UNIVERSIDADE DE SÃO PAULO
ESCOLA DE ENGENHARIA DE SÃO CARLOS

IARA HERNANDEZ RODRIGUEZ

ESTUDO EXPERIMENTAL E MODELAGEM DO ESCOAMENTO DE
EMULSÃO INVERSA EM TUBULAÇÕES

São Carlos

2014

IARA HERNANDEZ RODRIGUEZ

ESTUDO EXPERIMENTAL E MODELAGEM DO ESCOAMENTO DE
EMULSÃO INVERSA EM TUBULAÇÕES

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

Programa: Engenharia Mecânica

Área de concentração: Térmica e Fluidos

Orientador: Prof. Dr. Oscar Mauricio Hernandez Rodriguez

Coorientador: Prof. Dr. Paulo Seleglim Júnior

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

São Carlos

2014

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.

Hernandez Rodriguez, Iara
H696e   Estudo experimental e modelagem do escoamento de
emulsão inversa em tubulações / Iara Hernandez
Rodriguez; orientador Oscar Mauricio Hernandez
Rodriguez; coorientador Paulo Seleglim Júnior . São
Carlos, 2014.

Tese (Doutorado) - Programa de Pós-Graduação em
Engenharia Mecânica e Área de Concentração em Térmica e
Fluídos -- Escola de Engenharia de São Carlos da
Universidade de São Paulo, 2014.

1. Escoamento líquido-líquido. 2. Dispersão
óleo-água. 3. Redução de atrito . 4. Gradiente de
pressão . 5. Emulsão inversa. 6. Filme líquido. I.
Título.

FOLHA DE JULGAMENTO

Candidata: Engenheira **IARA HERNANDEZ RODRIGUEZ**.

Título da tese: "Estudo experimental e modelagem do escoamento de emulsão inversa em tubulações".

Data da defesa: 18/11/2014

Comissão Julgadora:

Resultado:

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

Aprovada

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

Aprovada

Prof. Associado **Jorge Luis Baliño**
(Escola Politécnica/EP-USP)

APROVADA

Prof. Dr. **Luis Fernando Alzuguir Azevedo**
(Pontifícia Universidade Católica do Rio de Janeiro/PUC-Rio)

Aprovada.

Dr. **Roberto Carlos Gonçalves de Oliveira**
(PETROBRAS)

APROVADA

Coordenador do Programa de Pós-Graduação em Engenharia Mecânica:
Prof. Associado **Marcelo Areias Trindade**

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

Aos meus pais, Rosalba e Oscar Saúl.

Agradecimentos

À minha mãe e ao meu pai, pelo seu amor, dedicação, pelo exemplo de vida e valiosos ensinamentos que guardarei para sempre.

À minha família, pelo incentivo e apoio durante essa árdua jornada.

Ao Jonas, pela presença constante em minha vida, pelo carinho e paciência nos momentos mais difíceis. Sem você, meu companheiro de todas as horas, a conclusão desta importante etapa não teria sido possível, muito obrigada.

Ao Oscar, pela oportunidade, motivação, confiança e por direcionar o caminho da minha pesquisa através de seus ensinamentos. Gostaria de reconhecer sua competência e dedicação à vida acadêmica e científica, e valorizar todos os logros alcançados em sua trajetória profissional.

A Luis Enrique Ortiz Vidal, pela amizade e pelas valiosas discussões.

Aos colegas Hugo F. Velasco Peña e Adriana Bonilla, pelo trabalho em equipe, imprescindível para a realização deste trabalho e pela amizade.

A todos os colegas do Laboratório de Engenharia Térmica e Fluidos (LETeF), em especial os do Grupo de Escoamento Multifásico.

Aos queridos amigos que fizeram parte desta longa caminhada, Evelise, Simone, Márcia, Analice, Marina, Rita, Sávider, Cléber, Fernanda Olegário, Ernesto, Jaqueline Diniz e Daniela. Obrigada pela amizade e pelos bons momentos.

Aos professores do LETeF, em especial, o professor Paulo Seleghim Júnior pela sua colaboração ao longo do projeto.

Ao corpo técnico do laboratório, em especial Hélio J. D. Trebi e José Bogni pela imprescindível ajuda na montagem e construção do aparato experimental.

À Shell na Holanda pela oportunidade do estágio. Ao professor Ruud Henkes, a Hans den Boer e Alex Groen pelo apoio e orientação durante minha estadia na Holanda. Ao corpo técnico da Shell em Rijswijk: Marcel Best, Alex Schwing, Arno van der Handel e Danny Kromjongh, pela sua importante ajuda no planejamento e realização dos experimentos no circuito DONAU.

À FAPESP, pelo suporte financeiro no desenvolvimento deste trabalho.

“Nunca tenha certeza de nada, porque a sabedoria começa com a dúvida.”

Freud

Resumo

RODRIGUEZ, I. H. **Estudo experimental e modelagem do escoamento de emulsão inversa em tubulações**. 2014. 206 f. Tese (Doutorado) – Departamento de Engenharia Mecânica, Escola de Engenharia de São Carlos, Universidade de São Paulo, São Carlos, 2014.

O escoamento líquido-líquido, em especial o escoamento óleo-água, vem atraindo a atenção de pesquisadores devido à alta demanda pelo combustível fóssil no atual cenário petrolífero mundial e nacional. Os desafios tecnológicos colocados pelas descobertas de reservas de óleos pesados e altamente viscosos consideram, em especial, a preocupação por minimizar as perdas energéticas nas linhas. Emulsões inversas ou dispersões óleo-em-água, na qual o óleo se encontra disperso de maneira uniforme em água, caracteriza-se pela baixa viscosidade aparente, tornando-se um tipo de emulsão desejável em algumas etapas do transporte de petróleo. Esses fatos tornam essencial o estudo deste tipo de padrão para o dimensionamento e operação ótima de dutos de produção de petróleo. Contudo, não existe ainda um número abrangente de trabalhos sobre padrão disperso líquido-líquido, ao comparar com escoamento em fases separadas. Trabalhos sobre dispersões têm reportado redução de atrito sem a adição de substâncias químicas em regime turbulento. No entanto, não há ainda um entendimento satisfatório do fenômeno. Na maioria dos trabalhos, sendo quase todos realizados com óleos leves e pouco viscosos, a redução é reportada em dispersões água-em-óleo, com escassos trabalhos reportando o fenômeno em dispersões óleo-em-água. A pesquisa realizada tratou do estudo experimental e teórico de dispersões óleo-em-água em tubulações. O escoamento foi caracterizado a partir da obtenção de dados de *holdup*, gradiente de pressão por fricção, distribuição das fases e padrão de escoamento. Uma teoria foi proposta para explicar a redução de atrito detectada neste trabalho, baseada na existência de um filme fino de água que escoava em contato com a parede do tubo, a baixos números de Reynolds, evitando o contato direto do núcleo turbulento (mistura bifásica) com a parede do tubo. O referido filme líquido foi detectado e quantificado utilizando-se técnica visual. Além disso, um modelo dinâmico baseado na teoria de lubrificação hidrodinâmica foi desenvolvido como tentativa de explicar a formação do filme líquido parietal no escoamento turbulento de dispersões óleo-água.

Palavras-chave: Escoamento líquido-líquido, Escoamento disperso óleo-água, Redução de atrito, Gradiente de pressão, dispersões óleo-água, Filme líquido.

Abstract

RODRIGUEZ, I. H. **Experimental study and modeling of flow of inverse emulsion in pipes**. 2014. 206 f. Tese (Doutorado) – Departamento de Engenharia Mecânica, Escola de Engenharia de São Carlos, Universidade de São Paulo, São Carlos, 2014.

Liquid-liquid flow, especially oil-water flow, has attracted the attention of researchers due to the high demand for petroleum in the current global scenario. The discovery of reserves of heavy and highly viscous oils creates new challenges which are mainly concerned with reducing the significant pressure drop in pipes. Inverse emulsion or oil-in-water dispersions in which the oil is dispersed in water is characterized by its low effective viscosity, making it a desirable type of emulsion in some steps of oil production. These facts make the study of dispersed liquid-liquid flow essential for the design and optimal operation of oil pipelines. However, the studies on such flow pattern are scanty in comparison to those on separate flows, as stratified and annular flow patterns. Drag reduction in oil-water turbulent flow without the addition of any chemical substance has been reported in some studies. This phenomenon has received increasing attention in recent years, because there is not a satisfactory understanding of its dynamics yet. Most studies, almost all using light oils, report drag reduction in dispersion of water-in-oil, with few studies reporting the phenomenon in oil-in-water dispersions. This research comprises an experimental and theoretical study on oil-in-water dispersions in pipes. Pressure gradient, *holdup*, phase distribution and flow patterns data were obtained to characterize the two-phase flow. A theory was proposed to explain the drag reduction detected in this work, based on the existence of a thin water film flowing in contact with the pipe wall at low Reynolds numbers, avoiding contact between the turbulent core (mixture) and the pipe wall. The liquid film was detected and quantified using visual technique. In addition, a dynamic model based on the hydrodynamic lubrication theory was developed as an attempt to explain the formation of the liquid film.

Keywords: Liquid-liquid flow, Dispersed flow, Drag reduction, Pressure gradient, Oil-water dispersions, Liquid film.

Lista de Figuras

Figura 2.1 – Padrões de escoamento observados por Trallero (1995).....	37
Figura 2.2 – Padrões de escoamento observados por Nädler e Mewes (1995).	37
Figura 2.3 – Padrões de escoamento observados por Elseth (2001).	38
Figura 2.4 – Viscosidade relativa em função da fração da fase dispersa (PAL, 2007).	43
Figura 3.1 – Esquema do circuito experimental do LETeF.....	54
Figura 3.2 – Bombas helicoidais de alimentação de água e óleo.	55
Figura 3.3 – Separador de água e óleo do tipo placas coalescentes.	56
Figura 3.4 – Medidores de vazão de água: (a) Altas vazões; (b) Baixas vazões.....	56
Figura 3.5 – Medidores de vazão de óleo: (a) Altas vazões; (b) Baixas vazões.	57
Figura 3.6 – Suportes dos tubos e uniões utilizados na seção de teste.	58
Figura 3.7 – Misturador óleo-água em “Y”.....	59
Figura 3.8 – Tubulações de acrílico e vidro de 12 m instaladas sobre a estrutura metálica inclinável.	59
Figura 3.9 – Transdutor de pressão diferencial da marca Validyne (www.Validyne.com).	60
Figura 3.10 – Esquema do arranjo de válvulas.....	61
Figura 3.11 – Representação esquemática de um sensor <i>wire-mesh</i> 4 x 4.	63
Figura 3.12 – Sensor do tipo <i>wire-mesh</i> (configuração 8 x 8).	63
Figura 3.13 – Peças utilizadas para fabricação do flange.....	63
Figura 3.14 – Detalhes da montagem do flange.	64
Figura 3.15 – Sensor <i>wire-mesh</i> instalado na linha de teste de acrílico.	64
Figura 3.16 – Interface do programa de aquisição e controle em plataforma LabVIEW®.	65
Figura 3.17 – Carta de fluxo para escoamento água e óleo na horizontal para tubulação de 26 mm de diâmetro e fluidos de teste do LETeF.	66
Figura 3.18 – Esquema do sistema <i>bypass</i>	69
Figura 3.19 – Tubulação de vidro vertical de 50 mm de diâmetro.....	70
Figura 3.20 – Carta de fluxo para escoamento água e óleo na vertical em tubulação de 50 mm de diâmetro, Rodriguez e Castro (2014).	71
Figura 3.21 – Seção de testes do circuito DONAU.....	72
Figura 3.22 – Diagrama esquemático do circuito experimental: (a) Seção de mistura; (b) Seção de testes e equipamentos: GD=Densitômetro gama, PT=Transmissor de pressão, TT=Transmissor de temperatura, DT=Medidor de densidade, FT=Medidor de vazão, dPT=Transdutor de pressão diferencial.....	73
Figura 3.23 – Diagrama esquemático do separador de placas coalescentes e tanque de armazenamento de óleo, água e gás.	74
Figura 3.24 – Foto do separador de óleo, água e gás.....	74
Figura 3.25 – Fonte de radiação gama instalada na seção de teste.....	75
Figura 3.26 – Sensor <i>wire-mesh</i> (configuração 16 x 16).....	76
Figura 3.27 – Instalação do sensor na tubulação de aço inox do circuito DONAU.....	76
Figura 3.28 – Localização do sensor <i>wire-mesh</i> , seção transparente e densitômetro gama na tubulação de aço de 82,8 mm de diâmetro.	77
Figura 3.29 – Carta de fluxo para água e óleo na horizontal, Shell Rijswijk (RODRIGUEZ; OLIEMANS, 2006).	78
Figura 3.30 – Diagrama esquemático de um sensor 4 x 4. Figura adaptada de Silva (2008).	79
Figura 3.31 – Circuito de medição para um ponto de cruzamento.....	81

