do tempo (WALLIS, 1969). No entanto, a equação de conservação da quantidade de movimento é escrita somando-se as duas equações obtidas para cada fase (RODRIGUEZ, 2011). Com isso, após manipulações matemáticas, chega-se a uma equação de conservação da quantidade de movimento em regime permanente cujos termos são escritos através de propriedades médias de mistura (Equação 2.22).

$$\begin{aligned} \frac{\partial (W_1 w_1 + W_2 w_2 + \dots + W_k w_k)}{\partial z} = \\ = -A \frac{\partial p}{\partial z} - A(\varepsilon_1 \rho_1 + \varepsilon_2 \rho_2 + \dots + \varepsilon_k \rho_k)(\vec{g} \cdot \vec{n}_z) - \tau_p b \end{aligned} \quad (2.22)$$

Uma observação importante a se fazer sobre a Equação 2.22 é que o termo aceleracional é função das velocidades *in-situ* das fases, que podem ser diferentes. Por outro lado, os outros termos, gravitacional, da tensão cisalhante na parede e o gradiente de pressão, se referem à mistura (RODRIGUEZ, 2011). Em todos os termos, como o modelo considera que as fases podem ter propriedades e velocidades diferentes, utilizam-se as frações volumétricas (Equação 2.5).

Em geral, em uma aplicação prática, os parâmetros densidades, velocidades superficiais, vazões mássicas, área e perímetro de seção são conhecidos. Portanto, da Equação 2.22, percebe-se que as únicas variáveis desconhecidas são as frações volumétricas ou as velocidades *in situ*, uma vez que, dada a velocidade superficial, uma pode ser expressa em função da outra, conforme a Equação 2.6. Ou seja, o modelo de mistura trata-se de um modelo de fases separadas simplificado, que permite que haja diferença entre as velocidades *in situ* de cada fase, mas considera o escoamento de uma mistura (WALLIS, 1969).

Uma desvantagem, em comparação com o modelo de fases separadas, é a necessidade de uma correlação empírica capaz de prever com precisão as frações volumétricas. Para esse fim, aplica-se o modelo de deslizamento (*drift-flux model*).

2.4.4 Modelo de deslizamento

O modelo de deslizamento será exemplificado para o caso de escoamento bifásico gás-líquido, e, posteriormente, para o caso trifásico líquido-líquido-gás, sendo a fase gasosa a fase dispersa. Ainda não há um modelo de deslizamento consolidado para mais de duas fases, sendo uma das propostas desse trabalho avaliar essa questão. No modelo de deslizamento, a fração volumétrica da fase dispersa pode ser escrita conforme a Equação 2.23.

$$\varepsilon_g = \frac{j_g}{j} - \frac{j_{gl}}{j} \quad (2.23)$$

O fluxo de deslizamento (j_{gl}), como pode ser visto na Equação 2.8, depende da velocidade relativa entre as fases. Utilizando-se as Equações 2.8 e 2.23 é possível obter uma nova expressão para ε_g . Assim, uma forma explícita de representação da fração volumétrica da fase dispersa, segundo o modelo de deslizamento, é dada pela Equação 2.24.

$$\varepsilon_g = \frac{\frac{j_g}{j}}{1 + \frac{v_{gj}}{j}} \quad (2.24)$$

Onde v_{gj} representa a velocidade de deslizamento, conforme a Equação 2.7.

Alguns ajustes devem ser feitos na Equação 2.24 se for considerado que as velocidades e a distribuição de cada fase variam de um ponto para outro da seção transversal do tubo. Com isso, surgiram os modelos de Bankoff e de Zuber e Findlay, que levam em consideração efeitos bidimensionais (RODRIGUEZ, 2014). Basicamente, esses modelos consideram que ε_g , v_g e v_l variam em uma mesma seção do tubo, e com isso a velocidade *in situ* (v_g) pode ser escrita através do parâmetro de distribuição (C_0) e da velocidade de deslizamento ponderada ($\tilde{v}_{gj}$) como mostra a Equação 2.25.

$$v_g = C_0 j + \tilde{v}_{gj} \quad (2.25)$$

Em que:

$$\tilde{v}_{gj} = \frac{\langle \varepsilon_g v_{gj} \rangle}{\langle \varepsilon_g \rangle} \quad (2.26)$$

$$C_0 = \frac{\langle \varepsilon_g j \rangle}{\langle \varepsilon_g \rangle \langle j \rangle} \quad (2.27)$$

É possível constatar experimentalmente que $\tilde{v}_{gj}$ e C_0 são constantes para cada padrão de escoamento. Sendo assim, v_g é uma função linear de j . Com isso, diversos autores trabalharam no desenvolvimento dos parâmetros apresentados nas Equações 2.26 e 2.27. Existem correlações para diversas configurações, tais como duto anular, duto circular, duto retangular e tubulações de horizontais a verticais. Dessa forma, fica evidente que uma das grandes vantagens desse modelo é a simplicidade obtida através do uso de correlações. No entanto, uma de suas grandes desvantagens é o fato de haver a possibilidade da não existência de correlações ou dados necessários para algum caso específico. Este é caso do escoamento trifásico, para o qual ainda não está clara a eficácia do modelo de deslizamento para previsões de frações volumétricas, além de não existirem muitos estudos na literatura a respeito.

Diversos autores trabalharam na análise de efeitos bidimensionais em tubulações de seção constante. Conforme observado por Zuber e Findlay (1965), um dos primeiros a observar os efeitos locais relativos às velocidades entre as fases foi Behringer (1936). Nos

estudos de Behringer (1936), foi desenvolvida uma expressão que leva em consideração a velocidade terminal de bolhas em um meio infinito nos escoamentos do tipo bolhas. No entanto, Behringer (1936) não leva em consideração efeitos bidimensionais. O primeiro a observar tais efeitos foi Bankoff (1960). Tanto Bankoff (1960), quanto Behringer (1936), apresentaram boa concordância de suas análises com dados experimentais. Diversos outros trabalhos são citados em Zuber e Findlay (1965), cujo trabalho foi de grande valia para a unificação dos modelos que levavam em consideração efeitos bidimensionais e o deslizamento entre as fases.

O trabalho de Ishii (1977) foi um dos pioneiros a obter equações constitutivas para a velocidade relativa entre as fases no modelo de deslizamento. Suas correlações levam em consideração a geometria interfacial entre as fases, efeitos de empuxo e tensões interfaciais e parietais. Mais tarde, em Hibiki e Ishii (2003a, 2003b), foram realizadas mais análises sobre os trabalhos realizados em Ishii (1977). As correlações de velocidades de deslizamento ponderadas e de parâmetros de distribuição de Hibiki e Ishii (2003a) estão expressas na Tabela 2.5. As correlações apresentadas na Tabela 2.5 apresentaram boa concordância com dados experimentais, principalmente em tubulações com diâmetros entre 2,5 a 5,0 cm (HIBIKI; ISHII, 2003b).

No trabalho realizado por Lima (2011) foram realizadas diversas análises sobre os diversos modelos de deslizamento existentes para cada padrão de escoamento. Lima (2011) separa os padrões de escoamento bifásico em três principais padrões, sendo eles: disperso, separado e intermitente. Comparativamente aos padrões observados por Taitel, Barnea e Dukler (1980), em escoamentos verticais ascendentes, o padrão disperso abrangeria os padrões bolhas, bolhas dispersas e agitado, o padrão intermitente seria mais indicado para o padrão pistonado e o padrão separado seria para o padrão anular. As expressões utilizadas por Lima (2011) em seu modelo para o parâmetro de distribuição e a velocidade de deslizamento ponderada foram todas baseadas na obra de Ishii e Hibiki (2006), com algumas considerações para o cálculo de fatores de atrito interfacial e parietal e parâmetros geométricos. No trabalho realizado por Lima (2011), e em Lima e Rosa (2014), a resolução do modelo de mistura, juntamente com o modelo de deslizamento, é feita através da solução da equação diferencial de conservação da quantidade de movimento pelo método de Runge-Kutta de quarta ordem.

Tabela 2.5 - Parâmetros de distribuição e velocidades de deslizamento ponderadas de Hibiki e Ishii (2003a).

Padrão	$\tilde{v}_{gj}$	C_0
Bolhas dispersas	0	1
Bolhas	$\sqrt{2} \left(\frac{\Delta \rho g_z \sigma}{\rho_l^2} \right)^{1/4} (1 - \varepsilon_g)^{1,75}$	$1,05 - 0,05 \sqrt{\frac{\rho_g}{\rho_l}}$
Pistonado	$0,35 \left(\frac{\Delta \rho g_z D_H}{\rho_l} \right)^{1/2}$	$1,2 - 0,2 \sqrt{\frac{\rho_g}{\rho_l}}$
Agitante	$\sqrt{2} \left(\frac{\Delta \rho g_z \sigma}{\rho_l^2} \right)^{1/4}$	$1,2 - 0,2 \sqrt{\frac{\rho_g}{\rho_l}}$
Anular	0	$\frac{1 - \varepsilon_g}{\varepsilon_g + \psi^{1/2}} \left(1 + \frac{\sqrt{\frac{\Delta \rho g_z D_H (1 - \varepsilon_g)}{0,015 \rho_l}}}{j} \right) + 1$

→ D_H = Diâmetro hidráulico.

→ σ = Tensão interfacial entre as fases.

→ O parâmetro de distribuição para o padrão bolhas é mais indicado para escoamentos turbulentos.

→ $\psi = \frac{1+75(1-\varepsilon_g) \rho_g}{\sqrt{\varepsilon_g} \rho_l}$

Comparativamente ao escoamento bifásico, em escoamentos trifásicos são muito raros os trabalhos desenvolvidos para a análise do deslizamento entre as fases. Além disso, o desenvolvimento de um modelo capaz de prever as frações volumétricas em escoamentos líquido-líquido-gás ainda é fonte de grande desafio para diversos pesquisadores.

A realização de experimentos em escoamentos trifásicos apresenta um grau de complexidade elevado, pois, além da grande quantidade de combinações possíveis de vazões das três fases em questão, deve-se medir uma grande quantidade de variáveis e propriedades

para garantir pontos experimentais de qualidade. Sendo assim, um dos principais fatores da existência de poucos modelos bem definidos em escoamentos trifásicos é a escassez de dados experimentais relevantes e abrangentes.

Conforme observado por Lahey, Açıkgöz e França (1992), o desenvolvimento de um modelo de deslizamento em escoamentos trifásicos possui grande importância em virtude de sua elevada aplicabilidade em práticas *offshore* de exploração de petróleo. No entanto, o seu desenvolvimento apresenta grande dificuldade, uma vez que existem vários padrões de escoamento ainda não bem definidos em escoamentos trifásicos. Tendo isso em mente Lahey, Açıkgöz e França (1992) realizaram uma extensa campanha experimental em escoamentos trifásicos horizontais óleo-água-ar para a identificação de padrões de escoamento e a elaboração de um modelo de deslizamento.

Baseados em uma análise semelhante à realizada por Zuber e Findlay (1965), Lahey, Açıkgöz e França (1992) desenvolveram um modelo de deslizamento para a fase gasosa considerando a mistura água-óleo como uma pseudofase líquida. Através de algumas manipulações matemáticas de equações fundamentais de escoamentos multifásicos, Lahey, Açıkgöz e França (1992) também desenvolveram um modelo de deslizamento para as fases líquidas, analisando-as de forma independente da injeção de ar, tanto em condições de escoamento de água como fase contínua (Equação 2.28), como em condições de óleo como fase contínua (Equação 2.29).

$$\frac{\frac{j_w}{\varepsilon_w}}{\varepsilon_o + \varepsilon_w} = C_{ol}^w(j_o + j_w) + \tilde{v}_{wl}^w \quad (2.28)$$

$$\frac{\frac{j_o}{\varepsilon_o}}{\varepsilon_o + \varepsilon_w} = C_{ol}^o(j_o + j_w) + \tilde{v}_{ol}^o \quad (2.29)$$

As expressões para as velocidades de deslizamento ponderadas e parâmetros de distribuições para as fases líquidas para escoamentos com água como fase contínua e para óleo como fase contínua podem ser observadas pela Tabela 2.6.

Como pode ser observado nas Equações 2.28 e 2.29, possuindo os valores das frações volumétricas de óleo e de água e as velocidades superficiais de óleo e de água, é possível determinar experimentalmente os valores de $\tilde{v}_{*l}^*$ e C_{ol}^* . Lahey, Açıkgöz e França (1992) obtiveram experimentalmente os valores de $\tilde{v}_{*l}^*$ e C_{ol}^* para escoamentos trifásicos

horizontais, e observaram que tais parâmetros mantêm-se constantes para cada padrão de escoamento.

Tabela 2.6 - Parâmetros de distribuição e velocidades de deslizamento de Lahey, Açikgöz e França (1992).

Padrão	$\tilde{v}_{*j}^*$	C_{0l}^*
Água como fase contínua	$\frac{\langle \varepsilon_w \left(v_w - \frac{j_l}{\varepsilon_o + \varepsilon_w} \right) \rangle}{\frac{\langle \varepsilon_w \rangle}{\langle \varepsilon_o + \varepsilon_w \rangle}}$	$\frac{\langle \frac{\varepsilon_w}{\varepsilon_o + \varepsilon_w} j_l \rangle}{\frac{\langle \varepsilon_w \rangle}{\langle \varepsilon_o + \varepsilon_w \rangle} \langle j_l \rangle}$
Óleo como fase contínua	$\frac{\langle \varepsilon_o \left(v_o - \frac{j_l}{\varepsilon_o + \varepsilon_w} \right) \rangle}{\frac{\langle \varepsilon_o \rangle}{\langle \varepsilon_o + \varepsilon_w \rangle}}$	$\frac{\langle \frac{\varepsilon_o}{\varepsilon_o + \varepsilon_w} j_l \rangle}{\frac{\langle \varepsilon_o \rangle}{\langle \varepsilon_o + \varepsilon_w \rangle} \langle j_l \rangle}$

→ * = w para água como fase contínua.
→ * = o para óleo como fase contínua.
OBS: j_l corresponde à velocidade superficial de líquido.

2.4.5 Modelo homogêneo

O modelo homogêneo é o mais simples para modelagem de escoamentos bifásicos. As duas fases são consideradas como um pseudo-fluido, com velocidades iguais e propriedades médias ponderadas pela fração volumétrica, assumindo uma condição de não deslizamento (SHOHAM, 2006) ($v_k = j$).

Com isso, tem-se que a fração volumétrica de cada fase pode ser representada conforme a Equação 2.30.

$$\varepsilon_k = \frac{j_k}{j} \quad (2.30)$$

As equações de conservação limitam-se ao caso do equacionamento monofásico, uma vez que se considera um pseudo-fluido e não mais as duas fases escoando separadamente na tubulação. Sendo assim, a equação da continuidade para o caso de escoamento unidimensional em regime permanente pode ser expressa pela Equação 2.31.

$$\frac{\partial \rho_m w_m}{\partial z} = 0 \quad (2.31)$$

Em que os termos densidade média (ρ_m) e velocidade média (w_m) são dados pelas Equações 2.32 e 2.33, respectivamente.

$$\rho_m = \varepsilon_1 \rho_1 + \varepsilon_2 \rho_2 + \cdots + \varepsilon_k \rho_k \quad (2.32)$$

$$w_m = w_1 = w_2 = \cdots = w_k = j \quad (2.33)$$

Já a equação da conservação da quantidade de movimento para o caso do modelo homogêneo toma a seguinte forma (Equação 2.34):

$$W \frac{\partial w_m}{\partial z} = -A \frac{\partial p}{\partial z} - A \rho_m (\vec{g} \cdot \vec{n}_z) - \tau_p b \quad (2.34)$$

Reagrupando os termos, chega-se na Equação 2.35.

$$\frac{\partial p}{\partial z} = \underbrace{\left(-\frac{W}{A} \frac{\partial w_m}{\partial z} \right)}_{Ace} + \underbrace{[-\rho_m (\vec{g} \cdot \vec{n}_z)]}_{Gra} + \underbrace{\left(-\tau_p \frac{b}{A} \right)}_{Fri} \quad (2.35)$$

Na Equação 2.35, os termos *Ace*, *Gra* e *Fri* correspondem aos termos aceleracional, gravitacional e friccional, respectivamente.

O termo friccional pode ser calculado como em escoamento monofásico (Equação 2.36), com coeficiente do tipo Fanning (C_f).

$$\tau_p = C_{f,m} \frac{1}{2} \rho_m j^2 \quad (2.36)$$

E o termo gravitacional pode ser calculado com o auxílio da Equação 2.32.

Para o cálculo do fator de atrito da mistura ($C_{f,m}$), pode-se utilizar a correlação de Churchill, Equação 2.37.

$$C_{fk} = 2 \left\{ \left(\frac{8}{Re_k} \right)^{12} + \frac{1}{\left[B + \left(\frac{37530}{Re_k} \right)^{16} \right]^{3/2}} \right\}^{1/12} \quad (2.37)$$

Sendo

$$B = \left\{ 2,457 \ln \left[\frac{1}{\left(\frac{8}{Re_k} \right)^{12} + 0,27 \left(\frac{RU}{D_H} \right)} \right] \right\}^{16} \quad (2.38)$$

e

$$Re_k = \frac{\rho_k v_k D_k}{\mu_k} \quad (2.39)$$

Na Equação 2.38, RU corresponde a rugosidade absoluta do material.

O termo aceleracional possui uma componente devido a compressibilidade embutida em sua formulação (escoamentos compressíveis). Dessa forma, manipulando a Equação 2.35, chega-se à uma forma mais desenvolvida da equação da quantidade de movimento (RODRIGUEZ, 2014), Equação 2.40:

$$-\frac{\partial p}{\partial z} = \frac{\rho_m (\vec{g} \cdot \vec{n}_z) + \frac{2C_f G^2}{\rho_m D} + G^2 \left(\frac{1}{\rho_2} - \frac{1}{\rho_1} \right) \frac{dx}{dz} - \frac{G^2}{\rho_m A} \frac{dA}{dz}}{1 - M^2} \quad (2.40)$$

Sendo x o título mássico e M o número de Mach dado por (Equação 2.41):

$$M^2 = \left(\frac{j}{c} \right)^2 \quad (2.41)$$

Sendo c a velocidade de propagação do som na mistura (Equação 2.42).

$$c = \left(\frac{\partial \rho_m}{\partial p} \right)_x^{-1/2} \quad (2.42)$$

Para escoamentos considerados incompressíveis o termo M pode ser desprezado.

O modelo homogêneo apresenta grande facilidade de ser manipulado, comparativamente aos outros modelos apresentados. Experimentalmente, observa-se que seu comportamento apresenta bons resultados em escoamentos onde as fases estão homogeneamente dispersas uma na outra. Isso ocorre em escoamentos altamente turbulentos, por exemplo. No entanto, em escoamentos onde as fases encontram-se segregadas, uma em relação à outra, o deslizamento pode ser significativo e com isso o modelo homogêneo passa a perder sua exatidão.

2.5 Revisão da literatura acerca de escoamentos trifásicos óleo-água-ar

Nesse tópico serão discutidos os principais aspectos e estudos abordados em escoamentos trifásicos, mais especificamente o escoamento óleo-água-ar. Como será possível observar, os estudos realizados sobre tal assunto são bem mais escassos que os trabalhos realizados em escoamentos bifásicos. Isso ocorre em virtude da maior complexidade do escoamento trifásico e também devido à maior ocorrência de escoamentos bifásicos em aplicações de engenharia. No entanto, a ocorrência de escoamentos trifásicos na produção de petróleo é frequente, principalmente em poços de petróleo *offshore*. Nas próximas seções serão discutidos os principais parâmetros do escoamento trifásico, tais como: padrões de escoamento, gradientes de pressão, frações volumétricas, modelos de deslizamento entre as fases e modelos de previsão de gradiente de pressão e fração volumétrica. Além disso, será dado um enfoque especial a trabalhos que tratem a respeito do deslizamento entre as fases.

2.5.1 Trabalhos sobre escoamentos trifásicos óleo-água-ar

Em muitos casos, o escoamento trifásico é tratado como um escoamento bifásico, com a fase líquida tratada como uma pseudofase homogênea composta de óleo e água. Em muitos estudos, autores defendem a ideia de que o deslizamento entre óleo e água pode ser desprezado. No entanto, outros autores defendem que, em determinadas situações, deve-se levar em consideração o deslizamento entre as fases. Para isso, o desenvolvimento de novos modelos e modificações nos modelos preexistentes tornam-se necessários.

Diversos estudos sobre escoamentos trifásicos foram desenvolvidos nas últimas décadas, especialmente utilizando óleos de elevada viscosidade e em sistemas pressurizados. Na tabela 2.5 estão exemplificados os trabalhos que serão analisados subsequentemente, levando em consideração viscosidades e densidades do óleo, velocidades superficiais de cada fase, diâmetro da tubulação, resultados observados e inclinação.

Tabela 2.7 - Principais trabalhos realizados em escoamentos trifásicos.

Autores	μ_o (cP)	ρ_o (kg/m³)	j_w (m/s)	j_o (m/s)	j_{ar} (m/s)	D tubo (cm)	Dados analisados	Inclinação com a vertical (graus)
Tek (1961)	vários	vários	vários	vários	vários	5,08; 6,35	QP	0
Shean (1976)	72	889	0 à 0,6	0 à 0,75	0,6 à 5,5	1,9	QP, FV, PE	0
Açikgöz, França e Lahey (1992)	116,4	864	0,004 à 0,66	0,04 à 0,24	0,15 à 50	1,9	PE	90
Lahey, Açikgös e França (1992)	116	864	0,03 à 0,66	0,024 à 0,24	0,359 à 16,558	1,9	FV, PE, PD	90
Lee, Sun e Jepson (1993)	2 e 15	-	0,0125 à 1,5	0,0125 à 1,5	0,5 à 15	10,0	PE	90
Woods et al. (1998)	15	830	Até 0,28	Até 0,19	Até 37	2,6	PE, QP	0
Spedding et al. (2000)	15	830	Até 0,28	Até 0,19	Até 37	2,6	PE, FV, QP	0 à 3,5
Oddie et al. (2003)	1,5	810	0,61	1,53	2	15,2	FV, PE	0 à 92
Shi et al. (2005)	1,5	810	0,61	0,61	0,76	15,2	FV	0 à 92
Hewitt (2005)	40	860	-	-	-	7,792	PE, FV, QP	90
Spedding, Donnelly e Cole (2005)	12,2 e 39,5	828,5 e 854,2	-	-	-	2,59; 5,01	QP, PE	90
Spedding, Donnelly e Benard (2007)	12,2	828,5	-	-	-	2,59	FV, PE	90
Bannwart et al. (2006)	5040	971	0,02 à 1,2	0,04 à 0,5	0,04 à 9	2,84	PE, QP	0
Trevisan e Bannwart (2006)	5040	971	0,02 à 1,2	0,04 à 0,5	0,01 à 22	2,84	PE, QP	90
Descamps et al. (2006)	7,5	830	-	-	-	8,28	QP, IF, DB	0
Descamps et al. (2007)	3,1	794	Até 1,5	Até 1,5	0,06	5,0	QP, DB, PE	0
Wegmann, Melke e Rohr (2007)	4,5	818,15	0,04 à 2	0,1 à 1	0,2 à 6,77	0,56; 0,7	PE	90
Spedding et al. (2008)	12,2 e 39,5	828,5 e 854,2	-	-	-	2,59; 5,01	QP	90
Poesio, Strazza e Sotgia (2009)	1200 e 900	886	0,1 à 2,6	0,03 à 0,7	0,29	2,1; 2,8; 4,0	QP	90
Piela et al. (2009)	3,1	794	-	-	-	1,6	QP, DB	90
Bannwart et al. (2009)	3400 e 36950	970	0,04 à 0,5	0,01 à 2,5	0,03 à 10	2,84 e 7,7	QP, PE	0 e 90
Xu et al. (2012)	44	860	0 à 0,885	0 à 0,9	0 à 0,82	5,0	FV, QP	0

QP: Queda ou gradiente de pressão, FV: fração volumétrica, PE: Padrão de escoamento, PD: parâmetros de deslizamento, IF: inversão de fase contínua, DB: tamanho de bolha

Tek (1961) propôs um modelo e realizou experimentos para escoamento trifásico água-óleo-ar. A proposta de Tek (1961) era obter um fator de atrito para escoamentos multifásicos, através de um vasto banco de dados, baseado na consideração de as fases líquidas constituírem uma pseudofase. Dessa forma, o escoamento trifásico poderia ser simplificado em um escoamento bifásico para cálculos do gradiente de pressão. O principal propósito de Tek (1961) era obter uma forma rápida e prática para dimensionamento de tubulações com escoamento multifásico, principalmente na indústria de petróleo.

No trabalho de Shean (1976) a validade de se tratar água e óleo como uma pseudofase foi avaliada experimentalmente juntamente com trabalhos feitos por outros pesquisadores que consideravam a fração de óleo e água separadamente. Além disso, foi realizada uma análise utilizando o modelo de deslizamento proposto por Zuber e Findley (1965). Foram obtidos com sucesso os parâmetros do modelo de deslizamento, como o parâmetro de distribuição (C_0) e a velocidade de deslizamento ponderada ($\tilde{V}_{gj}$) para a fase ar. As fases água e óleo não apresentaram uma relação linear entre a velocidade da fase e a velocidade de mistura. A forma utilizada por Shean (1976) para previsão das frações volumétrica das fases líquidas foi considerar o escoamento das fases líquidas separadamente da fase ar. Com isso, foi possível obter gráficos da fração volumétrica de óleo na fase líquida em função da fração volumétrica de injeção de óleo no líquido. Através das curvas obtidas, obteve-se uma correlação da fração volumétrica de óleo. Comparando-se o modelo desenvolvido com dados experimentais, houve boa concordância. No entanto, ao ser comparado com dados experimentais de outros autores houve a presença de erro sistemático elevado, evidenciando que o modelo não é unificado e sim específico para a situação de teste. Através do trabalho de Shean (1976) também é possível observar que de fato há uma diferença de velocidade entre as fases óleo e água no escoamento trifásico. Como conclusão, Shean (1976) determinou que a fração de vazio pode ser obtida considerando-se o escoamento como bifásico e utilizando o modelo proposto por Zuber e Findley (1965). Na tese de Shean (1976) também se constata que o gradiente de pressão friccional está intimamente relacionada com a fase contínua em contato com a parede do tubo e não com a fração volumétrica de entrada de óleo no líquido, e que para o cálculo da queda de pressão é necessária uma combinação de modelos baseados nos padrões de escoamentos.

Açikgöz, França e Lahey (1992) realizaram um estudo sobre escoamentos trifásicos de óleo-água-ar em escoamentos horizontais. Nesse estudo foi possível obter vários mapas de padrão de escoamento. As velocidades superficiais utilizadas foram de 0,15 à 50 m/s de ar,

0,004 à 0,66 m/s de água e velocidades superficiais constantes de óleo de 0,04, 0,03 e 0,24 m/s. Vários padrões obtidos não haviam sido relatados antes no regime bifásico. Os testes foram realizados com óleo leve de 116,4 cP de viscosidade e densidade de 864 kg/m³ em tubos de acrílico de 1,9 cm de diâmetro interno.

No trabalho de Lahey, Açıkgöz e França (1992) expressões do modelo de deslizamento para diversos padrões de escoamentos trifásico horizontais foram obtidas. Nos experimentos realizados por Açıkgöz, França e Lahey (1992) foram utilizados ar pressurizado, água e óleo mineral, tendo este viscosidade de 116 cP e densidade de 864 kg/m³. Os dados coletados foram obtidos em uma tubulação de 1,9 cm de diâmetro interno. Os padrões de escoamentos observados foram obtidos com a ajuda da carta de padrão de escoamento para escoamentos trifásicos horizontais de Açıkgöz, França e Lahey (1992). Desta forma, uma modelagem das equações de deslizamento para o caso trifásico foi feita e dados como o parâmetro de distribuição e a velocidade de deslizamento ponderada para água e óleo no caso trifásico foram obtidos. Na aplicação do modelo de deslizamento para as fases óleo e água foram utilizadas somente as velocidades superficiais de água e de óleo. Os dados experimentais de Lahey, Açıkgöz e França (1992) se adequaram de maneira satisfatória ao modelo de deslizamento proposto por Zuber e Findlay (1965), de modo que a velocidade superficial e o fluxo volumétrico relacionam-se de forma linear. Os parâmetros utilizados na previsão da fração volumétrica de gás em escoamentos bifásicos mostraram-se válidos para o caso trifásico.

Em Lee, Sun e Jepson (1993), transições de padrões de escoamento em escoamentos trifásicos horizontais de óleo, água e dióxido de carbono são apresentados. Os experimentos foram realizados em uma tubulação de acrílico de 10 cm de diâmetro interno. Lee, Sun e Jepson (1993) testaram dois tipos de óleo com viscosidades de 2 cP e 15 cP em três combinações diferentes de fração de injeção de água no líquido (25%, 50% e 75%). As velocidades superficiais de líquido empregadas variaram de 0,05 à 2 m/s e a velocidade superficial de gás de 0,5 à 15 m/s. As transições de padrão de escoamento foram observadas através de câmara de alta velocidade e de transdutores de pressão. Foram observados por Lee, Sun e Jepson (1993) três tipos principais de padrão de escoamento: estratificado, intermitente e anular. Cada um dos quais possuíam subpadrões como ondas e bolhas dispersas, por exemplo. Como conclusão, Lee, Sun e Jepson (1993) afirmam que a composição do fluido interfere de forma incisiva nas regiões de transição e nos padrões de escoamento. Também foi discutido que a aplicação do modelo de Taitel e Dukler (1976), em escoamentos trifásicos

horizontais, não consegue prever as fronteiras e padrões de escoamento de forma satisfatória.

No trabalho de Woods et al. (1998), nove padrões de escoamento são identificados em uma tubulação de acrílico horizontal com 2,6 cm de diâmetro interno e uma seção de teste de 1,8 m de comprimento. A maioria dos padrões observados encontram-se em configurações semelhantes ao padrão pistonado e anular em escoamentos bifásicos, sendo quatro deles com óleo como fase contínua e cinco com água como fase contínua. O óleo utilizado nos experimentos possuía viscosidade em torno de 15 cP e densidade em torno de 830 kg/m³. Em sua revisão da literatura, Woods et al. (1998) conclui que as teorias já desenvolvidas para escoamento bifásico não se aplicam prontamente para o escoamento trifásico. Dessa forma, em seu trabalho são apresentados mapas de padrão de escoamento e uma relação para determinar a mudança de fase contínua entre água e óleo. Os padrões de escoamento foram identificados de forma visual e através de aferição do gradiente de pressão observado (obtida por um micro manômetro). De forma semelhante a obtida por Shean (1976), Woods et al. (1998) obtiveram valores de razão volumétrica de injeção (óleo/líquido) de transição de fase contínua aproximadamente igual a 0,75, onde acima disso o óleo passa a ser a fase contínua.

Os resultados obtidos por Woods et al. (1998) mostram uma relação linear (em gráficos log-log) entre a velocidade superficial de gás e sua fração volumétrica para o caso trifásico (somente quando a fração volumétrica entre óleo e água se mantêm constantes). Entretanto, o mesmo não se aplica para o óleo e a água com a fração volumétrica entre óleo e água (F_o) variável, existindo, portanto, uma dependência entre o fator F_o e as frações volumétricas. Além disso, foi possível observar variações na fração volumétrica de líquido decorrente do ponto de inversão de fase contínua entre água e óleo. Observa-se nitidamente um aumento da fração volumétrica de líquido quando o óleo torna-se a fase contínua da mistura. Os dados referentes às frações volumétricas foram obtidos através da técnica das válvulas de fechamento rápido. Pelos dados apresentados por Woods et al. (1998) é possível observar que de fato existe uma diferença entre as velocidades *in situ* de óleo e água. Em geral, enquanto a água é a fase contínua, o óleo flui com velocidades maiores que a da água. Quando o óleo passa a ser a fase contínua, ele entra em contato com a parede do tubo e a água passa a fluir com velocidades bem maiores que a do óleo.

No trabalho de Spedding et al. (2000), mais trabalhos foram realizados a respeito do trabalho de Woods et al. (1998) e desta vez, tubulações levemente inclinadas foram avaliadas. Como resultado, outros padrões de escoamento foram obtidos e um refinamento

dos padrões já observados por Woods et al. (1998) foi feito. De início, Spedding et al. (2000) fizeram uma completa análise da fenomenologia de cada padrão de escoamento observado. Tanto padrões de escoamento com a fase água dominante, quanto com a fase óleo dominante foram reportados. Assim, equações de transição de padrões de escoamento foram obtidas baseados nos dados experimentais coletados. Como conclusão, Spedding et al. (2000) relatam que os padrões de escoamentos para tubulações levemente inclinadas são diferentes das tubulações verticais, principalmente para velocidades superficiais de gás inferiores a 10 m/s. As quedas de pressão em tubulações levemente inclinadas também são superiores às de tubulações verticais em baixas vazões de gás em escoamento intermitente e em altas vazões em escoamento anular.

Oddie et al. (2003) realizaram experimentos para avaliar a aplicabilidade dos modelos mais utilizados em tubulações de grande diâmetro, uma vez que, usualmente, tais modelos foram desenvolvidos para tubulações de pequeno diâmetro. Dessa forma, uma grande quantidade de testes em uma tubulação de 15,2 cm de diâmetro interno e 11 m de comprimento foram realizados tanto em regime permanente quanto em estado transiente. Resumidamente, diversas inclinações de 0° com a horizontal até 92° foram empregadas em escoamento gás-líquido, líquido-líquido e líquido-líquido-gás, onde água, querosene (com viscosidade dinâmica de 1,5 cP) e nitrogênio foram os fluidos utilizados. As frações volumétricas foram mensuradas através de técnicas como a de válvulas de fechamento rápido, densitômetro por raios gama e por sondas elétricas. Além da parte experimental, diversos modelos de previsão de frações volumétricas e de transição de padrões de escoamento foram avaliados para todos os tipos de escoamento.

Além disso, Oddie et al. (2003) compararam os dados obtidos com o modelo de previsão de padrão de escoamento de Petalas e Aziz (2000). Para o escoamento bifásico água-gás o modelo de Petalas e Aziz (2000) mostrou-se muito confiável. Tal modelo também apresentou boa concordância com os padrões de escoamento trifásicos observados. No entanto, a fim de comparar o modelo de Petalas e Aziz (2000) com o escoamento trifásico, foi considerado que o escoamento trifásico óleo-água-gás era composto por uma fase líquida (mistura de óleo e água) e por uma fase gasosa. Para a previsão de frações volumétricas de líquido, o modelo de Petalas e Aziz (2000) apresentou também boa precisão, tanto para o escoamento bifásico quanto para o escoamento trifásico. Ademais, foi observada uma tendência de se obter valores subestimados de fração volumétrica pelo modelo. Para o escoamento trifásico, melhores resultados foram obtidos para vazões mais elevadas de

líquido. Nesse caso, devido à alta vazão de líquido, o escorregamento entre água e óleo é diminuído, fazendo com que as fases óleo e água aproximem-se de uma única fase. Como conclusão, Oddie et al. (2003) afirmam que os modelos Petalas e Aziz (2000) são capazes de prever os padrões de escoamento com elevada precisão e de prever as frações volumétricas de líquido com precisão razoável. Outra observação importante feita por Oddie et al. (2003) é que o método de determinação das frações volumétricas por válvulas de fechamento rápido possui boa concordância com os resultados obtidos por densitômetro nuclear, evidenciando a efetividade do método.

Shi et al. (2005) desenvolveram um modelo de deslizamento para o escoamento trifásico baseados em dados de experimentos realizados em dutos de grande diâmetro. Os experimentos foram conduzidos em escoamentos água-óleo, água-gás e óleo-água-gás em uma tubulação de acrílico com 15,2 cm de diâmetro interno e 11 m de comprimento. Os fluídos utilizados foram: querosene com viscosidade de 1,5 cP e densidade de 810 kg/m³ (propriedades à 18°C), água de torneira e nitrogênio. Na modelagem realizada, para a obtenção dos parâmetros de deslizamento para a fase gasosa, foi considerado que a fase líquida era composta de uma mistura de água e óleo com propriedades ponderadas por dados experimentais. Os parâmetros do modelo de deslizamento foram obtidos, apresentando erros da ordem de 20%, principalmente para valores de fração volumétrica de gás superior à 0,35. A mesma abordagem foi feita para o caso da previsão da fração volumétrica de óleo. Foi considerado que a fase líquida não sofria interferência da fase gasosa, sendo tratada da mesma forma que no escoamento bifásico óleo-água. Como resultados, obteve-se valores com erros muito elevados e que pouco seguiam a tendência da curva de previsão. Com isso, os autores concluem que esse método não é adequado para a previsão de frações volumétricas de óleo. Ao analisarem alguns dados experimentais, considerando não deslizamento entre óleo e água, obtiveram resultados muito satisfatórios, principalmente no escoamento vertical. No entanto, em outras situações, o deslizamento entre água e óleo mostrou-se evidente. Por fim, Shi et al. (2005) propõem um modelo unificado entre bifásico óleo-água e trifásico óleo-água-gás, onde o modelo bifásico é alterado por um parâmetro que quantifica o efeito do gás no escoamento óleo-água. Dessa vez, os resultados obtidos pelo modelo comparativamente com os dados experimentais mostraram-se bem mais satisfatórios, com precisão equivalente à obtida na determinação da fração volumétrica de gás.

No trabalho realizado por Hewitt (2005), um vasto estudo sobre escoamentos trifásicos horizontais em regime transiente e em regime completamente desenvolvido são realizados.

Testes em escoamentos estratificados e pistonado são descritos e métodos de previsão de fração volumétrica e queda de pressão são avaliados. Uma análise do nível de mistura entre as fases e a complexidade de cada situação é citada. Nos experimentos de Hewitt (2005) foi utilizado óleo com densidade de 860 kg/m^3 e viscosidade de 40 cP, uma tubulação horizontal de 7,792 cm de diâmetro interno e 38 m de comprimento. Comparações realizadas com os dados obtidos por Açıkgöz, França e Lahey (1992) mostraram divergência quanto a previsão de padrão de escoamento em decorrência do diâmetro da tubulação e da viscosidade do óleo utilizado. Hewitt (2005) conclui que uma melhor compreensão no processo de mistura das fases líquidas é necessária para se alcançar uma melhor previsão do comportamento do escoamento. Por fim, o modelo de dois fluidos é citado como sendo promissor na previsão de parâmetros do escoamento trifásico.