Figura 3.32 – Fração local de óleo em função da permissividade relativa da mistura para diferentes modelos de permissividade ($k_o = 3,5$ e $k_w = 78,3$).	86
Figura 3.33 – Fração local de óleo em função da permissividade relativa complexa da mistura para diferentes modelos de permissividade ($\hat{k}_o = 3 - j0$ e $\hat{k}_w = 79 - j7,4059 \times 10^3$, a 41 °C).	86
Figura 3.34 – Coeficientes de peso, $w(i, j)$, para o cálculo das frações médias de óleo na seção transversal.	87
Figura 3.35 – (a) Padrão quadriculado; (b) Peça de acrílico com o padrão; (c) Peça de acrílico com furos para inserção do padrão.	89
Figura 3.36 – Bloco de acrílico com o padrão inserido.	90
Figura 3.37 – Seção de visualização instalada na tubulação de acrílico de 26 mm de diâmetro.	90
Figura 3.38 – Seção de visualização, sistema de iluminação e câmera.	91
Figura 3.39 – Seção de visualização e padrão de 0,2 mm, à esquerda, com o tubo preenchido com água.	92
Figura 3.40 – Fluxograma do algoritmo para cálculo da espessura do filme.	92
Figura 3.41 – Exemplo de segmentação: (a) Imagem original em 256 tons de cinza; (b) Imagem segmentada. Gomes (2001).	93
Figura 3.42 – (a) Imagem original do escoamento óleo-água; (b) Imagem recortada.	94
Figura 3.43 – (a) Histograma; (b) Imagem após pré-processamento (corte e aplicação de filtro); (c) Imagem segmentada.	95
Figura 4.1 – Padrões de escoamento óleo-água em tubulação horizontal de acrílico: (a) $U_{ws} = 2,5$ m/s, $U_{os} = 1,2$ m/s; (b) $U_{ws} = 2,5$ m/s, $U_{os} = 0,8$ m/s; (c) $U_{ws} = 2,0$ m/s, $U_{os} = 0,4$ m/s; (d) $U_{ws} = 1,2$ m/s, $U_{os} = 0,9$ m/s; (e) $U_{ws} = 0,95$ m/s, $U_{os} = 0,7$ m/s.	99
Figura 4.2 – Padrões de escoamento óleo-água observados em tubulação horizontal de acrílico em função das velocidades superficiais de água e óleo.	100
Figura 4.3 – Fator DRP em função da fração de injeção de óleo para velocidades superficiais altas de água.	101
Figura 4.4 – Fator DRP em função da fração de injeção de óleo para velocidades superficiais baixas de água.	102
Figura 4.5 – Comparação entre o fator DRP obtido em tubulação de acrílico e vidro para duas velocidades superficiais de água: (a) $U_{ws} = 2,5$ m/s; (b) $U_{ws} = 2$ m/s.	103
Figura 4.6 – Viscosidade relativa em função da fração de injeção de óleo para três velocidades superficiais de água.	105
Figura 4.7 – Viscosidade relativa prevista pelo modelo de Pal (2007) em função da fração de óleo para as dispersões óleo-água estudadas no presente trabalho.	106
Figura 4.8 – Comparação entre a fração de injeção de óleo obtida através do modelo homogêneo e a fração volumétrica <i>in situ</i> obtida pela técnica das válvulas de fechamento rápido.	107
Figura 4.9 – Deslizamento em função da fração de injeção de óleo para diferentes velocidades superficiais de água.	109
Figura 4.10 – Comparação entre a fração volumétrica <i>in situ</i> de óleo obtida pelo sensor <i>wire-mesh</i> (Modelo Séries) e a obtida pelas válvulas de fechamento rápido para frações de injeção de óleo entre 0,14 e 0,31.	110
Figura 4.11 – Comparação entre a fração volumétrica <i>in situ</i> de óleo obtida pelo sensor (Modelo Maxwell-Garnett) e a obtida pelas válvulas de fechamento rápido para frações de injeção de óleo entre 0,38 e 0,5.	110

Figura 4.12 – Imagens tomográficas da seção transversal do escoamento obtidas com o sensor <i>wire-mesh</i> e imagens obtidas pela câmera para as seguintes condições: (a) $U_{ws} = 2,5$ m/s, $U_{os} = 0,8$ m/s; (b) $U_{ws} = 1,2$ m/s, $U_{os} = 0,6$ m/s; (c) $U_{ws} = 1,2$ m/s, $U_{os} = 0,9$ m/s.	112
Figura 4.13 – Esquema do sistema para medição da queda de pressão em escoamento vertical.	113
Figura 4.14 – Fator <i>DRP</i> em função da velocidade de mistura para experimentos em tubulação vertical de vidro de 50 mm de diâmetro.	115
Figura 4.15 – Fator <i>DRP</i> em função da fração de injeção de óleo para quatro velocidades superficiais de água.	117
Figura 4.16 – Comparação entre a densidade da mistura prevista pelo modelo homogêneo, ρ_m , e a densidade da mistura obtida experimentalmente com o densitômetro gama, $\rho_{m,exp}$	118
Figura 4.17 – Comparação entre a fração volumétrica <i>in situ</i> de água obtida por densitometria de raios gama, $\varepsilon_{w,dens}$, e a fração de água prevista pelo modelo homogêneo, C_w	120
Figura 4.18 – Comparação entre a fração volumétrica <i>in situ</i> de óleo obtida pelo sensor <i>wire-mesh</i> e a obtida por densitometria de raios gama para padrão disperso e estratificado óleo-água salgada.	121
Figura 4.19 – Distribuição média no tempo da fração de óleo na seção transversal obtida com o sensor <i>wire-mesh</i> para escoamento disperso água salgada-óleo: (a) $U_{ws} = 2,3$ m/s, $U_{os} = 0,1$ m/s; (b) $U_{ws} = 2,3$ m/s, $U_{os} = 0,4$ m/s; (c) $U_{ws} = 2,0$ m/s, $U_{os} = 0,9$ m/s.	122
Figura 4.20 – Distribuições cordais e distribuição média no tempo da fração de óleo na seção transversal do tubo para escoamento disperso água salgada-óleo: (a) $U_{ws} = 2,3$ m/s, $U_{os} = 0,1$ m/s; (b) $U_{ws} = 1,9$ m/s, $U_{os} = 0,8$ m/s.	123
Figura 4.21 – Distribuição média no tempo da fração de óleo na seção transversal obtida com o sensor <i>wire-mesh</i> para escoamento estratificado água salgada-óleo ($U_{ws} = 0,06$ m/s).	124
Figura 4.22 – Distribuições cordais e distribuição média no tempo da fração de óleo na seção transversal do tubo para escoamento estratificado água salgada-óleo: (a) $U_{ws} = 0,06$ m/s, $U_{os} = 0,1$ m/s; (b) $U_{ws} = 0,06$ m/s, $U_{os} = 0,07$ m/s; (c) $U_{ws} = 0,06$ m/s, $U_{os} = 0,02$ m/s.	125
Figura 4.23 – Imagens do escoamento óleo-água obtidas com câmera de alta velocidade: (a) $U_{ws} = 2,5$ m/s, $U_{os} = 1,2$ m/s; (b) $U_{ws} = 2,5$ m/s, $U_{os} = 1,5$ m/s; (c) $U_{ws} = 2,0$ m/s, $U_{os} = 1,1$ m/s; (d) $U_{ws} = 2,0$ m/s, $U_{os} = 1,2$ m/s.	127
Figura 4.24 – Imagem do escoamento óleo-água recortada na região de interesse: (a) $U_{ws} = 2,5$ m/s, $U_{os} = 1,2$ m/s; (b) $U_{ws} = 2,5$ m/s, $U_{os} = 1,5$ m/s; (c) $U_{ws} = 2,0$ m/s, $U_{os} = 1,6$ m/s.	127
Figura 4.25 – Imagem da parte inferior do tubo para as seguintes condições: (a) $U_{ws} = 3,0$ m/s, $U_{os} = 1,3$ m/s; (b) $U_{ws} = 2,5$ m/s, $U_{os} = 1,4$ m/s.	128
Figura 4.26 – (a) Imagem original do escoamento óleo-água ($U_{ms} = 4,2$ m/s); (b) Imagem recortada; (c) Imagem segmentada.	128
Figura 4.27 – Espessura do filme medida experimentalmente na parte superior e inferior do tubo, respectivamente.	129
Figura 4.28 – Diagrama esquemático da espessura medida na parte superior e inferior do tubo.	129

Figura 4.29 – COMparaFator de atrito da mistura e do escoamento monofásico de água em função do número de Reynolds da mistura.....	132
Figura 4.30 – Diâmetro máximo das gotículas de óleo em função da velocidade de mistura para experimentos conduzidos no LETeF e na Shell.....	134
Figura 5.1 – Diagrama esquemático do escoamento óleo-água com a presença do filme....	138
Figura 5.2 – Perfil da velocidade do filme em função da coordenada radial adimensionais.	141
Figura 5.3 – Espessura do filme normalizada em função do número de Reynolds do filme para dados coletados em tubulação de aço, acrílico e vidro.....	145
Figura 5.4 – Fator DRP em função do número de Reynolds para dados levantados em tubulação de acrílico, vidro e aço.	147
Figura 5.5 – Deslizamento previsto pelo modelo (Equação (5.7)) em função do deslizamento experimental.	148
Figura 5.6 – Fator de correção em função da velocidade de mistura para dados levantados em tubulação de acrílico, vidro e aço.	149
Figura 5.7 – Fator de correção em função do número de Froude para dados levantados em tubulação de acrílico, vidro e aço.	150
Figura 5.8 – Comparação entre o deslizamento previsto pela correlação (Equação (5.23)) e o deslizamento obtido experimentalmente.....	151
Figura 5.9 – Comparação entre a espessura do filme prevista pelo modelo, a espessura do filme obtida experimentalmente e a espessura da subcamada viscosa.	152
Figura 6.1 – Diagrama esquemático da interação entre a gotícula de óleo típica e a parede do tubo com a presença do filme de espessura, e	155
Figura 6.2 – Sistema de coordenadas adotado, r , θ e ϕ	156
Figura 6.3 – Esquema indicando os parâmetros: l , θ , R_e e e_0	162
Figura 6.4 – Malha adotada para a simulação numérica.	163
Figura 6.5 – Esquema ilustrando o cálculo do elemento de superfície em coordenadas esféricas.	166
Figura 6.6 – Força de lubrificação (F_L) para diferentes tamanhos de malha.	167
Figura 6.7 – Distribuição de pressão para três comprimentos de filme, l	168
Figura 6.8 – Razão F_L / F_E em função de e_0 / l	169

Lista de Tabelas

Tabela 2.1 – Trabalhos sobre redução de atrito em dispersões óleo-água em regime turbulento.	45
Tabela 2.2 – Trabalhos que reportam redução do gradiente de pressão do escoamento bifásico em comparação com os do escoamento equivalente monofásico.	47
Tabela 2.3 – Trabalhos experimentais sobre escoamento disperso óleo-água com dados de deslizamento entre as fases.....	52
Tabela 3.1 – Faixas de medição e incerteza dos medidores de vazão de água e óleo.	57
Tabela 3.2 – Fundo de escala (FE) para seleção de diafragmas.	60
Tabela 3.3 – Faixa dos parâmetros experimentais ensaiados.	67
Tabela 3.4 – Vazões máximas de água e óleo do circuito DONAU.	72
Tabela 3.5 – Faixa dos parâmetros experimentais ensaiados na Shell.	78
Tabela 3.6 – Modelos de permissividade para cálculo da fração local instantânea de óleo.....	84
Tabela 4.1 – Propriedades físicas dos fluidos utilizados nos experimentos realizados no presente estudo.	97
Tabela 4.2 – Parâmetros experimentais ensaiados em tubulação vertical.	115
Tabela 4.3 – Faixas dos parâmetros experimentais ensaiados.....	131
Tabela 5.1 – Espessura e Reynolds do filme para dados coletados em tubulações de acrílico, vidro e aço.	145
Tabela 6.1 – Parâmetros utilizados na simulação.....	165
Tabela B.1 – Dados de queda de pressão, padrão de escoamento e incerteza experimental (tubo de acrílico).	201
Tabela B.2 – Dados de queda de pressão, padrão de escoamento e incerteza experimental (tubo de aço).....	203

Lista de Símbolos

Letras Latinas	
Símbolo	Descrição
a	constante [-]
A	área da seção transversal do tubo [m ²]
A_o	área da seção transversal ocupada pelo óleo [m ²]
A_w	área da seção transversal ocupada pela água [m ²]
A_{sensor}	área do sensor <i>wire-mesh</i> [m ²]
b	constante [-]
c	coeficiente [-]
C	fração volumétrica de injeção [-]
D	diâmetro interno do tubo [mm, m]
d_c	diâmetro crítico de gota [mm, m]
$d_{máx}$	diâmetro máximo de gota [mm, m]
E	taxa de dissipação de energia [W/kg]
e	espessura do filme de água [mm, m]
e_{Norm}	espessura normalizada do filme de água [-]
e_r	erro relativo médio [%]
e_0	valor médio da espessura do filme experimental [mm, m]
f	fator de atrito [-]
f_c	fator de correção [-]
F_r	número de Froude [-]
F_L	força de lubrificação hidrodinâmica [N]
F_E	empuxo [N]
g	aceleração da gravidade [m/s ²]
h_o	distância ocupada pelo óleo na linha vertical [m]
h_T	distância total ocupada pela mistura na linha vertical [m]
H	espessura do filme adimensional [-]
i, j	índices espaciais nas direções x e y [mm, m], posição de um nó da malha nas direções ϕ e θ [-]

k	permissividade relativa [-]
k_{Hz}	constante da equação de Hinze [-]
$\hat{k}$	permissividade relativa complexa [-]
k_0	permissividade do vácuo [pF/m]
L	comprimento do tubo [m], distância tomadas de pressão [m]
l	comprimento do filme [m]
N	número total de experimentos [-]
N_x	número total de pixels [-]
N_{Ca}	número de capilaridade [-]
n	índice temporal de amostragem [s], constante [-]
p	perímetro de uma circunferência [m]
P	pressão [Pa]
P^*	pressão adimensional [-]
$P_1' - P_2'$	queda de pressão lida pelo transdutor de pressão diferencial [Pa]
Q	vazão volumétrica de injeção [m ³ /s]
r	rugosidade [m], coordenada espacial [m]
R	raio do tubo [m], variável [-]
R_2	Raio da mistura óleo-água [m]
R_e	Raio da gotícula de óleo (esfera) [m]
Re	número de Reynolds [-]
s	razão de deslizamento [-]
t	tempo [s]
U	magnitude da velocidade na direção θ [m/s]
U_s	velocidade superficial [m/s]
u	parâmetro [-], incerteza [%], velocidade [m/s]
V	velocidade <i>in situ</i> [m/s], voltagem [V], ordem de magnitude da velocidade [-]
v_r, v_θ, v_ϕ	componentes da velocidade nas direções r, θ, ϕ [m/s]
V_{esf}	volume de uma esfera [m ³]
V_{frict}	velocidade de fricção [m/s]
$w(i, j)$	coeficiente de peso [-]
x	variável [-], coordenada espacial [mm, m]

y	coordenada espacial a partir da parede do tubo [mm, m], coordenada espacial [mm, m]
y^+	distância adimensional a partir da parede [-]
(dp/dx)	gradiente de pressão [Pa/m]
z	coordenada espacial [mm, m]

Letras Gregas

Símbolo	Descrição
β	parâmetro [-]
∂	derivada parcial [-]
ε	fração volumétrica <i>in situ</i> (<i>holdup</i>) [-]
ε_d^*	concentração máxima da fase dispersa na emulsão [-]
ε_l	fração de fase local instantânea [-]
$\bar{\varepsilon}$	média temporal da fração local instantânea [-]
ρ	densidade [kg/m ³]
ρ_f	densidade do fluido deslocado [kg/m ³]
μ	viscosidade dinâmica [Pa s]
θ	ângulo de inclinação, coordenada espacial [°, rad]
λ	razão de viscosidades [-]
η	índice de refração [-]
η_r	viscosidade relativa da mistura [-]
ΔP	queda de pressão [Pa]
ΔP_{val}	queda de pressão lida pelo transdutor de pressão diferencial [Pa]
$\Delta x, \Delta y,$	distância entre os fios do sensor <i>wire-mesh</i> nas direções x e y [mm,m]
$\Delta \theta, \Delta \phi$	espaçamento da malha nas direções θ e ϕ [°, rad]
$\delta_{sub,m}$	espessura da subcamada laminar da mistura [mm, m]
σ	condutividade elétrica [μS/cm], tensão interfacial óleo-água [N/m]
τ_w	tensão de cisalhamento na parede [N/m ²]

ν	viscosidade cinemática [m ² /s]
ω	frequência angular [rad/s]
ϕ	ângulo, coordenada espacial [°, rad]

Subscritos

Símbolo	Descrição
c	fase contínua, relativo ao valor após correção, relativo à correlação
col	coluna
d	fase dispersa
exp	experimental
$dens$	relativo à medição feita com densitômetro gama
f	relativo ao filme de água
H	alto / horizontal
Im	Imagem instantânea
inf	parte inferior do tubo
l	local
L	baixo
m	mistura bifásica
max	máximo
mod	relativo à previsão do modelo
mod,c	relativo à previsão do modelo após correção
o	óleo
QCV	medições feitas com válvulas de fechamento rápido
r	relativo à direção da coordenada radial, r
ST	relativo ao padrão estratificado
sup	parte superior do tubo
t	teórico
V	vertical
w	água
w,f	relativo à água no filme
w,m	relativo à água na mistura
WM	relativo ao sensor <i>wire-mesh</i>

θ	relativo à direção da coordenada θ
ϕ	relativo à direção da coordenada ϕ

Abreviaturas e siglas

Símbolo	Descrição
An	Padrão de escoamento anular
An-Go/w	Padrão de escoamento anular com gotas de óleo
Do/w&w	Padrão de escoamento dispersão de óleo em água e água
Do/w&Dw/o	Padrão de escoamento dispersão de água em óleo e de óleo em água
DRP	Fator indicador da redução de atrito
FE	Fundo de escala
Go/w	Padrão de escoamento gotas de óleo em água
o/w	Padrão de escoamento dispersão de óleo em água
o/w H	Padrão de escoamento dispersão de óleo em água homogêneo
o/w NH	Padrão de escoamento dispersão de óleo em água não homogêneo
QCV	Válvulas de fechamento rápido
RD	leitura
SOR	método de Sobre-Relaxação Sucessiva
ST	Padrão de escoamento estratificado
ST&MI	Padrão de escoamento estratificado com mistura na interface
w/o	Padrão de escoamento dispersão de água em óleo

Sumário

CAPÍTULO 1. INTRODUÇÃO	29
1.1 Objetivos	31
1.2 Descrição dos capítulos	31
CAPÍTULO 2. REVISÃO BIBLIOGRÁFICA.....	33
2.1 Termos básicos do escoamento bifásico líquido-líquido	33
2.2 Padrões de escoamento óleo-água.....	35
2.3 Escoamento disperso óleo-água em tubos.....	39
2.4 Viscosidade de mistura	41
2.5 Redução de atrito em dispersão óleo-água.....	43
2.5.1 Redução de atrito em regime turbulento	44
2.5.2 Redução do gradiente de pressão do escoamento bifásico óleo-água em comparação aos gradientes do escoamento monofásico de água e óleo.	46
2.5.3 Redução de atrito com adição de substâncias químicas.....	48
2.5.4 Redução de atrito causada por filmes líquidos.....	49
2.5.5 Deslizamento	50
CAPÍTULO 3. EQUIPAMENTO E PROCEDIMENTO EXPERIMENTAL	53
3.1 Experimentos - USP São Carlos	53
3.1.1 Sistema de suprimento de água e óleo	55
3.1.2 Medidores de vazão.....	56
3.1.3 Seção de testes.....	58
3.1.4 Transdutor de pressão.....	59
3.1.5 Sensor <i>wire-mesh</i>	61
3.1.6 Sistema de aquisição de dados	64
3.1.7 Procedimento experimental.....	65
3.1.8 Experimentos em tubulação vertical	69
3.2 Experimentos na Shell Holanda	71
3.2.1 Bancada experimental - Circuito experimental DONAU	72
3.2.2 Procedimento experimental.....	77
3.3 Procedimentos de medição e Tratamento de dados do sensor <i>wire-mesh</i> ...	79
3.4 Técnica visual para detecção e medição do filme	88
3.4.1 Processamento das imagens	92
CAPÍTULO 4. RESULTADOS EXPERIMENTAIS.....	97
4.1 Resultados experimentais I (EESC-USP)	97

4.1.1	Padrões de escoamento	97
4.1.2	Gradiente de pressão por fricção	100
4.1.3	Comparação da redução de atrito em tubulação de acrílico e vidro	102
4.1.4	Viscosidade da mistura	103
4.1.5	Fração volumétrica <i>in situ</i> e deslizamento.....	107
4.1.6	Obtenção de <i>holdup</i> e distribuições de fase com o sensor <i>wire-mesh</i>	109
4.1.7	Queda de pressão e <i>holdup</i> em escoamento disperso óleo-água na vertical	113
4.2	Resultados experimentais II (Shell Holanda)	116
4.2.1	Gradiente de pressão por fricção	116
4.2.2	Densidade da mistura.....	118
4.2.3	Fração volumétrica <i>in situ</i> (<i>holdup</i>).....	119
4.2.4	Obtenção de <i>holdup</i> e distribuições de fase com o sensor <i>wire-mesh</i>	120
4.3	Detecção e medição do filme utilizando-se técnica visual	126
4.4	Tensão de cisalhamento e tamanho máximo de gotas	130
CAPÍTULO 5. MODELO CINEMÁTICO DO FILME		137
5.1	Descrição do modelo	138
5.2	Subcamada viscosa da mistura	142
5.3	Resultados do modelo.....	144
5.3.1	Correlação para cálculo de deslizamento	147
5.3.2	Comparações entre a espessura do filme prevista pelo modelo e a espessura medida experimentalmente.....	151
CAPÍTULO 6. MODELO DINÂMICO DE LUBRIFICAÇÃO.....		155
6.1	Equação de Reynolds da lubrificação.....	156
6.1.1	Cálculo da variação da altura do filme	161
6.2	Resolução Numérica.....	163
6.2.1	Discretização da equação.....	163
6.2.2	Dados do problema	165
6.2.3	Cálculo da força de lubrificação	165
6.2.4	Teste de malha	167
6.3	Resultados.....	167
CAPÍTULO 7. CONCLUSÕES.....		171
7.1	Propostas para trabalhos futuros	173
REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS		175
APÊNDICE A. INCERTEZA EXPERIMENTAL.....		183
APÊNDICE B. DADOS EXPERIMENTAIS.....		201

APÊNDICE C. PSEUDOCÓDIGO DO ALGORITMO DE PROCESSAMENTO PARA CÁLCULO DE <i>HOLDUP</i>	205

CAPÍTULO 1. INTRODUÇÃO

Escoamentos multifásicos estão presentes em diversos processos naturais e industriais, como exemplos: água fervente, fumaça, areia movediça, tempestades de areia, chuva, neblina, bolhas no refrigerante, torres de destilação e absorção, caldeiras, condensadores, torres de resfriamento, reatores químicos e nucleares, produção e transporte de petróleo e gás, entre outros.

Na produção de petróleo é comum o escoamento de misturas formadas por óleo, água, gás e outros componentes gerando inúmeros padrões de escoamento, entre eles o padrão disperso óleo-água, no qual uma das fases se encontra dispersa em forma de gotículas no seio da outra fase, chamada fase contínua. As dispersões ou emulsões óleo-água podem ser formadas em variados estágios do processo de produção de petróleo (extração, transporte, processamento), sendo algumas desejáveis e outras nem tanto. É comum o aparecimento de emulsões formadas por água dispersa em óleo (w/o). Estas emulsões apresentam viscosidade aparente alta, o que aumenta a perda de carga por atrito nas linhas, e, conseqüentemente, reduz a capacidade dos sistemas de produção, aumentando os custos de projeto e operacionais.

A alta demanda tecnológica no atual cenário petrolífero mundial e, no âmbito nacional, os desafios colocados pela existência de reservas significativas de óleos pesados e ultra-viscosos motivam a preocupação por minimizar as perdas de carga nas linhas, além da otimização do processo de produção em poços.