Spedding, Donnelly e Cole (2005) realizaram um estudo sobre padrões de escoamentos trifásicos óleo-água-ar em uma tubulação horizontal de dois diâmetros diferentes (2,59 cm e 5,01 cm). O óleo utilizado na tubulação menor possuía 12,2 cP e o óleo da tubulação maior possuía 39,5 cP, ambos com densidade em torno de 840 kg/m^3 . Os padrões de escoamento foram observados através de vídeos e de observações do comportamento do gradiente de pressão. Além dos testes realizados, outros testes de outros autores foram citados. Com esse banco de dados Spedding, Donnelly e Cole (2005) caracterizaram 22 padrões de escoamentos diferentes com água ou óleo como fase dominante em diferentes situações. Spedding, Donnelly e Cole (2005) enfatizam a não existência de um modelo de previsão de padrão de escoamento robusto o bastante para prever padrões em uma larga faixa de variação de propriedades, geometrias e vazões de cada fase para escoamentos trifásicos. Um mapa de padrão de escoamento para o caso trifásico também é proposto. Por fim Spedding, Donnelly e Cole (2005) citam que a interação entre as fases líquidas pode interferir de forma decisiva em certos parâmetros do escoamento, sendo portanto necessários mais estudos acerca do assunto.

Spedding, Donnelly e Benard (2007) avaliaram a fração volumétrica de ar no escoamento trifásico óleo-água-ar em uma tubulação horizontal de 2,59 cm de diâmetro interno. O óleo utilizado por Spedding, Donnelly e Benard (2007) nos experimentos possuía densidade de $828,5 \text{ kg/m}^3$ e viscosidade de 12,2 cP. Foi observado que, para pequenas frações volumétricas de injeção, o óleo tende a apresentar uma fração volumétrica menor em decorrência do arrasto provocado pela fase ar em contato com o óleo. Como consequência, conforme aumenta-se a fração volumétrica de óleo, a fase líquida passa a escoar mais rápido,

diminuindo a fração volumétrica de líquido até a fração volumétrica de injeção de óleo no líquido alcançar 25%. Spedding, Donnelly e Benard (2007) também aplicaram o modelo de deslizamento para previsão da fração volumétrica de líquido, não obtendo sucesso. Novamente, Spedding, Donnelly e Benard (2007) afirmam que a previsão da fração volumétrica dos líquidos que compõe a mistura depende do comportamento das duas fases líquidas.

No trabalho de Bannwart et al. (2006) um trabalho experimental foi realizado a fim de se caracterizar o padrão de escoamento trifásico óleo-água-ar vertical. As velocidades superficiais empregadas nos experimentos foram de 0,04 à 0,5 m/s para água, de 0,04 à 9 m/s para o gás e de 0,02 à 1,2 m/s para o óleo. A tubulação utilizada possuía 2,84 cm de diâmetro interno e o óleo utilizado viscosidade de 5040 mPa.s e densidade de 971 kg/m³. Como resultado, Bannwart et al. (2006) obtiveram cartas de padrão de escoamento, bem como dados referentes ao gradiente de pressão. Uma classificação dos padrões de escoamento trifásicos foi elaborada através de uma combinação de escoamentos bifásicos (padrão de escoamento ar-água e padrão de escoamento óleo-água), uma vez que a água sempre esteve como fase dominante e em contato com a parede da tubulação (caso frequentemente encontrado em campo). Com isso, seis padrões de escoamento foram relatados:

Bolhas de gás e Anular de óleo (Bg-Ao): semelhante ao padrão anular do escoamento bifásico óleo-água, com a exceção de que a fase gás está dispersa na água. Ocorre para elevadas velocidades superficiais de óleo e baixas velocidades superficiais de gás.

Intermitente de gás e Anular de óleo (Ig-Ao): a fase gasosa forma grandes bolhas que envolvem parcialmente o núcleo oleoso. Ocorre para moderadas velocidades superficiais de gás.

Bolhas de gás e Intermitente de óleo (Bg-Io): a fase gasosa forma pequenas bolhas e a fase óleo forma grandes gotas. Ocorre para moderada velocidade superficial de óleo e baixa velocidade superficial de gás.

Bolhas de gás e Gotas de óleo (Bg-Bo): observado para baixas velocidades superficiais de óleo e de gás, mas somente quando a velocidade superficial de água é alta o suficiente (maior que 0,3 m/s) para dispersar a fase oleosa em bolhas.

Intermitente gás e Intermitente óleo (Ig-Io): gotas grandes de óleo e de água escoam em série muito próximas uma da outra. Ocorre para altas e moderadas velocidades superficiais de óleo e de gás.

Intermitente de gás e Gotas de óleo (Ig-Bo): grandes velocidades superficiais de ar geram grandes bolhas que fluem com elevada velocidade. A fase óleo encontra-se dispersa na água. Ocorre para elevadas velocidades superficiais de gás e baixas velocidades superficiais de óleo.

Tais padrões são apresentados na Figura 2.7. Além da identificação dos padrões de escoamento, Bannwart et al. (2006) desenvolveram uma carta de fluxo dependente apenas das velocidades superficiais de óleo e de gás. As fronteiras de transição de padrões de escoamento se mostraram pouco dependentes da velocidade superficial de água, que variou de 0,04 m/s à 0,5 m/s.

Figura 2. 7: Padrões observados em escoamentos trifásicos, adaptação de Bannwart et al. (2006).

Por fim, Bannwart et al. (2006) desenvolveram um modelo para previsão do gradiente de pressão para o caso pistonado. Dados experimentais foram comparados com o modelo, obtendo boa concordância em alguns resultados.

Trevisan e Bannwart (2006) realizaram um estudo sobre padrões de escoamento e queda de pressão de óleo pesado (viscosidade de 5040 cP e densidade de 971 kg/m³) em uma tubulação horizontal de vidro de 2,84 cm de diâmetro interno. As velocidades superficiais empregadas nos experimentos foram de 0,04 à 0,5 m/s para água, de 0,01 à 9 m/s para o gás

e de 0,02 à 1,2 m/s para o óleo. Com o auxílio de câmeras de alta velocidade foram identificados nove padrões de escoamento, classificados quanto aos padrões observados nas misturas bifásicas líquido-gás e óleo-água simultaneamente. Os resultados foram expressos em mapas de fluxo com a velocidade superficial de gás em função da velocidade superficial de óleo, sendo a velocidade da fase água constante em cada mapa. Trevisan e Bannwart (2006) observaram que a injeção de gás provoca um aumento da velocidade do fluido aumentando a componente friccional do gradiente de pressão total. Com isso, comparativamente com o escoamento bifásico óleo-água, o escoamento trifásico horizontal apresentou maior gradiente de pressão total. No entanto, o gradiente de pressão total do escoamento trifásico é sempre menor que aquele do escoamento monofásico de óleo e bifásico óleo-ar.

Nos experimentos realizados por Descamps et al. (2006) foram utilizados água salgada, óleo com viscosidade de 7,5 cP e densidade de 830 kg/m³ e ar atmosférico. A tubulação utilizada possuía diâmetro interno de 8,28 cm e comprimento de 15,5 m composta de aço inoxidável. Diversos pontos experimentais de escoamentos água-óleo e água-óleo-gás foram coletados. Descamps et al. (2006) avaliaram a influência da injeção de gás na inversão da fase em escoamento água-óleo em tubos verticais. Foi avaliada a influência do tamanho da bolha injetada na inversão da fase contínua. Foi constatado que a injeção de gás influencia pouco a concentração crítica onde ocorre inversão da fase contínua. No entanto, para velocidades superficiais de mistura superiores a 1 m/s, o gradiente de pressão na tubulação aumenta com a diminuição do diâmetro da bolha na região de inversão da fase contínua. No caso onde ocorre a inversão da fase contínua, o gradiente de pressão supera o caso bifásico água-óleo. Nesse caso, a injeção de gás passa a ter um efeito negativo, tornando ineficiente a técnica *gas-lift*. Assim como diversos autores, Descamps et al. (2006) obtiveram valores de porcentagem de água na fase líquida correspondente à inversão da fase contínua próximo à 30% em escoamentos bifásico óleo-água. Além disso, foi observado que a viscosidade da mistura aumenta significativamente na região de inversão de fase. Já para o caso onde ar atmosférico foi injetado na mistura bifásica óleo-água, foi observado que a injeção de ar não influenciou o valor da porcentagem de injeção de água na fase líquida, onde ocorreram as inversões da fase contínua (em torno de 30% de água). No entanto, divergências no gradiente de pressão foram observados. Para velocidades superficiais elevadas, foi observado que quanto menor o diâmetro da bolha, maior o pico de queda pressão na região de inversão de fase. Fato que não ocorre usualmente quando ar é injetado em um escoamento monofásico. Já

para baixas velocidades superficiais não foram observadas diferenças significativas do efeito do diâmetro da bolha de ar.

No trabalho realizado por Descamps et al. (2007), estudos complementares aos resultados obtidos em Descamps et al. (2006) foram realizados e foi constatado que o gradiente de pressão é mais acentuado na região de inversão até mesmo se houver a injeção de gás, confirmando os resultados de Descamps et al. (2006). Dessa vez, outro aparato experimental foi utilizado. Uma tubulação de PVC com diâmetro de 5,0 cm e comprimento de 7 m foi utilizada. Os fluidos utilizados foram água, óleo com viscosidade de 3,1 cP e densidade de 794 kg/m³ e ar atmosférico. O óleo e a água foram utilizados como uma mistura dispersa e turbulenta. Na condição de óleo como fase contínua, foi observado que quanto menor a fração de água, menor o gradiente de pressão, até o momento onde a inversão da fase contínua ocorre. Desse ponto em diante, o oposto passa a ocorrer. No caso onde a água é a fase principal, o tamanho da bolha de ar aumenta com o aumento da fração de óleo devido ao balanço entre quebra e coalescência das bolhas. Descamps et al. (2006) observam que, assim como é descrito por Brauner (1998), quanto maior a fração em volume da fase dispersa, maior será a viscosidade da emulsão e consequentemente menor será a turbulência. Como no caso de óleo disperso em água, a concentração de óleo pode chegar até 70% (ponto de inversão da fase contínua), obtém-se menor turbulência e com isso um aumento do tamanho das bolhas de ar. Posteriormente, com a fase de óleo contínua, o diâmetro da bolha passa a diminuir com o decréscimo da fração de água (fase dispersa) em óleo. Com isso, a viscosidade da mistura passa a diminuir, tornando a eficiência da técnica *gas-lift* vantajosa novamente.

Wegmann, Melke e Rohr (2007) realizaram experimentos em tubulações horizontais a fim de comparar os padrões de escoamentos observados com mapas e modelos teóricos já presentes na literatura. Para tanto, foram realizados experimentos em tubulações de vidro de 0,56 e 0,7 cm de diâmetro interno para avaliar os efeitos do diâmetro na mudança do padrão de escoamento. Também foi utilizada água deionizada, parafina de baixa viscosidade (4,5 cP) e ar. Para análise dos padrões de escoamento foram utilizadas câmera de alta velocidade e a técnica de laser de indução fluorescente (LIF). Os dados obtidos não coincidiram com nenhum trabalho já realizado. Wegmann, Melke e Rohr (2007) acreditam que isso se deve ao fato das propriedades dos testes realizados (principalmente o diâmetro da tubulação e a viscosidade do óleo) serem muito diferentes daquelas encontradas nos testes realizados na literatura. A interferência do diâmetro da tubulação na transição de padrão de escoamento foi

constatada na transição de padrão líquido intermitente-gás intermitente para líquido disperso-gás intermitente.

Spedding et al. (2008) avaliaram a queda de pressão em escoamentos trifásicos horizontais e propuseram um modelo para previsão de gradiente de pressão. Seus experimentos foram baseados nos trabalhos de Spedding, Donnelly e Cole (2005) e de Spedding, Donnelly e Benard (2007), possuindo o mesmo aparato experimental. Nos gráficos de queda de pressão apresentados é possível constatar que quanto maior a velocidade superficial de gás, maior a fração volumétrica de injeção de óleo no líquido, onde o pico de queda de pressão ocorre. Isso é causado, segundo Spedding et al. (2008), devido ao aumento da turbulência e ao perfil de escoamento vigente em cada situação na tubulação. Outra observação feita é que, dependendo do caminho tomado, obtém-se valores diferentes de máxima queda de pressão. A suposição de Spedding et al. (2008) para isso é que, dependendo das condições iniciais do escoamento, podem ocorrer diferenças na estrutura da fase líquida dispersa. O modelo de Spedding et al. (2008), apesar de ter apresentado melhorias referentes a outros modelos encontrados na literatura, ainda possui certas deficiências, principalmente no padrão anular.

No trabalho realizado por Poesio, Strazza e Sotgia (2009) também foram realizados experimentos com escoamento trifásico horizontais, porém com óleos de alta viscosidade. Os óleos utilizados nos experimentos de Poesio, Strazza e Sotgia (2009) possuíam viscosidade dinâmica de 1200 cP e de 900 cP, e densidade de 886 kg/m³. Foram utilizadas tubulações de vidro de diâmetro interno de 2,1 cm, 2,8 cm e 4,0 cm. As velocidades superficiais de óleo variaram de 0,03 à 0,7 m/s, as de água de 0,1 à 2,6 m/s enquanto que a velocidade superficial de gás manteve-se à 0,29 m/s. Foi constatado nos experimentos que a adição de ar no escoamento bifásico óleo-água causa um aumento na queda de pressão na tubulação no caso de escoamentos anular e bolhas alongadas. A interpretação para esse fenômeno sugerida por Poesio, Strazza e Sotgia (2009) é de que, com o aumento da velocidade superficial de gás, tanto a fase óleo como a fase água passam a possuir uma menor fração volumétrica na tubulação, aumentando sua velocidade e com isso aumentando também a queda de pressão. Por fim, um modelo de previsão de queda de pressão é desenvolvido utilizando um modelo de dois fluidos para previsão da queda de pressão do caso líquido-líquido e utilizando o modelo de Lockhart-Martinelli para previsão da queda de pressão total trifásica. O erro do modelo desenvolvido foi menor que 15% comparativamente aos dados experimentais.

No trabalho de Piela et al. (2009) foi realizado um estudo experimental sobre escoamentos trifásicos horizontais dispersos. Para tanto, o aparato experimental de Piela et al. (2009) consistia em uma tubulação horizontal de acrílico de 1,6 cm de diâmetro. Os fluidos utilizados foram óleo (viscosidade dinâmica de 3,1 cP e densidade de 794 kg/m³), água e nitrogênio. Os padrões de escoamento foram observados e analisados através de câmeras de alta velocidade. Foi observado que a partir de uma fração volumétrica de gás, referente à transição de bolhas dispersas para bolhas alongadas, havia um intenso aumento no gradiente de pressão friccional. E que, essa fração volumétrica de transição torna-se cada vez menor com o aumento da fração volumétrica de óleo na fase contínua. Como conclusão, Piela et al. (2009) constataram que a presença de gotas no escoamento disperso favorece a transição do escoamento tipo bolhas para bolhas alongadas com frações volumétricas de gás menores. Isso ocorre, pois, segundo Piela et al. (2009), a presença de gotas causa um aumento da fração volumétrica de gás na fase contínua e com isso aumenta a possibilidade de coalescência de bolhas. Além disso, também foi observado que as bolhas não afetam significativamente a fração volumétrica e o gradiente de pressão na região de inversão de fase contínua. No entanto, a inversão de fase contínua afeta significativamente as bolhas do escoamento.

No trabalho de Bannwart et al. (2009) foi feito um estudo a fim de se obter dados sobre padrões de escoamento e gradiente de pressão em escoamentos trifásicos em tubulações horizontais e verticais de 2,84 cm de diâmetro interno. Nesse estudo foi utilizado óleo com viscosidade de 3400 cP e densidade de 970 kg/m³, água e ar. Também foram avaliados os padrões de escoamento presentes em tubulações verticais e levemente inclinadas de 1 cm de diâmetro interno a fim de se observar os efeitos da inclinação da tubulação. Nesse trabalho, obtiveram-se vários resultados que auxiliam no entendimento do comportamento do escoamento trifásico óleo-água-ar. Foi possível observar que a vazão de água interfere no padrão de escoamento de forma menos significativa que as vazões de óleo e de ar. No escoamento vertical os fatores de redução de atrito (FR) (razão do gradiente de pressão total monofásica de óleo com o gradiente de pressão total do escoamento trifásico, ambos com mesma vazão volumétrica de óleo) variaram de 2 à 20. Já nos experimentos realizados em campo em uma tubulação de 7,7 cm de diâmetro interno e 274 m de comprimento, obtiveram-se fatores de redução de 30 à 60. O óleo utilizado nesses últimos experimentos possuía viscosidade de 36950 cP e densidade de 972,1 kg/m³. Por fim, foi possível constatar de forma contundente que a técnica *core-flow* é de fato eficiente, mesmo na presença de gás.

No trabalho realizado por Xu et al. (2012) foi feito um estudo experimental em escoamentos trifásicos verticais ascendentes em uma tubulação de 5,0 cm de diâmetro interno. As velocidades superficiais empregadas de água variaram de 0 à 0,885 m/s, as de óleo variaram de 0 à 0,9 m/s e as de gás de 0 à 0,82 m/s. Os efeitos da injeção de gás em escoamento bifásicos óleo-água foram avaliados e foi constatado que a presença de gás aumenta o gradiente de pressão friccional em virtude do aumento da velocidade *in situ* das fases. Uma nítida diminuição do gradiente de pressão total foi observada em comparação com o escoamento bifásico para baixas razões volumétricas de injeção de óleo no líquido. No entanto, quando a razão volumétrica de injeção de óleo no líquido superou 70%, houve a inversão de fase e a componente friccional do gradiente de pressão total tornou-se da mesma magnitude do componente gravitacional. Por fim, foi elaborado um modelo considerando o escoamento trifásico como um escoamento bifásico constituído de uma fase líquida (mistura homogênea de água e óleo) e de uma fase gasosa. Tal modelo obteve erros menores que 10% comparativamente com dados experimentais. Os experimentos ficaram restritos a padrões do tipo bolhas e intermitente. Xu et al. (2012) concluem que a injeção de gás interfere pouco no ponto de inversão de fase contínua.

2.5.2 Considerações finais acerca dos trabalhos atuais de escoamento trifásico óleo-água-ar

Pelos trabalhos apresentados, observa-se claramente que de fato é possível obter grandes benefícios com a adição de água em escoamento bifásicos óleo-ar, no que se refere a redução do gradiente de pressão total, principalmente para óleo de elevada viscosidade. Tanto em escoamentos horizontais, quanto em escoamento verticais, foi possível observar redução significativa nos gradientes pressão total nos trabalhos apresentados. No entanto, percebe-se claramente que, em determinadas velocidades superficiais das fases, o escoamento trifásico passa a possuir elevado gradiente de pressão total, tornando-se desvantajoso perante os escoamentos bifásicos óleo-água e óleo-ar. Geralmente tal condição ocorre próxima à região de inversão de fase, onde a viscosidade da mistura é maior que a viscosidade de qualquer uma das fases, e com elevadas velocidades superficiais de gás, onde a componente friccional do gradiente de pressão total passa a ser relevante.

Percebe-se também que a análise dos fenômenos que ocorrem em escoamentos trifásicos não é trivial, de forma que uma combinação de vários fatores é necessária para a explicação de um único fenômeno. A viscosidade da mistura, por exemplo, depende intimamente da fase em contato com a parede da tubulação e interfere decisivamente nas frações volumétricas das fases e na turbulência do escoamento. A turbulência, por sua vez, afeta o tamanho das bolhas, que interferem diretamente na eficiência da técnica *gas-lift*. Como resultado de tantas variáveis, tem-se uma elevada variação do gradiente de pressão total dependendo das condições do escoamento.

Os trabalhos apresentados e discutidos já expuseram uma vasta quantidade de informações acerca dos diversos fenômenos observados em escoamentos trifásicos. No entanto, ainda existem lacunas a serem preenchidas. Percebe-se que não há um modelo unificado e amplo capaz de prever as frações volumétricas, bem como uma completa identificação dos diversos padrões de escoamentos presentes em escoamentos trifásicos. Outro fenômeno ainda não completamente compreendido é o fenômeno de inversão de fase contínua em escoamentos trifásicos.

Em vários trabalhos observa-se que, pela complexidade do escoamento trifásico, tenta-se aplicar modelos desenvolvidos para escoamentos bifásicos em escoamentos trifásicos. Muitas dessas tentativas resultam em resultados satisfatórios, principalmente em condições de pouca diferença entre as propriedades dos líquidos utilizados. No entanto, em condições onde as propriedades dos fluidos destoam, tais modelos passam a falhar.

Dessa forma, o estudo do escoamento trifásico torna-se muito promissor, tanto pela sua importância na produção de petróleo *offshore*, quanto pela pouca compreensão de fenômenos associados a esse tipo de escoamento.

3 Aparato experimental e metodologia

Será descrito o aparato experimental utilizado para a obtenção de dados, a fim de expor, de forma clara e sucinta, a campanha experimental realizada. Serão discutidos os principais aspectos construtivos e funcionais da instalação experimental, bem como os procedimentos experimentais aplicados e a forma de obtenção de dados.

A campanha experimental realizada teve como principal objetivo a obtenção de dados de gradiente de pressão, fração volumétrica e vazões volumétricas de cada fase em escoamentos verticais ascendentes trifásicos e bifásicos completamente desenvolvidos. Para tanto, toda a campanha experimental foi realizada em uma linha vertical de testes localizada no Laboratório de Escoamentos Multifásicos Industriais do NETeF (Núcleo de Engenharia Térmica e Fluídos) do Departamento de Engenharia Mecânica da EESC-USP, visando simular condições de escoamento próximas às de um poço de petróleo real.

3.1 Linha de escoamento vertical multifásica

A linha de escoamentos verticais multifásica utilizada consiste basicamente de várias tubulações de vidro de borossilicato de 5 cm de diâmetro interno e 1,5 m de comprimento conectadas sequencialmente, resultando em uma tubulação de aproximadamente 12 m de comprimento. A tubulação resultante possui em sua base injetores de óleo, água e ar, especialmente desenvolvidos para a obtenção de padrões de escoamentos semelhantes aos obtidos em aplicações práticas. Cada um dos injetores foi alimentado por linhas monofásicas independentes de água, óleo e ar, com sistemas de bombeamentos independentes e remotamente controlados. Além disso, cada linha de escoamento monofásico possuía medidores de vazão volumétrica capazes de medir uma ampla faixa de vazão. Todo o sistema formava um circuito fechado para os líquidos. Após a injeção e a mistura das fases, o escoamento multifásico passava pela seção de testes e era direcionado para um separador gás-líquido. Após as fases líquidas e gasosa serem separadas, o ar era eliminado para a atmosfera e os líquidos eram direcionados para um separador líquido-líquido, do qual, por gravidade, eles se deslocavam para os reservatórios de água e de óleo. A seção de testes, localizada a 120 diâmetros dos bocais injetores, foi equipada com termopares e medidores de pressão

diferencias e absolutos. Dessa forma, foi possível realizar, de forma contínua e automática e em uma ampla faixa de operação, vários testes de escoamentos multifásicos.

Na Figura 3.1, os principais elementos da instalação experimental estão dispostos, exemplificando a função específica de cada elemento. Basicamente, tem-se duas bombas de deslocamento positivo (tipo parafuso), uma para o óleo (item 4, Figura 3.1) e outra para a água (item 3). Apesar de tais bombas possuírem grandes capacidades, as velocidades superficiais máximas de óleo e de água obtidas em temperatura ambiente foram de aproximadamente 2,0 m/s e 0,6 m/s, respectivamente. Isso ocorreu devido à pressão elevada na saída das bombas em tais condições, em decorrência da elevada perda de carga na tubulação (principalmente na linha de óleo). A linha monofásica de óleo foi equipada com três medidores de vazão do tipo engrenagens ovais (item 2), resultando em uma faixa de medição de 0,042 l/min (0,000356 m/s) a 233,3 l/min (1,98 m/s) com erros de até 1% do valor de leitura. Já a linha monofásica de água foi equipada com três medidores de vazão (item 1), resultando em uma faixa de medição de 1 l/min (0,00849 m/s) a 1646 l/min (13,971 m/s), com um erro máximo de 1% do valor de leitura. A linha de ar foi alimentada por ar comprimido proveniente de um tanque pulmão e de um compressor (itens 10 e 9, respectivamente). Devido a perdas localizadas, a máxima velocidade superficial de ar obtida foi de aproximadamente 18 m/s. A linha monofásica de ar foi equipada com quatro medidores de vazão (item 12), resultando em uma faixa de medição de 3 l/min (0,0254 m/s) a 5666,7 l/min (48,1 m/s). A seção de testes, onde os dados mais importantes, tais como gradiente de pressão e fração volumétrica, foram coletados, está representada pelo item 13 da Figura 3.1. Os tanques separadores gás-líquido e líquido-líquido estão representados pelos itens 14 e 8 da Figura 3.1, respectivamente. Os reservatórios de água e de óleo estão representados pelos itens 6 e 5, respectivamente. Por fim, a viscosidade do óleo foi controlada através de um trocador de calor (item 7, Figura 3.1) capaz de variar a temperatura de óleo no tanque de óleo de 10°C à 60°C. Para maior controle da variação da temperatura de óleo ao longo do escoamento, termopares foram instalados no local de injeção de óleo na linha vertical (item 15) e na seção de testes. Os principais elementos da Figura 3.1 estão listados na Tabela 3.1.

Figura 3.1 - Modelo esquemático do aparato experimental.

Tabela 3.1 - Principais elementos da instalação experimental.

Nº do item	Descrição
1	Medidores de vazão de água (baixa e alta vazão)
2	Medidores de vazão de óleo (baixa, média e alta vazão)
3	Bomba de deslocamento positivo (tipo parafuso) de água
4	Bomba de deslocamento positivo (tipo parafuso) de óleo
5	Tanque de água
6	Tanque de óleo
7	Trocador de calor da linha de óleo
8	Separador líquido-líquido
9	Compressor de ar
10	Reservatório de ar comprimido
11	Válvulas de ar de controle automático
12	Medidores de vazão de ar (baixíssima, baixa, média e alta vazão)
13	Linha de testes
14	Separador líquido-gás
15	Bocais injetores

Os principais itens do aparato experimental serão detalhados nas seções subsequentes, tais como o desenvolvimento dos bocais injetores, a seção de testes, o sistema de aquisição de dados e a metodologia experimental aplicada. Maiores detalhes como potência, faixa de operação, marcas, modelos e capacidades específicas de cada equipamento estão detalhadas no Apêndice A.

3.1.1 Bocais injetores

Para uma completa caracterização do escoamento trifásico e bifásico, torna-se necessária a realização de experimentos em várias condições que simulem a maior quantidade de situações possíveis em escoamentos multifásicos. Considerando uma tubulação com fluidos com propriedades constantes, além da alteração das vazões de cada fase que altera de forma significativa as frações volumétricas e a queda pressão, outro fator que promove grandes alterações em tais grandezas é a forma em que cada fase se distribui e flui no interior da tubulação. Ou seja, o padrão de escoamento e sua ampla variação também podem ser

considerados de grande importância para dados experimentais coletados em escoamentos multifásicos e para análises da fenomenologia do escoamento.

No entanto, apesar de os padrões de escoamentos em geral serem dependentes apenas das velocidades superficiais de cada fase em um sistema com propriedades constantes, em uma campanha experimental é necessário induzir o padrão de escoamento para a sua obtenção em regime permanente em um curto trecho de tubulação. Caso contrário, seria necessário um longo trecho de tubulação para a obtenção de determinados padrões de escoamentos. Pensando nisso, foram desenvolvidos diferentes bocais injetores da fase gasosa e das fases líquidas para a obtenção dos padrões bolhas, pistonado, agitante e anular.

O bocal injetor de óleo utilizado possuía diâmetro levemente menor que o diâmetro interno da tubulação, para que as fases óleo, ar ou ambas, fossem injetadas no centro do escoamento de água (Figura 3.2). Dessa forma, em escoamentos com velocidades superficiais de ar elevadas, foi possível induzir o padrão anular gás-líquido.

Figura 3.2 - Bocal injetor de óleo internamente ao escoamento de água.

Considerando que em produção de petróleo a fase gasosa pode surgir da descompressão de gases dissolvidos no petróleo, os bocais injetores de ar foram inseridos na linha de óleo, antes do bocal de injeção de óleo (Figura 3.2). Além disso, sabendo-se que os padrões bolhas, pistonado, agitante e anular ocorrem em vazões crescentes de ar, cada bocal foi elaborado focando a indução do padrão de escoamento e o aumento ou decréscimo da restrição ao fluxo de ar.

Sendo assim, para o padrão anular optou-se pela utilização de um bocal injetor com mínima perda de carga, conectando-se uma mangueira de diâmetro igual à da linha de ar (sem diminuições do diâmetro) diretamente na tubulação de óleo. Dessa forma, ao injetar ar em plena carga na tubulação, foi possível obter máximas vazões de ar.

Para o padrão pistonado e agitante foi utilizado um bocal do tipo orifício, no qual um orifício de aproximadamente 2 mm foi inserido na tubulação, no sentido do escoamento de óleo, através de um pequeno tubo. Com isso, com a restrição do orifício e o seu posicionamento, facilitou-se a formação de bolhas alongadas e o controle da vazão de ar.

Já para o padrão bolhas foi necessário o desenvolvimento de um elemento novo para causar grande restrição ao escoamento e promover a dispersão do ar na fase líquida. Para tanto, uma bancada temporária foi desenvolvida para testar diferentes bocais injetores (Figura 3.3).

Figura 3.3 - Bancada desenvolvida para desenvolvimento do bocal injetor do tipo bolhas.

A bancada ilustrada na Figura 3.3 continha um vidro de borossilicaro preenchido com água e um bocal injetor de ar intercambiável, permitindo o teste de vários tipos de bocais. Os bocais escolhidos para testes foram aqueles que mesclavam uma satisfatória geração de bolhas (bolhas pequenas e bem distribuídas) com reduzida ocupação de espaço físico e custo mínimo. Foram testados dois tipos principais de bocais, já utilizados no laboratório: pedras

porosas (dois elementos à direita na Figura 3.4) e filtros porosos de latão (os quatro elementos à esquerda na Figura 3.4).

Figura 3.4 - Bocais usualmente utilizados para o padrão bolhas.

Como resultado, as pedras porosas apresentaram maior capacidade de formação de bolhas sem coalescência, esféricas e menores, comparadas às bolhas obtidas pelos filtros de latão. Dos filtros de latão apresentados na Figura 3.4, os do tipo cônico apresentaram melhor desempenho.

No entanto, devido à fragilidade da pedra porosa, sua utilização torna-se inviável devido às elevadas diferenças de pressão que se obtém nos bocais injetores. Os filtros de latão possuem elevada resistência mecânica, tornando-se ideais para as aplicações do laboratório. Dessa forma, com o intuito de unir a boa capacidade de formação de bolhas das pedras porosas e a alta resistência mecânica dos filtros de latão, foi desenvolvido um bocal de latão preenchido por uma pedra porosa (Figura 3.5). Tal pedra porosa foi desenvolvida com areia peneirada em diversas peneiras (até a peneira nº 50), para a obtenção de grãos pequenos e de tamanhos uniformes, e uma pequena porção de cola (4% em massa da mistura), para fixação de forma da pedra.

Figura 3.5 - Bocal desenvolvido para o padrão bolhas.

Por fim os bocais injetores de ar foram instalados na linha de óleo conforme ilustrado pela Figura 3.6.

Figura 3.6 - Configuração dos bocais injetores de ar na linha de óleo.

Com esta configuração de bocais, ao realizar testes com água e ar, foram obtidos ótimos resultados, sendo possível observar todos os quatro principais padrões observados no trabalho de Taitel, Barnea e Dukler (1980). Os resultados experimentais estão expostos na seção de validação do aparato experimental do capítulo de resultados experimentais (Capítulo 4).

3.1.2 Seção de testes

A seção de testes onde foram realizadas as principais coletas de dados era composta por uma tubulação de borossilicato vertical com 3,6 metros de comprimento e 5 cm de diâmetro interno. A Figura 3.7 exemplifica a seção de teste com seus principais elementos.

Figura 3.7 - Seção de testes da linha de escoamento vertical multifásica.

O início da seção de testes estava localizado a aproximadamente 120 diâmetros dos bocais injetores, garantindo um escoamento completamente desenvolvido no início da seção de testes. Por ser confeccionada de material transparente, a tubulação permitia a visualização do escoamento, possibilitando a análise do desenvolvimento hidrodinâmico e a identificação de padrões de escoamento. Para a análise dos padrões dos escoamentos, foram utilizados vídeos obtidos através de uma câmera de alta velocidade (Olympus i-SPEED 3, trabalhando de 1000 à 1500 fps), a qual, em câmera lenta, permitiu uma compreensão maior da fenomenologia de cada escoamento. Para eliminar distorções causadas pela difração da luz,

que causa um efeito de lente, foi utilizada uma seção de visualização (SV conforme Figura 3.7), que corresponde a um reservatório preenchido com água envolto à tubulação (maiores detalhes da metodologia aplicada na captura de imagens podem ser encontrados no Apêndice A). Diversos equipamentos de medição e controle foram adicionados à seção de testes para a realização de uma campanha experimental abrangente. Dentre esses elementos, os que se destacam são os sensores diferenciais (TP1, TP2 e SM da Figura 3.7) para aquisição de dados de pressão, o termopar (TE, Figura 3.7) para aquisição de dados de temperatura e as válvulas de controle (V1 a V5, Figura 3.7). Os principais elementos da seção de teste exemplificados pela Figura 3.7 estão detalhados na Tabela 3.2.

Tabela 3.2 - Principais características dos elementos da seção de testes da linha de escoamento vertical multifásica.

Elemento	Símbolo	Descrição
Válvulas manuais	V	Válvulas de 1/8" manuais
Transdutor de pressão diferencial	TP	Transdutor de pressão diferencial da marca Endress Hauser Deltabar S PMD 75 com fundo de escala +/-3kPa e +/- 40kPa (acurácia +/-0,075% da faixa de operação)
Transdutor de pressão diferencial	SM	Transdutor de pressão diferencial SMAR LD 301 com faixa de operação de 1,25 a 50 kPa e acurácia de +/- 0,075% do fundo de escala
Válvulas de acionamento automático	VA	Válvula de esfera de 2" (marca MGA) acionada remotamente por válvula pneumática Parker NPVN3
Luva	L	Luva de PVC confeccionada especialmente para aquisição de sinais de pressão e temperatura (Figura 3.9)
Termopar	TE	Termopar tipo K e transmissor de temperatura TxBlock®, acurácia de +/- 0,10% da faixa de operação
Seção de visualização	SV	Seção de visualização com faces retangulares confeccionada de acrílico preenchida com água

As válvulas manuais (V1 a V5) foram utilizadas para o intercambiamento das tomadas de pressão utilizadas. Dependendo da configuração, pôde-se medir a queda de pressão total entre as tomadas L1 e L2 (V1 e V3 abertas e o restante fechadas) ou entre L1 e L3 (V1 e V2

abertas e o restante fechadas). Dessa forma, dois comprimentos de tomada de pressão diferenciais foram utilizados (um de 2,65m e outro de 1,52m). Para uma completa análise experimental, a estrutura foi equipada com dois transdutores diferenciais de pressão de alta precisão Endress Hauser™ (com faixa de medição ajustadas de -3 à 3 kPa e de -10 à 15 kPa) para medições de queda de pressão nos dois comprimentos de tomadas de pressão mencionados.

Em determinados casos, a componente friccional do gradiente de pressão total possui magnitude muito baixa, próximo ao limite de precisão do equipamento. Dessa forma, a utilização de uma tomada de pressão de maior comprimento torna-se vantajosa. No entanto, em determinadas situações, devido ao elevado gradiente de pressão total, a utilização de tomadas de pressão de menor comprimento torna-se adequada para não ultrapassar os limites de cada medidor. Dessa forma, a possibilidade de utilização de dois comprimentos de tomada de pressão, juntamente com dois transdutores com diferentes faixas de operação, permite a realização de uma campanha experimental mantendo-se níveis adequados de precisão.

Para a medição das propriedades do ar na tubulação foram instalados transdutores Smar™ LD301 e um termopar para medição de pressão e temperatura absoluta na tubulação. A Figura 3.8 ilustra a disposição dos transdutores e das válvulas de controle (V1 à V5, Figura 3,7) das tomadas de pressão.

Figura 3.8 - Medidores de pressão diferenciais e válvulas de controle.

Mangueiras capilares de nylon de 6 mm de diâmetro externo foram utilizadas para conectar as luvas de tomada de pressão (L1, L2 e L3, Figura 3.7) aos transdutores de pressão.

Tais mangueiras foram preenchidas completamente por água, pois este tipo de fluido, sendo incompressível, transmite de forma integral o sinal de pressão presente em cada luva. Além disso, cada luva possuía como tomada de pressão um pequeno orifício (3 mm de diâmetro), localizadas sempre acima do nível dos transdutores e das válvulas de controle, com o intuito de evitar a entrada de bolhas do escoamento no sistema de medição de queda pressão. Os pequenos orifícios, devido a forças de tensão superficial, não permitiam que a água presente dentro de cada mangueira capilar saísse e também não permitia que outros elementos, como óleo e ar, entrassem facilmente. A Figura 3.9 exemplifica o posicionamento da luva de tomada de pressão na seção de testes e o posicionamento do orifício da tomada de pressão.

Figura 3.9 - Tomadas de pressão da instalação experimental.

As válvulas de fechamento rápido VA1, VA2 e VA3 exemplificadas na Figura 3.7 operavam de forma simultânea. As válvulas VA1 e VA2 encontravam-se normalmente abertas e a válvula VA3 normalmente fechada. Ao acionar as três válvulas, as válvulas VA1 e VA2 fechavam-se rapidamente (tempo de fechamento e abertura de 0,11s) e a válvula VA1 abria-se permitindo a passagem do fluido pelo by-pass. Dessa forma, acionando-se as válvulas de fechamento rápido, a mistura do escoamento analisado ficava enclausurada entre as válvulas VA1 e VA2. Com isso, pode-se mensurar o volume de cada fase através da técnica de válvulas de fechamento rápido. Técnica também utilizada por Woods et al. (1998) e Oddie et al. (2003), que comprovaram sua eficácia na determinação de frações volumétricas.