A possibilidade prática da redução da viscosidade dos óleos pesados e, por conseguinte, das perdas energéticas, vem atraindo a atenção de pesquisadores para o estudo do escoamento óleo-água. Assim, várias alternativas para facilitar o escoamento de óleos viscosos em sistemas de produção e para diminuir a perda de carga têm sido propostas, incluindo a injeção de água junto às paredes do tubo (*core-flow*), o aquecimento do óleo e das linhas, o uso de emulsões inversas, entre outras, cada uma com suas vantagens, limitações técnicas e econômicas. As emulsões inversas ou dispersões de óleo em água (o/w) são interessantes, pois exibem baixa viscosidade aparente, facilitando o transporte de óleos viscosos.

Diante desses fatos, emulsões ou dispersões óleo-água e redução de atrito vêm sendo alvo de pesquisas ao longo das últimas décadas, que vêm revelando resultados interessantes. Por exemplo, uma diminuição na queda de pressão por fricção tem sido observada com a adição de agentes redutores (polímeros) em dispersões. Entretanto, a maioria dos trabalhos realizados nessa área compreende o estudo de dispersões gás-líquido, com poucos trabalhos sobre escoamento óleo-água (ROSEHART; SCOTT; RHODES, 1972, AL-SARKHI; ABUNADA; BATAYNEH, 2006).

Um fenômeno de redução de atrito sem a adição de agentes redutores tem sido observado em dispersões óleo-água em regime turbulento (sem adição de qualquer tipo de substância química). Este comportamento tem sido alvo recente de atenção na área, pelo fato de não haver ainda um entendimento satisfatório, muito menos formalizado, a respeito da física por trás desse fenômeno. Dois mecanismos têm sido propostos para explicar esse tipo de redução de atrito (PAL, 1993, PAL, 2007). Este poderia ser causado (i) por uma diminuição da viscosidade aparente da mistura causada pela deformação de gotículas da fase dispersa, ao passar o escoamento do regime laminar para turbulento ou (ii) pela modificação das escalas de turbulência do escoamento da fase contínua, causada por processos de coalescência ou rompimento das gotículas dispersas. Contudo, ainda não existe um número considerável de trabalhos e resultados que corroborem definitivamente essas teorias.

Após uma análise da literatura existente sobre escoamento líquido-líquido, dando ênfase ao escoamento óleo-água, percebe-se que este não tem sido estudado com a mesma intensidade do que o escoamento gás-líquido, sendo comum o uso errôneo de correlações desenvolvidas para escoamento gás-líquido para a estimativa de gradientes de pressão no escoamento líquido-líquido. Existem também lacunas, principalmente no que se refere ao estudo do padrão disperso. A maioria dos trabalhos dedicados ao estudo de escoamentos óleo-água em tubulações tem como ênfase o estudo de escoamentos em fases separadas, geralmente os padrões anular e estratificado. Além disso, dispersões óleo-água são pouco estudadas até o momento, embora bastante comuns e relevantes principalmente na indústria de petróleo e química.

No caso particular do padrão de escoamento formado por óleo disperso em água, a maioria de trabalhos reportados é sobre o estudo de dispersões com óleos leves e pouco viscosos. São escassos os trabalhos que reportam redução de atrito sem adição de agentes químicos redutores em dispersões óleo-em-água; em sua maioria, o fenômeno é reportado em dispersões água-em-óleo. Não foram encontrados trabalhos devotados à tentativa de explicar o fenômeno em dispersões com óleo pesado e viscoso e em regime altamente turbulento.

Quando a turbulência é intensa, o tamanho médio das gotículas tende a diminuir pelo rompimento de gotas de maior tamanho. Gotículas de menor tamanho resistem à deformação devido à grande magnitude da força relacionada à tensão interfacial. Diminuem-se, assim, os processos de deformação de gotículas e, por conseguinte, atenuar-se-ia o fenômeno de redução de atrito. Entretanto, neste trabalho, observou-se o contrário.

1.1 OBJETIVOS

O presente trabalho de pesquisa tem como objetivo geral o estudo de dispersões de óleo em água, com óleo viscoso e em regime turbulento; e, conseqüentemente, tenta-se contribuir com o entendimento do fenômeno de redução de atrito sem adição de agentes químicos. Dessa maneira, os objetivos específicos do trabalho são:

- Realizar um estudo experimental sobre escoamento disperso óleo-água em dutos horizontais, de acrílico e aço, com medições de queda de pressão por fricção e fração volumétrica *in situ*; além da aplicação de um sensor do tipo *wire-mesh* para levantamentos tomográficos, análise de padrões de escoamento e obtenção de distribuições de fase.
- Caracterizar o escoamento óleo-água numa região próxima à parede, mediante a aplicação de técnica experimental especialmente desenvolvida para esse fim.
- Desenvolver um modelo matemático, com base numa análise fenomenológica, que permite a previsão da ocorrência da redução de atrito em escoamento turbulento de dispersões de óleo viscoso em água.

1.2 DESCRIÇÃO DOS CAPÍTULOS

A estrutura do presente trabalho é composta pelos seguintes capítulos:

Capítulo 2 (Revisão bibliográfica). Provê uma revisão da literatura sobre aspectos fundamentais necessários ao desenvolvimento desta tese. Nele são apresentados os fundamentos do escoamento líquido-líquido, com ênfase no padrão disperso óleo-água. Termos básicos do escoamento bifásico óleo-água são definidos. Uma revisão de trabalhos sobre redução de atrito em dispersões óleo-água também é apresentada.

Capítulo 3 (Equipamento e procedimento experimental). Apresenta-se uma descrição dos aparatos experimentais de teste utilizados no estudo do escoamento disperso óleo-água.

Equipamentos, instrumentação utilizada e as seções de teste são apresentados em detalhe. A metodologia experimental e matriz de teste são descritos, assim como as condições experimentais ensaiadas.

Capítulo 4 (Resultados experimentais). Apresentam-se os resultados experimentais, gradiente de pressão, fração volumétrica *in situ*, deslizamento, distribuição das fases, padrões de escoamento e ocorrência do fenômeno de redução de atrito. Também são apresentados resultados da medição do escoamento disperso na região próxima à parede do tubo.

Capítulo 5 (Modelo cinemático do filme). Descreve-se o modelo cinemático proposto para explicar o fenômeno de redução de atrito em dispersões óleo-em-água e suas previsões.

Capítulo 6 (Modelo dinâmico de Lubrificação). Descreve-se o modelo numérico desenvolvido para explicar a dinâmica da formação do filme líquido parietal observado em dispersões óleo-em-água e suas previsões.

Capítulo 7 (Conclusões). Apresentam-se as conclusões obtidas a partir da análise dos resultados. Também são apresentadas sugestões e recomendações para trabalhos futuros.

CAPÍTULO 2. REVISÃO BIBLIOGRÁFICA

Serão discutidos neste capítulo tópicos sobre escoamento óleo-água em tubulações e os trabalhos que foram considerados de maior importância para o desenvolvimento da pesquisa. Primeiramente, os termos básicos do escoamento bifásico líquido-líquido serão definidos, logo em seguida serão descritos tópicos relacionados principalmente ao estudo de gradiente de pressão em escoamento disperso óleo-água em tubos, com ênfase na redução de atrito.

2.1 TERMOS BÁSICOS DO ESCOAMENTO BIFÁSICO LÍQUIDO-LÍQUIDO

Considerando óleo e água escoando simultaneamente em uma tubulação com área de seção transversal A , alguns dos termos básicos do escoamento bifásico líquido-líquido serão definidos. As vazões volumétricas de injeção do óleo e da água são Q_o e Q_w , respectivamente. As frações volumétricas de injeção do óleo e da água são respectivamente:

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

As velocidades superficiais do óleo e da água são calculadas com base nas vazões volumétricas de injeção e na área de seção transversal do tubo e são definidas como:

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

Combinando-se as Equações (2.1) e (2.2), é obtida a relação entre as velocidades superficiais e as frações volumétricas de injeção:

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

Substituindo a Equação (2.2) em (2.1), tem-se:

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

Em escoamento bifásico, assume-se que cada fase ocupa diferentes partes da seção transversal do tubo. A velocidade média real de cada fase ou velocidade *in situ* é diferente da velocidade superficial, pois é calculada da vazão volumétrica passando por uma área menor do que a área transversal do tubo. Chamando-se A_o e A_w as áreas de seção transversal ocupadas pelo óleo e pela água, respectivamente, as velocidades *in situ* são dadas por:

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

Das Equações (2.2) e (2.5) segue-se que a velocidade *in situ* sempre excede a velocidade superficial para cada fase.

O *holdup* ou fração volumétrica *in situ* da fase, ε (média no tempo e no espaço em certo trecho de tubo), frequentemente é considerada como uma grandeza local, isto é, num comprimento diferencial de tubo. Portanto, a fração volumétrica *in situ* do óleo e da água é definida da seguinte forma:

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

Quando uma das fases é gasosa, sua fração volumétrica *in situ* é comumente chamada de fração de vazio. A velocidade *in situ* e a velocidade superficial de cada fase são relacionadas à fração volumétrica *in situ* da seguinte forma:

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

A velocidade da mistura é definida dividindo a vazão volumétrica total pela seção transversal do tubo:

$$U_{ms} = \frac{Q_o + Q_w}{A}, \quad (2.8)$$

que também é igual à soma das velocidades superficiais:

$$U_{ms} = U_{os} + U_{ws}. \quad (2.9)$$

Quando dois fluidos escoam juntos em uma tubulação, a fração volumétrica *in situ* é geralmente diferente da fração volumétrica de injeção. Diferenças na densidade e/ou viscosidade causam uma importante característica dos escoamentos bifásicos: o deslizamento s . Como descrito em Oliemans (1986), o *holdup ratio* ou deslizamento para um escoamento de óleo e água pode ser definido como a razão das frações volumétricas *in situ* ($\varepsilon_w / \varepsilon_o$) sobre a razão das frações volumétricas de injeção (C_w / C_o), o que é equivalente à razão das velocidades das fases *in situ*, ou seja:

$$s = \frac{\frac{\varepsilon_w}{\varepsilon_o}}{\frac{C_w}{C_o}} = \frac{V_o}{V_w}. \quad (2.10)$$

Quando o deslizamento, s , é superior à unidade o óleo está escoando mais rapidamente. Quando o deslizamento é inferior à unidade tem-se o contrário, a água escoa mais rápido.

2.2 PADRÕES DE ESCOAMENTO ÓLEO-ÁGUA

Ao escoarem dois líquidos imiscíveis em uma tubulação, diferentes configurações espaciais conhecidas como padrões de escoamento são obtidas. A previsão do padrão de escoamento é essencial para o dimensionamento de dutos e equipamentos, inclusive na produção de petróleo. Vários parâmetros influenciam a distribuição espacial dos fluidos dentro do tubo: geometria e material do tubo, frações de injeção das fases, velocidade de mistura, propriedades físicas dos fluidos, como viscosidade, densidade e tensão interfacial. Varias técnicas têm sido desenvolvidas para identificação de padrões em escoamento. No entanto, a técnica visual continua sendo o método mais comumente utilizado. Esta técnica consiste em observar o escoamento em dutos através de uma seção de visualização transparente, geralmente através de fotografia e vídeo. No caso de altas velocidades de mistura, é necessário o uso de câmeras de alta resolução e velocidade. Contudo, em alguns

casos, esse tipo de técnica não é suficiente para capturar detalhes importantes do escoamento, como a distribuição das fases sobre a seção transversal do tubo.

Sondas de condutividade elétrica têm sido aplicadas no estudo de dispersões óleo-água para identificar a fase contínua, sendo possível assim conhecer o tipo de dispersão, óleo-em-água ou água-em-óleo (NÄDLER; MEWES, 1997, ANGELI; HEWITT, 2000b, OMER; PAL, 2010). Sondas condutivas do tipo agulha (TRALLERO, 1995, ANGELI, 1996, ANGELI; HEWITT, 2000b) e sondas de impedância de alta frequência (ANGELI; HEWITT, 2000b, LOVICK; ANGELI, 2004b) permitem a obtenção de distribuições de fração volumétrica na seção do tubo e identificação de padrões. Anemometria de fio quente já foi utilizada para obtenção de distribuições de fase em escoamento óleo-água vertical (FARRAR; BRUUN, 1996). Densitometria de raios gama já foi combinada com técnica visual para identificar padrões de escoamento óleo-água (ELSETH, 2001).

Os trabalhos pioneiros no estudo de padrões de escoamento óleo-água em tubulação horizontal são os de Russell, Hodgson e Govier (1959) e Charles, Govier e Hodgson (1961). Os autores classificaram os padrões em quatro tipos: bolhas, pistonado, anular e disperso. Outros trabalhos clássicos sobre padrões de escoamento óleo-água são os de Trallero (1995), Nadler e Mewes (1995) e Elseth (2001).

Trallero (1995) identificou seis padrões de escoamento óleo-água em uma tubulação horizontal de 75 mm de diâmetro interno e 15,54 m de comprimento através de técnica visual e sondas condutivas e de impedância. Foi utilizado um óleo de densidade 884 kg/m^3 e uma razão de viscosidade óleo-água igual a 29. O autor classificou os padrões identificados em duas categorias, escoamento em fases separadas: estratificado (ST) e estratificado com mistura na interface (ST&MI) e escoamento disperso: dispersão de óleo em água com uma camada de água (Do/w&w), dispersões de água em óleo e óleo em água (Do/w&Dw/o), conhecido também como padrão dual, emulsão de óleo em água (o/w), e emulsão de água em óleo (w/o) (Figura 2.1). Na Figura 2.1, a cor branca significa óleo e a cor preta representa a fase água.

Figura 2.1 – Padrões de escoamento observados por Trallero (1995).

Nädler e Mewes (1995) estudaram o escoamento de água e óleo com viscosidade de 20 mPa s e densidade de 841 kg/m^3 em tubulação horizontal de 48 m de comprimento e 59 mm de diâmetro. O autor observou praticamente os mesmos padrões observados por Trallero (1995). O único padrão diferente observado foi Dispersão água em óleo (w/o) e água. Além disso, os autores fizeram uma distinção entre dispersão e emulsão. Segundo os autores o padrão é considerado disperso se existe uma fase contínua na qual a outra fase encontra-se dispersa não uniformemente. Por outro lado, uma emulsão existe quando uma das fases se encontra dispersa de maneira uniforme no interior da outra fase. Os padrões identificados por Nädler e Mewes (1995) podem ser vistos na Figura 2.2.

Figura 2.2 – Padrões de escoamento observados por Nädler e Mewes (1995).

Elseth (2001) aplicou densitometria de raios gama e técnica visual para identificar padrões no escoamento de óleo e água em uma tubulação horizontal de aço de 56,3 mm de

diâmetro interno com um óleo de viscosidade 1,64 mPa s. Assim como Trallero (1995), Elseth (2001) também classificou os padrões de escoamento em duas categorias, no entanto foi feita uma divisão maior, escoamento estratificado: estratificado suave, estratificado ondulado, estratificado misturado com gotas de água no óleo, estratificado misturado com gotas de óleo na água e estratificado misturado com ambas, gotas de água no óleo e gotas de óleo na água e escoamento disperso: 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 (Figura 2.3). Na Figura 2.3, a cor laranja significa óleo e a cor azul representa a fase água.

Figura 2.3 – Padrões de escoamento observados por Elseth (2001).

Como mencionado acima, o padrão de escoamento óleo-água, caracterizado pela dispersão uniforme de uma das fases no interior da outra foi denominado por Nädler e Mewes (1995) como emulsão instável e por Trallero (1995) como emulsão. Já Elseth (2001) definiu o mesmo padrão como dispersão homogênea. Segundo Arirachakaran et al. (1989), uma emulsão instável ou uma dispersão podem ser definidas como uma emulsão que pode se separar nas suas fases originais dentro de um período razoável de tempo em repouso. As

classificações anteriores foram consideradas para estabelecer o nome do padrão de escoamento formado por óleo disperso em forma de gotículas no interior da fase contínua água, objeto de estudo do presente trabalho. Nesse sentido, a definição para esse tipo de padrão adotada neste estudo foi: dispersão de óleo em água ou emulsão inversa instável. O termo emulsão inversa é uma expressão também utilizada para definir emulsões formadas pela fase óleo dispersa na fase contínua água. É importante ressaltar que, ao denominar o padrão investigado na presente pesquisa como emulsão, não foi considerado o tamanho médio das gotículas de óleo e sim, a distribuição uniforme delas ao longo da seção transversal da tubulação.

Os padrões detectados por Trallero (1995), Nädler e Mewes (1995) e Elseth (2001) são os mais conhecidos para escoamento óleo-água em tubulações horizontais. No entanto, a variação na razão de viscosidade e natureza dos fluidos e outros fatores podem influenciar na configuração espacial adotada pelas fases dentro do tubo, gerando diversas variações nos padrões. Pode-se citar, por exemplo, o trabalho de Al-Wahaibi, Smith e Angeli (2007), no qual foram detectados cinco padrões em escoamento óleo-água na horizontal, em um tubo de 14 mm de diâmetro: pistonado, anular, dual, gotas alongadas e estratificado.

Padrões de escoamento óleo-água também têm sido estudados em tubulações inclinadas (ANGELI; HEWITT, 2000b, ODDIE et al., 2003, BANNWART et al., 2004, RODRIGUEZ; OLIEMANS, 2006, LUM; AL-WAHAIBI; ANGELI, 2006). Lum, Al-Wahaibi e Angeli (2006) detectaram um padrão diferente denominado *oil plug flow* para inclinações na ascendente $+5^\circ$ e $+10^\circ$. O padrão conhecido como *core-flow* ou anular pode ocorrer para altas razões de viscosidade, como descrito por Bannwart et al. (2004).

Ainda pode ser citado o trabalho de Wang, Gong e Angeli (2011), onde outros tipos de padrão óleo-água foram detectados com óleo de alta viscosidade (628,1 mPa s) em um tubo de 25,4 mm de diâmetro. Os autores definiram os cinco padrões observados como: emulsão de água em óleo, emulsão de água em óleo com água parcialmente segregada, emulsão de água em óleo com uma camada de água estratificada, emulsão de água em óleo e escoamento semi-anular de água e emulsão de água em óleo e escoamento anular de água.

2.3 ESCOAMENTO DISPERSO ÓLEO-ÁGUA EM TUBOS

Ao se tratar de escoamento disperso líquido-líquido, no qual uma das fases se encontra em forma de gotículas no seio da outra fase (fase contínua), o modelo homogêneo é classicamente aplicado (WALLIS, 1969). Este modelo considera a mistura óleo-água como

um “pseudofluido”, o que viabiliza o uso de equações típicas do escoamento monofásico com propriedades ponderadas ou médias entre as fases. Segundo este modelo, o gradiente de pressão da mistura é dado por:

$$\frac{dp}{dx} = -\frac{f_m \rho_m U_{ms}^2}{2D} - \rho_m g \sin \theta, \quad (2.11)$$

sendo D o diâmetro interno do tubo, f_m o fator de atrito bifásico de Darcy. A densidade da mistura, ρ_m , é definida como:

$$\rho_m = C_w \rho_w + C_o \rho_o, \quad (2.12)$$

onde C_w , C_o , ρ_w e ρ_o são frações de injeção e as densidades de água e óleo, respectivamente.

A principal consideração do modelo é a condição de não deslizamento entre as fases, o que sugere que a velocidade *in situ* de ambas as fases é igual. Assim, tem-se:

$$V_w = V_o = V = U_{ms}. \quad (2.13)$$

As frações volumétricas *in situ* de água e óleo são dadas respectivamente por:

$$\varepsilon_w = \frac{U_{ws}}{U_{ms}}, \quad \varepsilon_o = 1 - \varepsilon_w. \quad (2.14)$$

Note-se que no modelo homogêneo a fração volumétrica *in situ* ou *holdup* é igual à fração de injeção das fases (Equações (2.4) e (2.14)). O fator de atrito da mistura pode ser calculado a partir de correlações do tipo Blasius para tubo liso:

$$f_m = b Re_m^{-n}, \quad (2.15)$$

onde os parâmetros b e n são definidos como $b = 0,3164$ e $n = 0,25$ para $Re_m < 10^5$ e $b = 0,184$ e $n = 0,2$ para $Re_m > 10^5$ (WALLIS, 1969). O número de Reynolds da mistura, Re_m , é dado por:

$$Re_m = \frac{\rho_m U_{ms} D}{\mu_m} \quad (2.16)$$

onde μ_m é a viscosidade da mistura.

Há uma série de correlações semiempíricas para calcular o fator de atrito em escoamento monofásico, alguns exemplos são a Correlação de Colebrook para tubo rugoso ($Re > 4000$) (FOX; MCDONALD; PRITCHARD, 2004):

$$\frac{1}{f^{0,5}} = -2,0 \log \left(\frac{r/D}{3,7} + \frac{2,51}{Re f^{0,5}} \right). \quad (2.17)$$

e a Correlação de Haaland ($Re > 1500$):

$$f = \left\{ -1,8 \log_{10} \left[\frac{6,9}{Re} + \left(\frac{r}{3,7D} \right)^{1,1} \right] \right\}^{-2}. \quad (2.18)$$

2.4 VISCOSIDADE DE MISTURA

A maioria de equações desenvolvidas para escoamento gás-líquido é comumente utilizada em escoamento líquido-líquido, entre elas, equações para a obtenção de viscosidade de misturas. Uma das mais conhecidas é a equação proposta por Dukler, Wicks e Cleveland (1964). Esta equação aplicada ao escoamento óleo-água torna-se:

$$\mu_m = \varepsilon_o \mu_o + \varepsilon_w \mu_w, \quad (2.19)$$

onde μ_o , μ_w , ε_o e ε_w são as viscosidades e frações volumétricas *in situ* de óleo e água, respectivamente.

Correlações têm sido desenvolvidas para o cálculo da viscosidade de emulsões, considerando, principalmente, o efeito da fração volumétrica da fase dispersa sobre a viscosidade da mistura, entre elas está a correlação clássica proposta por Taylor (WALLIS, 1969):

$$\eta_r = \frac{\mu_m}{\mu_c} = \left(1 + 2,5\varepsilon_d \frac{\mu_d + \frac{2}{5}\mu_c}{\mu_d + \mu_c} \right), \quad (2.20)$$

onde η_r é a razão entre a viscosidade da mistura, μ_m , e a viscosidade da fase contínua, μ_c , definido como viscosidade relativa. μ_d e ε_d são a viscosidade e fração da fase dispersa, respectivamente.

A limitação da equação anterior é a sua aplicabilidade, restrita a misturas altamente diluídas, isto é, com concentrações da fase dispersa de até 5% (WALLIS, 1969). Quando a razão entre a viscosidade da fase dispersa e a fase contínua, tende a infinito, a Equação (2.20) se converte na clássica equação de Einstein, utilizada para o cálculo de viscosidade de suspensões de sólidos em líquido:

$$\eta_r = \frac{\mu_m}{\mu_c} = (1 + 2,5\varepsilon_d), \quad (2.21)$$

A partir da equação de Einstein, varias outras correlações têm sido desenvolvidas para o cálculo de viscosidade de suspensões e são comumente usadas para obtenção de viscosidade de emulsões (ROSCOE, 1952).

Modelos teóricos têm sido desenvolvidos com o intuito de prever a viscosidade de emulsões (PAL, 2001, PAL, 2003 e PAL, 2007). Pal (2003) desenvolveu um modelo, para prever a viscosidade de emulsões, que considera o efeito de três parâmetros sobre a viscosidade da mistura; a fração volumétrica da fase dispersa, ε_d , a razão entre as viscosidades da fase dispersa e contínua, λ , e o número de capilaridade, N_{Ca} . O autor considera o escoamento em regime turbulento como um escoamento com alto número de capilaridade, supondo que as tensões viscosas sejam superiores às tensões interfaciais, principalmente na região de parede, favorecendo a deformação das gotículas. Para o caso de N_{Ca} alto, a viscosidade relativa, η_r , é prevista pela equação:

$$\eta_r \left[\frac{\lambda - \eta_r}{\lambda - 1} \right]^{-2.5} = \exp \left[\frac{2.5\varepsilon_d}{1 - \frac{\varepsilon_d}{\varepsilon_d^*}} \right], \quad (2.22)$$

onde ε_d^* , em analogia com suspensões, seria a concentração máxima de gotículas da fase dispersa na emulsão ou dispersão. Pal (2007) comparou a viscosidade de mistura prevista pelo modelo com a viscosidade calculada a partir de dados experimentais para dispersões água-em-óleo e óleo-em-água, respectivamente. O modelo descreve razoavelmente os dados experimentais (Figura 2.4). Para dispersões óleo-em-água (o/w) com uma razão de viscosidades, λ , igual a 2,67 a viscosidade da mistura mostra um aumento com a fração de óleo. Para dispersões água-em-óleo (w/o) o comportamento contrário é observado. Além disso, valores de viscosidade relativa inferiores à unidade são obtidos. Segundo Pal (2007) o valor de ε_d^* influencia nos valores de viscosidade, mas o comportamento em relação à fração da fase dispersa não varia. Os valores de ε_d^* usados pelo autor para previsão da viscosidade de dispersões água-em-óleo e óleo-em-água não foram os mesmos, como pode ser observado na Figura 2.4. O autor argumenta que o parâmetro ε_d^* depende da distribuição de tamanho e forma das gotículas.