3.1.3 Sistema de aquisição de dados

Para a eliminação de ruídos e maior organização do ambiente experimental, o sistema de aquisição de dados foi totalmente remodelado. Para tanto, um painel elétrico foi instalado dedicado exclusivamente para a linha vertical, equipado com uma fonte CC 12V e diversos terminais para o sistema de aquisição. O cabeamento de todos os sensores foi trocado utilizando-se cabeamento trançado com malha aterrada com o intuito de eliminar ruídos elétricos e eletromagnéticos. Além disso, foi elaborado um acionamento automático das válvulas de fechamento rápido, tanto por software Labview® quanto por chaves elétricas, dinamizando a atividade experimental. A Figura 3.10 exemplifica de forma esquemática a instalação e organização do sistema de aquisição de dados e controle.

Figura 3.10 - Organização do sistema de aquisição de dados e controle.

Todo o aparato experimental foi remotamente controlado por sistemas da National Instruments®, compostos por placas de aquisições e software Labview®. O acesso ao painel de controle (Figura 3.11) do software Labview®, e consequente controle do aparato experimental, foi feito através de um notebook e de dois computadores (Desktop), localizados, um na central de aquisição de dados, e outro dedicado exclusivamente à linha vertical (localizado na área de trabalho da seção de testes).

Figura 3.11 - Painei de controle do aparato experimental em Labview®.

Este sistema foi capaz, portanto, de facilitar o controle dos equipamentos e otimizar a coleta de dados durante os experimentos.

3.2 Metodologia experimental

Nesta seção são apresentados os principais aspectos da realização da campanha experimental deste trabalho. A determinação dos pontos experimentais coletados, a metodologia de obtenção do gradiente de pressão e fração volumétrica e um detalhamento da rotina experimental serão discutidos com o intuito de esclarecer e embasar o desenvolvimento do Capítulo 4, referente à análise dos dados experimentais.

3.2.1 Determinação da matriz de testes

A fim de alcançar os objetivos experimentais propostos nesse trabalho, fez-se necessária a realização de uma vasta campanha experimental. Dados de escoamentos monofásicos e bifásicos de água foram necessários para a validação do aparato experimental, quanto à medição do gradiente de pressão, velocidade superficial e fração volumétrica. Enquanto que, para a quantificação dos efeitos da injeção de água e de gás sobre a redução do gradiente de pressão total do escoamento de óleos viscosos, para cada velocidade superficial de óleo, foi necessário realizar testes em escoamentos bifásicos e trifásicos.

Dessa forma, a estratégia experimental adotada foi realizar, para cada velocidade superficial de óleo, testes com todas as combinações possíveis com três ou mais velocidades superficiais de água e de ar. Optou-se por realizar experimentos em três velocidades superficiais diferentes de óleo. Com isso, para uma dada velocidade superficial de óleo, realizou-se três (ou mais) experimentos com escoamento bifásico óleo-ar e nove (ou mais) experimentos com escoamento trifásico óleo-água-ar. A fim de realizar comparativos e verificar a influência da injeção de cada fase no gradiente de pressão total, ao variar uma velocidade superficial de uma determinada fase, mantiveram-se constantes as velocidades superficiais das outras fases.

Após a realização da estratégia experimental, fez-se a determinação dos valores das velocidades superficiais a serem testadas. O principal objetivo foi realizar testes em toda a faixa de operação do laboratório. No entanto, também foi necessário realizar testes em regiões onde houvesse maior variação de parâmetros, como fração volumétrica e gradiente de pressão total. Para isso, foi desenvolvida uma carta de fluxo com curvas de transição de padrão de escoamento, curvas de gradiente de pressão constantes e curvas de fração volumétricas constantes.

Para a criação das curvas de padrão de escoamento da fase gasosa e das curvas de gradiente de pressão constante, foi considerado o não deslizamento entre as fases líquidas. Ou seja, foi possível considerar o escoamento trifásico como um escoamento bifásico de ar mais uma pseudofase líquida (água mais óleo). Para o cálculo da viscosidade aparente da pseudofase líquida foi utilizado o modelo de Guet et al. (2006), exemplificado pela Tabela 2.4. A viscosidade e a densidade da mistura foram calculadas através de uma ponderação das propriedades da fase gasosa e da pseudofase líquida pelas suas respectivas frações volumétricas obtidas pelo modelo homogêneo, semelhante ao modelo utilizado por Dukler, Wicks e Cleveland (1964). Para o cálculo das curvas de fração volumétricas constantes (Equação 2.30) e de gradiente de pressão constante (Equação 2.40) foi utilizado o modelo homogêneo, considerando fluídos incompressíveis em tubulações de seção constante. Maiores detalhes do equacionamento do modelo desenvolvido pode ser observado no Apêndice B. A Figura 3.12 exemplifica a carta de seleção de pontos experimentais desenvolvida para óleo com viscosidade de 220 cP e velocidade superficial de 0,3 m/s.

Figura 3.12 - Exemplo de carta de fluxo elaborada para seleção dos pontos experimentais (estrelas) para o caso $j_o = 0,3$ m/s e $\mu_o = 220$ cP.

Os pontos destacados na Figura 3.12 foram selecionados tendo como principal objetivo a obtenção da maior quantidade de padrões de escoamentos possível. Dessa forma, optou-se por selecionar pontos nos padrões bolhas, pistonado, agitante e anular para a fase gasosa. Além disso, optou-se pela escolha de pontos tanto na condição de óleo como fase contínua, quanto na condição de água como fase contínua, tendo como base o modelo desenvolvido por Arirachakaran et al. (1989). A localização de cada ponto experimental foi determinada tentando conciliar todos os objetivos citados anteriormente, com a maior variação da fração volumétrica e do gradiente de pressão total possíveis.

Cartas de fluxo, análogas a apresentada pela Figura 3.12, foram elaboradas para mais outras duas velocidades superficiais de óleo (0,5 m/s e 0,1 m/s) e para outras duas viscosidades de óleo (100 cP e 325 cP), resultando em nove cartas. Devido a grande quantidade de gráficos gerados, os demais gráficos estão apresentados no Anexo B. Nos testes realizados em padrões bifásicos óleo-ar utilizaram-se as mesmas velocidades superficiais do escoamento trifásico.

Sendo assim, os valores de velocidades superficiais utilizados para teste estão resumidos na Tabela 3.3.

Tabela 3.3 - Velocidades superficiais selecionadas para testes.

Velocidades Superficiais		j_{ar} (m/s)			
j_w (m/s)	j_o (m/s)	0,05	0,5	4,0	16,0
0,05	0,1	A,B,C	A,B,C	A,B,C	A,B,C
	0,3	A,B,C	A,B,C	A,B,C	A,B
	0,5	A,B	A,B	A,B	A
0,2	0,1	A,B,C	A,B,C	A,B,C	A,B,C
	0,3	A,B,C	A,B,C	A,B,C	A,B,C ⁽¹⁾
	0,5	A,B	A,B,C	A,B	A
0,5	0,1	A,B	A,B	A,B	A,B,C
	0,3	A,B	A,B	A,B	A,B,C ⁽²⁾
	0,5	A,B	A,B	A,B	A

➔ A: viscosidade de 110 cP .

➔ B: viscosidade de 225 cP.

➔ C: viscosidade de 325 cP.

➔ Em C⁽¹⁾ $j_{ar} = 13$ m/s e em C⁽²⁾ $j_{ar} = 10,7$ m/s.

➔ : Escamentos bifásicos óleo-ar*.

➔ *OBS: Nos escoamentos bifásicos não foi possível alcançar alguns valores máximos apresentados de j_{ar} e de j_o para as viscosidades mais elevadas.

Em cada tipo de teste realizado (óleo-ar ou óleo-água-ar), foram coletados pontos experimentais correspondentes à combinação dos valores de velocidades superficiais apresentados pela Tabela 3.3. Tais pontos experimentais estão identificados pelas letras “A” (para $\mu_o = 110$ cP), “B” (para $\mu_o = 220$ cP) e “C” (para $\mu_o = 325$ cP). No caso dos escoamentos óleo-ar, os pontos experimentais estão destacados pela cor cinza.

3.2.2 Metodologia de medição do gradiente de pressão na tubulação

Conforme detalhado no subitem 3.1.2, para a medição de queda de pressão na tubulação, a seção de testes foi equipada com três tomadas de pressão e dois transdutores Endress Hauser™ de elevada precisão. Para a obtenção do valor da queda de pressão foram utilizadas mangueiras capilares preenchidas com água, que cumpriram o papel de transmitir integralmente e instantaneamente as variações de pressão para os transdutores diferenciais (Figura 3.13). No entanto, os valores medidos diretamente pelos transdutores não representavam a queda de pressão real da tubulação. Para a obtenção da queda de pressão real foi necessário levar em consideração a coluna hidrostática da água presente nas mangueiras de tomada de pressão.

Figura 3.13 - Sistema de medição do gradiente de pressão.

Os valores das pressões capturadas pelos sensores TP1 e TP2, P_1 e P_2 , respectivamente, podem ser expressos em termos das pressões atuantes na tubulação (P_A e P_B) e em termos das colunas hidrostáticas da água presente nas mangueiras de tomada de pressão (Equações 3.1 e 3.2).

$$P_1 = P_A + \rho_w g(H + h) \quad (3.1)$$

$$P_2 = P_B + \rho_w g h \quad (3.2)$$

Por meio das Equações 3.1 e 3.2, é possível determinar o valor da queda de pressão na tubulação em função da altura da tomada de pressão (H) e da leitura do sensor, conforme Equação 3.3.

$$(P_A - P_B) = (P_1 - P_2) - \rho_w g H \quad (3.3)$$

Considerando desprezível a variação das propriedades do escoamento entre as tomadas de pressão, pode-se calcular o gradiente de pressão na tubulação através da Equação 3.4.

$$\frac{dP}{dz} \cong \frac{(P_A - P_B)}{H} = \frac{(P_1 - P_2)}{H} - \rho_w g \quad (3.4)$$

Pelas Equações 3.3 e 3.4, nota-se que o valor da leitura do sensor diferencial de pressão (P_1 e P_2), o valor da altura da tomada de pressão (H) e o valor da densidade da água (ρ_w) são as únicas fontes de incerteza na medida do gradiente de pressão na tubulação. A densidade da água foi obtida através de várias medições de massa (em balança de precisão) e volume (em pipeta graduada) de várias amostras de água. Já a medição da altura das tomadas de pressão foi realizada por uma fita metálica graduada. Os valores das variáveis utilizadas na Equação 3.4 e seus erros adotados estão expostos na Tabela 3.4.

Do valor obtido da Equação 3.4, juntamente com dados experimentais de frações volumétricas e densidades das fases, foi possível obter dados do gradiente de pressão friccional. Para tanto, foram desprezados os efeitos aceleracionais no gradiente de pressão total na seção de testes avaliada em virtude de seu reduzido comprimento. Dessa forma, o gradiente de pressão friccional foi obtido subtraindo-se a componente gravitacional (ilustrada pelas Equações 2.32 e 2.35) do gradiente de pressão total.

Tabela 3.4 - Valores das variáveis utilizadas na determinação do gradiente de pressão na tubulação e seus respectivos erros.

Variável	Símbolo	Valor	Incerteza
Densidade da água	ρ_w	991 kg/m ³	± 6 kg/m ³
Altura das tomadas de pressão	H	265,5 cm* ou 152 cm*	$\pm 0,5$ cm
Aceleração da gravidade	g	9,81 kg.m/s ²	----
Pressão diferencial medida pelo sensor	$(P_1 - P_2)$	variado	$\pm 4,5$ Pa** ou $\pm 18,75$ Pa**
➔ *Os valores de H são dependentes dos valores de (P1-P2).			
➔ ** Os sensores utilizados dependem do valor de (P1-P2) medido.			

A Tabela 3.5 ilustra as incertezas resultantes dos dados experimentais de gradiente de pressão. Percebe-se que as incertezas dos dados de gradiente de pressão friccional apresentam valores maiores que as incertezas dos dados de gradientes de pressão total. Isso ocorre, principalmente pelo fato de tais incertezas serem referentes aos valores medidos, que no caso do gradiente de pressão friccional são significativamente menores que o gradiente de pressão total em escoamentos verticais ascendentes.

Tabela 3.5 - Incertezas obtidas para os dados experimentais de gradiente de pressão.

dP/dz		$(dP/dz)_{fric}$	
Incerteza média	1,3%	Incerteza média	13,83%
% de pontos com incerteza < 3,0%	96,77%	% de pontos com incerteza < 30%	89,25%
➔ Incertezas relativas aos valores medidos.			

Maiores detalhes sobre a propagação de incertezas realizada nas análises dos resultados experimentais podem ser encontrados no Apêndice C.

3.2.3 Metodologia de obtenção de fração volumétrica

Conforme mencionado anteriormente, as frações volumétricas foram mensuradas através da técnica de válvulas de fechamento rápido, amplamente utilizada por diversos pesquisadores e comprovadamente eficiente conforme demonstrado por Oddie et al. (2003). Tal técnica consiste no fechamento rápido e simultâneo de válvulas permitindo enclausurar o

escoamento em determinado trecho da tubulação. A Figura 3.14 ilustra uma situação hipotética da linha de teste após o fechamento das válvulas VA1 e VA2 (o trecho de tubulação delimitado por VA1 e VA2 da Figura 3.14 corresponde ao mesmo trecho de VA1 e VA2 da Figura 3.7). Logo após o fechamento das válvulas, o escoamento é estagnado e com o decorrer do tempo as fases são separadas em decorrência da diferença de densidade dos fluidos. Dessa forma, com a medida direta ou indireta das alturas ocupadas por cada fase, foi possível determinar as frações volumétricas médias no tempo e no espaço de cada fase (considerando uma tubulação de seção transversal constante).

Figura 3.14 - Método de obtenção das frações volumétricas das fases por meio da técnica de válvulas de fechamento rápido.

Na Figura 3.14, os termos h_{ar} , h_o , h_w e h_{gi} correspondem, respectivamente, à coluna de ar, coluna de óleo, coluna de água e lacuna entre a válvula automática VA1 e a conexão do transdutor SM. Considerando a válvula V8 aberta para a atmosfera e desprezando a coluna hidrostática de ar, a pressão P_{SM} no transdutor pode ser calculada através da Equação 3.5.

$$P_{SM} = [\rho_w(h_w - h_{gi}) + \rho_o h_o]g + P_{atm} \quad (3.5)$$

Além disso, sabe-se também que a altura total da seção de testes pode ser calculada conforme Equação 3.6.

$$h_t = h_o + h_w + h_{ar} = 3,6m \quad (3.6)$$

Em decorrência do número elevado de luvas e conexões, as interfaces óleo-água e óleo-ar, exemplificados pela Figura 3.14, podem não estar visíveis, dependendo das velocidades superficiais das fases empregadas. Visando manter um padrão de medição, optou-se pela obtenção da altura de água (h_w) para a obtenção das frações volumétricas de cada fase. Nas situações em que não foi possível obter a posição da interface água-óleo, realizou-se a drenagem do líquido, suficiente para visualização da mesma. Quando necessário, após a drenagem da água, o volume drenado (V_{dren}), medido em uma proveta com precisão de ± 5 ml, foi utilizado para obtenção da altura total de água antes da drenagem (h_w). Para as medições diretas das alturas, utilizou-se uma fita metálica graduada com precisão de $\pm 0,1$ cm. Foi necessária a realização de drenagem em cerca de 12% dos pontos experimentais coletados. Com isso, a altura da coluna de água pôde ser calculada conforme a Equação 3.7.

$$h_w = hD_w + \frac{V_{dren}}{A_{tubo}} \quad (3.7)$$

Onde hD_w corresponde à altura da coluna de água obtida pela fita metálica graduada depois da drenagem. Nota-se, pela Equação 3.7, que, nos casos onde não há a necessidade de drenagem ($V_{dren} = 0$), a altura da coluna de água é obtida diretamente pela utilização da fita metálica graduada. A área do tubo (A_{tubo}) foi considerada constante ao longo de toda a tubulação com valor de $19,635 \text{ cm}^2$ (tubo com diâmetro interno de 5 cm).

Tendo como base o trabalho de Moffat (1985) sobre propagação de incertezas, foi possível determinar que o maior erro possível de se obter, para a altura da coluna de água (h_w) pela Equação 3.7, corresponde ao valor de $\pm 0,296$ cm. Por questões de simplificação, e levando em consideração possíveis erros visuais de medição, foi considerado um erro absoluto constante de $\pm 0,5$ cm para o valor obtido para altura da coluna de água (h_w) e para a medição da altura total da tubulação (h_t), com ou sem a utilização de drenagem para a obtenção de h_w .

Sabendo-se a altura da coluna de água, pode-se determinar a altura da coluna de óleo (h_o), conforme a Equação 3.8.

$$h_o = \frac{P_{SM} - P_{atm}}{g\rho_o} - \frac{\rho_w(h_w - h_{gi})}{\rho_o} \quad (3.8)$$

Possuindo as alturas das colunas de óleo e de água, a altura de ar (h_{ar}) pode ser determinada diretamente pela Equação 3.9.

$$h_{ar} = h_t - (h_w + h_o) \quad (3.9)$$

Dessa forma, as frações volumétricas de todas as fases puderam ser mensuradas através das expressões da Tabela 3.6.

Tabela 3.6 - Cálculo das frações volumétricas através da altura da coluna de água e através da pressão hidrostática.

Fração volumétrica	Fórmula de cálculo
ε_w	$\frac{h_w}{h_t}$
ε_o	$\frac{P_{SM} - P_{atm} - \rho_w g(h_w - h_{gi})}{h_t g \rho_o}$
ε_{ar}	$\frac{\rho_o g(h_t - h_w) + \rho_w g(h_w - h_{gi}) - P_{SM} + P_{atm}}{h_t g \rho_o}$

O valor da densidade do óleo, ρ_o , foi medido, antes de cada ponto experimental, através da medição da coluna hidrostática na seção de testes preenchida completamente por óleo, utilizando a Equação 3.3, resultando na Equação 3.10.

$$\rho_o = \rho_w - \frac{(P_1 - P_2)}{gH_{den}} \quad (3.10)$$

Os valores das variáveis utilizadas nas expressões da Tabela 3.6 e na Equação 3.10 e seus respectivos erros podem ser observados pela Tabela 3.7.

Tabela 3. 7 - Valores das variáveis utilizadas na determinação da fração volumétrica e seus respectivos erros.

Variável	Símbolo	Valor	Incerteza
Densidade da água	ρ_w	991 kg/m ³	± 6 kg/m ³
Densidade do óleo	ρ_o	variado	Dependente da Equação 3.10
Pressão atmosférica	P_{atm}	92,598 kPa	± 0,42 kPa
Pressão da coluna hidrostática	P_{SM}	variado	± 36,56 Pa
Altura da água	h_w	variado	± 0,5 cm
Altura total da seção de testes	h_t	360 cm	± 0,5 cm
Lacuna entre a válvula VA1 e a tomada de pressão	h_{gi}	15 cm	± 0,5 cm
Aceleração da gravidade	g	9,81 kg.m/s ²	----
Altura da coluna de óleo para medição da densidade	H_{den}	265,5 cm	± 0,5 cm
Pressão diferencial da coluna do óleo para medição da densidade	$P_1 - P_2$	variado	±4,5 Pa* ou ±18,75 Pa*
→ * Os sensores utilizados dependem do valor de (P1-P2) medido.			

Por fim, o valor da pressão atmosférica foi obtido, através de várias medições realizadas durante toda a campanha experimental, em um barômetro com precisão de ± 6,67 Pa.

A Tabela 3.8 ilustra as incertezas resultantes dos dados experimentais de fração volumétrica. Percebe-se que as incertezas dos valores medidos apresentam valores bem reduzidos, evidenciando que a metodologia de obtenção de fração volumétrica é adequada.

Tabela 3.8 - Incertezas obtidas para os dados experimentais de fração volumétrica.

	ϵ_w	ϵ_o	ϵ_{ar}
Incerteza média	1,99%	2,45%	2,72%
% de pontos com incerteza < 10,0%	100,00%	94,74%	91,58%
→ Incertezas relativas aos valores medidos.			

Maiores detalhes sobre as incertezas obtidas pelas medições de fração volumétrica estão ilustrados no Apêndice C.

3.2.4 Metodologia de obtenção das velocidades superficiais

Diferentemente das fases óleo e água, para as quais as velocidades superficiais podem ser calculadas diretamente pelos medidores de vazão, não é possível determinar a velocidade superficial de ar diretamente dos valores de vazão medidos pelos medidores de vazão de ar. Isso ocorre devido à elevada perda de carga nos bocais injetores e devido ao fato de o ar ser compressível, ou seja, há uma elevada variação da densidade do ar antes e depois dos bocais injetores. Sendo assim, levando em consideração que os medidores de vazão de ar estão localizados antes dos bocais injetores (vide item 12 Figura 3.1) e que a seção de testes está localizada depois dos bocais injetores, as vazões volumétricas medidas pelos medidores de vazão não correspondem às vazões que ocorrem de fato na seção de testes. Dessa forma, torna-se necessário corrigir a vazão volumétrica de ar na seção de testes através das propriedades do ar (temperatura e pressão), antes e depois dos bocais injetores.

Próximos aos medidores de vazão de ar, foram instalados medidores de pressão absoluta e termopares, assim como na seção de testes. Sendo assim, sabendo-se os valores da pressão absoluta (P_{mont}) e da temperatura (T_{mont}) próximos aos medidores de vazão de ar e os valores da pressão absoluta (P_{sec}) e da temperatura (T_{sec}) na seção de testes, através da lei dos gases ideais (assumindo que o ar se comporte como gás ideal), é possível determinar a velocidade superficial de ar (j_{ar}) na seção de testes, conforme Equação 3.11.

$$j_{ar} = \frac{P_{mont} T_{sec}}{P_{sec} T_{mont}} \frac{\dot{Q}_{medido}}{A_{tubo}} \quad (3.11)$$

Onde A_{tubo} representa a área da seção transversal da tubulação da seção de testes e $\dot{Q}_{med}$ o valor medido pelos medidores de vazão de ar (item 12 da Figura 3.1). Conforme a Equação 3.12, o valor da pressão absoluta da seção de testes (P_{sec}) pode ser obtido através da pressão atmosférica (P_{atm}) somada à pressão manométrica do transdutor SM (P_{mano}) da Figura 3.7.

$$P_{sec} = P_{mano} + P_{atm} \quad (3.12)$$

Os valores das variáveis utilizadas nas Equações 3.11 e 3.12 bem como os erros associados a cada variável estão apresentados na Tabela 3.9.

Tabela 3.9 - Valores das variáveis utilizadas na determinação da velocidade superficial de ar e seus respectivos erros.

Variável	Símbolo	Valor	Incerteza
Pressão de ar à montante	P_{mont}	variado	$\pm 2,5 \text{ kPa}^*$ ou $\pm 3,6 \text{ kPa}^{**}$
Pressão na seção de testes	P_{sec}	variado	Dependente da Equação (3.12)
Pressão manométrica da seção de testes	P_{mano}	variado	$\pm 36,56 \text{ Pa}$
Pressão atmosférica	P_{atm}	92,598 kPa	$\pm 0,42 \text{ kPa}$
Temperatura do ar à montante	T_{mont}	variado	$\pm 0,1^\circ\text{C}$
Temperatura do ar na seção de testes	T_{sec}	variado	$\pm 0,1^\circ\text{C}$
➔ *Caso $P_{mont} < 500\text{kPa}$.			
➔ ** Caso $P_{mont} > 500\text{kPa}$.			

Em virtude da água e do óleo serem considerados incompressíveis, suas velocidades superficiais foram obtidas mais facilmente. As Equações 3.13 e 3.14 ilustram como se obter as velocidades superficiais de água e de óleo, respectivamente, a partir de suas vazões volumétricas e da área da tubulação.

$$j_w = \frac{\dot{Q}_w}{A_{tubo}} \quad (3.13)$$

$$j_o = \frac{\dot{Q}_o}{A_{tubo}} \quad (3.14)$$

Pelas Equações 3.13 e 3.14, percebe-se que as incertezas das velocidades superficiais dos líquidos dependem apenas da incerteza das vazões volumétricas medidas. As incertezas dos dados experimentais de velocidade superficial obtidas são apresentadas na Tabela 3.10.

Tabela 3.10 - Incertezas obtidas para os dados experimentais de velocidade superficial.

	j_w	j_o	j_{ar}
Incerteza média	1,84%	0,5%	1,25%
% de pontos com incerteza < 4,5%	98,95%	100,00%	100,00%
➔ Incertezas relativas aos valores medidos.			

Maiores detalhes sobre as incertezas obtidas pelas medições de velocidades superficiais estão ilustrados no Apêndice C.

3.2.5 Rotina experimental

Além da coleta de dados na seção de testes, alguns procedimentos complementam a operação do aparato experimental. Antes e após a realização da campanha experimental, foi realizada uma análise das propriedades do óleo. Dados de viscosidade em função da temperatura foram levantados e a verificação sobre o comportamento newtoniano do óleo foi realizada por meio de um reômetro Brookfield LVDV III (vide Apêndice D). Além disso, antes e durante a realização da campanha experimental, foram levantadas curvas de calibração de todos os transdutores diferenciais de pressão e dos termopares através de calibradores (Figura 3.15). O levantamento das propriedades do óleo está detalhado no Apêndice D.

Figura 3.15 - Calibrador de pressão Mensor CPG 2500 (A) e calibrador de temperatura Fluke 712b (B).

No processo de validação do aparato experimental, dados de queda de pressão foram levantados em escoamento monofásico de água com o intuito de verificar a precisão de cada equipamento. A queda de pressão monofásico foi calculada pelas correlações de Churchill e Blasius, juntamente com os dados de vazão volumétrica, e contrastada com os dados de queda de pressão obtidos pelos transdutores. Maiores detalhes da validação do aparato experimental estão expostos na seção de validação do aparato experimental (Capítulo 4). Depois de realizada a etapa de validação, calibração e levantamento de propriedades, pôde-se dar início às atividades experimentais.

Em todos os dias nos quais foram realizados experimentos, foram realizadas verificações gerais dos equipamentos e sensores e do estado de funcionamento do sistema de aquisição quanto a avarias, defeitos e mau funcionamento. Dessa forma, após todos os sistemas estarem energizados, todo o aparato experimental estava em plenas condições de ser utilizado. Com isso, a metodologia, passo a passo, da campanha experimental realizada pode ser organizada com o seguinte roteiro:

1. Verificar e energizar o sistema de aquisição de dados e todos os equipamentos.
2. Verificar quais viscosidades de óleo a serem utilizadas no dia e ajustar o trocador de calor para aquecimento ou resfriamento do óleo.
3. Eliminar possíveis bolhas de ar e gotas de óleo das tomadas de pressão.
4. Verificar os transdutores quanto à medição de queda pressão em escoamento monofásico de água.
5. Escolher os valores de velocidades superficiais a serem utilizados baseados na matriz de teste.
6. Determinar os medidores de vazão a serem utilizados baseado nas velocidades superficiais escolhidas no item 5.
7. Verificar o fechamento e a abertura das válvulas das linhas de ar, água e óleo para o correto funcionamento do sistema e para evitar acidentes.
8. Aguardar o tempo necessário para aquecimento ou resfriamento do óleo.
9. Iniciar o escoamento da fase óleo até que todas as tubulações do aparato experimental entrem em equilíbrio térmico com o óleo, evitando grandes flutuações de temperatura durante a realização dos experimentos.
10. Ativar as válvulas de fechamento rápido e medir a coluna hidrostática da coluna de óleo para estimativa da densidade do óleo (Equação 3.10).
11. Desativar as válvulas de fechamento rápido e ajustar a velocidade superficial de óleo desejada conforme a matriz de teste. O intuito de se injetar óleo primeiramente é de favorecer a formação de escoamento em condições de óleo contínuo (óleo em contato com a parede da tubulação).
12. Injetar ar gradativamente até atingir a velocidade superficial de ar desejada.
13. Depois de injetado óleo e ar, injetar água até a velocidade superficial desejada e aguardar a estabilização das vazões.

14. Aguardar de 5 a 10 min para atingir as condições estáveis de escoamento e realizar a filmagem com a câmera de alta velocidade na seção de visualização (SV).
15. Realizar a aquisição de dados de todos os sensores por no mínimo 1 min em condições estáveis.
16. Acionar as válvulas de fechamento rápido.
17. Desativar as bombas de água e óleo e fechar as válvulas da fase ar.
18. Abrir a válvula de alívio do topo da seção de testes (válvula V8, Figura 3.7) para equalizar sua pressão e temperatura com a do ambiente.
19. Aguardar de 30 a 40 min para sedimentação das fases.
20. Medir a pressão hidrostática e altura das fases para posterior análise de fração volumétrica.
21. Fechar a válvula de alívio do topo da seção de testes.
22. Desativar as válvulas de fechamento rápido.
23. Eliminar possíveis bolhas de ar e gotas de óleo das tomadas de pressão novamente.
24. Reiniciar no item 5

Após a coleta de um conjunto de dados experimentais, todos os dados eram armazenados e organizados para posterior análise.

4 Resultados experimentais

Nesse capítulo serão discutidos e analisados os resultados experimentais obtidos da campanha experimental discutida no Capítulo 3. Dados como tipo de padrão de escoamento observado, fração volumétrica das fases, velocidades superficiais e *in situ* e gradiente de pressão total e friccional serão apresentados, tanto para escoamento bifásico quanto para escoamento trifásico. Distintas condições experimentais serão avaliadas em condições de óleo como fase contínua e em condições de água como fase contínua. O principal objetivo é melhor compreender o comportamento do escoamento trifásico em diferentes condições e dessa forma verificar os efeitos da injeção de água e de gás sobre a redução do gradiente de pressão total no escoamento vertical ascendente de óleos viscosos.

Todos os pontos experimentais analisados foram devidamente tratados levando em consideração a incerteza de cada termo medido e sua propagação. Maiores detalhes da análise de incertezas de cada parâmetro podem ser encontrados no Apêndice C.

4.1 Validação do aparato experimental

Para a validação do aparato experimental foram realizados experimentos em escoamentos monofásicos de água e bifásicos de água e ar. Dados de queda de pressão, fração volumétrica e padrão de escoamento foram adquiridos e comparados com modelos amplamente reconhecidos com o intuito de verificar a capacidade do aparato experimental de obter dados experimentais de qualidade.

No escoamento monofásico de água foi avaliado o comportamento do aparato experimental quanto à medição de queda de pressão em diferentes tomadas de pressão. Dados de queda de pressão obtidos através dos medidores de pressão Endress Hauser™ foram comparados com a queda de pressão friccional obtida através da correlação de Churchill (Equações 2.33 e 2.34), utilizando a velocidade superficial de água como velocidade do escoamento, como mostram as Figuras 4.1 e 4.2. A realização de tal experimento valida tanto o sistema de medição de queda de pressão quanto o sistema de medição de vazão volumétrica, uma vez que ambos são utilizados. Como resultado, para as tomadas de pressão com 2,65 m de comprimento (Figura 3.7) obtiveram-se erros relativos menores que 5,5% em toda a faixa

de velocidade superficial de água avaliada (de 0,55 m/s até 2,14 m/s), como expõe a Figura 4.2. Já para as tomadas de pressão com 1,52 m de comprimento, resultaram erros relativos abaixo de 12,5% para velocidades superficiais de água de até 2,14 m/s, como mostra a Figura 4.1. Os valores obtidos evidenciam a plena capacidade do aparato experimental de obtenção de dados de queda de pressão. Como as tomadas de pressão de 2,65 m de comprimento apresentaram desempenho melhor que as de 1,52 m de comprimento, 85% dos experimentos foram realizados na tomada de pressão de 2,65m de comprimento.

Figura 4.1 - Validação do método de medição de queda de pressão da tomada de pressão de 1,52 m de comprimento.

Figura 4.2 - Validação do método de medição de queda de pressão da tomada de pressão de 2,65 m de comprimento.

Para a validação da capacidade do aparato experimental para a obtenção de vários padrões de escoamento e para a medição da fração volumétrica das fases, foram realizados 25

pontos experimentais de escoamento bifásico água-ar. Os vários padrões de escoamentos obtidos nos experimentos e os pontos experimentais coletados podem ser observados nas Figuras 4.3 e 4.4.

Figura 4.3 - Pontos experimentais de escoamento bifásico água-ar coletados para validação do aparato experimental.

Figura 4.4 - Padrões de escoamento obtidos durante os experimentos de escoamento bifásico água-ar, registrados pela câmera de alta velocidade.

Como pode ser observado pela Figura 4.3, uma quantidade significativa de pontos experimentais, em uma ampla região da carta de fluxo do escoamento bifásico água-ar, foi coletada. Pela Figura 4.4, pode-se observar que os principais padrões de escoamentos bifásicos foram alcançados pelo aparato experimental, evidenciando a adequação dos bocais injetores instalados.

Na Figura 4.5 podem ser observados os erros entre as frações volumétricas experimentais e as frações volumétricas calculadas pelas correlações de Hibiki e Ishii (2003a). Vale ressaltar que o trabalho de Hibiki e Ishii (2003a) apresentara boa concordância com dados experimentais, principalmente em tubulações com diâmetros entre 2,5 a 5,0 cm (HIBIKI; ISHII, 2003b).

Figura 4.5 - Comparativo entre dados experimentais de fração volumétrica de escoamentos bifásicos (água-ar) com o modelo de Hibiki e Ishii (2003a): (A) Gráfico de comparativo direto entre frações volumétricas medidas e calculadas e (B) histograma com a frequência de cada faixa de erro do valor calculado relativo ao valor medido (Equação 4.1).

Como pode ser observado pelo gráfico (A) da Figura 4.5, os pontos experimentais não apresentam uma tendência de estarem superestimados ou subestimados com relação aos dados calculados. Tal fato é corroborado pelo histograma visto no gráfico B da Figura 4.5, com os erros relativos ao valor medido concentrados em torno de 0%. Além disso, pode-se observar que cerca de 70% dos pontos apresentaram erros entre -10% e 10%. A formulação para o cálculo do erro relativo ao valor medido de uma propriedade genérica (Y) utilizada pela Figura 4.5, é apresentada pela Equação 4.1.

$$e(Y) = \frac{Y_{calculado} - Y_{medido}}{Y_{medido}} \quad (4.1)$$

Dessa forma, através dos dados apresentados nas Figuras 4.1 à 4.5, pode-se verificar que o aparato experimental possui plena capacidade de obtenção de dados de fração volumétrica, gradiente de pressão e padrão de escoamento.

4.2 Padrões de escoamentos observados

Com o intuito de verificar a interferência do padrão de escoamento no gradiente de pressão e obter as equações de deslizamento para cada padrão observado, todos os pontos experimentais foram filmados com câmera de alta velocidade. Através de análises visuais em câmera lenta e com o auxílio de dados de gradiente de pressão, foi possível observar diversos tipos de padrões, tanto em escoamentos bifásicos, quanto em escoamentos trifásicos. O principal intuito foi, além de catalogar os padrões observados em escoamentos trifásicos, analisar visualmente o fenômeno de inversão de fase contínua e confrontar os dados visuais com os experimentais de picos de gradiente de pressão e deslizamento entre as fases líquidas.

Para os escoamentos óleo-ar foram observados os padrões bolhas, pistonado, agitante e anular para as velocidades superficiais de 0,05 m/s, 0,5 m/s, 4 m/s e 16 m/s, respectivamente. Para o escoamento trifásico, levando em consideração somente uma pseudofase líquida (mistura de água e óleo) e uma fase gasosa (ar), foram observados quatro principais padrões de escoamento: escoamento tipo bolhas, pistonado, agitante e anular. As frações de injeção de água e de óleo na fase líquida e a viscosidade do óleo não mostraram influência significativa no padrão de escoamento da fase ar, tanto para condições de óleo como fase contínua, quanto para água como fase contínua.

No entanto, foi possível subdividir cada padrão de escoamento principal descrito anteriormente em outros dois padrões de escoamento secundários, os quais são dependentes da fase contínua (fase em contato com a parede do tubo, que pode ser água ou óleo). Dessa forma, pôde-se concluir que a fração de injeção de água na fase líquida interfere de forma decisiva no padrão de escoamento trifásico.

Como pode ser observado pelas Figuras 4.6 e 4.7, podem-se determinar algumas características comuns nos padrões de escoamentos identificados, ora para o caso da água como fase contínua, ora para o caso do óleo como fase contínua. Nos padrões de escoamento com água como fase contínua, percebe-se que o óleo escoar no formato de gotas esféricas ao longo de toda a tubulação, formando um aglomerado de gotas. Com o aumento da fração de injeção de óleo no líquido, as gotas de óleo tornam-se mais próximas entre si, de forma que, gradativamente, ocorre a inversão de fase da fase líquida, formando uma dispersão de água em óleo. Nesse momento, visivelmente, foi possível observar o óleo aderido à parede do tubo.

A inversão de fase foi determinada pelas análises das filmagens feitas pela câmera de alta velocidade e pela clara mudança de tendência das curvas de gradiente de pressão.

Figura 4.6 - Padrões de escoamentos trifásicos observados para o caso de água como fase contínua.

Figura 4.7 - Padrões de escoamentos trifásicos observados para o caso de óleo como fase contínua.

As principais características de cada padrão de escoamento podem ser listadas como se segue:

Padrões de escoamentos trifásicos com água como fase contínua, Figura 4.6:

WBoDo: Neste caso, observa-se água como fase contínua (W). A fase ar escoar no formato de bolhas (Bo) do tipo “cap”. A fase óleo escoar no formato de gotas de óleo (Do) no líquido com maior ou menor concentração, dependendo da fração de injeção de óleo no líquido (quanto maior a fração de injeção de óleo no líquido, maior a concentração). Tal padrão foi obtido com velocidades superficiais de ar da ordem de 0,05 m/s e para fração de injeção de água no líquido (C_{wl}) maiores que 0,35 (em média).

WPiBoDo: Neste padrão de escoamento trifásico, observa-se a fase água como fase contínua (W). A fase ar escoar concomitantemente em forma de bolhas de Taylor (Pi) e de bolhas esféricas (Bo). Já a fase óleo escoar no formato de gotas de óleo (Do) de maior ou menor concentração, dependendo da fração de injeção de óleo no líquido. Tal padrão de escoamento ocorreu para velocidades superficiais de ar da ordem de 0,5 m/s e para valores de C_{wl} maiores que 0,35 (em média).

WChBoDo: Para este tipo de padrão de escoamento, observa-se água como fase contínua (W). O ar escoar no formato do padrão agitante (Ch), junto com bolhas (Bo). A fase óleo escoar no formato de gotas de óleo (Do) mais ou menos concentradas, dependendo da fração de injeção de óleo no líquido. Tal padrão de escoamento ocorreu para velocidades superficiais de ar da ordem de 4 m/s e para valores de C_{wl} maiores que 0,35 (em média).

WAnBoDo: Este tipo de padrão de escoamento também é observado com água como fase contínua (W). O padrão de escoamento da fase ar é anular (An), com pequenas bolhas de ar (Bo) na fase líquida. A fase óleo escoar na forma de pequenas gotas (Do) mais ou menos concentradas, dependendo da fração de injeção de óleo. Este tipo de padrão ocorreu para velocidades superficiais de ar da ordem de 15 m/s e com valores de C_{wl} maiores que 0,35 (em média).

Padrões de escoamentos trifásicos com óleo como fase contínua, Figura 4.7:

OBoDi: Para este tipo de padrão de escoamento, o óleo apresenta-se como fase contínua (O), isto é, em contato com a parede do tubo. A fase ar escoar no formato de bolhas (Bo) de grande e médio diâmetro (comparativamente ao diâmetro do tubo). Já a água encontra-se dispersa na fase óleo (Di) em uma mistura quase homogênea. Este tipo de padrão

ocorreu para velocidades superficiais de ar da ordem de 0,05 m/s e com valores de C_{wl} menores que 0,35 (em média).

OPIBoDi: Neste padrão de escoamento a fase óleo é a fase contínua (O) do escoamento. A fase ar esco no formato de pistões alongados (Pi) e bolhas (Bo) de pequeno e médio diâmetro. Semelhante ao caso OBoDi, a água encontra-se dispersa (Di) na fase óleo. Este tipo de padrão ocorreu para velocidades superficiais de ar da ordem de 0,5 m/s e com valores de C_{wl} menores que 0,35 (em média).

OChBoDi: Neste padrão de escoamento observa-se a fase óleo como fase contínua (O). O ar esco através da tubulação no padrão agitante (Ch) com bolhas (Bo) de médio e grande diâmetro. A fase água, como no caso OBoDi e OPIBoDi, encontra-se dispersa no óleo. Este tipo de padrão ocorreu para velocidades superficiais de ar da ordem de 4,0 m/s e com valores de C_{wl} menores que 0,35 (em média).

OAnBoDi: Para este padrão de escoamento também se observa a fase óleo como fase contínua (O). A fase ar esco internamente à tubulação no formato anular (An) com pequenas bolhas na fase líquida. A água, como nos casos anteriores de padrões observados em que o óleo é a fase contínua, esco dispersa na fase óleo. Este tipo de padrão ocorreu para velocidades superficiais de ar da ordem de 15 m/s e com valores de C_{wl} menores que 0,35 (em média).

Com o intuito de melhor compreender a distribuição dos padrões observados, as Figuras 4.8, 4.9 e 4.10 ilustram, para cada velocidade superficial de óleo, um gráfico de j_{ar} em função de j_w , com os respectivos pontos experimentais e seus padrões de escoamento para óleo com viscosidade de 100 cP.

Figura 4.8 - Pontos coletados em escoamento trifásico com $\mu_o = 100$ cP e $j_o = 0,1$ m/s.

Figura 4.9 - Pontos coletados em escoamento trifásico com $\mu_o = 100$ cP e $j_o = 0,3$ m/s.

Figura 4.10 - Pontos coletados em escoamento trifásico com $\mu_o = 100$ cP e $j_o = 0,5$ m/s.

Como pode-se observar pelas Figuras 4.8, 4.9 e 4.10, o modelo desenvolvido por Taitel, Barnea e Dukler (1980) previu de forma satisfatória os padrões de escoamento da fase gasosa. Além disso, o modelo de Arirachakaran et al. (1989) mostrou-se capaz de prever com boa precisão os pontos experimentais em condições de água como fase contínua e óleo como fase contínua. Todos os pontos experimentais coletados em escoamentos trifásicos e bifásicos estão ilustrados no Apêndice B.2.

4.3 Análise de fração volumétrica das fases em escoamento trifásico

Para análise das frações volumétricas das fases no escoamento trifásico será utilizado o modelo de deslizamento descrito na Seção 2.4.4. Para a fase gasosa serão determinados os parâmetros de distribuição (Equação 2.26) e as velocidades de deslizamento ponderadas (Equação 2.27) de forma semelhante ao realizado por Zuber e Findlay (1965). Já para as fases líquidas serão determinados os parâmetros de distribuição e as velocidades de deslizamento ponderadas exemplificadas pela Tabela 2.6, conforme o modelo de Lahey, Açıkgöz e França (1992).

O intuito é, através dos parâmetros de distribuição e das velocidades de deslizamento ponderadas, verificar se o escoamento trifásico vertical ascendente adequa-se ao modelo de deslizamento e, dessa forma, melhor compreender como cada fase se distribui e comporta-se na seção transversal da tubulação.

As equações de deslizamento obtidas serão utilizadas para alimentar o modelo matemático desenvolvido no Capítulo 5.

4.3.1 Análise das frações volumétricas de ar em escoamento trifásico

Pelo trabalho de Zuber e Findlay (1965), sabe-se que o parâmetro de distribuição (C_0) está intimamente relacionado com a distribuição das fases e suas respectivas velocidades de mistura locais. Dessa forma, se a maior fração volumétrica de ar ocorrer em regiões de maior velocidade de mistura, certamente C_0 será maior que 1. Caso contrário, C_0 poderá assumir valores entre 0 e 1. O mesmo ocorre para a velocidade de deslizamento ponderada ($\tilde{v}_{gj}$). Se houver concordância entre os maiores valores de fração volumétrica e da velocidade de deslizamento da fase dispersa, maiores serão os valores de $\tilde{v}_{gj}$. No entanto, se não houver concordância entre os maiores valores da velocidade de deslizamento da fase dispersa e da fração volumétrica, $\tilde{v}_{gj}$ poderá assumir valores diversos.

Para os experimentos realizados em escoamento trifásico, obtiveram-se pontos experimentais em condições de óleo e água como fase contínua. No entanto, no caso de óleo como fase contínua, não foi possível obter dados suficientes para levantamento de tendências, devido ao fato de a região de óleo como fase contínua ser mais restrita que a de água como fase contínua (as regiões de óleo contínuo ocorrem para frações de injeção de óleo no líquido maiores que 70%, aproximadamente). Em contrapartida, para os casos de água como fase contínua foi possível levantar as curvas expressas pelas Figuras 4.11 à 4.14.

Devido à pequena variação de alguns pontos experimentais coletados, não foi possível levantar curvas de tendência para o modelo de deslizamento em alguns padrões de escoamentos em determinadas viscosidades, como é possível observar nas Figura 4.13 e 4.14.

Figura 4.11 - Curvas de deslizamento da fase ar para o escoamento trifásico WBoDo.

Figura 4.12 - Curvas de deslizamento da fase ar para o escoamento trifásico WPiBoDo.

Figura 4.13 - Curvas de deslizamento da fase ar para o escoamento trifásico WChBoDo.

Figura 4.14 - Curvas de deslizamento da fase ar para o escoamento trifásico WAnBoDo.

As equações de cada curva apresentada nas Figuras 4.11, 4.12 4.13 e 4.14 estão expressas na Tabela 4.1. Pelos valores de C_0 da Tabela 4.1, pode-se observar que no padrão bolhas (padrão WBoDo, Figura 4.6) a região de maior fração volumétrica de ar possui menor velocidade superficial local, indicando uma preferência de concentração das bolhas na parede da tubulação. Zuber e Findlay (1965) já haviam observado tal comportamento no padrão de escoamento tipo bolhas em escoamentos bifásicos.

Tabela 4.1 - Parâmetros da equação de deslizamento obtidos para a fase gasosa para escoamento trifásico em diferentes padrões de escoamento.

Padrão	100cP		220cP		325cP	
	C_0	$\tilde{v}_{gj}$	C_0	$\tilde{v}_{gj}$	C_0	$\tilde{v}_{gj}$
WBoDo	0,572	0,368	0,493	0,447	0,526	0,299
WPiBoDo	0,956	0,346	1,225	0,216	1,078	0,315
WChBoDo	----	----	1,233	0,091	1,253	0,143
WAnBoDi	----	----	----	----	0,956	2,323
OBoDi	----	----	----	----	----	----
OPiBoDo	----	----	1,490	0,224	----	----
OChBoDi	----	----	----	----	----	----
OAnBoDi	----	----	----	----	----	----
→ Valores para óleo como fase contínua						

No caso do escoamento pistonado (padrão WPiBoDo, Figura 4.6) e agitante (padrão WChBoDo, Figura 4.6) os valores de C_0 da Tabela 4.1 variaram de aproximadamente 1 até aproximadamente 1,2. Tal variação está de acordo com observações feitas por diversos autores tais como Zuber e Findlay (1965) e Hibiki e Ishii (2003a). No trabalho de Zuber e Findlay (1965), observa-se que, para padrões de escoamento com pico de fração volumétrica no centro, como o caso de escoamentos intermitentes, os valores de C_0 variam de 1 à 1,5.

Quanto à velocidade de deslizamento ponderada $\tilde{v}_{gj}$, para os casos pistonado e bolhas, observou-se um valor predominantemente positivo, mas de valor não muito pronunciado (valores entre 0 e 1). Isso evidencia que as regiões de maior fração volumétrica de ar não são necessariamente as regiões de maior velocidade locais de deslizamento da fase dispersa.

Pela Tabela 4.1, percebe-se um valor de C_0 próximo de 1 para caso do padrão anular. Isso ocorre, pois, em escoamento anular, a fração volumétrica da fase dispersa é elevada e grande parte da velocidade da mistura é decorrente da velocidade superficial da fase dispersa. Dessa forma, o valor do parâmetro de distribuição (Equação 2.27) aproxima-se da unidade. O valor elevado de $\tilde{v}_{gj}$ indica que as regiões de maior fração volumétrica apresentam grande velocidade de deslizamento da fase dispersa.

Isto posto, as equações apresentadas na Tabela 4.1, juntamente com o bom comportamento das curvas apresentadas nas Figuras 4.11, 4.12, 4.13 e 4.14, evidenciam ser

muito promissor aplicar o modelo de deslizamento em escoamentos trifásicos. No entanto, para uma melhor compreensão dos fenômenos associados a cada padrão de escoamento e uma obtenção de curvas de deslizamento de aplicação geral, seria necessário obter uma vasta quantidade de pontos experimentais em uma ampla faixa de velocidades superficiais em cada padrão de escoamento. No estudo realizado, para cada padrão de escoamento, foram fixadas as velocidades superficiais de gás e, dessa forma, em alguns casos não foi possível obter tendências das curvas de deslizamento.

A Figura 4.15 ilustra quão adequados são os parâmetros do modelo de deslizamento levantados na Tabela 4.1 para a previsão da fração volumétrica de ar em escoamentos trifásicos. Observa-se que cerca de 92% dos pontos calculados pelo modelo de deslizamento apresentam erros relativos aos pontos experimentais menores que 13%. Além disso, percebe-se uma distribuição aproximadamente normal em torno de 0% de erro. Desse modo, os parâmetros levantados na Tabela 4.1 mostram-se coerentes e apropriados para a obtenção da fração volumétrica de ar para as condições experimentais apresentadas.

Figura 4.15 : Comparativo entre dados experimentais de fração volumétrica de ar de escoamentos trifásicos com dados obtidos através do modelo de deslizamento (Tabela 4.1): (A) Gráfico de comparativo direto entre frações volumétricas medidas e calculadas e (B) histograma com a frequência de cada faixa de erro do valor calculado relativo ao valor medido (Equação 4.1).

A variação da viscosidade do óleo realizada nos experimentos não apresentou significativa influência nas curvas desenvolvidas para os padrões de água como fase contínua. No entanto, a equação da curva de deslizamento obtida para o padrão OPiBoDo (padrão de óleo como fase contínua) evidencia que a viscosidade da fase contínua influencia de forma decisiva a organização dos fluidos em escoamentos multifásicos, visto que há significativa

diferença entre tal equação e a equação obtida para o padrão WPiBoDo (padrão de água como fase contínua, vide parâmetros da Tabela 4.1). É possível observar que a viscosidade da fase contínua não causa efeito significativo na velocidade de deslizamento ponderada. No entanto, avaliando o valor do parâmetro de distribuição (C_0) dos dois padrões destacados, observa-se que a viscosidade da fase contínua afeta de forma decisiva a distribuição das fases.

4.3.2 Análise das frações volumétricas de líquido em escoamento trifásico

As frações volumétricas de líquido foram avaliadas de forma semelhante ao realizado com as frações volumétricas de ar. Para cada padrão de escoamento, tentou-se obter as curvas de deslizamento baseadas no modelo de Lahey, Açıkgöz e França (1992). Como houve uma maior variação das velocidades superficiais de líquido em cada padrão de escoamento, comparativamente às velocidades superficiais de ar, as curvas de deslizamento desenvolvidas por Lahey, Açıkgöz e França (1992), aplicaram-se de forma satisfatória aos dados analisados em uma maior quantidade de padrões de escoamento.

Com o intuito de exemplificar o comportamento das curvas de deslizamento obtidas, as Figuras 4.16 e 4.17 foram elaboradas para todos os padrões observados nas Figuras 4.6 e 4.7, respectivamente.

Figura 4.16 - Curvas de deslizamento conforme modelo de Lahey, Açikgöz e França (1992) para escoamentos trifásicos em condições de água como fase contínua nos padrões: (A) WBoDo, (B) WPiBoDo, (C) WChBoDo e (D) WAnBoDi.

Figura 4.17 - Curvas de deslizamento conforme modelo de Lahey, Açikgöz e França (1992) para escoamentos trifásicos em condições de água como fase contínua nos padrões: (A) OBoDi, (B) OPiBoDi, (C) OChBoDi e (D) OAnBoDi.

Nota-se claramente uma plena adequação dos pontos experimentais à retas que representam as curvas de deslizamento. Observa-se também que a variação da viscosidade do óleo empregada não foi suficiente para observar uma significativa interferência no parâmetro de distribuição e na velocidade de deslizamento ponderada na maior parte dos casos.

A interpretação dos valores dos parâmetros de distribuição (C_{ol}^w e C_{ol}^o) e das velocidades de deslizamento ponderadas ($\tilde{v}_{wl}^w$ e $\tilde{v}_{ol}^o$) pode ser feita para as fases líquidas da mesma forma que foi feita para a fase gasosa. A Tabela 4.2 apresenta os valores dos parâmetros das equações de deslizamento obtidos de cada padrão de escoamento observado. Os casos em que não puderam ser determinadas curvas de tendência para os pontos coletados

Quanto à validade da aplicação dos parâmetros obtidos nas curvas de deslizamento, como se pode observar pela Figura 4.18, os erros relativos aos dados experimentais cometidos ao utilizar os parâmetros da Tabela 4.2 para previsão de fração volumétrica de água e de óleo em escoamentos trifásicos, são, em 92% dos casos, inferiores à 15% para a fase água e inferiores à 20% para a fase óleo. Além disso, observa-se uma distribuição aproximadamente normal dos erros. Com isso, o modelo desenvolvido por Lahey, Açikgöz e França (1992) mostra-se adequado para a obtenção de frações volumétrica de água e de óleo em escoamentos trifásicos verticais.

Figura 4.18 - Comparativo entre dados experimentais de frações volumétricas de escoamentos trifásicos com dados obtidos através do modelo de deslizamento proposto por Lahey, Açikgöz e França (1992): (A) Gráfico de comparativo direto entre frações volumétricas medidas e calculadas e (B) histograma com a frequência de cada faixa de erro do valor calculado relativo ao valor medido (Equação 4.1).

Pelos gráficos apresentados e pelos coeficientes de ajuste (R^2) das Figuras 4.16 e 4.17, pode-se constatar que a análise proposta por Lahey, Açikgöz e França (1992) adequa-se de forma satisfatória aos escoamentos trifásicos verticais ascendentes. Dessa forma, assim como no caso da análise das frações volumétricas da fase ar, o desenvolvimento de um modelo de deslizamento para as fases líquidas para escoamentos trifásicos mostra-se muito promissor, inclusive para os casos de óleo como fase contínua. Vale ressaltar que as equações apresentadas na Tabela 4.2 adequam-se ao aparato experimental utilizado e serão utilizadas em simulações numéricas realizadas no Capítulo 5. Para o desenvolvimento de um modelo global de deslizamento em escoamentos trifásicos, a realização de experimentos em diferentes condições experimentais seria necessária com o intuito de se verificar os efeitos da variação do diâmetro, inclinação e outros parâmetros.

4.3.3 Análise do deslizamento entre as fases líquidas

Comumente, em análises de escoamentos trifásicos adota-se a hipótese de não deslizamento entre as fases líquidas. Dessa forma, o modelo homogêneo poderia ser aplicado às fases líquidas e com isso o escoamento trifásico poderia ser tratado como um escoamento bifásico.

No entanto, em determinadas situações, como na transição de fases contínuas, o deslizamento entre as fases líquidas pode assumir valores não desprezíveis. Dessa forma, a hipótese de não deslizamento poderia ocasionar grandes erros de cálculo de fração volumétrica e gradiente de pressão, principalmente em tubulações de grande comprimento.

Sendo assim, uma análise ampla referente ao deslizamento entre as fases líquidas em escoamentos trifásicos torna-se necessária. As Figuras 4.19 à 4.22 ilustram o deslizamento entre óleo e água nos experimentos realizados em escoamentos trifásicos. Cada gráfico representa um padrão de escoamento da fase gasosa (bolhas, pistonado, agitante e anular) com velocidade superficial de gás constante. Os pontos experimentais em cada gráfico possuem velocidades superficiais de líquido variadas, de 0,1 à 1 m/s, com diferentes valores de C_{wl} . Em cada gráfico, têm-se os pontos experimentais para cada viscosidade e suas respectivas linhas de tendência.

Figura 4.19 - Deslizamento entre as fases líquidas em escoamentos trifásicos em padrões tipo bolhas de ar (WBoDo e OBoDi, conforme Figuras 4.6 e 4.7).

Figura 4.20 - Deslizamento entre as fases líquidas em escoamentos trifásicos em padrões tipo pistonado de ar (WPiBoDo e OPiBoDi, conforme Figuras 4.6 e 4.7).

Figura 4.21 - Deslizamento entre as fases líquidas em escoamentos trifásicos em padrões tipo agitante de ar (WChBoDo e OChBoDi, conforme Figuras 4.6 e 4.7).

Figura 4.22 - Deslizamento entre as fases líquidas em escoamentos trifásicos em padrões tipo anular de ar (WAnBoDo e OAnBoDi, conforme Figuras 4.6 e 4.7).

Como é possível observar pelos pontos experimentais, o aumento do deslizamento entre água e óleo apresenta uma tendência logarítmica com o aumento da fração de injeção de água no líquido para valores de C_{wl} intermediários (entre aproximadamente 0,2 e 0,8). O cruzamento das curvas com a linha do modelo homogêneo representa a inversão de fase contínua entre água e óleo. Observa-se, pelo comportamento de uma curva logarítmica, que antes da inversão de fase ($C_{wl} < C_{wl\text{ crit}}$) o deslizamento entre as fases é muito mais sensível ao valor de C_{wl} que após a inversão de fase.

Em condições extremas de C_{wl} (muito próximos de 0 ou de 1) intui-se que o deslizamento entre as fases aproxime-se da unidade, pois, nessas condições, a fase não contínua encontra-se quase que totalmente dispersa na fase contínua. Além disso, observando alguns pontos coletados com C_{wl} menor que 0,3 (Figuras 4.19 e 4.21 para a viscosidade do óleo de 220 cP) é possível observar uma inversão da tendência das curvas apresentadas. Tal efeito encontra-se ilustrado pelas linhas tracejadas nos gráficos. Isso evidencia que, pouco antes da região de inversão de fase ($C_{wl} < C_{wl\text{ crit}}$), há uma alteração abrupta no deslizamento entre as fases líquidas.

Analisando as curvas obtidas em cada padrão de escoamento, observa-se que, no padrão bolhas, os pontos experimentais ocupam uma mesma faixa de ocorrência, sendo difícil identificar algum efeito da viscosidade da fase óleo. Já para os outros padrões, em virtude da

maior velocidade superficial de mistura, os efeitos da viscosidade da fase óleo tornam-se mais pronunciados. Dessa forma, é possível observar uma clara tendência de ocorrer a inversão de fase com C_{wl} menores para maiores viscosidades de óleo. Ou seja, quanto maior a viscosidade do óleo, maior é a fração de óleo no líquido necessária para a ocorrência da inversão de água como fase contínua para óleo como fase contínua, principalmente para os padrões pistonado, agitante e anular. Tal fenômeno já foi observado por diversos autores como Brauner (2003) e Arirachakaran et al. (1989).

Para melhor compreender o efeito de cada padrão de escoamento e da viscosidade do óleo no deslizamento e na transição de fases contínuas, a Figura 4.23 ilustra os valores de fração de injeção de água no líquido críticos para os quais ocorre a transição de fase contínua. Tais valores foram determinados através do cruzamento das linhas de tendência apresentadas nas Figuras 4.19, 4.20, 4.21 e 4.22 com a curva do modelo homogêneo. As faixas de erros apresentadas na Figura 4.23 foram determinadas através dos desvios padrões dos erros cometidos (relativos aos pontos experimentais) ao se utilizar as curvas de tendência apresentadas para prever o deslizamento entre as fases líquidas. Considerado que os erros cometidos obedecem a uma distribuição normal padrão, foi considerado como erro das curvas mais ou menos três desvios padrões dos erros relativos aos pontos experimentais cometidos para cada viscosidade, resultando em uma confiabilidade de 99,7%.

Figura 4.23 - Valores críticos de frações de injeção de água no líquido para transição de fase contínua ($C_{wl\ crit}$) em função da velocidade superficial de ar.

Novamente, pela Figura 4.23, observa-se claramente uma tendência de se obter valores de $C_{wl\ crit}$ cada vez menores com o aumento da viscosidade de óleo. Além disso, nota-se que com a transição do padrão bolhas para o pistonado há uma diminuição do valor de $C_{wl\ crit}$, principalmente para as viscosidades de 220 cP e 325 cP. Visualmente, como se observa pela Figura 4.24, há uma nítida diminuição do tamanho das gotas de óleo com o aumento da velocidade superficial de ar, em virtude da maior turbulência do escoamento, que ocasiona uma maior ocorrência de quebras de gotas. Como observado por Descamps et al. (2007), o fenômeno de coalescência de gotas leva à inversão da fase dispersa para fase contínua. Dessa forma, com a diminuição do tamanho das gotas de óleo, torna-se mais difícil a ocorrência do fenômeno de coalescência de gotas, em virtude do aumento dos efeitos da tensão superficial óleo-água. Com a coalescência de gotas de óleo minimizada, a transição de água como fase contínua para óleo como fase contínua passa a ocorrer com maiores valores de injeção de óleo no líquido, ou menores valores de $C_{wl\ crit}$. O fato de tal fenômeno não ser pronunciado para o óleo com viscosidade de 100 cP pode ser justificado se for considerado que a tensão superficial óleo-água diminui com a temperatura, fato que é observado usualmente conforme descrito por Eötvös³ (1886 apud BERTHIER, 2013).

Além disso, percebe-se, pela Figura 4.24, que a diminuição das gotas de óleo é muito mais abrupta entre os padrões bolhas e pistonado do que entre os outros padrões de ar. Ou seja, as gotas de óleo diminuem cada vez menos com o aumento da vazão de ar. Tal fenômeno é natural e facilmente compreendido pela teoria de Young-Laplace, que demonstra que a diferença de pressão suportada por uma superfície (em decorrência da tensão superficial) aumenta exponencialmente com a diminuição do raio de curvatura. Dessa forma, os efeitos da diminuição das gotas de óleo na diminuição do $C_{wl\ crit}$ passam a ser menos significativos para velocidades superficiais de ar mais elevadas. Aliás, a partir do padrão de escoamento pistonado há um aumento do $C_{wl\ crit}$ com o aumento da velocidade superficial de ar. Isso ocorre devido às elevadas vazões de ar que acarretam elevadas frações volumétricas de ar e reduzidas frações volumétricas de líquido. Por conseguinte, as fases óleo e água passam a ocupar um espaço rente à parede da tubulação cada vez menor, fazendo com que a fase óleo entre em contato com a parede da tubulação mais facilmente.

³ EÖTVÖS, R. **Wiedemanns Annalen der Physik**, 27, 445-459, 1886.

Figura 4.24 - Diminuição do tamanho de gotas de óleo com o aumento da velocidade superficial de ar.

Através das análises feitas e através dos gráficos apresentados pelas Figuras 4.19, 4.20, 4.21 e 4.22, é possível constatar que de fato existe deslizamento entre as fases líquidas em escoamentos trifásicos e que seu valor é significativo, principalmente nas regiões de óleo como fase contínua. Além disso, pela análise de inversão de fase realizada, nota-se que os modelos e teorias desenvolvidos por diversos autores para escoamentos bifásicos óleo-água adequam-se fenomenologicamente ao escoamento trifásico. No entanto, a injeção de ar interfere de forma decisiva na inversão de fase contínua em escoamentos óleo-água e, consequentemente, no deslizamento das fases líquidas. Dessa forma, os modelos de inversão de fase em escoamentos bifásicos óleo-água devem ser adequados para uma correta aplicação em escoamentos trifásicos.

4.4 Análise do gradiente de pressão e de fatores de desempenho em escoamentos trifásicos

Para a realização de uma análise fenomenológica completa de um determinado tipo de escoamento multifásico, além de dados de fração volumétrica e de padrões de escoamento, já descrito nas Seções 4.2 e 4.3, também é de grande importância a compreensão de como cada um dos fatores anteriormente citados interferem no gradiente de pressão total do escoamento. Aliás, o estudo do gradiente de pressão em escoamentos internos é um dos principais focos da mecânica dos fluidos, pois este interfere diretamente em fatores primordiais em projetos de engenharia, como potência de bombeamento, por exemplo. Sendo assim, serão avaliados nessa seção fatores de redução monofásicos e bifásicos (equações da Tabela 4.3), bem como a interferência da fração volumétrica, do padrão de escoamento e do deslizamento entre as fases no gradiente de pressão total em escoamentos trifásicos óleo-água-ar.

Tabela 4.3 - Equações de fatores de redução utilizadas nas análises de dados de gradiente de pressão.

<i>Símbolo</i>	<i>Equação</i>	<i>Significado</i>
FR_{mono}*	$\frac{dP/dz_{total\ mono(O)}}{dP/dz_{total\ tri}}$	Avalia a redução de dP/dz_{total} em escoamentos monofásicos de óleo com a adição de água e ar
FR_{mono bi(OA)}*	$\frac{dP/dz_{total\ mono(O)}}{dP/dz_{total\ bi(OA)}}$	Avalia a redução de dP/dz_{total} em escoamentos monofásicos com a adição de ar
FR_{bi(OA)}*	$\frac{dP/dz_{total\ bi(OA)}}{dP/dz_{total\ tri}}$	Avalia a redução de dP/dz_{total} em escoamentos bifásicos óleo-ar com a adição de água
FR_{grav bi(OA)}*	$\frac{dP/dz_{grav.\ bi(OA)}}{dP/dz_{grav.\ tri}}$	Avalia a redução de dP/dz_{grav} em escoamentos bifásicos óleo-ar com a adição de água

→ $dP/dz_{total\ mono(O)}$: Gradiente de pressão total em escoamento monofásico de óleo.
 → $dP/dz_{total\ tri}$: Gradiente de pressão total em escoamentos trifásicos.
 → $dP/dz_{grav.\ tri}$: Gradiente de pressão gravitacional em escoamentos trifásicos.
 → $dP/dz_{total\ bi(OA)}$: Gradiente de pressão total em escoamentos bifásicos óleo-ar.
 → $dP/dz_{grav.\ bi(OA)}$: Gradiente de pressão gravitacional em escoamentos bifásicos óleo-ar.
 → *Fatores calculados com velocidade superficial de óleo constante.

A princípio, serão avaliados, de forma qualitativa, como os fatores de redução, as frações volumétricas e os gradientes de pressão variam em gráficos de j_{ar} vs. j_w e j_{ar} vs. j_o . O intuito é, através de mapas de fatores de redução, de gradientes de pressão e de frações

volumétricas, compreender a fenomenologia do escoamento trifásico e identificar regiões ótimas de operação. Também é objetivo desta análise a constatação dos benefícios obtidos com a injeção de água em escoamentos bifásicos (óleo-ar), no que se refere à diminuição do gradiente de pressão total. Uma vez identificadas as regiões passíveis de análise, serão apresentados gráficos quantitativos para melhor compreender e identificar como cada parâmetro interfere no gradiente de pressão total em escoamentos trifásicos.

De forma análoga ao realizado com os fatores de redução, posteriormente serão avaliados fatores de desempenho (FD), conforme Equação 4.2.

$$FD = \frac{Q_o}{dP/dz_{total}} \quad (4.2)$$

O intuito é não somente compreender e identificar regiões de menor gradiente de pressão total, mas também identificar regiões ótimas de produtividade, nas quais se obtém máxima vazão de óleo comparativamente ao gradiente de pressão na tubulação.

4.4.1 Análise dos efeitos da injeção de água e de ar no gradiente de pressão total, friccional e gravitacional em escoamentos trifásicos

Como pode ser observado pela Tabela 3.3, os pontos experimentais coletados foram selecionados de forma a identificar a influência da injeção de cada uma das três fases utilizadas (óleo, água e ar) nas principais grandezas medidas (fração volumétrica e gradiente de pressão). Da forma como os pontos experimentais foram coletados é possível elaborar gráficos em função de duas velocidades superficiais quaisquer, enquanto a terceira velocidade superficial mantém-se constante.

Com o intuito de se obter uma análise capaz de avaliar os efeitos da injeção de água e de ar nos escoamentos avaliados, tanto em condições de óleo como fase contínua quanto em condições de água como fase contínua, foram realizadas análises principalmente em valores médios de velocidade superficial e viscosidade de óleo ($j_o = 0,3 \text{ m/s}$ e $\mu_o = 220\text{cP}$). Sendo assim, as Figuras 4.25, 4.26, 4.27 e 4.28 representam as variações do gradiente de pressão total, do gradiente de pressão friccional, da fração volumétrica de ar e do fator de redução monofásico, respectivamente, com $j_o = 0,3 \text{ m/s}$ e $\mu_o = 220\text{cP}$.

Figura 4.25 - Gradiente de pressão total em escoamento trifásico com $j_o = 0,3$ m/s e $\mu_o = 220$ cP.

Figura 4.26 - Gradiente de pressão friccional em escoamento trifásico com $j_o = 0,3$ m/s e $\mu_o = 220$ cP.

Figura 4.27 - Fração volumétrica de ar em escoamento trifásico com $j_o = 0,3$ m/s e $\mu_o = 220$ cP.

Os gráficos apresentados pelas Figuras 4.25 à 4.27 já permitem identificar regiões de maior e menor gradientes de pressão, bem como a variação da fração volumétrica. No entanto, uma análise através de gráficos de fatores de redução permite capturar efeitos intrínsecos da adição de água e de ar, uma vez que se trata de uma análise comparativa. Dessa forma, a Figura 4.28 representa o fator de redução monofásico (FR_{mono}). Nesse gráfico, conforme descrito anteriormente, é possível observar quão maior é o gradiente de pressão monofásico comparativamente ao escoamento trifásico. Ou seja, é possível observar os ganhos na redução do gradiente de pressão total com a adição de água e de ar.

Figura 4.28 - Fatores de redução monofásicos em escoamento trifásico com $j_o = 0,3$ m/s e $\mu_o = 220$ cP.

Pelas Figuras 4.25 à 4.28, observa-se claramente a existências de regiões de melhor desempenho. Nas Figuras 4.25 e 4.28, é possível observar que as regiões de maiores fatores de redução são coincidentes com as regiões de menores gradientes de pressão total, o que é natural, pois, no caso avaliado, a velocidade superficial de óleo é constante e igual a 0,3 m/s. Nesse caso, o gradiente de pressão total monofásico é constante e com isso, conforme Tabela 4.3, quanto menor o gradiente de pressão total do escoamento trifásico, maior será o valor de FR_{mono} . Observa-se também que a adição de água e de ar reduz consideravelmente o gradiente de pressão total em escoamentos de óleos viscosos, alcançando valores de FR_{mono} iguais a 2,955.

Na Figura 4.28 foram traçadas retas em regiões onde ocorrem maiores variações do FR_{mono} para a realização de análises do comportamento dos gradientes de pressão e das frações volumétricas de ar nessas regiões. Comparando as retas DEFB e GHIA, observa-se que, dependendo da injeção de água no escoamento, obtêm-se maiores (reta DEFB) ou menores ganhos (reta GHIA) com a injeção de ar. Observando os valores de C_{wl} e do gradiente de pressão friccional é possível constatar que a reta DEFB trata-se de escoamentos trifásicos com água como fase contínua, enquanto que a reta GHIA trata-se de escoamentos com óleo como fase contínua. Dessa forma, com escoamentos com $j_w = 0,2$ m/s (reta DEFB) obtêm-se FR_{mono} mais elevados, comparativamente ao escoamento com $j_w = 0,05$ m/s (reta GHIA).

Para melhor compreender o fenômeno ocorrido nos dois casos mencionados anteriormente, foram elaborados os gráficos das Figuras 4.29 e 4.30, os quais são usados para exemplificar a variação do gradiente de pressão e da fração volumétrica de ar com a injeção de ar, mantendo as velocidades superficiais de óleo e de água constantes.

Figura 4.29 - Variação da fração volumétrica e dos gradientes de pressão para o escoamento com água como fase contínua, $j_o = 0,3$ m/s, $j_w = 0,2$ m/s e $\mu_o = 220$ cP (reta DEFB da Figura 4.28).

Figura 4.30 - Variação da fração volumétrica e dos gradientes de pressão para o escoamento com óleo como fase contínua, $j_o = 0,3$ m/s, $j_w = 0,05$ m/s e $\mu_o = 220$ cP (reta GHIA da Figura 4.28).

Avaliando o escoamento com água como fase contínua (reta DEFB da Figura 4.28), observa-se que, quanto maior a injeção de ar, maior é o fator de redução monofásico, chegando a um máximo de 2,955. Pela Figura 4.29 é possível compreender a razão de tal

comportamento. Com o aumento da vazão de ar, a fração volumétrica de ar aumenta significativamente e, por consequência, a componente gravitacional do gradiente de pressão total diminui. Em contrapartida, em virtude de o escoamento estar em condições de água como fase contínua, que possui viscosidade reduzida comparativamente ao óleo, com o aumento da vazão de ar não há significativo aumento da componente friccional do gradiente de pressão total. O que se observa, portanto, é uma acentuada queda do gradiente de pressão total resultando em elevados fatores de redução monofásicos.

Já para o caso onde tem-se óleo como fase contínua (reta GHIA da Figura 4.28), o fator de redução monofásico aumenta progressivamente com o aumento da vazão de ar, até uma velocidade superficial de ar de aproximadamente 3 m/s. A partir desse ponto o fator de redução monofásico passa a decrescer com o aumento da vazão de ar, como se observa na Figura 4.28. Conforme a Figura 4.30 ilustra, para o caso de óleo contínuo, o aumento da vazão de ar promove um aumento significativo da fração volumétrica de ar, no entanto, menos significativo do que no caso de água como fase contínua. Isso ocorre, pois, sendo o óleo a fase contínua, este adere à parede da tubulação de forma mais intensa que a água em virtude de sua maior viscosidade. Dessa forma, há um acúmulo de líquido na seção da tubulação e com isso uma diminuição da fração volumétrica de ar.

Como se observa na figura 4.30, com o aumento da fração volumétrica de ar, oriundo do aumento da vazão de ar, há um decréscimo no gradiente de pressão gravitacional e, conseqüentemente, no gradiente de pressão total, até a velocidade superficial de ar de aproximadamente 3 m/s. Em virtude da elevada viscosidade do óleo em contato com a parede da tubulação, com o aumento progressivo da vazão de ar, a componente friccional do gradiente de pressão total passa a tornar-se relevante, ao passo de tornar-se mais significativo que a componente gravitacional. Nessas condições, a efetividade da técnica de elevação de óleos viscosos com o auxílio de fluidos coadjuvantes perde desempenho. Tal comportamento é tipicamente encontrado em escoamentos óleo-ar, conforme ilustrado pela Figura 4.31.

Figura 4.31 - Fatores de redução monofásico para o caso bifásico óleo-ar com $\mu_o = 220\text{cP}$.

Para os casos de escoamentos bifásicos óleo-ar, conforme ilustrado pela Figura 4.31, é possível observar semelhança com o descrito para o escoamento trifásico com óleo como fase contínua. Para uma dada velocidade superficial de óleo, com o aumento progressivo da velocidade superficial de ar, há um aumento do fator de redução monofásico e posteriormente uma redução. Novamente, assim como para o caso de escoamento trifásico com óleo como fase contínua, para valores de velocidades superficiais elevados a componente friccional do gradiente de pressão total torna-se relevante, fazendo com que a técnica *gas-lift* perca eficiência. Tal fenômeno já foi descrito por Guet e Ooms (2006) e trata-se de uma limitação natural da técnica *gas-lift*.

Percebe-se, pela análise realizada até o momento e pelas Figuras 4.25, 4.26 e 4.28, que há grandes vantagens na adição de água em escoamentos trifásicos. Pelas Figuras 4.25 à 4.27, nota-se que, para velocidades superficiais de ar menores que aproximadamente 2 m/s, há pouca influência da injeção de água nas frações volumétricas e nos gradientes de pressão, devido à baixa velocidade de mistura. Nessas regiões, os efeitos gravitacionais dominam o escoamento. Sendo $\rho_w \approx \rho_o$, a adição de água não afeta significativamente o gradiente de pressão total e o fator de redução. No entanto, para elevadas velocidades superficiais (maiores que 4 m/s), a injeção de água passa a exercer uma influência significativa nos gradientes de pressão e frações volumétricas. O caminho representado pela reta ABC (Figura 4.28) evidencia as vantagens obtidas com a injeção de água em escoamentos bifásicos óleo-ar.

As Figuras 4.32 e 4.33 auxiliam na compreensão dos efeitos da injeção de água em escoamentos trifásicos, com velocidade superficial de ar constante e de aproximadamente 16 m/s (reta ABC da Figura 4.28).

Figura 4.32 - Variação dos gradientes de pressão total, friccional e gravitacional com a adição de água para o caso $j_o = 0,3$ m/s, $j_{ar} = 16$ m/s e $\mu_o = 220$ cP (reta ABC da Figura 4.28).

Figura 4.33 - Variação do gradiente de pressão friccional, da fração volumétrica e do fator de redução monofásico com a adição de água para o caso $j_o = 0,3$ m/s, $j_{ar} = 16$ m/s e $\mu_o = 220$ cP (reta ABC da Figura 4.28).