Figura 2.4 – Viscosidade relativa em função da fração da fase dispersa (PAL, 2007).

O modelo homogêneo também pode ser considerado para previsão da viscosidade de emulsões e dispersões. Neste caso, as equações básicas do escoamento monofásico podem ser adotadas para a obtenção empírica da viscosidade da mistura óleo-água. Assim, no caso de tubo liso e regime turbulento, a viscosidade de uma mistura pode ser calculada a partir de dados de queda de pressão utilizando a conhecida correlação de Blasius (CENGEL et al., 1962; FARUQUI; KNUDSEN, 1962; WARD; KNUDSEN, 1967).

2.5 REDUÇÃO DE ATRITO EM DISPERSÃO ÓLEO-ÁGUA

2.5.1 Redução de atrito em regime turbulento

Emulsões têm sido estudadas há décadas e vários trabalhos reportam uma redução na viscosidade aparente de misturas óleo-água ao passar do regime de escoamento de laminar para o turbulento, denominada redução de atrito (CENGEL et al., 1962, FARUQUI; KNUDSEN, 1962, WARD; KNUDSEN, 1967, PAL, 1993, PAL, 2007). Isso significa que, para uma mesma fração da fase dispersa, a viscosidade aparente da mistura diminui quando o regime é turbulento. De acordo com Pal (1993), essa redução na viscosidade poderia acontecer devido a uma modificação da turbulência da fase contínua gerada pela presença de gotículas da fase dispersa. Dispersões água-em-óleo tem exibido, geralmente, uma redução de atrito superior à observada em dispersões óleo-em-água, e o grau de redução parece aumentar com o aumento da concentração da fase dispersa (CENGEL et al., 1962, OMER; PAL, 2010, PAL, 1993).

Um mecanismo foi proposto para explicar a ocorrência do fenômeno de redução de atrito em regime turbulento (PAL, 2007). A redução de atrito ocorreria em decorrência de uma diminuição na viscosidade aparente da mistura quando o regime de escoamento é turbulento e isto seria causado pelos processos de deformação ou alongamento das gotículas da fase dispersa. O mecanismo também sugere que com o aumento da intensidade da turbulência a redução de atrito tenderia a diminuir. Este comportamento poderia ser explicado em termos do tamanho médio das gotas; para altos números de Reynolds o tamanho médio das gotas tende a diminuir devido ao mecanismo de rompimento causado pela turbulência. Gotas menores tendem a resistir à deformação devido à alta tensão interfacial. Consequentemente, a diminuição da viscosidade aparente da mistura cessaria, resultando em uma atenuação do fenômeno de redução de atrito.

No estudo do comportamento de dispersões óleo-água estáveis (com adição de agentes emulsificantes) Pal (1993) encontrou que a redução de atrito é atenuada com a adição de surfactantes. Ao adicionar o surfactante, a estabilidade da dispersão aumenta; o tamanho das gotas diminui e assim os processos de deformação de gotas são minimizados. Este efeito ocasiona um aumento na viscosidade aparente da mistura, o que resulta numa diminuição da redução de atrito. Outros autores também observaram que a redução de atrito é atenuada significativamente ou quase desaparece no caso de emulsões estáveis (ROSE; MARSDEN JR., 1970, ZAKIN; PINAIRE; BORGMEYER, 1979, SANCHEZ; ZAKIN, 1994, OMER, 2009).

A Tabela 2.1 apresenta um resumo de alguns trabalhos sobre escoamento de dispersões óleo-água em regime laminar e turbulento. Em geral, os resultados sugerem que a viscosidade da mistura tende a aumentar com o aumento da concentração da fase dispersa, tanto em dispersões óleo-em-água (o/w) como em água-em-óleo (w/o). É importante notar que a maioria dos trabalhos apresentados na Tabela 2.1 está limitada ao estudo de dispersões óleo-água com óleos de baixa viscosidade, exceto o trabalho Ward e Knudsen (1967), onde foi observado um comportamento diferente para dispersões o/w com um óleo de mais alta viscosidade. Nesse caso, a viscosidade da mistura mostrou-se independente da fração de óleo e até mesmo foi observada uma leve tendência à diminuição com o aumento da fração da fase dispersa. Outro trabalho que reporta uma diminuição da viscosidade da mistura com o aumento da fração da fase dispersa é o de Pal (PAL, 2007). Porém, nesse caso, o comportamento foi observado para dispersões w/o em regime turbulento.

Tabela 2.1 – Trabalhos sobre redução de atrito em dispersões óleo-água em regime turbulento.

Autores	Material tubulação	Viscosidade óleo (mPa s)	Diâmetro Interno (mm)	Inclinação do tubo	Efeito do aumento de ε_d sobre μ_m
Cengel et al. (1962)	Cobre	0,976 (21,67 °C)	22,2	Horizontal, vertical	Aumento (o/w, turb.)
Faruqui e Knudsen (1962)	Cobre	0,95, 13 (23,3 °C)	21,08	Vertical	Aumento (o/w, turb.)
Ward e Knudsen (1967)	Cobre	0,95, 13, 162 (23,3 °C)	21,08	Vertical	Aumento (o/w, turb., óleo leve) Redução (o/w, turb., óleo pesado)
Pal (1993) Pal (2007)	Aço inox	2,41 (25 °C)	8,9 – 26,54	Horizontal	Aumento (o/w, lam e turb.), Aumento (w/o, lam.) Redução (w/o, turb.),
Omer e Pal (2010)	Aço e PVC	2,5, 5,4, 6 (25 °C)	8,9 – 23,74	Horizontal	Aumento (w/o, lam.) Redução (w/o, turb.)

Em geral, o fenômeno de redução de atrito, exibido no escoamento de dispersões óleo-água em regime turbulento, tem sido atribuído a uma diminuição da viscosidade da mistura causada pelo processo de deformação das gotículas da fase dispersa. Entretanto, o mecanismo proposto por Pal (2007) estaria limitado ao caso em que a turbulência não é intensa, como sugerido pelo autor. Para o caso de um escoamento óleo-água altamente turbulento, como é o

caso do escoamento estudado no presente trabalho, a redução de atrito não ocorreria ou não seria muito intensa segundo o mecanismo de Pal (2007). Entretanto, isso está em desacordo com os resultados observados no atual estudo (RODRIGUEZ et al., 2012). Isto demonstra que ainda há lacunas na explicação vigente sobre o fenômeno de redução de atrito em escoamento disperso óleo-água em regime altamente turbulento.

2.5.2 Redução do gradiente de pressão do escoamento bifásico óleo-água em comparação aos gradientes do escoamento monofásico de água e óleo.

Quanto ao escoamento horizontal de misturas óleo-água, vários estudos reportam gradientes de pressão bifásicos inferiores àqueles do escoamento equivalente monofásico de óleo ou água (fluxo de água ou óleo igual à velocidade da mistura) (NÄDLER; MEWES, 1997, ANGELI; HEWITT, 1998, LOVICK; ANGELI, 2004b, LUM; AL-WAHAIBI; ANGELI, 2006, IOANNOU; NYDAL; ANGELI, 2005, LUM; LOVICK; ANGELI, 2004). Em outras palavras, o gradiente de pressão da mistura óleo-água torna-se inferior ao gradiente de pressão do escoamento equivalente de óleo e, o que é mais interessante, torna-se inferior ao gradiente de pressão do escoamento equivalente de água. Entende-se por "escoamento equivalente" aquele em que a vazão monofásica é igual à vazão da mistura bifásica.

Dispersões de água em óleo (w/o) têm apresentado, de uma maneira geral, um grau de redução de atrito superior em comparação às dispersões de óleo em água (o/w) (PAL, 1993, ANGELI; HEWITT, 1998, LOVICK; ANGELI, 2004b e LUM; AL-WAHAIBI; ANGELI, 2006). Outros fatores, como a inclinação do tubo, parecem afetar o grau de redução de atrito em dispersões. Nos trabalhos de Lum, Lovick e Angeli (2004) e Lum, Al-Wahaibi e Angeli (2006), foi reportado um aumento na redução de atrito com inclinações leves, tanto na ascendente, como na descendente, ao comparar com os valores obtidos na horizontal para iguais condições de escoamento.

A Tabela 2.2 apresenta um resumo de alguns estudos que reportam redução no gradiente de pressão do escoamento de misturas óleo-água. Mais uma vez, é importante ressaltar que na maioria desses trabalhos são utilizados como fluidos de teste água e óleo pouco viscoso. Vale ressaltar que no trabalho atual serão apresentados dados de redução de atrito em dispersões óleo-água com óleo de alta viscosidade.

Na grande maioria dos trabalhos apresentados na Tabela 2.2 os autores atribuem a ocorrência da diminuição no gradiente de pressão ao mecanismo de redução de atrito descrito por Pal (2007). No caso do trabalho de Nädler e Mewes (1997), foram detectados gradientes

de pressão para misturas óleo-água da ordem do gradiente monofásico de água equivalente, entretanto, para o padrão formado por dispersão de óleo-em-água (o/w), dispersão de água-em-óleo (w/o) tubo e uma camada de água na parte inferior do tubo. Os autores acreditam que a camada de água poderia estar encapsulando a fase mais viscosa (óleo), minimizando assim a tensão de cisalhamento na parede.

Tabela 2.2 – Trabalhos que reportam redução do gradiente de pressão do escoamento bifásico em comparação com os do escoamento equivalente monofásico.

Autores	Material tubo	Viscosidade óleo (mPa s)	Densidade óleo (kg/m ³)	Diâmetro interno (mm)	Inclinação
Nädler, Mewes e Angeli (1997)	Perspex	22, 27, 35	–	59	Horizontal
Angeli e Hewitt (1998)	Aço inox e acrílico	1,6 (20 °C)	801	25,4	Horizontal
Lovick e Angeli (2004b)	Aço inox	6 (25 °C)	828	38	Horizontal
Lum, Lovick e Angeli (2004), Lum, Al-Wahaibi e Angeli (2006)	Aço inox	5,5 (25 °C)	828	38	Horizontal e inclinado
Ioannou, Nydal e Angeli (2005)	Aço e acrílico	2,1 (25 °C)	796	32 e 60	Horizontal
Rodriguez (2009)	Vidro	220 (25°C)	860	26	Horizontal

Recentemente, Rodriguez et al. (2012) reportaram redução no gradiente de pressão bifásico em comparação com o gradiente de pressão do escoamento equivalente de água para dispersões óleo-em-água (o/w) com óleo viscoso. Esses testes foram realizados em tubulação de vidro a altos números de Reynolds (30000 e 120000) e frações de óleo de até 40%. Uma redução no gradiente de pressão bifásico de até 25% foi detectada para altas velocidades de mistura.

Percebe-se que ainda existem lacunas na explicação vigente sobre o fenômeno da redução de atrito observada no escoamento de dispersões óleo-água. No caso de escoamento disperso óleo-água com óleo viscoso e em regime altamente turbulento, tema de estudo do

presente trabalho, não há ainda uma teoria unificada que explique o fenômeno de redução de atrito.

2.5.3 Redução de atrito com adição de substâncias químicas.

O uso de substâncias químicas (agentes redutores ou polímeros redutores de atrito), com o intuito de reduzir o atrito em escoamentos gás-líquido, tem sido estudado há décadas (ROSEHART; SCOTT; RHODES, 1972, SYLVESTER; BRILL, 1976). Ao adicionar uma quantidade de agente redutor em um escoamento gás-líquido, é observada uma redução na queda de pressão por fricção do escoamento, que é acompanhada de alterações no padrão de escoamento. Estudos reportam que a redução de atrito em escoamento gás-líquido pode chegar a até 70% e está associada a uma transição de padrão, como, por exemplo, de pistonado ou anular para estratificado, ou, no caso do padrão estratificado, à diminuição da amplitude ou atenuação da onda interfacial (AL-SARKHI; HANRATTY, 2001, SOLEIMANI; AL-SARKHI; HANRATTY, 2002, BAIK; HANRATTY, 2003, AL-SARKHI; SOLEIMANI, 2004, FERNANDES; JUTTE; RODRÍGUEZ, 2004, AL-SARKHI; ABU-NADA; BATAYNEH, 2006).