Na Figura 4.32, os pontos destacados em A, B e C tratam-se dos mesmos pontos exemplificados na Figura 4.28, sendo o ponto A um escoamento trifásico com óleo como fase contínua e os pontos B e C escoamentos trifásicos com água como fase contínua. Observa-se claramente, pela Figura 4.32, que do ponto A ao ponto B há uma drástica queda dos gradientes de pressão gravitacional e friccional devido a injeção de água. Dessa forma, o gradiente de pressão total na região de água como fase contínua é cerca de 60% menor que o escoamento de óleo como fase contínua para as condições apresentadas.

A Figura 4.33 evidencia o que ocorre com a fração volumétrica e com o gradiente de pressão friccional com o aumento da velocidade superficial de água. Observa-se que a injeção de água causa uma acentuada diminuição em $|dP/dz_{\text{fric}}|$, devido à inversão de fase (transição de óleo contínuo para água contínuo) e devido ao fato de que $\mu_w \ll \mu_o$. No caso do escoamento trifásico de água como fase contínua, em virtude de uma menor resistência ao escoamento de líquido, observa-se que o líquido passa a ocupar uma menor fração na seção transversal da tubulação. Em contrapartida, o ar passa a ocupar um maior espaço na seção transversal, fazendo com que a fração volumétrica de ar aumente e com isso o gradiente de pressão gravitacional diminua. Ou seja, a adição de água causa uma diminuição significativa, tanto em $|dP/dz_{\text{fric}}|$, quanto em $|dP/dz_{\text{grav}}|$, em virtude da transição de óleo para água como fase contínua e devido ao aumento da fração volumétrica de ar, respectivamente.

A fim de se constatar os benefícios da injeção de água na redução do gradiente de pressão total em escoamento bifásicos óleo-ar, tem-se a Figura 4.34. Assim como observado na Figura 4.28, os maiores fatores de redução bifásicos ocorrem em regiões semelhantes aos ocorridos com os fatores de redução monofásicos. Ou seja, ocorre em regiões onde a técnica *gas-lift* perde eficiência e a água é injetada como um fluido coadjuvante, que rompe as limitações da técnica *gas-lift*. Na Figura 4.28, observa-se que o gradiente de pressão total do escoamento bifásico analisado pode ser até duas vezes maior que o gradiente de pressão total trifásico para velocidades superficiais de ar elevadas. No entanto, em regiões de escoamentos trifásicos de óleo como fase contínua e em regiões de baixa velocidade superficial de ar, o escoamento trifásico pode apresentar gradiente de pressão total maiores que o escoamento bifásico óleo-ar. Para o caso de baixas velocidades superficiais de ar, a componente gravitacional prevalece e a adição de água representa apenas um aumento da fração volumétrica de líquido. Já para o caso de óleo como fase contínua, além de a água aumentar a fração volumétrica de líquido, ela aumenta a velocidade de mistura, que neste caso é importante (principalmente para j_{ar} elevado) em virtude de o óleo estar em contato com a

parede da tubulação. Isso evidencia a necessidade de se evitar escoamentos trifásicos em condições de óleo como fase contínua, para se manter condições ótimas de produção de óleos de média viscosidade.

Figura 4.34 - Fatores de redução bifásicos (óleo-ar) para o escoamento com $j_o = 0,3$ m/s e $\mu_o = 220$ cP.

Na Figura 4.34 há um caminho destacado pela reta JKLM, onde percebe-se que, para $j_w = 0,2$ m/s e $j_o = 0,3$ m/s (condição de água como fase contínua), a partir de uma velocidade superficial de ar de 1 m/s, o fator de redução bifásico aumenta continuamente, até alcançar o valor de 2,1. As Figuras 4.35 e 4.36 possibilitam compreender os fenômenos ocorridos em ambos os escoamentos (trifásico e bifásico), que permitem a obtenção de tal fator de redução.

Como pode ser observado pela Figura 4.35, para velocidades superficiais de ar inferiores a 4 m/s há pouca diferença entre os escoamentos bifásicos e trifásicos. No entanto, com o aumento da velocidade superficial de ar, a componente friccional do gradiente de pressão total do escoamento bifásico aumenta acentuadamente, comparativamente ao escoamento trifásico. No escoamento trifásico a água está em contato com a parede da tubulação. Já no escoamento bifásico óleo-ar, o óleo, que possui viscosidade cerca de 200 vezes maior que a da água, é quem está em contato com a parede do tubo.

Observa-se também pela Figura 4.35 que o fator de redução gravitacional bifásico aumenta com a mesma tendência do aumento de $|dP/dz_{\text{fric}} \text{ bi(OA)}|$. A Figura 4.36 evidencia

que, de fato, a partir de velocidades superficiais de aproximadamente 1 m/s, as frações volumétricas de ar no escoamento trifásico tendem a ser maiores que no escoamento bifásico, acarretando em um menor gradiente de pressão gravitacional comparativamente ao escoamento bifásico óleo-ar. Isto é explicado pelo fenômeno já descrito anteriormente, o qual, em virtude do reduzido gradiente de pressão friccional em escoamentos trifásicos com água como fase contínua, há uma reduzida resistência ao escoamento das fases líquidas, culminando em maiores frações volumétricas de ar e menores gradientes de pressão gravitacionais.

Figura 4.35 - Variação do fator de redução gravitacional bifásico e das componentes friccionalis do gradiente de pressão total para os escoamentos trifásico e bifásico óleo-ar, onde $j_o = 0,3$ m/s, $j_w = 0,2$ m/s e $\mu_o = 220$ cP.

Figura 4.36 - Variação da fração volumétrica de ar para os escoamentos trifásico e bifásico óleo-ar, onde $j_o = 0,3$ m/s, $j_w = 0,2$ m/s e $\mu_o = 220$ cP.

Supondo que a densidade de óleos de baixa a elevada viscosidade varie pouco, em escoamentos trifásicos e bifásicos a elevação da viscosidade, e o consequente aumento do gradiente de pressão friccional, seria o único fator a elevar o gradiente de pressão total do escoamento. Como pode ser observado pela Figura 4.30, a componente friccional de escoamentos trifásicos com óleo como fase contínua pode possuir magnitude equivalente e até superior ao componente gravitacional. Dessa forma, em escoamentos bifásicos de óleo de elevada viscosidade e ar, a componente friccional pode assumir valores muito elevados, tornando a exploração de tais óleos muitas vezes inviável. Com isso, a adição de água, para a redução do gradiente de pressão friccional, bem como para o aumento da fração volumétrica de ar, em escoamentos de óleos viscosos pode ser uma estratégia promissora. Rodriguez (2002) e Brauner (2002) já evidenciavam em seus trabalhos grandes benefícios da utilização de água com o intuito de se reduzir o gradiente de pressão total de escoamento de óleos viscosos, assim como o trabalho de Bannwart et al. (2009) em escoamentos trifásicos. Na Figura 4.37, pode-se observar que com o aumento da viscosidade há um evidente aumento do $FR_{bi(OA)}$, principalmente para velocidades superficiais mais elevadas (nessas condições, $|dP/dz_{fric}|$ é mais significativo). Tal fato evidencia que, quanto maior a viscosidade do óleo, maior é a eficiência do escoamento trifásico (em condições de água contínua), com relação ao escoamento bifásico óleo-ar.

Figura 4.37 - Variação do fator de redução bifásico óleo-ar em função da viscosidade com $j_o = 0,3$ m/s (escoamento em condições de água como fase contínua).

Pela figura 4.38 observa-se um leve aumento do fator de redução monofásico com aumento da viscosidade em condições de água como fase contínua. Em escoamentos monofásicos de óleos de baixa a média viscosidade, com baixa velocidade de mistura, a componente gravitacional do gradiente de pressão total possui maior magnitude frente a componente friccional. Dessa forma, com o aumento da viscosidade, na faixa testada neste trabalho, não houve grande diminuição do gradiente de pressão total para o escoamento monofásico. Também se observa que, para o escoamento trifásico em regiões de água como fase contínua, não há significativas alterações do gradiente de pressão total com a alteração da viscosidade do óleo, em virtude de a água estar em contato com a parede da tubulação. Dessa forma, os fatores de redução exemplificados na Figura 4.38 apresentam reduzida variação com a viscosidade.

Figura 4.38 - Variação do fator de redução monofásico em função da viscosidade com $j_o = 0,3$ m/s (escoamento em condições de água como fase contínua).

Conforme a Figura 4.39 evidencia, é possível observar muita semelhança na magnitude e na variação do gradiente de pressão total com a variação das velocidades superficiais de água e de ar para as três viscosidades avaliadas. Percebe-se que o gradiente de pressão total de óleos de 100 cP apresentam valores menores que os de óleos de 220 cP, para os casos de óleo como fase contínua (velocidades superficiais de água menores que 0,1 m/s) e velocidades superficiais de ar superiores à 10 m/s. Isso ocorre em virtude de a componente

friccional, que é relevante para elevadas velocidades de misturas, ser menos pronunciada para óleos de reduzida viscosidade. No entanto, nota-se que para óleos de 325 cP também há uma tendência de se obter gradientes de pressão totais menores em regiões de maiores velocidades superficiais de ar e menores velocidades superficiais de água, comparativamente às outras viscosidades de óleo. Tal fato seria contraditório se não fosse a Figura 4.23, que demonstra que, para a viscosidade de óleo de 325 cP, a inversão de fase ocorre para valores menores de C_{wl} , comparativamente às outras viscosidades de óleo. Ou seja, na Figura 4.39 o mapa de gradiente de pressão total apresentado para o óleo de 325 cP encontra-se mais predominantemente na região de água como fase contínua, do que os outros mapas apresentados para as outras viscosidades de óleo.

É possível constatar que, devido às grandes semelhanças apresentadas nas Figuras 4.38 e 4.39 com a variação da viscosidade, as análises realizadas acerca dos fenômenos ocorridos em escoamentos trifásicos com óleos de 220 cP podem ser estendidas para as outras viscosidades de óleo. As principais variações observadas ocorrem principalmente em regiões de óleo como fase contínua, que é mais restrita, principalmente para óleos com viscosidade mais elevadas. No entanto, os benefícios da injeção de água e de ar para a redução do gradiente de pressão total são evidentes em todas viscosidades testadas.

Figura 4.39 - Variação do gradiente de pressão total com a variação da viscosidade para caso onde $j_o = 0,3$ m/s.

Com o intuito de exemplificar o comportamento do gradiente de pressão total e friccional e da fração volumétrica em toda a faixa de velocidades superficiais empregadas nos experimentos, foram elaborados os mapas da Figura 4.40. É possível observar pela Figura 4.40 que os gradientes de pressão total para as velocidades superficiais de óleo de 0,1 m/s e 0,3 m/s assemelham-se quanto ao formato de variação, mas destoam quanto a magnitude. Isso ocorre, pois, como se observa na Figura 4.31, a redução do gradiente de pressão total através da adição de gás é mais eficiente para velocidades superficiais de líquido menores. Dessa forma, os menores gradientes de pressão total são obtidos com as menores velocidades superficiais de óleo, no presente caso igual 0,1 m/s. Pelo mesmo princípio, para a velocidade superficial de óleo de 0,5 m/s é possível constatar um leve aumento do gradiente de pressão total com relação às velocidades de 0,1 e 0,3 m/s. Devido às limitações do aparato experimental, com óleo de viscosidade superior à 220 cP não foi possível obter dados experimentais com velocidade superficial de óleo de 0,5 m/s e velocidade superficial de ar superiores à 4m/s.

Na Figura 4.40, é possível observar que, com o aumento da velocidade superficial de ar e de óleo, há um gradual aumento do gradiente de pressão friccional. Com o aumento da velocidade superficial de óleo, mantendo-se os valores de velocidade superficial de água constante, todo o escoamento passa a escoar com frações de injeção de água no líquido (C_{wl}) menores, e dessa forma o escoamento aproxima-se da condição de óleo como fase contínua. Tal fato é facilmente observado pelas Figuras 4.8, 4.9 e 4.10, as quais evidenciam que com velocidades superficiais de óleo de 0,5 m/s foi possível coletar mais pontos experimentais de óleo como fase contínua do que com escoamentos com velocidade superficial de óleo de 0,3 e 0,1 m/s. Dessa forma, com maiores velocidades superficiais de injeção de óleo são necessárias maiores velocidades superficiais de injeção de água para se obter reduções significativas no gradiente de pressão friccional. Aliás, pelos mapas de gradientes de pressão friccional apresentados na Figura 4.40, percebe-se que a adição de água promove uma significativa redução do gradiente de pressão friccional, principalmente em regiões de elevada velocidade superficial de ar, onde a componente friccional do gradiente de pressão total se eleva em virtude da elevada velocidade de mistura do escoamento.

Figura 4.40 - Variação do gradiente de pressão total ($|dP/dz_{total}|$) (A), friccional ($|dP/dz_{fric}|$) (B) e fração volumétrica de ar (ϵ_{ar}) (C) para o escoamento trifásico óleo-água-ar com $\mu_o = 220\text{cP}$.

4.4.2 Análise dos efeitos da injeção de água e de ar na produtividade de óleos viscosos.

Os dados apresentados até o presente momento tratam das regiões de menores e maiores gradientes de pressão total, sem levar em consideração a produção de óleo. No entanto, levando em consideração que o óleo utilizado nos experimentos possui densidade da mesma ordem de grandeza que a da água e possui a maior viscosidade dentre os fluidos utilizados, sua adição pressupõe um aumento do gradiente de pressão total. Vale ressaltar também que, na produção de óleos viscosos, um aumento do gradiente de pressão total só seria justificável se houvesse aumento de vazão de óleo. Dessa forma, foram elaborados os gráficos das Figuras 4.41 à 4.43 que expressam a variação do fator de desempenho (FD), já definido anteriormente pela Equação 4.2, em função das velocidades superficial de injeção dos fluidos utilizados.

Figura 4.41 - Fatores de desempenho para o escoamento trifásico óleo-água-ar com $\mu_o = 100 \text{ cP}$.

Figura 4.42 - Fatores de desempenho para o escoamento trifásico óleo-água-ar com $\mu_o = 220$ cP.

Figura 4.43 - Fatores de desempenho para o escoamento trifásico óleo-água-ar com $\mu_o = 325$ cP.

Como é possível observar pelas Figuras 4.41, 4.42 e 4.43, os maiores fatores de produção foram obtidos para os maiores valores de velocidade superficial de óleo. A adição de óleo ao escoamento promove um aumento do gradiente de pressão total, como se observa na Figura 4.40. No entanto, tal aumento não é proporcional ao aumento da vazão de óleo. Aumentando-se a velocidade superficial de óleo de 0,1 m/s à 0,5 m/s, há um aumento de 500% da vazão de óleo. Já o gradiente de pressão total, em decorrência do acréscimo da vazão de óleo, aumenta em média 52% para a viscosidade de 220 cP e 36% para a viscosidade de 100 cP, para velocidades superficiais de ar de até 4 m/s. Dessa forma, foi possível obter valores máximos de fator de desempenho de aproximadamente $19 \text{ m}^3/\text{dia}/\text{kPa}/\text{m}$ para $j_o = 0,5 \text{ m/s}$ e fatores de desempenho próximos de $10 \text{ m}^3/\text{dia}/\text{kPa}/\text{m}$ para $j_o = 0,1 \text{ m/s}$.

Pelos gráficos de fatores de desempenho (Figuras 4.41 à 4.43), se observa claramente os efeitos da injeção de ar no aumento da produtividade. Entretanto, há queda da produtividade para escoamentos de óleos viscosos em condições de óleo como fase contínua (escoamentos com C_{wl} próximo à 0,3). Nos gráficos com velocidades superficiais de óleo de 0,1 e 0,3 m/s, observa-se que, para velocidades superficiais de ar de aproximadamente 16 m/s, as curvas com menores C_{wl} (condição de óleo como fase contínua) apresentam um fator de desempenho bem abaixo das curvas com C_{wl} maiores (condição de água com fase contínua).

Nos gráficos apresentados nas Figuras 4.41 a 4.43, notam-se pequenas alterações no fator de desempenho para as condições de escoamento de água contínua (curvas com C_{wl} maiores que 0,4) com a alteração da viscosidade. No entanto, o mesmo não se observa para o escoamento óleo-ar. Na Figura 4.44 nota-se claramente que para velocidades superficiais de ar superiores à 4 m/s, o fator de desempenho diminui consideravelmente com o aumento da viscosidade do óleo. Tal fato evidencia que a técnica *gas-lift* torna-se ineficiente para óleos com elevada viscosidade, principalmente com elevadas velocidades de mistura.

Figura 4.44 - Fatores de desempenho para o escoamento bifásico óleo-ar.

Comparando os gráficos de fator de desempenho do escoamento trifásico com os de escoamento bifásico óleo-ar é possível constatar a melhora da produtividade ao adicionar-se água ao escoamento. Observa-se que, quanto maior a viscosidade, maiores são os ganhos obtidos no aumento da produtividade. No caso mais extremo (caso onde $\mu_o = 325 \text{ cP}$), com velocidade superficial de óleo de $0,3 \text{ m/s}$, o maior fator de desempenho alcançado para o escoamento bifásico óleo-ar foi de aproximadamente 8, enquanto que para o escoamento trifásico alcançou-se valores da ordem de 15. Ou seja, a adição de água foi capaz de promover um aumento de aproximadamente 90% do fator de desempenho do escoamento bifásico óleo-ar. Os ganhos com escoamentos de óleos de maiores viscosidades podem ser ainda maiores, uma vez que nesse caso a componente friccional possuiria uma relevância ainda maior.

4.5 Considerações finais acerca dos resultados experimentais obtidos

Pelos dados apresentados, percebe-se que, de fato, a adição de água em escoamentos bifásicos óleo-ar promove grandes benefícios no que se refere à diminuição do gradiente de pressão total e ao aumento dos fatores de redução e de desempenho. Avaliando os dados experimentais por diferentes perspectivas, foi possível constatar que a adição de água em escoamentos bifásicos óleo-ar diminui consideravelmente o gradiente de pressão friccional, algo muito relevante para elevadas velocidades de mistura. Além disso, a adição de água mostrou-se eficiente também na diminuição do gradiente de pressão gravitacional do escoamento trifásico, devido à diminuição do gradiente de pressão friccional que favorece o aumento das velocidades *in situ* das fases líquidas, diminuindo suas respectivas frações volumétricas. Dessa forma, a utilização do escoamento trifásico como uma técnica de elevação de óleos viscosos mostra-se muito promissora em termos de desempenho.

No entanto, em algumas regiões de escoamento de óleo como fase contínua, o escoamento trifásico mostra-se menos vantajoso que o escoamento bifásico óleo-ar e equipara-se ao escoamento monofásico de óleo. Nesse ponto, o estudo do fenômeno de inversão de fase torna-se extremamente importante, pois as identificações das fronteiras que separam os escoamentos em condições de óleo e água contínua permitiriam usufruir de maneira adequada de todos os ganhos que se obtêm ao utilizar o escoamento trifásico. Pelos resultados apresentados, foi possível constatar que os modelos e teorias propostos para o fenômeno de inversão de fase em escoamentos bifásicos óleo-água aplicam-se também em escoamentos trifásicos, tais como: o fenômeno da diminuição do valor de $C_{wl\ crit}$ com o aumento da viscosidade, proposto por Arirachakaran et al. (1989), o efeito do aumento do valor de $C_{wl\ crit}$ com a diminuição da tensão superficial óleo-água, exemplificado por Brauner e Ullmann (2002), e a diminuição do $C_{wl\ crit}$ com a diminuição do tamanho de gotas, dificultando sua coalescência (algo já comentado por DESCAMPS, 2007).

Apesar de as teorias se aplicarem em escoamentos trifásicos, os modelos baseados nelas não possuem precisão adequada, pois não levam em consideração os efeitos causados pela injeção de gás. A adição de gás no escoamento promove alterações em fatores de grande relevância para o fenômeno de inversão de fase, tais como: o aumento da turbulência, a alteração do fenômeno de coalescência e quebra de gotas e alteração das frações volumétricas

das fases líquidas. Sendo assim, ainda são necessários maiores estudos acerca do fenômeno de inversão de fase em escoamentos trifásicos.

Além disso, foi possível verificar que, de fato, o modelo de deslizamento se aplica em escoamentos trifásicos verticais ascendentes, sendo esta uma técnica muito promissora para previsão das frações volumétricas das fases líquidas e gasosas. Em virtude da grande complexidade do escoamento trifásico, pelo número elevado de variáveis, não foi possível obter um modelo unificado e amplo baseado no dados experimentais coletados. Para o desenvolvimento de um modelo global de deslizamento em escoamento trifásico, a realização de experimentos em diferentes condições experimentais torna-se necessária, com o intuito de se verificar os efeitos da variação do diâmetro, inclinação e outros parâmetros. Por fim, foi possível constatar que há deslizamento considerável entre as fases líquidas em escoamentos trifásicos. Resta, portanto, verificar se o deslizamento entre água e óleo é relevante no computo da queda de pressão em tubulações de elevado comprimento em escoamentos trifásicos. Tal análise é realizada no Capítulo 5.

5 Análise da queda de pressão em escoamentos trifásicos

Nesse capítulo será apresentado o equacionamento realizado para modelar o escoamento trifásico óleo-água-ar, para prever frações volumétricas e o gradiente de pressão. Com o intuito de exemplificar a metodologia empregada e a aplicabilidade do modelo elaborado, serão apresentados o modelo físico pertinente, as hipóteses simplificadoras e comparativos dos resultados obtidos com dados experimentais. O intuito principal é averiguar, através de simulações, se o deslizamento entre as fases líquidas é significativo no cálculo da queda de pressão em tubulações de elevado comprimento.

5.1 Formulação do modelo

Antes de qualquer processo de modelagem, é fundamental a definição de um modelo físico com simplificações pertinentes que leve em consideração as principais características do problema avaliado. Em poços de petróleo, e na maioria das aplicações de engenharia, utilizam-se tubulações retilíneas e de seção constante. Apesar de, na prática, haver diversas inclinações possíveis de uma tubulação, neste trabalho serão avaliados exclusivamente escoamentos verticais ascendente. Para tais condições, recomenda-se o modelo de dois fluidos (1-D) ou o modelo de fases separadas. No entanto, a falta de modelos capazes de prever com precisão a interação entre as fases em escoamentos trifásicos torna tal abordagem impraticável. Logo, propõe-se a utilização do modelo de mistura para o presente caso. Dessa forma, é possível elaborar o modelo físico preliminar, representado pela Figura 5.1, para aplicação do modelo de mistura.

Figura 5.1 - Modelo físico de escoamentos trifásicos verticais ascendentes em tubulação de seção constante para aplicação do modelo de mistura.

Conforme discutido na Seção 2.4.3, a Equação de conservação da massa para o modelo de mistura pode ser expressa conforme a Equação 2.20. Desprezando as variações das componentes x e y, considerando que os fluidos são imiscíveis, que não há transferência de massa de um para o outro e que o escoamento analisado se encontra completamente desenvolvido e em regime permanente, tem-se que a Equação de conservação da massa para o problema proposto pode ser expressa conforme a Equação 5.1.

$$\frac{d\varepsilon_k \rho_k w_k}{dz} = 0 \quad (5.1)$$

A Equação 5.1 mostra que, apesar da densidade poder variar com z, a vazão mássica se mantém constante. De forma mais ampla, será considerado que nenhuma propriedade física e termodinâmica varie, não só na seção transversal do tubo, como também ao longo do mesmo, com a exceção da densidade do gás, que, devido a efeitos de descompressão, pode variar ao longo da tubulação. Além disso, será considerado que parâmetros como a velocidade

superficial e *in situ* são uniformes em cada seção transversal, pois serão médias no tempo e na seção transversal do tubo.

Para a conservação da quantidade de movimento, pode-se utilizar a Equação 2.22 da Seção 2.4.3 para se obter o modelo de mistura. Dessa forma, considerando regime permanente, é possível escrever a equação de conservação da quantidade de movimento do modelo de mistura para o escoamento trifásico através da Equação 5.2:

$$\frac{\partial(G_g w_g + G_w w_w + G_o w_o)}{\partial z} = -\frac{\partial p}{\partial z} + (\varepsilon_g \rho_g + \varepsilon_w \rho_w + \varepsilon_o \rho_o)g - \frac{\tau_p b}{A} \quad (5.2)$$

A Equação 5.2 possui muitos termos que podem ser expressos em função da pressão $p(z)$, o que torna possível a eliminação de algumas de suas variáveis, facilitando a sua resolução.

Pela Equação 2.6 da Seção 2.1.1, sabe-se que as velocidades *in situ* podem ser expressas em função das velocidades superficiais e das frações volumétricas de cada fase conforme a Equação 5.3.

$$w_k = \frac{j_k}{\varepsilon_k} \quad (5.3)$$

Considerando as fases líquidas incompressíveis, suas velocidades superficiais não variam ao longo da tubulação e a Equação 5.3 pode ser aplicada diretamente. Já a compressibilidade da fase gasosa não pode ser desprezada. No entanto, pela lei dos gases ideais, é possível determinar a densidade da fase gasosa conforme a Equação 5.4.

$$\rho_g(z) = \frac{p(z)}{R_g T_0} \quad (5.4)$$

Onde ρ_g é a densidade do gás, R_g é a constante individual do gás para gases ideais e T_0 é a temperatura de operação, considerada constante.

Sabendo-se a pressão de saída da tubulação $p(L)$, através da Equação 5.4 e da Equação 5.1, é possível expressar a velocidade superficial de gás em função da pressão da tubulação $p(z)$, conforme a Equação 5.5.

$$j_g(z) = j_g(L) \frac{p(L)}{p(z)} \quad (5.5)$$

Dessa forma, a velocidade *in situ* de ar pode ser expressa conforme a Equação 5.6.

$$w_g(z) = \frac{j_g(L) p(L)}{\varepsilon_g(z) p(z)} \quad (5.6)$$

Pelas Equações 5.3 e 5.6, observa-se que a Equação 5.2 depende da pressão na tubulação e das frações volumétricas de cada fase. Através da identidade representada pela Equação 5.7 é possível expressar uma fração volumétrica em função de outras duas, eliminando, portanto, uma variável da Equação 5.2.

$$\varepsilon_g(z) + \varepsilon_w(z) + \varepsilon_o(z) = 1 \quad (5.7)$$

Através do modelo de deslizamento é possível obter as duas frações volumétricas restantes em função das velocidades superficiais e das propriedades dos fluidos, que no caso da fase gasosa variam com a pressão. Utilizando-se modelos adequados, também é possível fazer com que a tensão cisalhante na parede (τ_w) dependa apenas das velocidades superficiais e das propriedades dos fluidos. Dessa forma, consegue-se fazer com que a Equação 5.2 torne-se uma equação diferencial ordinária não linear e não homogênea, dependente apenas da pressão na tubulação (variável com z). A Equação 5.2 pode ser resolvida através do método de Runge-Kutta de quarta ordem, assim como realizado por Lima (2011), Carvalho (2013) e Liang e Wong (2001). Com a resolução da Equação 5.2 obtem-se a pressão em cada trecho da tubulação e dessa forma consegue-se determinar a queda de pressão em tubulações de qualquer comprimento.

Percebe-se, portanto, que a resolução do modelo de mistura para o presente caso é obtida através de escolhas adequadas de modelos capazes de prever as frações volumétricas de cada fase e a tensão cisalhante na parede.

5.2 Modelo de deslizamento aplicado em escoamentos trifásicos

Conforme exemplificado na Seção 2.4.4, para escoamentos bifásicos existem modelos, como o modelo de deslizamento com considerações de efeitos bidimensionais, que permitem a determinação de frações volumétricas através de correlações mecanicistas que, em muitos casos, fornecem resultados relevantes. No entanto, no caso do escoamento trifásico, existem poucos trabalhos devotados ao desenvolvimento de tais correlações. Os trabalhos existentes possuem uma aplicabilidade restrita em decorrência dos modelos desenvolvidos serem baseados em dados experimentais limitados. Como exemplo de trabalhos realizados em escoamentos trifásicos, tem-se o trabalho de Shi et al. 2005, que desenvolveram um modelo de deslizamento para escoamentos verticais em tubulações de grande diâmetro e Lahey, Açıkgöz e França (1992), que trabalharam no desenvolvimento de modelos de deslizamento em escoamentos horizontais.

Para que a resolução do modelo de mistura do escoamento trifásico apresentado seja possível, é necessário possuir um modelo de deslizamento não só para a fase gasosa (como é o caso de escoamentos bifásicos), mas também para uma das fases líquidas. No entanto, a dinâmica das fases líquidas difere muito da fase gasosa e com isso o desenvolvimento de um modelo de deslizamento para as fases líquida torna-se um grande desafio.

Possuindo os valores ou as correlações das velocidades de deslizamento ponderadas e dos parâmetros de distribuição, já definidos na Seção 2.4.4, é possível obter as frações volumétricas das fases através das Equações 5.8, 5.9, 5.10, 5.11 e 5.12.

$$\begin{aligned}\varepsilon_g(z) &= \frac{j_g(z)}{C_0[p(z)]j(z) + \tilde{v}_{gj}[p(z)]} = \\ &= \frac{j_g(L) \frac{p(L)}{p(z)}}{C_0[p(z)] \left(j_w + j_o + j_g(L) \frac{p(L)}{p(z)} \right) + \tilde{v}_{gj}[p(z)]}\end{aligned}\quad (5.8)$$

Os valores de C_0 e de $\tilde{v}_{gj}$, por dependerem das propriedades dos fluidos, variam com a pressão na tubulação. Dessa forma, Pela Equação 5.8, percebe-se que a fração volumétrica de ar é uma função implícita de $p(z)$.

As frações volumétricas de água e de óleo podem ser obtidas através das Equações 5.9 e 5.10 em escoamentos em condições de água como fase contínua, conforme o modelo proposto por Lahey, Açikgöz e França (1992).

$$\varepsilon_w(z) = \frac{j_w (1 - \varepsilon_g(z))}{C_{ol}^w (j_w + j_o) + \tilde{v}_{wl}^w} \quad (5.9)$$

$$\varepsilon_o(z) = 1 - \varepsilon_w(z) - \varepsilon_g(z) \quad (5.10)$$

Já para escoamentos com óleo como fase contínua, obtêm-se as frações volumétricas das fases líquidas através das Equações 5.11 e 5.12.

$$\varepsilon_w(z) = \frac{j_o (1 - \varepsilon_g(z))}{C_{ol}^o (j_w + j_o) + \tilde{v}_{ol}^o} \quad (5.11)$$

$$\varepsilon_o(z) = 1 - \varepsilon_w(z) - \varepsilon_g(z) \quad (5.12)$$

Pelas Equações 5.9, 5.10, 5.11 e 5.12, percebe-se que as frações volumétricas de água e de óleo também são funções implícitas de $p(z)$, pois dependem da fração volumétrica da fase gasosa.

Os valores de C_0 , $\tilde{v}_{gj}$, C_{ol}^w , $\tilde{v}_{wl}^w$, C_{ol}^o e $\tilde{v}_{ol}^o$ devem ser obtidos por correlações ou experimentalmente. Em virtude da escassez de correlações de deslizamento para escoamentos trifásicos verticais ascendentes, para o modelo elaborado serão considerados os valores obtidos experimentalmente neste trabalho, ilustrados nas tabelas 4.1 e 4.2. Sabendo-se que os valores dos parâmetros de distribuição e as velocidades de deslizamento ponderadas variam com o padrão de escoamento, as expressões de Taitel, Barnea e Dukler (1980) podem ser utilizadas para determinar as transições de padrão de escoamento da fase gasosa e, assim, selecionar valores adequados para C_0 , $\tilde{v}_{gj}$, C_{ol}^w , $\tilde{v}_{wl}^w$, C_{ol}^o e $\tilde{v}_{ol}^o$. Conforme comentado na Seção 4.2, o modelo de Taitel, Barnea e Dukler (1980) mostrou bons resultados na previsão do padrão de escoamento da fase gasosa em escoamentos trifásicos.

Para contornar a escassez de modelos de deslizamento para o escoamento trifásico, diversos autores consideram, como simplificação, o não deslizamento entre as fases líquidas. Nesse caso, os valores de $\tilde{v}_{ol}^o$ e $\tilde{v}_{wl}^w$ são iguais a zero e os valores de C_{ol}^w e C_{ol}^o iguais a

um. A hipótese de não deslizamento entre as fases líquidas facilita a resolução da Equação 5.2, pois neste caso as fases óleo e água são tratadas como uma pseudofase líquida e com isso o escoamento trifásico reduz-se à um escoamento bifásico. Na Seção 5.7 serão avaliados os erros cometidos em tal simplificação.

5.3 Cálculo da tensão cisalhante na parede da tubulação

Para o cálculo da tensão cisalhante na parede da tubulação (τ_w), deve-se levar em consideração a fase em contato com a mesma, pois caso contrário os resultados obtidos na modelagem podem sofrer discrepâncias graves com relação aos valores experimentais. Diversos autores propõem teorias diferentes para determinação da tensão cisalhante em escoamentos multifásicos. Conforme observado por Lima (2011), dentre os diversos modelos, temos aqueles que são baseados na fenomenologia do escoamento, aqueles que são baseados em modelos empíricos e o modelo de mistura.

Considerando o modelo de mistura, conforme observado por Lima e Rosa (2014), o modelo de cálculo da viscosidade efetiva da mistura proposto por Dukler, Wicks e Cleveland (1964) (Equação 5.13 para o caso trifásico), mostrou-se adequado quando aplicado em escoamentos bifásicos dominados pela gravidade. No entanto, a hipótese proposta por Dukler, Wicks e Cleveland (1964) possui incertezas que em determinadas situações podem não ser desprezíveis. Em escoamentos verticais dominados pela gravidade, os erros causados pela hipótese de Dukler, Wicks e Cleveland (1964) são atenuados, pois na maioria das vezes a componente friccional do gradiente de pressão total possui pequena magnitude, comparada ao componente gravitacional. Para óleos altamente viscosos tal erro pode se tornar relevante, sendo necessária outra abordagem.

$$\mu_m = \mu_w \varepsilon_w(z) + \mu_o \varepsilon_o(z) + \mu_g \varepsilon_g(z) \quad (5.13)$$

O modelo híbrido proposto por Guet et al. (2006) para a determinação da viscosidade da mistura em escoamentos bifásicos óleo-água obteve excelentes resultados quando comparado com dados experimentais. Tal modelo leva em consideração fenômenos que ocorrem em escoamentos óleo-água, como a inversão de fase contínua e o aumento da viscosidade da mistura em emulsões. Dessa forma, a utilização do modelo proposto por Guet

et al. (2006) em escoamentos trifásicos óleo-água-ar para previsão da viscosidade da fase líquida mostra-se promissora. No entanto, averiguar os efeitos da injeção de gás na viscosidade efetiva da mistura ainda é um grande desafio. Para tanto, na modelagem realizada, foi averiguada a hipótese de se utilizar o modelo para o cálculo da viscosidade da mistura dado pela Equação 5.14.

$$\mu_m = \mu_{l\ hib} \varepsilon_l(z) + \mu_g \varepsilon_g(z) \quad (5.14)$$

onde a viscosidade da fase líquida ($\mu_{l\ hib}$) é determinada conforme o modelo híbrido proposto por Guet et al. (2006), o qual é detalhado na Seção 2.3.3 e exemplificado na Tabela 2.4.

Uma vez determinada a viscosidade efetiva da mistura, a tensão cisalhante na parede do tubo (τ_w) pode ser determinada conforme Equação 5.15.

$$\tau_p = \frac{C_{fm}(z) \rho_m(z) j^2}{2} \quad (5.15)$$

O fator de atrito da mistura (C_{fm}) pode ser obtido através da correlação de Churchill (Equação 2.37) e a densidade da mistura (ρ_m) pode ser determinada através da Equação 5.16.

$$\rho_m(z) = \frac{p(z)}{R_g T_0} \varepsilon_g(z) + \rho_w \varepsilon_w(z) + \rho_o \varepsilon_o(z) \quad (5.16)$$

Diversos autores, como Poesio, Strazza e Sotgia (2009) e Stapelberg e Mewes (1994), utilizaram as correlações propostas por Lockhart-Martinelli para o cálculo do gradiente de pressão friccional em escoamento trifásicos horizontais óleo-água-ar, obtendo boa concordância com dados experimentais. Sabe-se que o modelo proposto por Lockhart-Martinelli foi desenvolvido preferencialmente para escoamentos horizontais com efeitos aceleracionais desprezíveis. Dessa forma, a utilização apenas do modelo de Lockhart-Martinelli para previsão do gradiente de pressão total e fração volumétrica em escoamentos verticais resultaria em erros consideráveis (WALLIS, 1969).

No entanto, tendo em vista que a fase em contato com a parede da tubulação é o fator dominante da magnitude do gradiente de pressão friccional, a utilização do modelo de Lockhart-Martinelli torna-se viável para o cálculo do mesmo em escoamentos verticais

ascendentes de óleos viscosos. Além disso, no modelo apresentado, o cálculo das frações volumétricas é realizado através do modelo de deslizamento. Sendo assim, a aplicação do modelo de Lockhart-Martinelli está relacionada exclusivamente à obtenção do gradiente de pressão friccional.

O modelo de Lockhart-Martinelli foi desenvolvido para escoamentos bifásicos originalmente. Sendo assim, para aplica-lo no presente modelo, será considerado que o escoamento trifásico trata-se de um escoamento bifásico com uma pseudofase líquida (óleo mais água) e uma fase gasosa, no qual as propriedades do líquido podem ser obtidas através das Equações 5.17 e 5.18.

$$\rho_l(z) = \rho_w \varepsilon_w(z) + \rho_o \varepsilon_o(z) \quad (5.17)$$

$$\mu_l(z) = \mu_{l \text{ hib}} \quad (5.18)$$

Para aplicação do modelo de Lockhart-Martinelli, torna-se necessária a definição do parâmetro adimensional de Lockhart-Martinelli (χ), conforme Equações 5.19.

$$\chi^2 = \frac{\phi_g^2}{\phi_l^2} \quad (5.19)$$

Os multiplicadores de Lockhart-Martinelli (ϕ_g e ϕ_l) são definidos conforme as Equações 5.20 e 5.21.

$$\phi_g^2 = \frac{(dP/dz)_{fric \ 3}}{(dP/dz)_{fric \ g}} \quad (5.20)$$

$$\phi_l^2 = \frac{(dP/dz)_{fric \ 3}}{(dP/dz)_{fric \ l}} \quad (5.21)$$

Nas Equações 5.20 e 5.21 o termo $(dP/dz)_{fric \ 3}$ corresponde ao valor do gradiente de pressão friccional trifásico a ser determinado, igual ao último termo do lado direito da Equação 5.2. Já $(dP/dz)_{fric \ g}$ e $(dP/dz)_{fric \ l}$ correspondem aos gradientes de pressão friccional monofásicos do gás e do líquido, respectivamente, escoando sozinhos na tubulação com suas respectivas vazões mássicas do escoamento trifásico. Os gradientes de pressão

friccionais monofásicos podem ser determinados facilmente através da correlação de Churchill, por exemplo.

Conforme demonstrado por Wallis (1969), as variáveis definidas nas Equações 5.19, 5.20 e 5.21 podem ser relacionadas através da Equação 5.22.

$$\phi_g^2 = (1 + X^{2/n})^n \quad (5.22)$$

O valor do expoente n pode ser determinado experimentalmente, o que incluiria diversos parâmetros como a influência do padrão de escoamento e da fase em contato com a parede da tubulação no gradiente de pressão friccional. Possuindo um valor para o expoente n , pode-se determinar o gradiente de pressão friccional trifásico diretamente através das Equações 5.19, 5.20, 5.21 e 5.22.

Sendo as frações volumétricas das fases uma função implícita de $p(z)$, pode-se concluir que a tensão cisalhante ou o gradiente de pressão friccional, detalhados nesta seção, dependem exclusivamente da pressão atuante $p(z)$ e de constantes do sistema. Dessa forma, conforme observado na Seção 5.1, com a aplicação do modelo de deslizamento e de modelos adequados para o cálculo da tensão cisalhante na parede da tubulação, é possível fazer com que a Equação 5.2 dependa apenas da pressão atuante $p(z)$.

5.4 Método simplificado de resolução do modelo de mistura

A resolução da equação diferencial obtida através do modelo de mistura (Equação 5.2) pode tornar-se complexa em virtude das correlações utilizadas para o cálculo da tensão cisalhante e para determinação das frações volumétricas, que são, em muitos casos, compostas por diversos termos não lineares. Além disso, o fato de haver correlações diferentes em cada padrão de escoamento faz com que para cada padrão seja necessária a resolução de uma equação diferencial ordinária diferente, dificultando a elaboração de um algoritmo de resolução. Dessa forma, simplificações tornam-se necessárias.

Semelhantemente ao trabalho realizado por Lima e Rosa (2014), pode-se reduzir a Equação 5.2, da conservação da quantidade de movimento, a uma equação diferencial ordinária, representada pela Equação 5.23.

$$\frac{\partial \psi[p(z)]}{\partial z} = (\varepsilon_g \rho_a + \varepsilon_w \rho_w + \varepsilon_o \rho_o)g - \frac{\tau_p b}{A} \quad (5.23)$$

Onde o termo $\psi[p(z)]$ é representado pela Equação 5.24.

$$\psi[p(z)] = G_g w_g + G_w w_w + G_o w_o + p(z) \quad (5.24)$$

Pelas análises realizadas nas Seções 5.1, 5.2 e 5.3 é possível observar que as Equações 5.23 e 5.24 são funções implícitas de $p(z)$, pois são oriundas da Equação 5.2.

Conforme feito por Lima e Rosa (2014), a pressão e a fração volumétrica, em cada seção da tubulação avaliada, podem ser obtidas através da resolução numérica da Equação 5.23 pelo método de Runge-Kutta de quarta ordem. Para tanto, na Equação 5.23, determinam-se todos os termos do lado direito da equação para uma posição z_i , antes da iteração $i + 1$. Integrando-se a Equação 5.23 pelo método de Runge-Kutta se obtém um valor para $\psi[p(z_{i+1})]$. Resolvendo numericamente a Equação 5.24, que é função implícita de $p(z)$, obtém-se a pressão na tubulação na posição z_{i+1} . Com a pressão na posição $i + 1$, calculam-se todos os termos do lado direito da Equação 5.23 para a posição z_{i+1} e reiniciasse o processo, que se repete para cada iteração até que z tenha variado do comprimento L até 0.

Sendo a resolução iterativa, com propriedades constantes em cada passo de integração, quanto menor for o passo de integração, mais preciso será o resultado. Como observado por Lima e Rosa (2014), o passo de integração da ordem do diâmetro do tubo mostra-se suficiente para determinar a pressão no fundo da tubulação (z igual à zero) dentro de uma tolerância de 0,1 mbar do valor exato.

5.5 Algoritmo de resolução do modelo de mistura

De forma semelhante ao realizado por Lima (2011) e Carvalho (2013), com o intuito de exemplificar a metodologia de resolução do modelo detalhado nas Seções 5.1, 5.2, 5.3 e

5.4, apresenta-se um algoritmo de resolução estruturado. O principal objetivo do algoritmo desenvolvido é obter a pressão no fundo de uma tubulação vertical (z igual a zero) de comprimento L em escoamentos trifásicos verticais ascendentes. Foi considerado que as variáveis conhecidas são todas do topo (saída) da tubulação. Dessa forma, o sentido da determinação da pressão, em cada trecho da tubulação, é contrário ao sentido do escoamento.

Algoritmos de resolução do modelo de mistura:

Inserir $j_g(L), j_o(L), j_w(L), G_g, G_o, G_w, P(L), \rho_g(L), \rho_o, \rho_w, \sigma_o, \sigma_w, \mu_o, \mu_w, \mu_g, D, A, S$ e g

1. **Calcular** as frações volumétricas $\varepsilon_g(L), \varepsilon_o(L), \varepsilon_w(L)$, conforme modelo homogêneo (Equação 2.30), apenas como valor inicial do modelo.
2. **Calcular** a tensão superficial do líquido (σ_l) através da ponderação dos valores de σ_o e σ_w pelas frações volumétricas $\varepsilon_o(L)$ e $\varepsilon_w(L)$.
3. **Atribuir** $z = L$
4. **Enquanto** $z > 0$ **faça**
 5. **Calcular** $j_g(z)$ através da Equação 5.5
 6. **Determinar** a fase contínua conforme modelo de Arirachakaran et al. (1989) (Equação 2.13)
 7. **Calcular** a viscosidade da fase líquida ($\mu_{l\ hib}$) a partir do modelo de Guet et al. (2006), conforme Tabela 2.4
 8. **Determinar** o padrão de escoamento conforme modelo de Taitel, Barnea e Dukler (1980), (Tabela 2.2)
 9. **Calcular** os valores de C_0 e $\tilde{v}_{gj}$ a partir do padrão de escoamento por meio da Tabela 2.5 (se for utilizado o modelo de HIBIKI e ISHII, 2003a) ou por meio da Tabela 4.1 (se for utilizado o modelo obtido através de dados experimentais)
 10. **Se** a água for a fase contínua
 11. **Determinar** $C_{ol}^w, \tilde{v}_{wl}^w$ a partir do padrão de escoamento por meio da Tabela 4.2 ou assumir $C_{ol}^w = 1$ e $\tilde{v}_{wl}^w = 0$ (se for considerado o não deslizamento entre as fases líquidas).
 12. **Senão,**
 13. **Determinar** $C_{ol}^o, \tilde{v}_{ol}^o$ a partir do padrão de escoamento por meio da Tabela 4.2 ou assumir $C_{ol}^o = 1$ e $\tilde{v}_{ol}^o = 0$ (se for considerado o não deslizamento entre as fases líquidas)
 14. **Finaliza-se**

15. **Calcular** as frações volumétricas $\varepsilon_g(z)$, $\varepsilon_o(z)$, $\varepsilon_w(z)$ conforme Equações 5.8, 5.9, 5.10, 5.11 e 5.12
16. **Calcular** $\rho_m(z)$ conforme Equação 5.16
17. **Calcular** $\mu_m(z)$ conforme Equação 5.14
18. **Se** utilizar Lockhart-Martinelli
19. **Calcular** $dP/dz_{fric\ l}$ e $dP/dz_{fric\ g}$ utilizando a correlação de Churchill (Equação 2.37) com os valores de G_l , G_g , μ_g e μ_l
20. **Calcular** χ conforme Equação 5.19
21. **Calcular** $dP/dz_{fric\ 3}$ conforme Equação 5.22
22. **Senão,**
23. **Calcular** $\mu_m(z)$ conforme Equação 5.14
24. **Calcular** $Cf_m(z)$ conforme Equação 2.37
25. **Calcular** $\rho_m(z)$ conforme Equação 5.16
26. **Calcular** $\tau_p(z)$ conforme Equação 5.15
27. **Finaliza-se**
28. **Calcular** o valor de $\partial\psi/\partial z$ (Equação 5.23)
29. **Determinar** $\psi(z)$ integrando-se a Equação 5.23 através do método de Runge-Kutta de 4ª ordem
30. **Atribuir** $z = L - \Delta z$
31. **Calcular** $P(L - \Delta z)$ resolvendo-se numericamente a Equação 5.24
32. **Retorna** $P(z)$, $\varepsilon_g(z)$, $\varepsilon_o(z)$, $\varepsilon_w(z)$ com z variando de 0 a L

FIM

5.6 Comparativo do modelo de mistura desenvolvido com dados experimentais

Conforme descrito nas Seções 5.1, 5.2 e 5.3, foram propostos diversos métodos de cálculo para a obtenção das frações volumétricas das fases e para a obtenção da tensão cisalhante na parede da tubulação. Para averiguar se cada método proposto é adequado, nas Seções 5.6.1, e 5.6.2 serão apresentados comparativos dos resultados de gradiente de pressão e de frações volumétricas obtidos pelos modelos propostos nas Seções 5.1, 5.2 e 5.3 com os resultados experimentais do Capítulo 4.

5.6.1 Comparativo do modelo de obtenção de fração volumétrica com dados experimentais

No Capítulo 4 (Seções 4.3.1 e 4.3.2) são apresentados os resultados da aplicação do modelo de deslizamento proposto por Lahey, Açıkgöz e França (1992) para previsão de frações volumétricas em escoamentos trifásicos. Pelas Figuras 4.15 e 4.18 é possível verificar que os valores das velocidades de deslizamentos ponderadas e dos parâmetros de distribuição das Tabelas 4.1 e 4.2 permitem calcular as frações volumétricas das fases (óleo, água e ar) com precisão considerável. Dos valores calculados apresentados nas Figuras 4.15 e 4.18, 92% apresentaram erros inferiores à 13% para a fase ar, 15% para a fase água e 20% para a fase óleo.

Os valores dos parâmetros do modelo de deslizamento apresentados pelas Tabelas 4.1 e 4.2 foram obtidos através de regressões lineares dos dados experimentais ilustrados pelo Capítulo 4. Dessa forma, grande parte da precisão obtida, ao se utilizar o modelo de deslizamento com tais parâmetros, deve-se ao fato de eles terem sido determinados para as condições experimentais apresentadas. No entanto, os resultados ilustram que o modelo de deslizamento se aplica ao escoamento trifásico vertical ascendente de forma satisfatória, assim como constatado por Lahey, Açıkgöz e França (1992) para escoamentos horizontais. Dessa forma, a aplicabilidade dos parâmetros do modelo de deslizamento determinados pelas Tabelas 4.1 e 4.2 limitam-se à escoamentos trifásicos verticais ascendentes de óleos com viscosidades entre 100 e 325 cP em tubulações de 5,0 cm de diâmetro interno.

Além do modelo de deslizamento obtido na Seção 4.3, o modelo de Hibiki e Ishii (2003a) também foi avaliado para determinação da fração volumétrica de ar, obtendo resultados satisfatórios para escoamentos trifásicos em condições de água como fase contínua, onde cerca de 75% dos valores calculados possuem erros relativos ao valor experimental menores que 20%. A Figura 5.2 ilustra que, de uma forma geral, o modelo de Hibiki e Ishii (2003a) também não possui tendência aparente de subestimar ou superestimar o valor da fração volumétrica de ar. Porém, alguns pontos em escoamento anular em condição de água contínua com $\mu_o = 325$ cP apresentaram tendência de subestimação.

Figura 5.2 - Erros relativos aos dados experimentais (Equação 4.1) cometidos pela aplicação do modelo de Hibiki e Ishii (2003a) para determinação das frações volumétricas de ar em escoamentos trifásicos com água como fase contínua.

O modelo de Hibiki Ishii (2003a) utilizado (Tabela 2.5) foi elaborado originalmente para escoamentos bifásicos líquido-gás dominados pela gravidade, ou seja, escoamentos bifásicos de líquidos de baixa viscosidade. Como é observado pelo modelo de Guet et al. (2006) e por trabalhos experimentais (FLORES et al., 1997, RODRIGUEZ, 2002), em escoamentos óleo-água, em condições de água como fase contínua, o gradiente de pressão friccional aproxima-se daquela obtida em escoamentos monofásicos de água. Dessa forma, pode-se concluir que algo semelhante ocorra em escoamentos trifásicos com água como fase contínua. Isso explica, em parte, o motivo pelo qual o modelo de Hibiki e Ishii (2003a) se adequa ao escoamento trifásico vertical ascendente óleo-água-ar em condições de água contínua.

Como pode ser observado pela Figura 5.3, em escoamentos trifásicos em condições de óleo como fase contínua, o modelo de Hibiki e Ishii (2003a) apresenta erros consideráveis. Nesse caso, o óleo em contato com a parede da tubulação faz com que a viscosidade da fase líquida não possa ser mais negligenciada. Dessa forma, o modelo de Hibiki e Ishii (2003a), elaborado para escoamentos dominados pela gravidade, falha em escoamentos com óleo como fase contínua. Pela Figura 5.3, observa-se que o modelo de Hibiki e Ishii (2003a) tende a superestimar a fração volumétrica de ar. Líquidos com reduzida viscosidade (adequados para a aplicação do modelo de HIBIKI; ISHII, 2003a), em escoamentos bifásicos líquido-gás,

tendem a possuir frações volumétrica menores do que as de líquidos com elevada viscosidade, por possuírem menor resistência ao escoamento.

Figura 5.3 - Erros relativos aos dados experimentais (Equação 4.1) cometidos pela aplicação do modelo de Hibiki e Ishii (2003a) para determinação das frações volumétricas de ar em escoamentos trifásicos com óleo como fase contínua.

Os valores obtidos dos cálculos das frações volumétricas de água e de óleo, utilizando o modelo de Hibiki e Ishii (2003a) para o cálculo da fração volumétrica de ar e a hipótese de não deslizamento entre as fases líquidas, apresentaram erros aceitáveis, porém, levemente maiores que os erros dos valores calculados considerando o deslizamento entre as fases líquidas (Figuras 5.4 e 5.5). Para as frações volumétricas de óleo, cerca de 80% dos pontos calculados apresentam erros relativos aos dados experimentais menores que 25%. Já as frações volumétricas de água apresentaram erros menores que 15% em cerca de 90% dos valores calculados.

Os erros não muito pronunciados no cálculo das frações volumétricas de água e de óleo devem-se a dois fatores. Como pode se observar pelas Equações 5.9, 5.10, 5.11 e 5.12, as frações volumétricas das fases líquidas são funções da fração volumétrica da fase gasosa. Dessa forma, cometendo-se erros reduzidos no cálculo da fração volumétrica de ar (vide Figura 5.2) a fração volumétrica da fase líquida também possuirá erros reduzidos. Por outro lado, como pode ser observado na Seção 4.3, o deslizamento entre as fases líquidas possui valor não muito pronunciado em condições de escoamento de água como fase contínua. Dessa

forma, a hipótese de não deslizamento entre as fases líquidas nessas condições mostra-se válida para previsão das frações volumétricas. No entanto, ainda é necessário averiguar se tal hipótese resulta em erros consideráveis no cálculo do gradiente de pressão total.

Figura 5.4 - Erros relativos aos dados experimentais (Equação 4.1) cometidos para previsão de fração volumétrica de água supondo não deslizamento entre as fases líquidas (A) e utilizando o deslizamento entre as fases líquidas através dos dados da Tabela 4.2 (B). Escoamento com água como fase contínua e fração volumétrica de ar calculada pelo modelo de Hibiki e Ishii (2003a).

Figura 5.5 - Erros relativos aos dados experimentais (Equação 4.1) cometidos para previsão de fração volumétrica de óleo supondo não deslizamento entre as fases líquidas (A) e utilizando o deslizamento entre as fases líquidas através dos dados da Tabela 4.2 (B). Escoamento com água como fase contínua e fração volumétrica de ar calculada pelo modelo de Hibiki e Ishii (2003a).

Com o intuito de comparar os diferentes métodos citados nas Seções 5.1 e 5.2, foram elaboradas as Figuras 5.6, 5.7 e 5.8, que ilustram a frequência dos erros cometidos por cada

modelo em condições de escoamento com água como fase contínua. Observa-se que o modelo de deslizamento obtido por dados experimentais e exemplificados pelas Tabelas 4.1 e 4.2 resultaram em erros menores comparativamente às outras técnicas. Nota-se que a utilização do modelo de Hibiki e Ishii (2003a), juntamente com a hipótese de não deslizamento entre as fases líquidas, apresentam uma distribuição de erros relativamente bem comportada para as fases água e ar, onde os erros concentram-se em torno 0%. Já as frações volumétricas de óleo apresentaram uma tendência em serem superestimadas em 20% do valor experimental.

Figura 5.6 - Distribuição dos erros relativos aos dados experimentais (Equação 4.1) cometidos pela aplicação de diferentes modelos para determinação das frações volumétricas de ar em escoamentos trifásicos com água como fase contínua.

Figura 5.7 - Distribuição dos erros relativos aos dados experimentais (Equação 4.1) cometidos pela aplicação de diferentes modelos para determinação das frações volumétricas de óleo em escoamentos trifásicos com água como fase contínua.

Figura 5.8 - Distribuição dos erros relativos aos dados experimentais (Equação 4.1) cometidos pela aplicação de diferentes modelos para determinação das frações volumétricas de água em escoamentos trifásicos com água como fase contínua.

A título de ilustração, também são apresentados nas Figuras 5.6, 5.7 e 5.8 os erros cometidos com a aplicação do modelo homogêneo para previsão das frações volumétricas. Observa-se que o modelo homogêneo possui uma forte tendência de superestimar as frações volumétricas da fase gasosa e subestimar as frações volumétricas das fases líquidas. Dessa forma, o modelo homogêneo não é adequado para previsão de frações volumétricas em escoamentos trifásicos.

5.6.2 Comparativo dos modelos de cálculo de gradiente de pressão com dados experimentais

Todos os modelos propostos nas Seções 5.1, 5.2 e 5.3 possuem como principal objetivo a determinação de uma metodologia efetiva de cálculo do gradiente de pressão em tubulações com escoamentos trifásicos. Dessa forma, a fim de demonstrar os erros cometido por cada modelo no cálculo do gradiente de pressão total, as Figuras 5.9, 5.10 e 5.11 ilustram os erros dos modelos desenvolvidos relativos aos dados experimentais coletados.

Figura 5.9 - Erros relativos aos dados experimentais (Equação 4.1) cometidos na determinação do gradiente de pressão total em escoamentos trifásicos verticais ascendentes através da aplicação do modelo de Lockhart-Martinelli (com o expoente n ajustado aos dados experimentais) para determinação do gradiente de pressão friccional.

Figura 5.10 - Erros relativos aos dados experimentais (Equação 4.1) cometidos na determinação do gradiente de pressão total em escoamentos trifásicos verticais ascendentes através da aplicação do modelo de mistura para o cálculo da tensão cisalhante com a viscosidade da fase líquida estimada pelo modelo híbrido de Guet et al. (2006), conforme Equações 5.14, 5.15 e 5.16.

Figura 5.11 - Erros relativos aos dados experimentais (Equação 4.1) cometidos na determinação do gradiente de pressão total em escoamentos trifásicos verticais ascendentes através da aplicação do modelo de mistura para o cálculo da tensão cisalhante com a viscosidade da mistura estimada pelo modelo de Dukler, Wicks e Cleveland (1964), conforme Equações 5.13, 5.15 e 5.16.

Em virtude do erro reduzido apresentado na Seção 5.6.1, nas Figuras 5.9 a 5.11 foram utilizados os parâmetros do modelo de deslizamento determinados experimentalmente (Tabelas 4.1 e 4.2) para o cálculo das frações volumétricas. Dessa forma, os erros cometidos no cálculo da componente gravitacional do gradiente de pressão total são minimizados, e, com isso, pôde-se averiguar mais facilmente qual é a melhor técnica de cálculo do gradiente de pressão friccional.

Na Figura 5.12 são ilustrados os erros relativos aos dados experimentais cometidos no cálculo do gradiente de pressão total com o modelo de deslizamento proposto por Hibiki e Ishii (2003a) supondo não deslizamento entre as fases líquidas. Nesse caso, é possível constatar que a maior parte dos valores calculados apresentam erros inferiores à 20%. No entanto, alguns pontos calculados com velocidades superficiais de ar elevadas (padrão anular de ar) com óleo de 325 cP apresentaram erros significativos.

Figura 5.12 - Erros relativos aos dados experimentais (Equação 4.1) cometidos na determinação do gradiente de pressão total em escoamentos trifásicos verticais ascendentes através da aplicação do modelo de Hibiki e Ishii (2003a) para previsão da fração volumétrica de ar e do modelo de Lockhart-Martinelli para o cálculo do gradiente de pressão friccional (com o expoente n ajustado aos dados experimentais).

Observa-se pelas Figuras 5.9 a 5.12 que o modelo de Lockhart-Martinelli apresenta resultados satisfatórios para o cálculo do gradiente de pressão total. Os valores do expoente n da Equação 5.22 foram obtidos através da minimização do erro cometido no cálculo do gradiente de pressão friccional através dos métodos dos mínimos quadrados, obtendo, como resultado para escoamentos com água como fase contínua, os seguintes valores para n : 5,4, 5,26 e 4,8 para as viscosidades de 100, 220 e 325 cP respectivamente. O modelo de mistura (Equações 5.14, 5.15 e 5.16) com a viscosidade da fase líquida calculada pelo modelo híbrido de Guet et al. (2006), também mostrou-se eficiente para o cálculo do gradiente de pressão total. Vale ressaltar que tal modelo possui a vantagem de não ser dependente do ajuste de um fator empírico, sendo, portanto, mais genérico que o modelo de Lockhart-Martinelli. Em ambos os métodos, a maioria dos valores calculados do gradiente de pressão total apresentaram erros inferiores à 20%.

Já o modelo proposto originalmente por Dukler, Wicks e Cleveland (1964) (Equação 5.13, 5.15 e 5.16) resultou em erros consideráveis, principalmente para óleos de elevada viscosidade. Note que o modelo de Dukler, Wicks e Cleveland (1964) superestima o valor da viscosidade da mistura, principalmente em condições de água como fase contínua. Dessa

forma, a utilização do modelo de Dukler, Wicks e Cleveland (1964) torna-se inadequado em escoamentos trifásicos com óleos de elevada viscosidade.

As Figuras 5.13, 5.14 e 5.15 ilustram o comportamento dos modelos de cálculo do gradiente de pressão friccional de Lockhart-Martinelli e do modelo de mistura proposto pelas equações 5.14, 5.15 e 5.16, em comparação com os valores experimentais expostos no capítulo 4, em escoamento com água como fase contínua.

Figura 5.13 - Comparativos dos métodos de cálculo do gradiente de pressão friccional em escoamentos trifásicos com dados experimentais em condições de água como fase contínua com óleo de 325 cP.

Figura 5.14 - Comparativos dos métodos de cálculo do gradiente de pressão friccional em escoamentos trifásicos com dados experimentais em condições de água como fase contínua com óleo de 220 cP.

Figura 5.15 - Comparativos dos métodos de cálculo do gradiente de pressão friccional em escoamentos trifásicos com dados experimentais em condições de água como fase contínua com óleo de 100 cP.

Pelas Figuras 5.13, 5.14 e 5.15 nota-se que o modelo de Lockhart-Martinelli apresenta erros menores, comparado ao modelo de mistura proposto pelas Equações 5.14, 5.15 e 5.16. Isso ocorre, pois os valores do expoente n da Equação 5.22 foram ajustados aos dados experimentais de gradiente de pressão friccional para cada viscosidade. Sendo assim, o modelo de Lockhart-Martinelli apresentado poderia não apresentar resultados satisfatórios em outras condições experimentais. Por outro lado, o modelo de mistura proposto com a viscosidade da fase líquida calculada conforme o modelo de Guet et al. (2006), apesar de apresentar erros maiores em elevadas velocidades superficiais de mistura e de líquido, possui a vantagem de ser um modelo genérico. Dessa forma, o modelo de mistura proposto pelas Equações 5.14, 5.15 e 5.16 possui grande potencial de ser aplicável em outras condições experimentais.

Nas Figuras 5.16 e 5.17 são apresentados comparativos do modelo de Lockhart-Martinelli com os resultados experimentais obtidos em escoamentos de óleo como fase contínua. Pela minimização do erro cometido no cálculo do gradiente de pressão friccional, através dos métodos dos mínimos quadrados, foi possível obter, para escoamentos com óleo como fase contínua, os seguintes valores para n da Equação 5.22: 3,34 (com $\mu_o = 220$ cP) e 4,11 (com $\mu_o = 100$ cP). Não foi possível avaliar a aplicabilidade do modelo proposto em

condições de óleo com fase contínua para óleos com viscosidade de 325 cP em virtude do número reduzido de pontos experimentais em tais condições.

Como pode ser observado na Seção 4.3.1, não foi possível obter curvas de deslizamento em uma vasta quantidade de padrões de escoamento em condições de óleo como fase contínua (vide Tabela 4.1). Dessa forma, nas Figuras 5.16 e 5.17, não foi possível avaliar o modelo de mistura (com a viscosidade da fase líquida estimada pelo modelo híbrido de GUET et al., 2006) em condições de óleo como fase contínua, devido a necessidade da determinação das frações volumétricas de cada fase para a aplicação de tal modelo (vide Equações 5.14 e 5.15).

Figura 5.16 - Comparativos do método de Lokhart-Martinelli para o cálculo do gradiente de pressão friccional em escoamentos trifásicos com dados experimentais em condições de óleo como fase contínua (com óleo de 220 cP).

Figura 5.17 - Comparativos do método de Lockhart-Martinelli para o cálculo do gradiente de pressão friccional em escoamentos trifásicos com dados experimentais em condições de óleo como fase contínua (com óleo de 100 cP).

Pelos dados apresentados nas Figuras 5.16 e 5.17, percebe-se que o modelo de Lockhart-Martinelli adequa-se aos valores e às tendências dos resultados experimentais. Em escoamento com água como fase contínua, tanto o modelo proposto por Lockhart-Martinelli, quanto o modelo representado pelas Equações 5.14, 5.15 e 5.16 apresentam resultados satisfatórios em escoamento com água como fase contínua. No entanto, os resultados obtidos pelo modelo de Lockhart-Martinelli adequaram-se melhor aos dados experimentais quando comparado com o outro modelo avaliado. Isso ocorre em virtude da possibilidade de se ajustar o expoente n da Equação 5.22 aos dados experimentais. Apesar de o modelo apresentado indicar uma variação de n com a viscosidade de óleo, para o desenvolvimento de um modelo de ampla aplicação seriam necessários pontos experimentais em diferentes condições de inclinação, diâmetros e outros parâmetros.

5.7 Análise do efeito do deslizamento entre as fases líquidas em escoamentos trifásicos no cálculo do gradiente de pressão total

Como é possível observar no Capítulo 4, o deslizamento entre as fases líquidas em escoamentos trifásicos pode ser não desprezível, principalmente em escoamento em condições de óleo como fase contínua. Resta, portanto, verificar se o deslizamento existente entre as fases líquidas é significativo ou não para o cálculo do gradiente de pressão total em escoamentos trifásicos verticais ascendentes.

Para a prospecção dessa problemática foram realizadas simulações considerando e não considerando o deslizamento entre as fases líquidas. Para o cálculo das frações volumétricas foram utilizados os valores dos parâmetros do modelo de deslizamento levantados experimentalmente e representados pelas Tabelas 4.1 e 4.2. Já para o cálculo da componente friccional foi utilizado o modelo de Lockhart-Martinelli detalhado na Seção 5.3 e avaliado na Seção 5.6.2. A escolha de tais modelos foi realizada baseada nos menores erros obtidos nas análises realizadas nas Seções 5.6.1 e 5.6.2.

As simulações foram realizadas considerando uma tubulação semelhante à do aparato experimental utilizado, o qual possui 5,0 cm de diâmetro interno. Foi considerada como situação problema o escoamento ascendente de petróleo em tubulações verticais em plataformas, conforme ilustrado pela Figura 5.18. A fim de se verificar os efeitos do deslizamento entre as fases no cálculo do gradiente de pressão total em escoamentos de óleo de elevada viscosidade em tubulações utilizadas em campo, também foi realizada uma simulação em uma tubulação de 2,75" (6,985 cm) de diâmetro interno com óleo de 1000 cP.

Figura 5.18 - Modelo esquemático de exploração de petróleo em poços offshore para a realização das simulações.

Com o intuito de se obter a maior variação possível de parâmetros do escoamento analisado durante as simulações realizadas e ao mesmo tempo obter resultados práticos, foi utilizado, para escoamentos com água como fase contínua, uma razão gás óleo (RGO, que corresponde ao valor de j_g/j_o calculado nas CNTP) igual a 60 e uma tubulação de 1500 m de comprimento. Nessas condições foi possível obter, ao longo da tubulação analisada, sempre três padrões de escoamentos (anular, pistonado e bolhas ou anular, pistonado e agitante, da parte superior para a parte inferior da tubulação). Além disso, também foi realizada uma simulação com velocidades superficiais de ar muito elevadas em uma tubulação de 1000 m de

comprimento, com a finalidade de verificar os efeitos do gradiente de pressão friccional e aceleracional em escoamentos anulares.

Em escoamentos com óleo como fase contínua, devido a limitações dos parâmetros experimentais do modelo de deslizamento levantados (vide Tabela 4.1), foram realizadas simulações apenas no padrão de escoamento pistonado. Com isso, para manter o padrão pistonado em simulações com óleo como fase contínua, foram utilizados como dados de entrada nas simulações uma razão gás óleo igual a 50 (para evitar o padrão anular) e uma tubulação de 1000 m de comprimento (para evitar os padrões bolhas e agitante). As vazões e outras variáveis de entrada do modelo (Tabela 5.1) foram selecionadas próximas a condições usualmente encontradas em campo e coerentes com os dados experimentais coletados expostos no Capítulo 4.

Tabela 5.1 - Valores dos parâmetros de entrada utilizados nas simulações realizadas

Razão gás óleo nas CNTP (j_g/j_o)	60, 50 e 1200 (m^3/s)/(m^3/s)
Velocidade superficial de óleo (j_o)	0,5 e 0,1 m/s
Velocidade superficial de água (j_w)	0,5; 0,27 e 0,1 m/s
Razão de injeção de água no líquido (C_{wl})	0,83; 0,5; 0,35 e 0,167
Comprimento da tubulação (L)	1500, 1000 e 880 m
Pressão do no topo da tubulação (P_c)	200 kPa
Densidade do gás (CNTP) (ρ_g)	0,708 kg/m ³
Densidade da água (ρ_w)	991 kg/m ³
Densidade do óleo (ρ_o)	880 kg/m ³
Viscosidade do gás (μ_g)	0,000011 Pa.s
Viscosidade da água (μ_w)	0,001 Pa.s
Viscosidade do óleo (μ_o)	0,325; 0,220 e 1 Pa.s
Tensão superficial da água (σ_w)	0,079 N.m
Tensão superficial do óleo (σ_o)	0,045 N.m

Nas Figuras 5.19 e 5.20 são apresentados os resultados referentes à queda de pressão e ao gradiente de pressão total para as velocidades superficiais de óleo e de água de 0,5 m/s (escoamento com água como fase contínua).

Figura 5.19 - Variação da pressão na tubulação (com diâmetro interno $D = 5$ cm) ao longo de seu comprimento para o caso onde $j_o = 0,5$ m/s, $j_w = 0,5$ m/s, RGO = 60 e $\mu_o = 325$ cP (escoamento com água como fase contínua).

Figura 5.20 - Variação dos gradientes de pressão na tubulação ao longo de seu comprimento para o caso onde $j_o = 0,5$ m/s, $j_w = 0,5$ m/s, RGO = 60, $D = 5$ cm e $\mu_o = 325$ cP (escoamento com água como fase contínua).

Percebe-se, pela Figura 5.20, que durante o escoamento ao longo da tubulação houve duas transições de padrões de escoamento: de bolhas para pistonado (em z próximos à 375 m) e de pistonado para anular (em z próximo à 1450 m). Note que na direção do escoamento há uma queda da pressão na tubulação (vide Figura 5.19) e uma consequente expansão da fase gasosa em virtude de sua compressibilidade. Dessa forma, a velocidade superficial da fase gasosa é variável ao longo da tubulação, fazendo com que haja alterações no padrão de escoamento.

Pela Figura 5.20, percebe-se que o gradiente de pressão total diminui continuamente até aproximadamente z igual a 1450 m. A partir desse ponto a tendência do gradiente de pressão total altera-se, voltando a aumentar com o aumento de z . A queda do gradiente de pressão total deve-se ao fato do constante aumento da fração volumétrica de gás em decorrência da descompressão do mesmo. Já a alteração do comportamento do gradiente de pressão total ao final da tubulação ocorre em virtude do exponencial aumento das velocidades *in situ* das fases e consequente aumento do gradiente de pressão friccional. Tais fenômenos são facilmente observados pelas Figuras 5.21, 5.22 e 5.23 que ilustram as frações volumétricas e as velocidades *in situ* de cada fase ao longo da tubulação.

Figura 5.21 - Variação da fração volumétrica e da velocidade *in situ* de gás na tubulação ao longo de seu comprimento para o caso onde $j_o = 0,5$ m/s, $j_w = 0,5$ m/s, RGO = 60, $D = 5$ cm e $\mu_o = 325$ cP (escoamento com água como fase contínua).

Figura 5.22 - Variação da fração volumétrica e da velocidade *in situ* de água na tubulação ao longo de seu comprimento para o caso onde $j_o = 0,5$ m/s, $j_w = 0,5$ m/s, RGO = 60, $D = 5$ cm e $\mu_o = 325$ cP (escamento com água como fase contínua).

Figura 5.23 - Variação da fração volumétrica e da velocidade *in situ* de óleo na tubulação ao longo de seu comprimento para o caso onde $j_o = 0,5$ m/s, $j_w = 0,5$ m/s, RGO = 60, $D = 5$ cm e $\mu_o = 325$ cP (escamento com água como fase contínua).

Nas Figuras 5.22 e 5.23, observa-se que as velocidades *in situ* das fases líquidas possuem a tendência de aumentar com a diminuição da fração volumétrica na direção do escoamento. Apesar das frações volumétricas diminuírem, as vazões mássicas se mantêm constantes, fazendo com que as velocidades *in situ* aumentem. O mesmo fenômeno não é observado com a fase gasosa (Figura 5.21), em que há um aumento da velocidade *in situ* com o aumento da fração volumétrica de gás. Nesse caso, com a descompressão do gás, sua densidade diminui mais intensamente que o aumento de sua fração volumétrica. Dessa forma, para manter a vazão mássica de gás constante, há um aumento de sua velocidade *in situ*.

As Figuras 5.24 e 5.25 ilustram a variação do gradiente de pressão aceleracional ao longo dos 1500 m de tubulação nos casos onde $j_w = 0,5$ m/s e $j_w = 0,27$ m/s, respectivamente. Nota-se que em ambos os casos a componente aceleracional possui uma reduzida magnitude, possuindo valores sempre menores que 3,5% do gradiente de pressão total. Nos valores apresentados do gradiente de pressão aceleracional estão inclusos todos os fenômenos referentes à desaceleração ou aceleração das fases. Dessa forma, no modelo de mistura elaborado, o deslizamento entre as fases líquidas possui relevância ainda menor frente ao gradiente de pressão total.

Figura 5.24 - Variação do gradiente de pressão aceleracional na tubulação ao longo de seu comprimento considerando o deslizamento entre as fases líquidas com $j_o = 0,5$ m/s, $j_w = 0,5$ m/s, RGO = 60, $D = 5$ cm e $\mu_o = 325$ cP (escoamento com água como fase contínua).

Figura 5.25 - Variação do gradiente de pressão aceleracional na tubulação ao longo de seu comprimento para o caso onde $j_o = 0,5$ m/s, $j_w = 0,27$ m/s, RGO = 60, $D = 5$ cm e $\mu_o = 325$ cP (escoamento com água como fase contínua).

Pelas Figuras 5.20 e 5.24, nota-se que as componentes friccional e aceleracional do gradiente de pressão total não apresentam valores expressivos nos padrões bolhas e pistonado no modelo de mistura elaborado. Com o objetivo de verificar o comportamento dos gradientes de pressão em escoamentos anulares, foi realizada uma simulação com elevada velocidade superficial de gás, cujos resultados são apresentados nas Figuras 5.26 e 5.27

Figura 5.26 - Variação dos gradientes de pressão na tubulação ao longo de seu comprimento para o caso onde $j_o = 0,1$ m/s, $j_w = 0,5$ m/s, RGO = 1200, $D = 5$ cm e $\mu_o = 325$ cP (escoamento com água como fase contínua).

Figura 5.27 - Variação do gradiente de pressão aceleracional na tubulação ao longo de seu comprimento para o caso onde $j_o = 0,1$ m/s, $j_w = 0,5$ m/s, RGO = 1200, $D = 5$ cm e $\mu_o = 325$ cP (escoamento com água como fase contínua).

Percebe-se pelas Figuras 5.26 e 5.27 que para elevadas velocidades superficiais de gás (em padrão anular) as componentes friccional e aceleracional do gradiente de pressão total passam a dominar o escoamento próximo ao topo da tubulação ($z = 1000$ m). Isso ocorre devido ao aumento exponencial das velocidades *in situ* das fases em virtude da descompressão da fase gasosa (vide Figuras 5.28, 5.29 e 5.30), que promove uma aceleração intensa do escoamento e ao mesmo tempo aumenta as perdas de energia decorrentes do atrito da fase líquida em contato com a parede da tubulação. Além disso, no caso avaliado pela Figura 5.26, percebe-se que a magnitude do gradiente de pressão friccional frente ao gradiente de pressão gravitacional é significativamente maior que o observado pelo caso exposto pela Figura 5.20, devido à elevada velocidade superficial de gás.

Figura 5.28 - Variação da fração volumétrica e da velocidade *in situ* de gás na tubulação ao longo de seu comprimento para o caso onde $j_o = 0,1$ m/s, $j_w = 0,5$ m/s, RGO = 1200, $D = 5$ cm e $\mu_o = 325$ cP (escamento com água como fase contínua).