Por outro lado a adição de polímeros redutores de atrito em escoamento líquido-líquido não tem recebido similar atenção dos pesquisadores. Poucos trabalhos reportam o efeito da adição de polímeros em escoamento óleo-água. Entre eles, está o trabalho de Al-Wahaibi (2007), onde a adição de polímeros em escoamento óleo-água na horizontal mostrou um alto grau de redução no gradiente de pressão (de até 50%) e um efeito significativo sobre a transição dos padrões de escoamento. De um modo geral, com a adição do polímero, a região de ocorrência do escoamento estratificado se estendeu sobre a carta de fluxo e as ondas interfaciais no escoamento estratificado foram atenuadas.

O efeito da adição de agentes redutores em dispersões ou emulsões óleo-água já foi investigado por alguns autores (AL-YAARI et al., 2009, OMER; PAL, 2010). Al-Yaari et al. (2009) observaram que a adição de agentes redutores na fase dispersa, em dispersões de água em óleo, não provoca redução de atrito, além da provocada pelos processos de deformação das gotículas. Omer e Pal (2010) reportaram que, ao adicionar o polímero em um escoamento disperso, o grau de redução de atrito torna-se inferior em comparação ao exibido pelas dispersões sem adição de polímeros para um mesmo número de Reynolds e igual concentração da fase dispersa. A adição de polímeros diminui o tamanho máximo das

gotículas, o que explicaria o aumento na viscosidade aparente da mistura e a diminuição do grau de redução de atrito, segundo o mecanismo proposto por Pal (2007).

2.5.4 Redução de atrito causada por filmes líquidos

Outro tipo de redução de atrito é reportado no escoamento de fluidos em tubulações, desta vez causada pela presença de um filme adjacente à parede do tubo. Esse filme atuaria como lubrificante, diminuindo a queda de pressão do escoamento.

É bem conhecido que reduções no gradiente de pressão relacionadas ao escoamento de óleo viscoso podem ser obtidas com a técnica de escoamento conhecida como *core-flow*. Nesse caso, o óleo escoar no centro do tubo (*core*) e a água, menos viscosa, escoar como um fino anel ao redor do óleo e adjacente à parede do tubo, formando o padrão de escoamento líquido-líquido anular. Esse padrão de escoamento permite a obtenção de gradientes de pressão comparáveis aos da água escoando sozinha num fluxo igual ao da mistura, inclusive em casos de escoamento de óleos ultraviscosos (OOMS et al., 1984; OLIEMANS, 1986; OLIEMANS et al., 1987; JOSEPH et al., 1997).

Solbakken e Andersson (2004) demonstraram, através de simulação numérica direta (DNS), que é possível obter uma redução significativa do gradiente de pressão (de até 20%) de escoamentos turbulentos em canais lubrificados com filmes finos. Segundo os autores, a presença de um filme fino, adjacente à parede e mais viscoso que o fluido que escoar no centro do duto, reduziria a interação entre o escoamento altamente turbulento do núcleo e a parede, diminuindo a tensão cisalhante parietal. Os resultados mostraram um espessamento da subcamada viscosa, um deslocamento das máximas flutuações de velocidade para o interior do duto e supressão da flutuação de velocidade normal à parede na interface entre o fluido do núcleo e o filme viscoso. Os vórtices longitudinais se afastam da região de parede e o arrasto de fricção decorrente de penetração (*sweep*) e ejeção (*ejection*) é minimizado. Como consequência, o filme de líquido estaria livre de tensões turbulentas. Rojey et al. (1999), citado por Solbakken e Andersson (2004), reportaram redução de atrito em escoamento de ar comprimido através de um método que consiste na injeção de um filme líquido fino ao redor do gás formando um anel.

Wyslouzil, Kessick e Masliyah (1987) sugerem que a redução no gradiente de pressão observada em emulsões óleo-em-água (45-50% de óleo), ao comparar com o escoamento de óleo, poderia ser causada pela presença de um filme fino de água perto da parede do tubo, tanto em regime laminar como em turbulento. Os autores acreditam que um filme muito fino

de água (0,01-0,03 mm) seria suficiente para diminuir o gradiente de pressão da mistura em 10-15% em regime laminar. A espessura do filme foi calculada a partir de parâmetros do escoamento (queda de pressão, vazão, viscosidade, raio do tubo). Os autores concluíram que a espessura é independente da viscosidade da mistura e do número de Reynolds. Além disso, em escoamento de sólidos em suspensão, Karnis, Goldsmith e Mason (1966) detectaram uma migração das partículas da região de maior tensão de cisalhamento (parede) para a região de menor tensão (centro do tubo) e a geração de uma região livre de partículas sólidas perto da parede do tubo. O efeito causado pela camada de água adjacente à parede seria a diminuição da viscosidade aparente da mistura.

Rodriguez (2009) propôs um mecanismo e um modelo fenomenológico para estimar a redução de atrito observada em dispersões óleo-em-água com óleo viscoso e em regime turbulento. Foram obtidas distribuições das fases na seção transversal do tubo, via sensor do tipo *wire-mesh*, que indicaram a presença de água na parede do tubo para o padrão disperso estudado. Além disso, foi calculado o deslizamento entre fases com o *holdup* medido, indicando o óleo como a fase mais rápida. Considerando as observações anteriores, o modelo baseou-se na ideia da existência de um filme de água fino e laminar escoando entre a mistura óleo-água turbulenta e a parede do tubo. A partir de dados experimentais obtidos em tubulação de vidro, foi prevista uma espessura de filme que variou entre 0,1 - 0,34 mm. Algumas modificações foram feitas no modelo, principalmente no perfil de velocidades adotado para o filme de água, obtendo-se uma espessura de filme da mesma ordem (RODRIGUEZ et al., 2012). Segundo os resultados, um aumento na espessura do filme leva a uma redução de atrito mais intensa, o que foi indicado pelo aumento da área de seção transversal média ocupada pelo filme de água. O espessamento do filme causaria uma diminuição na tensão de cisalhamento parietal, causando redução de atrito.

2.5.5 Deslizamento

Como definido na Seção 2.1 o deslizamento, s , é uma característica dos escoamentos bifásicos que ocorre devido a diferenças na densidade e/ou viscosidade das fases. Valores de deslizamento superiores à unidade indicam que o óleo está escoando mais rapidamente que a água. Quando o deslizamento é inferior à unidade tem-se o contrário, a água escoando mais rápido. Alguns autores têm reportado valores de deslizamento entre as fases óleo e água superior à unidade durante o escoamento horizontal de dispersões óleo-em-água (o/w) em tubulação de aço, indicando o óleo como fase mais rápida (LOVICK; ANGELI, 2004b, LUM;

AL-WAHAIBI; ANGELI, 2006). Lum, Al-Wahaibi e Angeli (2006) atribuem o deslizamento superior à unidade ao fato do óleo escoar na região de maior velocidade (centro do tubo); comportamento observado pelos autores durante os experimentos.

No estudo de padrão disperso dual (formado quando se tem simultaneamente dispersão de óleo-em-água e água-em-óleo), Lovick e Angeli (2004b) observaram, em tubulação de aço, deslizamento superior à unidade para altas frações de óleo, indicando o óleo como a fase mais rápida. Nesse caso, o deslizamento foi explicado pela forma da interface na seção transversal. Para altas frações de óleo, a água forma uma fina camada contínua e côncava na parte inferior do tubo; aumentando a sua área de contato com a parede e retardando o seu escoamento, o que resultaria em velocidades maiores para a fase óleo. Por outro lado, Trallero (1995) reportou valores de deslizamento inferiores à unidade para o mesmo padrão (dual) em tubulação de acrílico. Isto poderia ser explicado pelo tipo de material do tubo utilizado. Acrílico é preferencialmente molhado por óleo, o que significaria um aumento na área de contato entre o óleo e a parede do tubo, com a existência de uma interface convexa entre as fases na seção transversal. Isto retardaria, em hipótese, o escoamento da fase oleosa.

Rodriguez et al. (2011) reportaram existência de deslizamento maior que a unidade no escoamento altamente turbulento de dispersões óleo-água em tubulação de vidro. Neste caso, o deslizamento poderia ser causado por um filme laminar de água que estaria escoando na região da parede do tubo. Outros trabalhos também reportam valores de deslizamento superiores à unidade em escoamento disperso óleo-água (ANGELI, 1996, SOLEIMANI, 1999, XU et al., 2008). No entanto, ainda não há uma explicação consolidada do mecanismo físico relacionado ao fenômeno, principalmente quando esse é observado em escoamento altamente disperso.

Alguns autores acreditam que não só o material do tubo, como também a natureza dos fluidos e a velocidade da fase contínua, podem afetar a distribuição dos fluidos na seção transversal do tubo e, assim, o deslizamento (ANGELI; HEWITT, 2000a). Um resumo dos trabalhos experimentais sobre escoamento disperso óleo-água, que reportam dados de deslizamento entre as fases, pode ser visto na Tabela 2.3.

Tabela 2.3 – Trabalhos experimentais sobre escoamento disperso óleo-água com dados de deslizamento entre as fases.

Autor	Viscosidade óleo (mPa s)	s	I.D. (mm)	Padrão	U_{ms} (m/s)	Inclinação	Material tubo
Trallero (1995)	29,6	<1	50,1	Do/w& Dw/o	0,9 – 1,3	Horizontal	Acrílico
Angeli (1996)	1,6	>1	25,4	o/w	1,3 – 2,2	Horizontal	Aço
Soleimani (1999)	1,6	>1	24,3	Do/w& Dw/o	1,25	Horizontal	Aço
Lovick e Angeli (2004b)	6,0	>1	38	Do/w& Dw/o, o/w	0,8 – 3,0	Horizontal	Aço
Lum, Al- Wahaibi e Angeli (2006)	5,5	>1	38	o/w	0,7 – 2,5	Horizontal, inclinado	Aço
Rodriguez et al. (2011)	220	>1	26	o/w	1,3 – 3,8	Horizontal	Vidro

CAPÍTULO 3. EQUIPAMENTO E PROCEDIMENTO EXPERIMENTAL

Serão apresentados os aparatos de teste utilizados para obtenção dos dados experimentais, o procedimento experimental e matriz de testes adotados, equipamentos e instrumentação utilizada. O circuito experimental multifásico do Laboratório de Engenharia Térmica e Fluidos (LETeF) da USP de São Carlos foi utilizado para investigação de dispersões óleo-água em tubulação de acrílico com óleo viscoso e água. Um segundo circuito multifásico, situado na Shell, em Rijswijk, Holanda, foi utilizado para complementar o estudo sobre dispersões óleo-água, em tubulação de aço e com fluidos diferentes aos utilizados no laboratório na USP.

3.1 EXPERIMENTOS - USP SÃO CARLOS

Os componentes básicos do circuito do LETeF na USP de São Carlos são: compressor, separador de água e óleo, bombas para óleo e água, transdutor de pressão diferencial, medidores de vazão de óleo e água, válvulas solenóides para corte e desvio rápido de fluxo, linha auxiliar *bypass*, dispositivos de segurança como manômetros para controle de pressão e termopares para medição de temperatura dos fluidos.

Os fluidos de teste utilizados nos experimentos foram: óleo mineral de viscosidade aproximadamente 220 mPa s a 25 °C e densidade aproximada de 860 kg/m³ e água de torneira. Os valores de densidade e viscosidade adotados para a água foram 988 kg/m³ e 1 mPa s, respectivamente. A Figura 3.1 apresenta o diagrama esquemático do circuito experimental.

Figura 3.1 – Esquema do circuito experimental do LETeF.

3.1.1 Sistema de suprimento de água e óleo

A água e o óleo mineral ficam armazenados separadamente em tanques de polipropileno e são bombeados para a linha de teste através de bombas de deslocamento positivo helicoidais do tipo parafuso. Para o bombeamento de água foi utilizada uma bomba da marca Weatherford com potência de acionamento de 15 CV e potência absorvida de 10 CV, e para o de óleo uma bomba também da marca Weatherford modelo 2WHT 53/F, com potência de 10 CV. A Figura 3.2 mostra, acima e abaixo, as bombas helicoidais de óleo e água utilizadas, respectivamente.

Óleo e água são bombeados desde os tanques de armazenamento, passando por tubulações em PVC, até alcançar a seção de teste. Após a linha de testes, a mistura de água e óleo passa por um tanque separador do tipo placas coalescentes, com capacidade de 2200 litros (Figura 3.3). Uma vez separados, cada líquido segue para o reservatório respectivo por ação da gravidade. Tanto os inversores de frequência quanto a rotação do motor da bomba são controlados manualmente ou remotamente por um programa em plataforma LabVIEW®.

O suprimento de ar à linha é feito por um compressor do tipo parafuso da Schulz Modelo 3030 com uma vazão efetiva de 3511 l/min e pressão de saída de 750 kPa. Torres de resfriamento por água e um trocador de calor casco-tubo refrigeram o ar comprimido. Após este processo, o ar é direcionado a tanques que asseguram a manutenção da pressão e vazão de ar nas linhas de testes (no caso de se trabalhar com ar) e equipamentos pneumáticos como válvulas solenoides.