Figura 5.29 - Variação da fração volumétrica e da velocidade *in situ* de água na tubulação ao longo de seu comprimento para o caso onde $j_o = 0,1$ m/s, $j_w = 0,5$ m/s, RGO = 1200, $D = 5$ cm e $\mu_o = 325$ cP (escamento com água como fase contínua).

Figura 5.30 - Variação da fração volumétrica e da velocidade *in situ* de óleo na tubulação ao longo de seu comprimento para o caso onde $j_o = 0,1$ m/s, $j_w = 0,5$ m/s, RGO = 1200, $D = 5$ cm e $\mu_o = 325$ cP (escoamento com água como fase contínua).

Para uma completa análise dos efeitos do deslizamento entre as fases líquidas no cálculo da queda de pressão total em escoamentos trifásico através do modelo de mistura, nas Figuras 5.31, 5.32 e 5.33 são apresentados os resultados de uma simulação realizada em condições de óleo como fase contínua com padrão de escoamento pistonado (padrão OPiBoDo, vide Figura 4.7) em uma tubulação de 1000 m de comprimento.

Figura 5.31 - Variação da pressão na tubulação ao longo de seu comprimento para o caso onde $j_o = 0,5$ m/s, $j_w = 0,1$ m/s, RGO = 50, $D = 5$ cm e $\mu_o = 220$ cP (escoamento com óleo como fase contínua).

Figura 5.32 - Variação dos gradientes de pressão na tubulação ao longo de seu comprimento para o caso onde $j_o = 0,5$ m/s, $j_w = 0,1$ m/s, RGO = 50, $D = 5$ cm e $\mu_o = 220$ cP (escoamento com óleo como fase contínua).

Pelas Figuras 5.31 e 5.32 observa-se que a queda de pressão e os gradientes de pressão em escoamentos com óleo como fase contínua apresentam tendências semelhantes às tendências obtidas em escoamentos com água como fase contínua (Figuras 5.19 e 5.20). Pelos gradientes de pressão friccionais apresentados anteriormente (Figura 5.20 e 5.26) e pela Figura 5.33, percebe-se que a componente friccional obtida em escoamentos com óleo como fase contínua é significativamente maior que em escoamentos com água como fase contínua, mesmo com velocidades de mistura e viscosidade do óleo inferiores. Isso ocorre, pois o modelo de mistura elaborado leva em consideração a fase líquida (água ou óleo) em contato com a parede da tubulação, conforme o modelo proposto por Guet et al. (2006).

Figura 5.33 - Comparativo entre o gradiente de pressão friccional em condições de óleo como fase contínua ($j_o = 0,5$ m/s, $j_w = 0,1$ m/s, RGO = 50, $D = 5$ cm e $\mu_o = 220$ cP) e água como fase contínua ($j_o = 0,5$ m/s, $j_w = 0,27$ m/s, RGO = 60, $D = 5$ cm e $\mu_o = 325$ cP).

Figura 5.34 - Variação do gradiente de pressão aceleracional na tubulação ao longo de seu comprimento para o caso onde $j_o = 0,5$ m/s, $j_w = 0,1$ m/s, RGO = 50, $D = 5$ cm e $\mu_o = 220$ cP (escoamento com óleo como fase contínua).

Como é possível observar pela Figura 5.34, assim como em escoamentos com água como fase contínua, o escoamento de óleo como fase contínua não apresentou valores significativos do gradiente de pressão aceleracional frente ao gradiente de pressão total em escoamento pistonado. Ao longo de toda a tubulação simulada, o gradiente de pressão aceleracional do escoamento não ultrapassou o valor 0,2% do gradiente de pressão total, mesmo com o deslizamento entre óleo e água (s_{ow} , que corresponde ao valor de v_o/v_w) alcançando valores iguais a 0,658. Percebe-se, portanto, que de fato as componentes aceleracionais e friccionais apresentam maior relevância em escoamentos trifásicos em padrões tipo anular com elevada velocidade superficial de ar.

Figura 5.35 - Variação das velocidades *in situ* das fases líquidas para o caso onde $j_o = 0,5$ m/s, $j_w = 0,1$ m/s, RGO = 50, $D = 5$ cm e $\mu_o = 220$ cP (escoamento com óleo como fase contínua).

As tendências de variação das frações volumétricas e das velocidades *in situ* de cada fase em escoamento com óleo como fase contínua apresentaram grande semelhança com os resultados obtidos com o escoamento com água como fase contínua. No entanto, conforme ilustrado pela Figura 5.35, nota-se claramente a superioridade da velocidade *in situ* da fase aquosa comparativamente à fase oleosa. Note que o escoamento avaliado está em condições de óleo como fase contínua (óleo em contato com a parede da tubulação) fazendo com que a fase oleosa apresente velocidades *in situ* menores que a fase aquosa.

A fim de verificar a influência do deslizamento no cálculo do gradiente de pressão total em escoamentos de óleos de elevada viscosidade em condições de óleo como fase contínua em tubulações utilizadas em campo, são apresentados os gráficos das Figuras 5.36 e 5.37. Para o cálculo das frações volumétricas e dos gradientes de pressão foram utilizados os modelos exemplificados anteriormente, assumindo que as correlações levantadas no Capítulo 4 e avaliadas na Seção 5.6 são válidas para uma tubulação de 6,985 cm de diâmetro interno e para um óleo de 1000 cP. Por se tratar de um escoamento com óleo de elevada viscosidade sendo a fase contínua, observa-se pela Figura 5.36 que a componente friccional do gradiente de pressão total possui elevada magnitude, comparada aos casos avaliados anteriormente. Percebe-se que mesmo com um óleo de elevada viscosidade (1000 cP) não há significativa influência do deslizamento entre as fases líquidas no cálculo do gradiente de pressão total pelo modelo de mistura elaborado. Ao longo dos 880 m de tubulação simulados, a componente aceleracional não ultrapassou 0,2% do gradiente de pressão total.

Figura 5.36 - Variação dos gradientes de pressão na tubulação ao longo de seu comprimento para o caso onde $j_o = 0,5$ m/s, $j_w = 0,1$ m/s, RGO = 50, $D = 6,985$ cm e $\mu_o = 1000$ cP (escoamento com óleo como fase contínua).

Figura 5.37 - Variação do gradiente de pressão aceleracional na tubulação ao longo de seu comprimento para o caso onde $j_o = 0,5$ m/s, $j_w = 0,1$ m/s, RGO = 50, $D = 6,985$ cm e $\mu_o = 1000$ cP (escamento com óleo como fase contínua).

Com o intuito de mensurar o efeito do deslizamento entre as fases líquidas no cálculo da queda de pressão total em tubulações de elevado comprimento pelo modelo de mistura elaborado, todos os resultados obtidos pelas simulações com e sem deslizamento foram comparados, conforme Tabela 5.2.

Observa-se pela Tabela 5.2 que a maioria dos valores das frações volumétricas obtidas pelas simulações no fundo da tubulação ($z = 0$), com e sem deslizamento, apresentaram ligeira diferença entre si. No entanto, diferenças consideráveis foram obtidas com frações volumétricas diminutas, onde os valores calculados com e sem deslizamento divergiram em até 57%. Além disso, percebe-se que a hipótese de não deslizamento entre as fases líquidas subestima a fração volumétrica da fase em contato com a parede da tubulação e superestima a fração volumétrica da fase líquida dispersa, tanto em condições de óleo como fase contínua como em condições de água como fase contínua. Note que a hipótese de não deslizamento não leva em consideração o fato de a fase em contato com a parede da tubulação possuir velocidade *in situ* menor que a fase dispersa.

Tabela 5.2 - Resultados obtidos pelas simulações realizadas

	Casos avaliados					Valor calculado com deslizamento	Diferença dos valores calculados sem e com deslizamento
	j_o (m/s)	j_w (m/s)	RGO	D (cm)	L (m)		
Queda de pressão total	0,5 ^A	0,5	60	5	1500	10,14 MPa	-23,07 kPa (-0,227%)
	0,5 ^A	0,27	60	5	1500	9,08 MPa	-18,13 kPa (-0,200%)
	0,5 ^A	0,1	1200	5	1000	7,96 MPa	-26,42 kPa (-0,332%)
	0,5 ^B	0,1	50	5	1000	8,96 MPa	+48,80 kPa (+0,545%)
	0,5 ^C	0,1	50	6,985	880	9,45 MPa	+42,69 kPa (+0,452%)
Fração volumétrica de gás em z = 0	0,5 ^A	0,5	60	5	1500	0,29666	+ 0,00056 (+0,189%)
	0,5 ^A	0,27	60	5	1500	0,21365	+0,00031 (+0,143%)
	0,5 ^A	0,1	1200	5	1000	0,53753	+0,00057 (+0,106%)
	0,5 ^B	0,1	50	5	1000	0,17887	-0,00070 (-0,389%)
	0,5 ^C	0,1	50	6,985	880	0,17215	-0,00058 (-0,337%)
Fração volumétrica de água em z = 0	0,5 ^A	0,5	60	5	1500	0,36480	-0,01341 (-3,676%)
	0,5 ^A	0,27	60	5	1500	0,28626	-0,01064 (-3,717%)
	0,5 ^A	0,1	1200	5	1000	0,40103	-0,01611 (-4,018%)
	0,5 ^B	0,1	50	5	1000	0,08719	+0,04978 (+57,091%)
	0,5 ^C	0,1	50	6,985	880	0,08791	+0,05017 (+57,068%)
Fração volumétrica de óleo em z = 0	0,5 ^A	0,5	60	5	1500	0,33854	+0,01285 (+3,796%)
	0,5 ^A	0,27	60	5	1500	0,50008	+0,010334 (+2,066%)
	0,5 ^A	0,1	1200	5	1000	0,06144	+0,01555 (+25,302%)
	0,5 ^B	0,1	50	5	1000	0,73393	-0,04908 (-6,688%)
	0,5 ^C	0,1	50	6,985	880	0,73994	-0,04959 (-6,701%)

Escoamentos em condições de óleo como fase contínua.

^AÓleo com viscosidade de 325cP

^BÓleo com viscosidade de 220cP

^CÓleo com viscosidade de 1000cP

Através da Tabela 5.2 conclui-se também não ser possível identificar uma influência significativa do deslizamento entre as fases líquidas no cálculo da queda de pressão total através do modelo de mistura. De todas as simulações realizadas, a queda de pressão total obtida sem deslizamento não divergiu mais que 0,6% do valor calculado com deslizamento. Além disso, percebe-se que os valores de queda de pressão total obtidos sem deslizamento entre as fases líquidas superestima a queda de pressão total em condições de óleo contínuo e subestima a queda de pressão total em condições de água contínua. Isso ocorre porque ao se desprezar o deslizamento entre as fases líquidas, majora-se a fração volumétrica da fase dispersa e diminui-se a fração volumétrica da fase em contato com a parede da tubulação. Dessa forma, em virtude da diferença de densidades dos líquidos, grande parte da diferença da queda de pressão obtida sem e com deslizamento deve-se às alterações do gradiente de pressão gravitacional em virtude de alterações das frações volumétricas dos líquidos.

Pelas simulações realizadas, percebe-se que a componente aceleracional no modelo de mistura representa uma parcela muito pequena do gradiente de pressão total em escoamentos trifásicos verticais ascendentes de tubulações de seção constante. Pela Equação 5.2 percebe-se que, de fato, a componente aceleracional (primeiro termo do lado esquerdo da Equação 5.2) só possuirá valores consideráveis em escoamentos com fluxos mássicos muito elevados e com variações muito significativas na velocidade dos fluidos ao longo da tubulação.

Como pode ser observado pelos gráficos apresentados, a fase gasosa possui a maior variação de velocidade *in situ* ao longo da tubulação. No entanto, a fase gasosa possui fluxo mássico reduzido em virtude de sua baixa densidade. Já as fases líquidas, apesar de possuírem fluxos mássicos maiores que a fase gasosa, possuem uma variação de velocidades não muito pronunciada. Como resultado do modelo de mistura elaborado, tem-se uma componente aceleracional do gradiente de pressão total reduzida.

No entanto, vale ressaltar a existência de trabalhos e modelos elaborados por outros autores que comprovam a significância de outros termos, além do gradiente de pressão gravitacional e friccional, no cálculo do gradiente de pressão total. Lopes e Dukler (1986) realizaram experimentos em escoamentos anulares e concluíram que o gradiente de pressão em escoamentos anulares devido ao entranhamento de gotas no núcleo gasoso e à deposição de gotas no filme de líquido representa uma parcela significativa do gradiente de pressão total. Fore e Dukler (1995) concluem algo semelhante ao proposto por Lopes e Dukler (1986) e atestam que o entranhamento e a deposição de gotas em escoamentos anulares podem representar cerca de 20% do gradiente de pressão total em escoamentos anulares ascendentes.

Westend (2008) baseado nos trabalhos de Lopes e Dukler (1986) e Fore e Dukler (1995), afirma que quando uma gota de líquido é criada na interface gás-líquido, sua velocidade é pequena frente à velocidade do núcleo gasoso. No entanto, devido a forças de arrasto, tais gotas aceleram rapidamente aumentando sua energia cinética. De modo análogo, quando gotas com elevada velocidade entranhadas no núcleo gasoso colidem com o filme de líquido, parte de sua energia cinética é transferida para o filme de líquido. No entanto, grande parte dessa energia é perdida em forma de calor. Dessa forma, parte da aceleração decorrente do entranhamento de gotas no núcleo gasoso pode ser considerada como uma perda de energia representada como uma queda de pressão.

A possibilidade do deslizamento entre as fases líquidas faz com que seja possível que a fase dispersa (mais próxima ao núcleo gasoso) acelere e aumente sua velocidade. Dessa forma, a diferença entre a velocidade da fase líquida dispersa e a velocidade do núcleo gasoso diminui, fazendo com que a tensão interfacial decresça. Isso faz com que o filme de líquido torne-se mais instável, e por consequência, aumente o entranhamento da fase dispersa. Tal interferência no entranhamento pode resultar em alterações significativas no gradiente de pressão total, conforme observado por Lopes e Dukler (1986) e Fore e Dukler (1995).

Tendo em vista a complexidade do escoamento trifásico, pode-se concluir que o modelo de mistura elaborado, apesar de eficiente para o cálculo do gradiente de pressão total e para o cálculo das frações volumétricas das fases (conforme ilustrado na Seção 5.6), não possui detalhamento suficiente para capturar determinados efeitos do deslizamento entre as fases líquidas no cálculo do gradiente de pressão total, principalmente em velocidades elevadas de gás em padrão anular. Com isso, para a avaliação completa dos efeitos do deslizamento entre as fases líquidas em escoamentos trifásicos verticais ascendentes, uma modelagem com maior detalhamento torna-se necessária.

6 Conclusão e trabalhos futuros

Com o intuito de sedimentar as principais contribuições desta obra, neste capítulo serão listadas e detalhadas as principais conclusões. Posteriormente, serão propostos trabalhos futuros para o preenchimento de possíveis lacunas.

6.1 Conclusões

Através da revisão bibliográfica realizada neste trabalho, pode-se concluir que, tanto em escoamentos bifásicos óleo-água, quanto em escoamentos bifásicos óleo-gás, é possível obter uma considerável redução do gradiente de pressão total comparativamente ao escoamento monofásico de óleo. Através de dados experimentais, outros autores provaram ser viável unir os benefícios da injeção de água e de gás na redução do gradiente de pressão total em escoamentos de óleos viscosos. No entanto, ainda há uma carência de investigações mais detalhadas sobre a influência dos diferentes fenômenos que ocorrem em escoamentos trifásicos no gradiente de pressão total, principalmente em escoamentos verticais ascendentes. A campanha experimental e a modelagem realizada neste trabalho puderam acrescentar diversas informações que contribuem para a melhor compreensão do escoamento trifásicos óleo-água-gás.

Para a obtenção dos dados experimentais presentes neste trabalho, um aparato experimental robusto e com plenas capacidades de obtenção de dados precisos em escoamentos multifásicos foi preparado. Dessa forma, foi possível obter dados de gradiente de pressão e frações volumétricas com óleos de 100, 220 e 325 cP em uma faixa de velocidades superficiais de 0,05 à 0,5 m/s, de 0,05 à 0,5 m/s e de 0,05 à 16 m/s para as fases óleo, água e ar, respectivamente. Além disso, oito padrões de escoamento foram identificados através da análise de imagens e do comportamento do gradiente de pressão total e friccional.

Pelos resultados da campanha experimental, foi possível constatar que, de fato, o modelo de deslizamento pode ser aplicado em escoamentos trifásicos em uma grande gama de padrões de escoamento. Além disso, foi possível verificar e quantificar o deslizamento entre as fases líquidas, bem como analisar o fenômeno de inversão de fase em escoamentos trifásicos.

Pelos dados de gradiente de pressão foi possível verificar que a injeção de água em escoamentos bifásicos óleo-ar promove grandes benefícios. Foi constatado que a injeção de água não somente diminui o gradiente de pressão friccional, como também reduz o gradiente de pressão gravitacional, por facilitar o escoamento da fase líquida. Além da redução do gradiente de pressão total, foi verificado que a injeção de água aumenta significativamente a eficiência da produção de óleo, comparativamente ao escoamento bifásico óleo-ar.

Como o intuito de expor as principais conclusões referentes ao trabalho experimental e numérico com maior detalhamento, a seguir são listadas as principais conclusões deste trabalho.

1. Foi possível observar para a fase gasosa os padrões de escoamento bolhas, pistonado, agitante e anular. Além disso, o modelo para previsão de padrões de escoamentos proposto por Taitel, Barnea e Dukler (1980) foi capaz de prever satisfatoriamente o padrão de escoamento da fase gasosa.
2. De forma semelhante ao realizado por diversos outros autores, foi possível subdividir cada padrão de escoamento da fase gasosa em outros dois padrões de escoamentos da fase líquida, dependentes apenas da fase em contato com a parede da tubulação (óleo ou água). Através do modelo de Arirachakaran et al. (1989), foi possível prever razoavelmente bem a fase contínua do escoamento (fase em contato com a parede da tubulação).
3. Pela análise das frações volumétricas foi possível verificar que o modelo de deslizamento pode ser aplicado ao escoamento trifásico, principalmente em condições de água como fase contínua, resultando em erros menores que 20% em cerca de 92% dos pontos experimentais avaliados.
4. Pelos dados de frações volumétricas obtidos, foi possível constatar que os modelos desenvolvidos originalmente para escoamentos dominados pela gravidade, tal como o modelo de Hibiki e Ishii (2003a), aplicam-se de forma satisfatória em escoamentos trifásicos em condições de água como fase contínua. No entanto, tais modelos falham em escoamentos em condições de óleo como fase contínua.
5. Com os dados de frações volumétricas e velocidades superficiais foi possível obter o deslizamento entre as fases líquidas. Foi possível verificar que o valor do deslizamento entre a fase óleo e a fase água em escoamentos trifásicos é significativo, principalmente em escoamentos de óleo como fase contínua. No entanto, em condições de água como fase contínua, o deslizamento entre as fases líquidas não

possui magnitude muito elevada. Dessa forma, em tal condição foi possível obter resultados satisfatórios ao se aplicar a hipótese de não deslizamento entre as fases líquidas para previsão de suas respectivas frações volumétricas.

6. A análise do deslizamento entre as fases permitiu a observação de diversos fenômenos de inversão de fase contínua. Foi possível observar que, assim como em escoamentos óleo-água, em escoamentos trifásicos, quanto maior a viscosidade do óleo utilizado, menor o valor da fração de injeção de água no líquido necessária para ocorrer a inversão de fase ($C_{wl \text{ crit}}$).
7. Através da análise de imagens capturadas por uma câmera de alta velocidade e através da análise dos dados de deslizamento entre as fases líquidas, foi possível identificar uma íntima relação entre os valores de $C_{wl \text{ crit}}$ e a velocidade superficial de ar. Foi possível verificar que a vazão de ar influencia de forma significativa o fenômeno de quebra e coalescência de gotas de óleo e interfere diretamente na proximidade das fases líquidas da parede da tubulação.
8. Através de dados experimentais foi possível identificar regiões de operação com máximos fatores de redução monofásicos em escoamentos bifásicos óleo-ar. Conforme observado por Guet e Ooms (2006), com o aumento da injeção de ar houve contínuo decréscimo do gradiente de pressão total. No entanto, a partir da velocidade superficial de ar de 5 m/s a componente friccional do gradiente de pressão total passou a ser relevante fazendo com que a técnica *gas-lift* perdesse eficiência. Um comportamento semelhante foi observado em escoamentos trifásicos em condições de óleo como fase contínua.
9. Foi possível constatar na campanha experimental realizada que a adição de água em escoamentos bifásicos óleo-ar promove uma significativa redução do gradiente de pressão total. Em condições de água como fase contínua, a adição de água diminui a viscosidade efetiva da mistura e por consequência diminui consideravelmente o gradiente de pressão friccional. Por outro lado, em virtude da redução do gradiente de pressão friccional, a adição de água facilita o escoamento da fase líquida diminuindo a sua fração volumétrica resultando em uma diminuição do gradiente de pressão gravitacional.
10. Os modelos propostos para previsão de gradiente de pressão e fração volumétrica em escoamentos trifásicos apresentaram resultados satisfatórios comparativamente a dados experimentais.

11. O efeito do deslizamento entre as fases líquidas no cálculo da queda de pressão em uma tubulação de elevado comprimento foi investigado através do modelo de mistura apresentando pouca influência no cálculo da queda de pressão total da tubulação. Dessa forma, baseado em trabalhos realizados por outros autores, foi possível concluir que o modelo de mistura não possui detalhamento suficiente para a captura de determinados efeitos do deslizamento entre as fases líquidas no cálculo do gradiente de pressão total, principalmente em velocidades elevadas de gás em padrão anular.
12. Através de resultados obtidos de simulações com e sem deslizamento entre as fases líquidas, foi possível constatar que a hipótese de não deslizamento entre as fases líquidas subestima a fração volumétrica da fase em contato com a parede da tubulação e superestima a fração volumétrica da fase líquida dispersa, tanto em condições de óleo como fase contínua como em condições de água como fase contínua.

6.2 Proposição de trabalhos futuros

O modelo de deslizamento proposto por Lahey, Açıkgöz e França (1992) para as fases líquidas e o modelo de deslizamento exemplificado por Zuber e Findlay (1965) apresentaram resultados satisfatórios em escoamentos trifásicos. Dessa forma, a elaboração de modelos de deslizamento para o escoamento trifásico mostra-se promissora. Para tanto, propõe-se a realização de experimentos em uma ampla faixa de variação de velocidades superficiais de ar, óleo e água em tubulações de diâmetros e inclinações diferentes, com o intuito de se obter um modelo amplo e de aplicação geral.

A análise do fenômeno de inversão de fase em escoamentos trifásicos possibilitou a identificação e compreensão de diversos fenômenos. Dessa forma, para averiguar de forma eficiente os efeitos da injeção de gás na inversão de fase contínua entre óleo e água propõe-se a realização de uma campanha experimental focada em inversão de fase em escoamentos trifásicos.

Apesar do modelo de mistura apresentado no Capítulo 5 apresentar resultados satisfatórios comparativamente aos dados experimentais expostos no Capítulo 4, a sua simplicidade não permitiu a identificação de efeitos significativos do deslizamento entre as fases líquidas no cálculo da queda de pressão total em tubulações de elevado comprimento. Baseado nos trabalhos de Lopes e Dukler (1986), Fore e Dukler (1995) e Westend (2008),

propõe-se a elaboração de modelos mais detalhados e que levem em consideração os efeitos do entranhamento e da deposição de gotas em escoamentos anulares, para assim, poder averiguar de forma completa os efeitos do deslizamento entre as fases líquidas no cálculo do gradiente de pressão total.

Por fim, pelas simulações realizadas na Seção 5.7 foi possível constatar que a hipótese de não deslizamento entre as fases líquidas superestima a fração volumétrica da fase líquida dispersa em escoamentos trifásicos. Portanto, recomendam-se maiores estudos a respeito dos impactos dos erros cometidos no cálculo da fração volumétrica de óleo pela utilização da hipótese de não deslizamento entre as fases líquidas no projeto de poços de petróleo operando com escoamento trifásico.

Referências

- AÇIKGÖZ, M.; FRANÇA, F.; LAHEY, R. T. An experimental study of three-phase flow regimes. **International Journal of Multiphase Flow**, v. 18, n. 3, p. 327–336, 1992.
- ANGELI, P.; HEWITT, G. F. Pressure gradient in horizontal liquid–liquid flows. **International Journal of Multiphase Flow**, v. 24, n. 7, p. 1183–1203, 1999.
- ARIRACHAKARAN, S.; OGLESBY, K. D.; MALINOWSKY, M. S.; SHOHAM, O.; BRILL, J. P. An analysis of oil/water flow phenomena in horizontal pipes. **SPE Production Operations Symposium**. Society of Petroleum Engineers, 1989.
- BANKOFF, S. G. A Variable Density Single-Fluid Model for Two-Phase Flow With Particular Reference to Steam-Water Flow. **Journal of Heat Transfer**, Series C, vol. 82. 1960.
- BANNWART, A. C.; RODRIGUEZ, O. M. H.; TREVISAN, F. E.; VIEIRA, F. F.; DE CARVALHO, C. H. M. Experimental investigation on liquid-liquid-gas flow: Flow patterns and pressure-gradient. **Journal of Petroleum Science and Engineering**, v. 65, n. 1–2, p. 1–13, 2009.
- BANNWART, A. C.; RODRIGUEZ, O. M. H.; DE CARVALHO, C. H. M.; WANG, I. S.; VARA, R. M. Flow Patterns in Heavy Crude Oil-Water Flow. **Journal of Energy Resources Technology**, v. 126, n. 3, p. 184, 2004.
- BANNWART, A. C.; VIEIRA, F. F.; TREVISAN, F. E.; RODRIGUEZ, O. M. H.; DE CARVALHO, C. H. M. Pressure drop in water assisted three phase flow of heavy oil and gas in a vertical pipe, in: 5TH NORTH AMERICAN CONFERENCE ON MULTIPHASE TECHNOLOGY, 2006 Banff Canada. **Anais BHRGroup**, p. 421 – 433, 2006.
- BANNWART, A. C.; RODRIGUEZ, O. M. H.; BIAZUSSI, J. L.; MARTINS, F. N.; SELLI, M. F.; DE CARVALHO, C. H. M. Water-assisted flow of heavy oil in a vertical pipe: Pilot-scale experiments. **International Journal of Chemical Reactor Engineering**, v. 10, n. 1, 2012.
- BARNEA, D.; SHOHAM, O.; TAITEL, Y.; DUKLER, A. E. Flow pattern transition for gas-liquid flow in horizontal and inclined pipes. Comparison of experimental data with theory. **International Journal of Multiphase Flow**, v. 6, n. 3, p. 217–225, 1980.
- BEGGS, H. D.; BRILL, J. P. A study of two-phase flow in inclined pipes. **Journal of Petroleum Technology**. 1973.
- BEHRINGER, H. The Flow of Liquid-Gas Mixtures in Vertical Tubes. **Zeit. Ges. Kalte-Ind.**, 43, p. 55–58. 1936.
- BERTHIER, J. **Micro-drops and digital microfluidics**. Second edition, Elsevier, 2013.
- BRAUNER, N. Liquid-Liquid two-phase flow. **HEDU (Heat Exchanger Design Update)**, p. 1–40, 1998.

BRAUNER, N. Liquid-liquid two-phase flow systems. **In: Modelling and Experimentation in Two-Phase Flow**. Springer, Vienna, p. 221-279, 2003.

BRAUNER, N.; ULLMANN, A. Modeling of phase inversion phenomenon in two-phase pipe flows. **International Journal of Multiphase Flow**, v. 28, n. 7, p. 1177–1204, 2002.

BRENNEM, C. E. **Fundamentals of Multiphase Flows**. Cambridge University Press. 2005

BROWN, R. A. S.; SULLIVAN, G. A.; GOVIER, G. W. The upward vertical flow of air-water mixtures: III. Effect of gas phase density on flow pattern, holdup and pressure drop. **The Canadian Journal of Chemical Engineering**, v. 38(2), p.62-66, 1960.

CARVALHO, S. C. **Modelo de Mistura Aplicado para a Previsão de Holdup e Gradiente de Pressão Bifásico em Duto Anular de Grande Diâmetro**. Dissertação (mestrado em Engenharia Mecânica). Universidade de São Paulo. Escola de Engenharia de São Carlos. São Carlos. 2013.

CASTRO, M. S. **Fenômeno de Transição Espacial do Escoamento Óleo Pesado-Água no Padrão Estratificado**. Tese (doutorado em Engenharia Mecânica). Universidade de São Paulo. Escola de Engenharia de São Carlos. São Carlos. 2013.

CHARLES, M. E.; GOVIER, G. W.; HODGSON, G. W. The horizontal pipeline flow of equal density oil-water mixtures. **The Canadian Journal of Chemical Engineering**, v. 39, n. 1, p. 27–36, 1961.

DE SOUZA, J. N. M.; DE MEDEIROS, J. L.; COSTA, A. L. H.; NUNES, G. C. Modeling, simulation and optimization of continuous gas lift systems for deepwater offshore petroleum production. **Journal of Petroleum Science and Engineering**, v. 72, n. 3-4, p. 277–289, 2010.

DESCAMPS, M. **Experimental Study of Three-phase Gas-lift**. Tese Doutorado. TU Delft, Delft University of Technology, 2007.

DESCAMPS, M.; OLIEMANS, R. V. A.; OOMS, G.; MUDDE, R. F.; KUSTERS, R. Influence of gas injection on phase inversion in an oil-water flow through a vertical tube. **International Journal of Multiphase Flow**, v. 32, n. 3, p. 311–322, 2006.

DESCAMPS, M.; OLIEMANS, R. V. A.; OOMS, G.; MUDDE, R. F. Experimental investigation of three-phase flow in a vertical pipe: Local characteristics of the gas phase for gas-lift conditions. **International Journal of Multiphase Flow**, v. 33, n. 11, p. 1205–1221, 2007.

DUKLER, A. E.; WICKS, M.; CLEVELAND, R. G. Frictional pressure drop in two-phase flow: B. An approach through similarity analysis. **AIChE Journal**, v. 10, n. 1, p. 44-51, 1964.

EINSTEIN, A. Eine neue Bestimmung der Molekul-dimensionen. **Annalen der Physik**, v. 19, p. 289–306, 1906.

ELSETH, G. **An Experimental Study of Oil-Water Flows in Horizontal Pipes**. Thesis (PhD), Department of Technology (HiT-TF). Telemark University College. n. 1301, 2001.

FLORES, J. G.; CHEN, X. T.; SARICA, C.; BRILL, P. Characterization of Oil-Water Flow Pattern in Vertical and Deviated Wells. **Society of Petroleum Engineers**. 1997

FOLETTI, C.; FARISÈ, S.; GRASSI, B.; STRAZZA, D.; LANCINI, M.; POESIO, P. Experimental investigation on two-phase air/high-viscosity-oil flow in a horizontal pipe. **Chemical Engineering Science**, v. 66, n. 23, p. 5968–5975, 2011.

FORE, L. B.; DUKLER, A. E. Droplet deposition and momentum transfer in annular flow. **AIChE Journal**, v. 41, n. 9, p. 2040–2046, 1995.

GOVIER, G. W.; SHORT, W. G. The upward vertical flow of air-water mixtures: II. Effect of tubing diameter on flow-pattern, holdup and pressure drop. **The Canadian journal of chemical Engineering**, p. 195–202, 1958.

GUET, S.; OOMS, G. Fluid Mechanical Aspects of the Gas-Lift Technique. **Annual Review of Fluid Mechanics**, v. 38, n. 1, p. 225–249, 2006.

GUET, S.; RODRIGUEZ, O. M. H.; OLIEMANS, R. V. A.; BRAUNER, N. A inverse disperses multiphase flow model for liquid production rate determination, **International Journal of Multiphase Flow**, v. 32, p. 553–567, 2006.

GUET, S.; OOMS, G.; OLIEMANS, R. V. A.; MUDDE, R. F. Bubble injector effect on the gaslift efficiency. **AIChE journal**, v. 49, n. 9, p. 2242–2252, 2003.

HEWITT, G. F. Three-phase gas-liquid-liquid flows in the steady and transient states. **Nuclear Engineering and Design**, v. 235, n. 10–12, p. 1303–1316, 2005.

HIBIKI, T.; ISHII, M. One-dimensional drift-flux model and constitutive equations for relative motion between phases in various two-phase flow regimes. **International Journal of Heat and Mass Transfer**, v. 46, n. 25, p. 4935–4948, 2003a.

HIBIKI, T.; ISHII, M. One-dimensional drift-flux model for two-phase flow in a large diameter pipe. **International Journal of Heat and Mass Transfer**, v. 46, n. 10, p. 1773–1790, 2003b.

HINZE, J. O. Fundamentals of the hydrodynamic mechanism of splitting in dispersion processes. **AIChE Journal**, v. 1, n. 3, p. 289–295, 1955.

IOANNOU, K.; NYDAL, O. J.; ANGELI, P. Phase inversion in dispersed liquid-liquid flows. **Experimental Thermal and Fluid Science**, v. 29, n. 3, p. 331–339, 2005.

ISHII, M. **One-Dimensional drift-flux model and constitutive equations for relative motion between phases in various two-phase flow regimes**. Argonne National Laboratory. 1977

ISHII, M.; HIBIKI, T. **Thermo-Fluid Dynamics of Two-Phase Flow**. 1st ed. Springer New York. New York. 2006.

JOSEPH, D. D.; BAI, R.; CHEN, K. P.; RENARDY, Y. Y. Core-Annular Flows. **Annual Review of Fluid Mechanics**, p. 65–90, 1997.

- JOSEPH, D. D.; RENARDY, Y. Y. **Fundamentals of Two-Fluid Dynamics, Part I: Mathematical Theory and Applications**. Springer Science + Business Media. New York. 1993.
- KAICHIRO, M.; ISHII, M. Flow regime transition criteria for upward two-phase flow in vertical tubes. **International Journal of Heat and Mass Transfer**, v. 27, n. 5, p. 723–737, 1984.
- LAHEY, R. T.; AÇIKGÖZ, M.; FRANÇA, F. Global Volumetric Phase Fractions in Horizontal Three-Phase Flow. **AIChE Journal**, vol. 38, n. 7, 1992.
- LEE, A. H.; SUN, J. Y.; JEPSON, W. P. Study of Flow Regime Transitions of Oil- Water-Gas Mixtures in Horizontal Pipelines. **International Offshore and Polar Engineering Conference**, v. II, n. June, p. 6–11, 1993.
- LIMA, L. E. M. **Análise do Modelo de Mistura Aplicado em Escoamentos Isotérmicos Gás-Líquido**. Tese (doutorado em Engenharia Mecânica). Universidade Estadual de Campinas. Campinas, 2011.
- LIMA, L. E. M.; ROSA, E. S. Comparative analysis of wall shear stress models to the drift-flux model applied to slug flow regime. **Journal of Petroleum Science and Engineering**, v. 122, p. 371–383, 2014.
- LOPES, J. C. B.; DUKLER, A. E. Droplet entrainment in vertical annular flow and its contribution to momentum transfer. **AIChE Journal**, v. 32, n. 9, p. 1500-1515, 1986.
- MANDHANE, J. M.; GREGORY, G. A.; AZIZ, K. A flow pattern map for gas—liquid flow in horizontal pipes. **International Journal of Multiphase Flow**, v. 1, n. 4, p. 537–553, 1974.
- MENDES, F. A. A. **Estudo experimental, simulação numérica e modelagem fenomenológica da separação gravitacional de gás no fundo de poços direcionais**. Tese (doutorado em Engenharia Mecânica). Universidade de São Paulo. Escola de Engenharia de São Carlos. 2012.
- MOFFAT, R. J. Using uncertainty analysis in the planning of an experiment. **Journal of Fluids Engineering**, vol. 107/173, 1985.
- ODDIE, G.; SHI, H.; DURLOFSKY, L. J.; AZIZ, K.; PFEFFER, B.; HOLMES, J. A. Experimental study of two and three phase flows in large diameter inclined pipes. **International Journal of Multiphase Flow**, v. 29, n. 4, p. 527–558, 2003.
- OLIEMANS, R. V. A. **The lubricating-film model for core-annular flow**. Tese (doutorado). Technologic University of Delft. 1986.
- OSHINOWO, T.; CHARLES, M. E. Vertical Two-Phase Flow. I Flow pattern correlations. **The Canadian Journal of Chemical Engineering**, v. 52, 1974.
- PETALAS, N.; AZIZ, K. A Mechanistic Model for Multiphase Flow in Pipes. **Journal of Canadian Petroleum Technology**, v. 39, n. 6, p. 43–55, 2000.

PIELA, K; DELFOS, R.; OOMS, G.; WESTERWEEL, J.; OLIEMANS, R. V. A. Dispersed Oil-Water-Gas Flow Through a Horizontal Pipe. **AIChE Journal**, vol. 55, n.5. 2009.

POESIO, P.; STRAZZA, D.; SOTGIA, G. Very-viscous-oil/water/air flow through horizontal pipes: Pressure drop measurement and prediction. **Chemical Engineering Science**, v. 64, n. 6, p. 1136–1142, 2009.

RODRIGUEZ, O. M. H. Escoamento Multifásico. **Associação Brasileira de Engenharia e Ciências Mecânicas**, Rio de Janeiro, 2011.

RODRIGUEZ, O. M. H. **Forma da Interface e Gradiente de Pressão no Padrão Líquido-Líquido Anular Vertical Ascendente**. Tese (doutorado em Engenharia Mecânica). Universidade Estadual de Campinas. Campinas. 2002.

RODRIGUEZ, O. M. H. **Modelagem de Escoamento Bifásico em Tubulações**. 2014

RODRIGUEZ, O. M. H.; BANNWART, A. C. Stability Analysis of Core-Annular Flow and Neutral Stability Wave Number. **AIChE Journal**, vol. 54, n. 1, 2008

RODRIGUEZ, O. M. H.; BANNWART, A. C.; DE CARVALHO, C. H. M. Pressure loss in core-annular flow: Modeling, experimental investigation and full-scale experiments. **Journal of Petroleum Science and Engineering**, v. 65, n. 1-2, p. 67–75, 2009.

RODRIGUEZ, O. M. H.; OLIEMANS, R. V. A. Experimental study on oil-water flow in horizontal and slightly inclined pipes. **International Journal of Multiphase Flow**, v. 32, n. 3, p. 323–343, 2006.

SANIERE, A.; HÉNAUT, I.; ARGILLIER, J. F. Pipeline transportation of heavy oils, a strategic, economic and technological challenge. **Oil & Gas Science and Technology**, vol. 59, n. 5, p. 455-466, 2004.

SHEAN, A. R. **Pressure drop and phase fraction in oil-water-air vertical pipe flow**. **Massachusetts Institute of Technology**. 1976.

SHI, H.; HOLMES, J. A.; DIAZ, L. R.; DURLOFSKY, L. J.; AZIZ, K. Drift-Flux Parameters for Three-Phase Steady-State Flow in Wellbores. **SPE Journal**, v. 10, n. 2, 2005.

SHOHAM, O. **Mechanistic Modeling of Gas-Liquid Two-Phase Flow in Pipes**. Society of Petroleum. 2006.

SOTGIA, G.; TARTARINI, P.; STALIO, E. Experimental analysis of flow regimes and pressure drop reduction in oil-water mixtures. **International Journal of Multiphase Flow**, v. 34, n. 12, p. 1161–1174, 2008.

SPEDDING, P. L.; WOODS, G. S.; RAGHUNATHAN, J. K.; WATTERSON, J. K. Flow Pattern, Holdup and Pressure Drop in Vertical and Near Vertical Two- and Three-Phase Upflow. **Chemical Engineering Research and Design**, v. 78, n. 3, p. 404–418, 2000.

SPEEDDING, P. L.; DONNELLY, G. F.; COLE, J. S. Three Phase Oil-Water-Gas Horizontal Co-Current Flow. **Chemical Engineering Research and Design**, v. 83, n. 4, p. 401–411, 2005.

SPEEDDING, P. L.; DONNELLY, G. F.; BENARD, E. Three-phase oil-water-gas horizontal co-current flow part II: Holdup measurement and prediction. **Asia-Pacific Journal Of Chemical Engineering**. 2007

SPEEDDING, P. L.; MURPHY, A.; DONNELLY, G. F.; BENARD, E.; DOHERTY, A. P. Pressure drop in three-phase oil-water-gas horizontal co-current flow: experimental data and development of prediction model. **Asia-Pacific Journal Of Chemical Engineering**. 2008.

SPEEDDING, P. L.; SPENCE, D. R. Flow regimes in two-phase gas-liquid flow. **International Journal of Multiphase Flow**, v. 19, n. 2, p. 245–280, 1993.

STAPELBERG, H., H.; MEWES, D. The pressure loss and slug frequency of liquid-liquid-gas slug flow in horizontal pipes. **International journal of multiphase flow**, v. 20, n. 2, p. 285-303, 1994.

STRAZZA, D.; GRASSI, B.; DEMORI, M.; FERRARI, V.; POESIO, P. Core-annular flow in horizontal and slightly inclined pipes: Existence, pressure drops, and hold-up. **Chemical Engineering Science**, v. 66, n. 12, p. 2853–2863, 2011.

TAITEL, Y.; BARNEA, D.; DUKLER, A. E. Modeling Flow Pattern Transitions For Steady Upward Gas-Liquid Flow in Vertical Tubes. **AIChE Journal**. v. 26, n. 3, p. 345-354. 1980.

TAITEL, Y.; DUKLER, A. E. A. Model for Predicting Flow Regimes Transitions in Horizontal and Near Horizontal Gas-Liquid Flow. **AIChE Journal**. v. 22, n. 1, p. 47-55. 1976.

TEK, M. R. Multiphase Flow of Water , Oil and Natural Gas Through Vertical Flow Strings. **Journal of Petroleum Technology**. v. 13, p. 1029-1036, 1961.

TRALLERO, J. L. **Oil-Water Flow Patterns in Horizontal Pipes**. Thesis (PhD). The University of Tulsa. Tulsa. Oklahoma. 1995.

TRALLERO, J. L.; SARICA, C., BRILL, J. P. A study of oil/water flow patterns in horizontal pipes. **Society of Petroleum Engineers**, v.12, p. 165-172, 1997

TREVISAN, F.; BANNWART, A C. Three-Phase Flow Patterns and Pressure Drop for Heavy Crude Oil-Water-Gas Horizontal Flow. **Multiphase**, 2006.

VAN'T WESTENDE, J. M. C. **Droplets in annular-dispersed gas-liquid pipe-flows**. Thesis (PhD). TU Delft, Delft University of Technology, 2008.

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

WEGMANN, A.; MELKE, J.; ROHR, P. R.V. Three phase liquid-liquid-gas flows in 5.6 mm and 7 mm inner diameter pipes. **International Journal of Multiphase Flow**, v. 33, n. 5, p. 484–497, 2007.

WOODS, G. S.; SPEDDING, P. L.; WATTERSON, J. K.; RAGHUNATHAN, R. S. Three-phase oil/water/air vertical flow. **Chemical Engineering Research and Design**, v. 76, p. 571-584, 1998.

XU, J.; ZHANG, J.; LIU, H.; WU, Y. Oil–gas–water three-phase upward flow through a vertical pipe: Influence of gas injection on the pressure gradient. **International Journal of Multiphase Flow**, v. 46, p. 1–8, 2012.

ZHANG, H. Q.; SARICA, C.; PEREYRA, E. Review of high-viscosity oil multiphase pipe flow. **Energy and Fuels**, v. 26, n. 7, p. 3979–3985, 2012.

ZUBER, N.; FINDLAY, J. A. Average Volumetric Concentration in Two-Phase Flow Systems. **Journal of Heat Transfer**, v. 87, n.4. 1965.

Apêndice A – Equipamentos

Neste apêndice estão detalhados os principais elementos do aparato experimental bem como informações importantes quanto à operação e controle dos equipamentos. Dados como marcas, modelos, capacidades e precisão são apresentados.

A.1 Medidores de vazão volumétrica de óleo

Os medidores utilizados na linha de óleo, bem como o erro inerente de cada um deles, estão exemplificados pela Tabela A.1.

Tabela A.1 - Descrição dos medidores de vazão de óleo.

Medidor	Faixa de operação l/min(m/s)	Precisão
Oval® M-III LSF45-L	0,042(0,000356) a 8,33(0,0707)	+/- 1% L
Oval® Flowpet EG LS5376-430A	2,5(0,0212) a 106,7(0,906)	+/- 1% L
Oval® Flowpet EG LS5576-430A	6,67(0,0566) a 233,3(1,98)	+/- 1% L
→ L: Leitura		

Para exemplificar cada elemento, as Figuras A.1, A.2 e A.3 ilustram cada elemento descrito na Tabela A.1.

Figura A.1 - Medidor de baixa vazão de óleo Oval® M-III LSF45-L.

Figura A.2 - Medidor de média vazão de óleo Oval® Flowpet EG LS5376-430ª.

Figura A.3 - Medidor de alta vazão de óleo Oval® Flowpet EG LS5576-430ª.

Os medidores apresentados são do tipo engrenagens ovais, cujo princípio de funcionamento consiste na contagem do número de rotações que as engrenagens ovais do sistema sofrem devido ao arrasto provocado pelo fluido.

Como pode se observar, o erro cometido, segundo dados do fabricante, é da ordem de mais ou menos 1% do valor medido. Para a realização da campanha experimental foram realizados testes de calibração com escoamentos monofásicos de óleo, medindo-se a queda de pressão na seção de testes, assim como detalhado na seção validação do aparato experimental (Seção 4.1).

A.2 Medidores de vazão volumétrica de água

Os medidores de vazão de água utilizados na instalação experimental, e o erro inerente de cada um deles, estão exemplificados na Tabela A.2.

Tabela A.2 - Descrição dos medidores de vazão de água.

Medidor	Faixa de operação l/min(m/s)	Acurácia
Badgermeter® OGT HF ½"	1(0,00849) a 35(0,297)	+/- 0,75% L
Oval® Ex-Delta	16,6(0,141) a 1646(13,971)	+/- 1% L
➔ L: Leitura		

O medidor da fabricante Badgermeter® é do tipo engrenagens ovais. Cada elemento citado na Tabela 3.3 está exemplificado pelas Figuras A.4 e A.5.

Figura A.4 - Medidor de vazão Badgermeter® OGT HF ½".

Figura A. 5: Medidor de vazão Oval® Ex-Delta.

O medidor Oval® Ex-Delta é do tipo vórtices (Vortex), cujo princípio de funcionamento consiste na contagem da frequência das esteiras de Von Karman.

Novamente, observa-se que o erro cometido pelos sensores não ultrapassa mais ou menos 1% do valor medido. Testes de calibração dos medidores de vazão de água foram realizados e estão detalhados na Seção 4.1.

A.3 Medidores de vazão volumétrica de ar

A Tabela A.3 contém o detalhamento dos medidores de vazão de ar utilizados na instalação experimental.

Tabela A.3 - Descrição dos medidores de vazão de ar.

Medidor	Faixa de operação l/min(m/s)	Acurácia
Contech® G50 2"	566,7(4,810) a 5666,7(48,100)	+/- 1% L
Contech® G25 1"	141,7(1,203) a 1416,7(12,025)	+/- 1% L
Contech® G9 3/8"	14,2(0,120) a 141,7(1,203)	+/- 1% L
Oval® GAL50	3(0,0254) a 20(0,170)	+/- 1% L
→ L: Leitura		

Os medidores da fabricante Contech® são do tipo turbina, enquanto que o medidor da fabricante Oval® é do tipo engrenagens ovais. A fim de corrigir possíveis erros decorrentes da variação das propriedades do ar devido à variação da pressão e da temperatura, na seção de teste foram utilizados um transdutor diferencial de pressão SMAR de 1,25 a 50 kPa (com incerteza de $\pm 0,075\%$ do fundo de escala) e um termopar tipo K (calibrado entre -0 e 100°C, incerez). No local de medição das vazões de ar também foram instalados transdutores de pressão Danfoss (com precisão mínima de $\pm 3,6\%$ do fundo de escala) e um termopar tipo K.

As Figuras A.6 e A.7 ilustram os medidores de vazão utilizados. Os medidores da fabricante Contech® são visualmente semelhantes sendo representados pela Figura A.6.

Figura A.6 - Medidor de vazão da fabricante Contech®.

Figura A.7 - Medidor de vazão Oval® GAL50.

Conforme Tabela A.3 pode-se observar que os erros segundo dados do fabricante não ultrapassam mais ou menos 1% do valor medido.

A.4 Sistema de suprimento de ar, água e óleo

Para garantir o fluxo das fases utilizadas na instalação experimental, as linhas de óleo e de água possuíam duas bombas centrífugas de deslocamento positivo do tipo parafuso da marca Weahterford® (Figura A.8), e um compressor Schulz® SCP 3030 do tipo parafuso para a linha de ar.

Cada uma das bombas era acionada por um motor elétrico de 15 cv controlado remotamente por um inversor de frequência. Os fluidos de trabalho que alimentavam as bombas ficavam armazenados em dois tanques de estocagem plásticos.

Figura A.8 - Bombas de deslocamento positivo do tipo parafuso Weatherford®.

O reservatório de óleo foi conectado a um sistema de troca de calor da fabricante Mecalor® composto por um termorregulador modelo TMR-M-30/20/220/C, por um chiller modelo MAS-22-RI-220/C e por um trocador de calor do tipo placas. O termorregulador, cujo fluido de trabalho era água, possuía um sistema de aquecimento por resistências elétricas e ao mesmo tempo era alimentado pelo chiller. O termorregulador era conectado ao trocador de calor que por sua vez estava conectado ao reservatório de óleo. Dessa forma, conforme a necessidade de aquecimento ou resfriamento, o termorregulador aquecia (via resistência elétrica) ou resfriava (via chiller) o fluido de trabalho que trocava calor com o óleo de operação. O termorregulador possuía uma potência de aquecimento de aproximadamente 30 kW e operava entre faixas de temperatura de 10°C a 90°C. Já o chiller possuía uma capacidade de resfriamento de aproximadamente 22500 kcal/h e operava entre 5°C e 25°C com temperatura máxima do fluido a ser refrigerado de 42°C. O fluido refrigerante do chiller era R-410A. As Figuras A.9, A.10 e A.11 ilustram cada sistema.

Figura A.9 - Esquema de funcionamento do trocador de calor.

(A)

(B)

Figura A.10 - Termorregulador (A) e chiller (B).

Figura A.11 - Trocador de calor tipo placas.

O compressor de ar (Figura A.12) possuía uma potência de acionamento de 30 cv, pressão nominal de operação de 7 bar e vazão máxima de 3511 l/min (de ar nas condições normais de temperatura e pressão). O compressor alimentava um reservatório de ar (tanque pulmão) que evitava que houvesse grandes variações de pressão e vazão durante os testes realizados em regime permanente. Antes de ser direcionado ao reservatório, o ar comprimido era resfriado em um trocador de calor do tipo casco e tubo. Por fim, o ar era tratado através de filtros SMC® de separação de óleo e umidade.

Figura A.12 - Compressor de ar Schulz® SCP 3030.

Para controle de vazão de óleo e água foram utilizados inversores de frequência controlados remotamente. Baseado nos valores de medição dos medidores de vazão, através do controle da rotação dos motores elétricos que acionavam as bombas, foi possível controlar a vazão de cada fase líquida.

Devido à compressibilidade do ar, não há como realizar o mesmo procedimento de controle de vazão utilizado nas bombas de óleo e de água. Dessa forma, válvulas de acionamento automático (Figura A.13) foram utilizadas para o controle da vazão de ar proveniente do reservatório de ar comprimido. Foram utilizadas três válvulas da fabricante HORA®, duas do modelo MC 100/24 e uma do modelo MC 100/230. Tais válvulas possuíam um atuador linear que controlava a abertura ou o fechamento da válvula. Tais atuadores foram controlados remotamente e retroalimentado pelos medidores de vazão de ar.

Figura A.13 - Válvula de controle automático HORA® MC 100/230.

Todo o controle remoto dos equipamentos foi realizado através do software LabView®.

Após passarem pela linha de teste, a mistura seguia para um sistema de separação composto por dois tanques, um responsável pela separação gás-líquido, e um do tipo placas coalescentes, responsável pela separação dos líquidos (Figura A.14). O ar era liberado para a atmosfera e as fases líquidas já separadas eram direcionadas aos seus respectivos reservatórios por gravidade.

Figura A.14 - Separador óleo-água

A.5 Sistema de aquisição de imagens

Para uma completa caracterização dos padrões de escoamentos observados em todos os testes experimentais realizados, foi utilizada uma câmera de alta velocidade Olympus i-SPEED 3 (Figura A.15) com sensor tipo CMOS com resolução máxima de 1280x1024 pixels e capacidade de gravações à 150000 fps. As capacidades de gravação da câmera utilizada podem ser observadas na Tabela A.4.

Tabela A.4 - Capacidade da câmera utilizada Olympus i-SPEED 3

FPS	Resolução	Nº de quadros	Tempo de filmag.
25	1280x1024	2447	97,88
100	1280x1024	2447	24,47
150	1280x1024	2447	16,313
200	1280x1024	2447	12,235
300	1280x1024	2447	8,157
400	1280x1024	2447	6,118
500	1280x1024	2447	4,894
1000	1280x1024	2447	2,447
1500	1280x1024	2447	1,631
2000	1280x1024	2447	1,224
3000	1068x800	3767	1,25

Optou-se pela utilização de gravações de 1000 a 1500 fps (dependendo da velocidade de mistura do escoamento), pois tais velocidades permitem a captura de grandes detalhes do escoamento como o deslocamento nítido de bolhas e gotas. Além disso, a utilização de tal taxa de captura de imagens permite um período de gravação (1,63 à 2,44s), suficiente para observar por exemplo cerca de 5 a 6 pistões de ar consecutivos em escoamento pistonado.

Figura A.15 - Aparato experimental para filmagem em alta velocidade de padrões de escoamentos

Em todos os pontos experimentais as filmagens foram realizadas após a estabilização do escoamento e imediatamente antes da aquisição de dados de velocidades superficiais, queda de pressão e temperatura. Dessa forma, os padrões de escoamento capturados pelos vídeos representam exatamente os padrões responsáveis pelos dados experimentais coletados.

Apêndice B - Cartas de fluxos teóricas e experimentais

Neste apêndice serão apresentadas as cartas de fluxo descritas na Seção 3.2.1, bem como seu método de cálculo (Apêndice B.1). Além disso, todos os pontos experimentais coletados neste trabalho em escoamentos trifásicos e bifásicos serão expostos em cartas de fluxo.

B.1 Cartas de fluxo desenvolvidas para determinação da matriz de testes e metodologia de cálculo

Para a elaboração das cartas de fluxo construídas para a determinação da matriz de teste, foi necessário realizar cálculos de fração volumétrica fases e do gradiente de pressão total. Para as frações volumétricas de ar foi considerado o modelo homogêneo descrito na Seção 2.4.5. Dessa forma, a fração volumétrica de ar, exposta nos gráficos do Apêndice B.2, foram obtidas através da Equação B.1.

$$\varepsilon_a = \frac{j_a}{j} \quad (\text{B.1})$$

De forma semelhante, as frações volumétricas de água e de óleo foram calculadas conforme as Equações B.2 e B.3, respectivamente.

$$\varepsilon_w = \frac{j_w}{j} \quad (\text{B.2})$$

$$\varepsilon_o = \frac{j_o}{j} \quad (\text{B.3})$$

Para o cálculo do gradiente de pressão total foi utilizado o modelo homogêneo, considerando todos os fluidos incompressíveis e desprezando efeitos aceleracionais (Equação B.4). Além disso, para a aplicação da equação do gradiente de pressão do modelo homogêneo,

considerou-se o escoamento trifásico como escoamento bifásico de ar e de uma pseudofase líquida composta de água e óleo.

$$-\frac{\partial p}{\partial z} = \rho_m g + \frac{2C_f G^2}{\rho_m D} \quad (\text{B.4})$$

Na Equação B.4 o fator de atrito da mistura (tipo Fanning), foi calculado conforme a correlação de Churchill (Equações 2.37, 2.38 e 2.39) que depende da densidade da mistura (ρ_m), da viscosidade da mistura (μ_m), da velocidade superficial da mistura (j) e do diâmetro da tubulação. A viscosidade e a densidade da mistura foram calculadas através de uma ponderação das propriedades da fase gasosa e da pseudofase líquida pelas suas respectivas frações volumétricas obtidas pelo modelo homogêneo, semelhante ao modelo utilizado por Dukler, Wicks e Cleveland (1964) (Equações B.5 e B.6).

$$\rho_m = \varepsilon_a \rho_a + \varepsilon_o \rho_o + \varepsilon_w \rho_w \quad (\text{B.5})$$

$$\mu_m = \varepsilon_a \mu_a + \varepsilon_l \mu_l \quad (\text{B.6})$$

Na Equação B.6, μ_l corresponde a viscosidade aparente do líquido, determinada através do modelo híbrido de Guet et al. (2006) detalhado na Tabela 2.4 da Seção 2.3.3. A fração volumétrica de líquido foi calculada somando-se as frações volumétricas homogêneas da água e do óleo conforme Equação B.7.

$$\varepsilon_l = \varepsilon_o + \varepsilon_w \quad (\text{B.7})$$

As fronteiras dos padrões de escoamento da fase gasosa foram determinadas através do modelo proposto por Taitel, Barnea e Dukler (1980) (Tabela 2.2), aplicado considerando as propriedades da fase líquida descritas anteriormente.

Sendo assim, considerando valores constantes para a fração volumétrica de ar na Equação B.1, para o gradiente de pressão total na Equação B.4, foi possível elaborar os cartas de fluxo expostas pelas Figuras B.1 à B.9 para velocidades superficiais de óleo constantes.

Figura B.1 - Carta de fluxo elaborada antes da realização dos experimentos para determinação dos pontos experimentais a serem coletados ($\mu_o = 100\text{cP}$ e $j_o = 0,1$ m/s).

Figura B.2 - Carta de fluxo elaborada antes da realização dos experimentos para determinação dos pontos experimentais a serem coletados ($\mu_o = 100\text{cP}$ e $j_o = 0,3$ m/s).

Figura B.3 - Carta de fluxo elaborada antes da realização dos experimentos para determinação dos pontos experimentais a serem coletados ($\mu_o = 100\text{cP}$ e $j_o = 0,5$ m/s).

Figura B.4 - Carta de fluxo elaborada antes da realização dos experimentos para determinação dos pontos experimentais a serem coletados ($\mu_o = 220\text{cP}$ e $j_o = 0,1$ m/s).

Figura B.5 - Carta de fluxo elaborada antes da realização dos experimentos para determinação dos pontos experimentais a serem coletados ($\mu_o = 220\text{cP}$ e $j_o = 0,3 \text{ m/s}$).

Figura B.6: Carta de fluxo elaborada antes da realização dos experimentos para determinação dos pontos experimentais a serem coletados ($\mu_o = 220\text{cP}$ e $j_o = 0,5 \text{ m/s}$).

Figura B.7 - Carta de fluxo elaborada antes da realização dos experimentos para determinação dos pontos experimentais a serem coletados ($\mu_o = 325\text{cP}$ e $j_o = 0,1$ m/s).

Figura B.8 - Carta de fluxo elaborada antes da realização dos experimentos para determinação dos pontos experimentais a serem coletados ($\mu_o = 325\text{cP}$ e $j_o = 0,3$ m/s).

Figura B.9 - Carta de fluxo elaborada antes da realização dos experimentos para determinação dos pontos experimentais a serem coletados ($\mu_o = 325\text{cP}$ e $j_o = 0,5$ m/s).

B.2 Pontos experimentais coletados em escoamentos trifásicos óleo-água-ar

Figura B.10 - Pontos experimentais coletados em escoamentos trifásicos com $\mu_o = 100\text{cP}$ e $j_o = 0,1$ m/s.

Figura B.11 - Pontos experimentais coletados em escoamentos trifásicos com $\mu_o = 100\text{cP}$ e $j_o = 0,3$ m/s.

Figura B.12 - Pontos experimentais coletados em escoamentos trifásicos com $\mu_o = 100\text{cP}$ e $j_o = 0,5 \text{ m/s}$.

Figura B.13 - pontos experimentais coletados em escoamentos trifásicos com $\mu_o = 220\text{cP}$ e $j_o = 0,1 \text{ m/s}$.

Figura B.14 - pontos experimentais coletados em escoamentos trifásicos com $\mu_o = 220\text{cP}$ e $j_o = 0,3 \text{ m/s}$.

Figura B.15 - pontos experimentais coletados em escoamentos trifásicos com $\mu_o = 220\text{cP}$ e $j_o = 0,5 \text{ m/s}$.

Figura B.16 - pontos experimentais coletados em escoamentos trifásicos com $\mu_o = 325\text{cP}$ e $j_o = 0,1 \text{ m/s}$.

Figura B.17 - pontos experimentais coletados em escoamentos trifásicos com $\mu_o = 325\text{cP}$ e $j_o = 0,3 \text{ m/s}$.

B.3 Pontos experimentais coletados em escoamentos bifásicos óleo-ar

Figura B.18 - pontos experimentais coletados em escoamentos bifásicos óleo-ar com $\mu_o = 100$ cP.

Figura B.19 - pontos experimentais coletados em escoamentos bifásicos óleo-ar com $\mu_o = 220$ cP.

Figura B.20 - pontos experimentais coletados em escoamentos bifásicos óleo-ar com $\mu_o = 325$ cP.

Apêndice C - Análises de incertezas por amostragem simples

Em estudos experimentais é de grande utilidade ter conhecimento sobre as incertezas dos dados coletados e parâmetros calculados, pois são elas que permitem concluir se qualquer análise ou suposição realizada é confiável. Em diversas ocasiões, medições são realizadas com o intuito de se obter determinado parâmetro que é função das medições obtidas. Cada instrumento de medição possui determinado erro de medida e portanto o parâmetro calculado também possuirá. A consideração da propagação de cada erro sobre um determinado parâmetro, processo intitulado de análise de incertezas, é o principal tema desta seção, que esta baseada no trabalho de Moffat (1985).

Experimentos realizado por amostragem simples são aqueles nos quais cada ponto experimental é coletado uma única vez (ou pouquíssimas vezes). Conforme observado por Mendes (2012), os trabalhos experimentais realizados em mecânica dos fluidos, transferência de calor e termodinâmica são do tipo amostragem simples. Para tal metodologia experimental deve-se realiza uma análise de incertezas demonstrada a seguir.

Segundo Moffat (1985), para a realização de uma análise de incertezas, deve-se ter em mãos, antes de mais nada, a incerteza do valor medido e o próprio valor medido. A representação desses dois elementos pode ser realizada conforme a Equação C.1.

$$Y_i = \bar{Y}_i \pm \delta Y_i \quad (20/1) \quad (C.1)$$

Onde $\bar{Y}_i$ é o valor medido, δY_i é a incerteza da medição e Y_i é o valor medido com sua incerteza. O valor (20/1) significa que na abordagem realizada considera-se que a chance da incerteza de Y_i ser menor que δY_i é de 95%.

Em geral, através dos dados experimentais, são obtidos parâmetros ou resultados (R) que podem ser expressos em função de dados experimentais, conforme a Equação C.2.

$$R = k(Y_1, Y_2, \dots, Y_n) \quad (C.2)$$

A incerteza para um resultado (R) calculado em função de $Y_1, Y_2, \dots, Y_n$ pode ser expresso conforme a Equação C.3.

$$\delta R = \left[\sum_{i=1}^n \left(\frac{\partial k}{\partial Y_i} \delta Y_i \right)^2 \right]^{1/2} \quad (\text{C.3})$$

Muitas vezes é de grande utilidade expressar as incertezas dos resultados relativamente ao valor medido. Dessa forma a equação C.3 toma a forma da Equação C.4.

$$\frac{\delta R}{R} = \left[\sum_{i=1}^n \left(\frac{Y_i}{R} \frac{\partial k}{\partial Y_i} \frac{\delta Y_i}{Y_i} \right)^2 \right]^{1/2} \quad (\text{C.4})$$

Expressando em termo de incerteza relativa (u), a Equação C.4 pode ser reescrita conforme a Equação C.5.

$$u_R = \left[\sum_{i=1}^n \left(\frac{Y_i}{R} \frac{\partial k}{\partial Y_i} u_{Y_i} \right)^2 \right]^{1/2} \quad (\text{C.5})$$

Para que a análise realizada seja válida, as seguintes condições necessitam ser cumpridas:

- ✓ Cada uma das medições é independente das demais;
- ✓ Os dados medidos devem pertencer à uma população Gaussiana;
- ✓ A incerteza de cada variável é expressa com a mesma probabilidade;

Dessa forma, através da Equação C.5 é possível calcular a incerteza relativa do resultado com os valores conhecidos das incertezas relativas das variáveis envolvidas.

C.1 Incerteza das frações volumétricas

O cálculo das frações volumétricas pode ser realizado conforme as expressões da Tabela 3.6. Além disso, ao longo de toda descrição do aparato experimental as incertezas de cada equipamento foram evidenciadas, permitindo o cálculo de incerteza.

Aplicando-se a teoria de análises de incertezas proposto por Moffat (1985) nas equações de obtenção de fração volumétricas expressas na Tabela 3.6 (Seção 3.2.3), obtêm-se as incertezas referente às frações volumétricas de água, óleo e ar conforme Equações C.6, C.8 e C.10 respectivamente.

Incerteza da fração volumétrica de água:

$$u_{\varepsilon_w} = \sqrt{K1} \quad (C.6)$$

Onde,

$$K1 = \left(\frac{h_w}{\varepsilon_w} \frac{\partial \varepsilon_w}{\partial h_w} u_{hw} \right)^2 + \left(\frac{h_t}{\varepsilon_w} \frac{\partial \varepsilon_w}{\partial h_t} u_{ht} \right)^2 \quad (C.7)$$

Incerteza da fração volumétrica de óleo:

$$u_{\varepsilon_o} = \sqrt{K2} \quad (C.8)$$

Onde:

$$\begin{aligned} K2 = & \left(\frac{h_w}{\varepsilon_o} \frac{\partial \varepsilon_o}{\partial h_w} u_{hw} \right)^2 + \left(\frac{h_{gi}}{\varepsilon_o} \frac{\partial \varepsilon_o}{\partial h_{gi}} u_{hgi} \right)^2 + \left(\frac{h_t}{\varepsilon_o} \frac{\partial \varepsilon_o}{\partial h_t} u_{ht} \right)^2 + \left(\frac{P_{SM}}{\varepsilon_o} \frac{\partial \varepsilon_o}{\partial P_{SM}} u_{PSM} \right)^2 + \\ & + \left(\frac{P_{atm}}{\varepsilon_o} \frac{\partial \varepsilon_o}{\partial P_{atm}} u_{Patm} \right)^2 + \left(\frac{\rho_o}{\varepsilon_o} \frac{\partial \varepsilon_o}{\partial \rho_o} u_{\rho o} \right)^2 + \left(\frac{\rho_w}{\varepsilon_o} \frac{\partial \varepsilon_o}{\partial \rho_w} u_{\rho w} \right)^2 \end{aligned} \quad (C.9)$$

Incerteza da fração volumétrica de ar:

$$u_{\varepsilon_a} = \sqrt{K3} \quad (C.10)$$

Onde:

$$\begin{aligned} K3 = & \left(\frac{h_w}{\varepsilon_a} \frac{\partial \varepsilon_a}{\partial h_w} u_{hw} \right)^2 + \left(\frac{h_{gi}}{\varepsilon_a} \frac{\partial \varepsilon_a}{\partial h_{gi}} u_{hgi} \right)^2 + \left(\frac{h_t}{\varepsilon_a} \frac{\partial \varepsilon_a}{\partial h_t} u_{ht} \right)^2 + \left(\frac{P_{SM}}{\varepsilon_a} \frac{\partial \varepsilon_a}{\partial P_{SM}} u_{PSM} \right)^2 + \\ & + \left(\frac{P_{atm}}{\varepsilon_a} \frac{\partial \varepsilon_a}{\partial P_{atm}} u_{Patm} \right)^2 + \left(\frac{\rho_o}{\varepsilon_a} \frac{\partial \varepsilon_a}{\partial \rho_o} u_{\rho o} \right)^2 + \left(\frac{\rho_w}{\varepsilon_a} \frac{\partial \varepsilon_a}{\partial \rho_w} u_{\rho w} \right)^2 \end{aligned} \quad (C.11)$$

Como é possível observar, as incertezas relativas ao valor medido das frações volumétricas de água e de óleo dependem intimamente do valor medido das variáveis.

Como se observa pelas equações descritas anteriormente para a determinação das incertezas das frações volumétricas são necessários somente os valores das grandezas medidas e suas respectivas incertezas. Os cálculos das Equações C.6, C.7, C.8, C.9, C.10 e C.11 forma todos realizados em software EES que permite a utilização da técnica descrita por Moffat

(1985) automaticamente. Os valores das incertezas obtidas para cada valor medido são apresentados na Figura C.1.

Figura C.1 – Incertezas (relativas aos valores medidos) e valores medidos (A) e histograma com a frequência de cada faixa de incerteza dos valores medidos de frações volumétrica (B).

C.2 Incerteza das velocidades superficiais

Pela Seção 3.2.4 é possível observar que as velocidades superficiais de água e de óleo possuem menos incertezas envolvidas do que a velocidade superficial de ar em virtude de serem substâncias consideradas incompressíveis. Através das Equações 3.11, 3.13 e 3.14, e através da metodologia proposta por Moffat (1985) é possível obter as incertezas das velocidades superficiais de água, óleo e ar conforme as Equações C.12, C.14 e C.16 respectivamente.

Incerteza da fração volumétrica de água:

$$u_{j_w} = \sqrt{L1} \quad (C.12)$$

Onde,

$$L1 = \left(\frac{Q_w}{j_w} \frac{\partial j_w}{\partial Q_w} u_{Q_w} \right)^2 \quad (C.13)$$

Incerteza da fração volumétrica de óleo:

$$u_{j_o} = \sqrt{L2} \quad (C.14)$$

Onde,

$$L2 = \left(\frac{Q_o}{j_o} \frac{\partial j_o}{\partial Q_o} u_{Q_o} \right)^2 \quad (C.15)$$

Incerteza da fração volumétrica de ar:

$$u_{j_a} = \sqrt{L3} \quad (C.16)$$

Onde:

$$L3 = \left(\frac{P_{mont}}{j_a} \frac{\partial j_a}{\partial P_{mont}} u_{P_{mont}} \right)^2 + \left(\frac{P_{sec}}{j_a} \frac{\partial j_a}{\partial P_{sec}} u_{P_{sec}} \right)^2 + \left(\frac{T_{sec}}{j_a} \frac{\partial j_a}{\partial T_{sec}} u_{T_{sec}} \right)^2 + \left(\frac{T_{mont}}{j_a} \frac{\partial j_a}{\partial T_{mont}} u_{T_{mont}} \right)^2 + \left(\frac{Q_a}{j_a} \frac{\partial j_a}{\partial Q_a} u_{Q_a} \right)^2 \quad (C.17)$$

Percebe-se que as velocidades superficiais de água e óleo dependem apenas da incerteza de seus respectivos medidores de vazão, uma vez que foi considerado que a área da tubulação possuía constante com incerteza desprezível. Já a velocidade superficial de ar depende intimamente do estado termodinâmico do ar antes e depois dos bocais injetores. Os cálculos das Equações C.12, C.13, C.14, C.15, C.16 e C.17 foram todos realizados em software EES que permite a utilização da técnica descrita por Moffat (1985) automaticamente. Os valores das incertezas obtidas para cada valor medido são apresentados na Figura C.2.

Figura C.2 – Incertezas (relativas aos valores medidos) e valores medidos (A) e histograma com a frequência de cada faixa de incerteza dos valores medidos de velocidades superficiais (B).

C.3 Incerteza dos gradiente de pressão

Através das análises realizadas na Seção 3.2.2, da Equação 3.4 e do trabalho desenvolvido por Moffat (1985) é possível obter a incerteza da medição do gradiente de pressão total através das Equações C.18 e C.19.

$$u_{dP/dz} = \sqrt{M1} \quad (C.18)$$

Onde:

$$M1 = \left(\frac{P_1 - P_2}{dP/dz} \frac{\partial dP/dz}{\partial P_1 - P_2} u_{P_1 - P_2} \right)^2 + \left(\frac{H}{dP/dz} \frac{\partial dP/dz}{\partial H} u_H \right)^2 + \left(\frac{\rho_w}{dP/dz} \frac{\partial dP/dz}{\partial \rho_w} u_{\rho_w} \right)^2 \quad (C.19)$$

Assim como nos casos anteriores, os cálculos das Equações C.18 e C.19 foram todos realizados em software EES que permite a utilização da técnica descrita por Moffat (1985) automaticamente. Os valores das incertezas obtidas para cada valor medido são apresentados na Figura C.3.

Figura C.3 – Incertezas (relativas aos valores medidos) e valores medidos (A) e histograma com a frequência de cada faixa de incerteza dos valores medidos de gradientes de pressão (B).

C.4 Incerteza de outras variáveis

Através da metodologia descrita por Moffat (1985) e seguindo os exemplos de cálculo das incertezas das frações volumétricas, velocidades superficiais e gradiente de pressão, é possível realizar a propagação de incertezas para outras variáveis como velocidades *in situ*, fatores de redução e desempenho e deslizamento entre as fases. Os cálculos das incertezas foram realizados através do software EES.

Apêndice D - Propriedades dos fluidos

As propriedades do óleo utilizado foram levantadas utilizando um reômetro da marca Brookfield (modelo LVDV III). O princípio de funcionamento de tal dispositivo é medir a viscosidade através da medição do torque necessário para girar dois cilindros concêntricos imensos no fluido analisado em uma determinada velocidade angular. Variando-se a velocidade angular do cilindro concêntrico também é possível verificar se o fluido comporta-se com um fluido Newtoniano. Como se observa pela Figura D.1 o óleo utilizado comporta-se como fluido Newtoniano (fluido o qual a taxa de deformação é proporcional à tensão cisalhante) em diferentes temperaturas.

Figura D.1 - Comportamento como fluido newtoniano do óleo utilizado

Também foi verificado a variação da viscosidade do óleo utilizado com a temperatura de 10 à 50 °C. Foram realizadas verificações antes e depois da realização da campanha experimental, a fim de se detectar possíveis variações das propriedades do óleo em virtude da formação de emulsões. Pelas curvas apresentadas na Figura D.2 observa-se que a viscosidade do óleo possui um decaimento exponencial com a temperatura. Além disso, nota-se que não houve variações significativas da viscosidade do óleo antes e depois da campanha experimental. Ou seja, pode-se considerar que as propriedades do óleo durante a campanha experimental permaneceram constantes.

Figura D.2 - Variação da viscosidade do óleo com a temperatura.

Para cada ponto experimental foram coletados dados referentes à temperatura da seção de testes. Através dessa temperatura e pelas curvas obtidas pela Figura D.2, obteve-se a viscosidade do óleo em cada ponto experimental. A distribuição das viscosidades obtidas em cada condição de temperatura do óleo utilizada durante os testes pode ser observada pela Figura D.3.

Figura D.3 - Distribuição das viscosidades de óleo utilizadas nos experimentos em diferentes temperaturas.

Observa-se que aproximadamente 50% dos pontos experimentais coletados em cada condição possuem exatamente a viscosidades apresentadas (100 cP, 220 cP e 325 cP). As variações de viscosidades apresentadas são inerentes às características da instalação experimental, uma vez que, em temperatura ambiente (óleo de 220 cP), situação a qual não foi utilizado o trocador de calor, houve uma variação da viscosidade de cerca de 60 cP.

Para uma completa caracterização do óleo utilizado foi elaborada a Figura D.4 que exemplifica a variação da densidade do óleo com a temperatura. Tal medição foi feita antes de cada ponto experimental, através da medição da coluna hidrostática de óleo através de sensores diferenciais de pressão de elevada precisão ($\pm 4,5$ Pa). Dessa forma, a Figura D.4 ilustra a média e a variação da densidade em cada temperatura trabalhada. Os valores de densidade de óleo utilizados nas análises dos dados experimentais foram aqueles coletados individualmente em cada ponto experimental.

Figura D.4 - Variação da densidade do óleo com a temperatura.

Percebe-se que com o aumento da temperatura há uma diminuição da densidade do óleo. Nos experimentos realizados houve uma diferença máxima de densidade de $37,2 \text{ kg/m}^3$.

Para a água utilizada considerou-se uma viscosidade de $0,001 \text{ Pa.s}$ (verificada em um reômetro à temperatura de $25 \text{ }^\circ\text{C}$). Já a densidade da água foi mensurada através de várias medições de massa (em balança de precisão) e volume (em pipeta graduada) obtendo-se o valor de $991 \pm 6 \text{ kg/m}^3$.