Figura 3.2 – Bombas helicoidais de alimentação de água e óleo.

Figura 3.3 – Separador de água e óleo do tipo placas coalescentes.

3.1.2 Medidores de vazão

Para a medição de vazão de água foram usados dois medidores. Para baixas vazões de água, um medidor de engrenagens modelo OGT da Badgermeter. Para vazões altas, foi usado um medidor tipo vórtex, modelo EX-DELTA VXW1050 da Oval. Com a intenção de atingir vazões altas o suficiente para observar o padrão disperso, o medidor usado na maioria dos testes foi o EX-DELTA da Oval. Na Figura 3.4a e b podem ser observados os medidores de água de alta e de baixa vazão, respectivamente.

Figura 3.4 – Medidores de vazão de água: (a) Altas vazões; (b) Baixas vazões.

Para medição de vazão de óleo também foram usados dois medidores. Para vazões altas foi utilizado um medidor FLOWPET-EG LS5376 da Oval (Figura 3.5a). Esse medidor funciona pelo princípio de engrenagens, ou seja, é de deslocamento positivo. Já para baixas vazões foi utilizado um medidor modelo LSF45 da Oval M-III (Figura 3.5b). Informações

sobre a faixa de medição e incerteza dos medidores de água e óleo estão detalhadas na Tabela 3.1.

Figura 3.5 – Medidores de vazão de óleo: (a) Altas vazões; (b) Baixas vazões.

Tabela 3.1 – Faixas de medição e incerteza dos medidores de vazão de água e óleo.

Equipamento	Marca/modelo	Vazão (l/min)	Vel. superficial (m/s)	Incerteza
Medidor (água)	Badgermeter/OGT HF ½"	1 – 35	0,03 – 1,1	±0,75% FE*
Medidor (água)	Oval/EX-DELTA VXX1050	33,33 – 316,66	1 – 40,33	±1% RD**
Medidor (óleo)	Oval M-III/LSF-45L	0,06 – 8,33	$1,88 \times 10^{-3}$ – 0,26	±1 % RD
Medidor (óleo)	Oval/FLOWPET-EG LS5376-430A	2,5 – 106,7	0,08 – 3,35	±1% RD

*FE=Fundo de escala **RD=Leitura

Os medidores vieram com uma calibração de fábrica. Entretanto, todas as calibrações de fábrica são verificadas regularmente através da técnica gravimétrica (balança e cronômetro) para garantir que o erro de medição seja pequeno. Para tal, a vazão lida pelo medidor é comparada com a vazão “real”, dada pela razão entre volume, obtido através da leitura da balança, e o tempo marcado pelo cronômetro.

3.1.3 Seção de testes

A seção de testes é uma tubulação de acrílico de 12 m com diâmetro interno de 26 mm e espessura da parede de 2,08 mm. Tubos de acrílico de 2 m foram utilizados para montagem da linha. A união entre os tubos foi feita através de peças PVC (luva de união). Cada união consiste de uma peça cilíndrica e dois flanges. Entre as uniões foram colocados anéis de borracha (*o-rings*) para impedir vazamentos. Os tubos de acrílico foram fixados sobre uma estrutura metálica inclinável (gangorra) por meio de abraçadeiras de alumínio. Além das uniões, foram colocadas outras peças de PVC ao longo da linha para dar maior suporte e estabilidade à linha. Detalhes sobre as uniões e suportes em PVC podem ser observados na Figura 3.6. As linhas de óleo e água são tubulações de PVC que interligam os respectivos reservatórios à linha de teste.

Figura 3.6 – Suportes dos tubos e uniões utilizados na seção de teste.

Antes de dar início ao processo de instalação do misturador, válvulas solenoides de fechamento rápido foram instaladas no início e fim da seção de teste. Após a instalação dessas válvulas, um misturador tipo “Y” de PVC foi montado de forma que a fase líquida menos densa (óleo) entre na seção de teste pela parte superior e a fase líquida mais densa (água) entre pela parte inferior (Figura 3.7). Na Figura 3.8 pode ser observada a seção de testes em acrílico, montada para o presente projeto sobre a estrutura metálica inclinável. Nessa figura é possível observar também a linha de vidro previamente existente.

Figura 3.7 – Misturador óleo-água em “Y”.

Figura 3.8 – Tubulações de acrílico e vidro de 12 m instaladas sobre a estrutura metálica inclinável.

3.1.4 Transdutor de pressão

A queda de pressão na tubulação foi determinada por um transdutor de pressão diferencial da marca Validyne modelo DP-15 com incerteza de 0,5% do fundo de escala (FE) (Figura 3.9). Este tipo de transdutor tem apenas um elemento sensível à pressão, o diafragma (Figura 3.9), que pode ser substituído, possibilitando o uso do mesmo transdutor para a medida de diferentes faixas de pressão. Na Tabela 3.2 é apresentada a escala de pressão (FE) para seleção do diafragma. Estes dados foram obtidos do manual do equipamento. O

procedimento de calibração do transdutor foi feito a partir de uma coluna de mercúrio. Uma curva de pressão versus tensão foi obtida para cada diafragma.

Figura 3.9 – Transdutor de pressão diferencial da marca Validyne (www.Validyne.com).

Tabela 3.2 – Fundo de escala (FE) para seleção de diafragmas.

Diafragma nº	psi	kPa	mm Hg
26	0,5	3,5	26,3
28	0,8	5,5	41,4
30	1,25	8,6	65,0
32	2,0	14	103,0
34	3,2	22	165,0
36	5,0	35	258,0
38	8,0	55	414,0
40	12,5	86	650,0

Para conectar o transdutor à linha foram instaladas duas tomadas de pressão com espaçamento de 5 m entre elas. A primeira tomada foi colocada a 2,8 m do início da seção.

O esquema de válvulas (válvulas de dreno, de fechamento e a válvula de passagem) para pressurização e despressurização é ilustrado na Figura 3.10. Estes procedimentos foram executados antes e depois de cada medição e da seguinte maneira: para pressurização as válvulas de dreno são fechadas e a válvula de passagem aberta. Em seguida, as válvulas de fechamento são abertas para aplicar pressão em ambos os lados do transdutor. Finalmente, a válvula de passagem é fechada. Após a medição da queda de pressão, para despressurizar o

sistema, os seguintes passos são realizados em sequência: abertura da válvula de passagem, fechamento das válvulas de fechamento e abertura das válvulas de dreno.

Figura 3.10 – Esquema do arranjo de válvulas.

A troca do diafragma foi realizada para garantir um nível de incerteza satisfatório nas medições em todas as faixas de queda de pressão investigadas. Para a troca de diafragma adota-se o seguinte procedimento: primeiro as mangueiras das tomadas de pressão eram desconectadas do transdutor e os dois parafusos (Figura 3.9) eram removidos. Assim, as duas metades da caixa eram separadas e o diafragma removido cuidadosamente. Logo em seguida, efetuava-se a limpeza do diafragma e das metades da caixa. Após isso, a remontagem do transdutor era realizada. Para garantir uma medição correta é importante garantir a ausência de bolhas de ar nas mangueiras das tomadas e nas cavidades de pressão. Para isso o transdutor da Validyne é equipado com portas de sangria (Figura 3.9) que facilitam a limpeza e preenchimento das cavidades de pressão. Essa porta é fechada por pequenos parafusos. Devido ao grande comprimento das mangueiras utilizadas para instalação das tomadas de pressão foi necessária sempre a sangria por alguns minutos antes de iniciar as medições para garantir a expulsão de bolhas e, assim, uma medição correta da queda de pressão.

3.1.5 Sensor *wire-mesh*

Um sensor do tipo *wire-mesh* é um dispositivo com alta resolução espacial e temporal que combina medidas intrusivas de fração volumétrica e obtenção de imagens tomográficas da seção transversal. Foi introduzido há aproximadamente quinze anos por Prasser, Böttger e

Zschau (1998) no Centro de Pesquisa de Dresden-Rossendorf (FZD) na Alemanha. Dessa data em diante, tem sido utilizado por vários pesquisadores para o estudo de escoamentos multifásicos, principalmente em escoamento gás-líquido (PRASSER; BÖTTGER; ZSCHAU, 1998, SILVA; SCHLEICHER; HAMPEL, 2007, ROITBERG; SHEMER; BARNEA, 2007, PIETRUSKE; PRASSER, 2007, THIELE; SILVA; HAMPEL, 2009, SILVA et al., 2010, HAMPEL et al., 2009, AZZOPARDI et al., 2010), com algumas aplicações em escoamento líquido-líquido (LLAMAS et al., 2008, SILVA et al., 2011, RODRIGUEZ et al., 2011, VELASCO PEÑA et al., 2013). Diferentes geometrias também têm sido testadas, mantendo o princípio de funcionamento e a eletrônica (DAMSOHN; PRASSER, 2009a, SILVA; HAMPEL, 2009, THIELE; SILVA; HAMPEL, 2009). Este tipo de sensor é basicamente formado por dois planos de fios, um de fios transmissores e o outro de receptores. A separação entre os dois planos é de apenas alguns milímetros ou menos (0,35 – 3 mm), enquanto a distância entre os fios de um mesmo plano pode variar entre 0,5 – 15 mm. Os fios de um plano são posicionados perpendicularmente em relação aos do outro plano, formando assim uma rede de eletrodos. Em cada eletrodo ou ponto de cruzamento entre fios, são feitas medidas de condutividade ou capacitância elétrica (permissividade). A Figura 3.11 ilustra, como exemplo, o esquema de um protótipo do sensor com 4 x 4 fios. O espaço entre os pontos de cruzamento é preenchido com fluido. Cada fio transmissor é ativado em sequência e envia um sinal elétrico para o fluido. Em seguida, o fio transmissor recebe um sinal que contém a informação para identificar o tipo de fluido presente em cada ponto de cruzamento. Ao ser ativado o último fio transmissor, é adquirido um conjunto completo de dados com a informação sobre o tipo de fluido ou fase para toda a seção transversal. A partir dessas frações locais instantâneas são obtidas frações médias na seção e no tempo, distribuições de fase ao longo da seção transversal do tubo, fração volumétrica *in situ* e imagens 3D do escoamento. Uma descrição detalhada do princípio de funcionamento do sensor condutivo e capacitivo *wire-mesh* pode ser vista em Prasser, Böttger e Zschau (1998) e Silva, Schleicher e Hampel (2007), respectivamente.

O sensor consiste em dois planos de oito fios de 0,12 mm de diâmetro cada. Os planos estão separados entre si em 1 mm e os fios de cada lâmina estão separadas por uma distância de 3 mm. O protótipo utilizado nos experimentos realizados no LETeF foi desenvolvido na Alemanha, no Centro de Pesquisa de Dresden-Rossendorf. No entanto, a eletrônica do sensor foi projetada e fabricada pelo estudante de doutorado do LETeF Hugo Fernando Velasco Peña. Na Figura 3.12, pode ser observado o protótipo do sensor 8 x 8 utilizado nos testes em tubulação de acrílico.

Figura 3.11 – Representação esquemática de um sensor *wire-mesh* 4 x 4.

Figura 3.12 – Sensor do tipo *wire-mesh* (configuração 8 x 8).

O sensor foi instalado na seção de testes por meio de flanges de PVC. Os flanges construídos consistem em duas peças acrílicas e duas peças de PVC, cujo objetivo é prensar a superfície do sensor (Figura 3.13). As peças de acrílico possibilitam a visualização do escoamento a montante e a jusante do sensor. Detalhes das peças devidamente acopladas são ilustrados na Figura 3.14, onde observamos que as peças em PVC sofrem o aperto por três parafusos e a vedação é feita através de *o-rings*. O sensor foi instalado a 10 m a jusante do início da seção de teste (Figura 3.15).

Figura 3.13 – Peças utilizadas para fabricação do flange.

Figura 3.14 – Detalhes da montagem do flange.

Figura 3.15 – Sensor *wire-mesh* instalado na linha de teste de acrílico.

3.1.6 Sistema de aquisição de dados

A aquisição de dados e controle do sistema foi realizada por meio de um microcomputador equipado com uma placa de aquisição da *National Instruments* NI PCI-6224 e programas em LabVIEW®. A mesma possui 16 bits de resolução, 48 canais digitais, 32 canais analógicos de tensão e capacidade para 250 mil amostras simultâneas por segundo. A maioria dos sensores utilizados envia um sinal de corrente que varia de 4 a 20 mA. Para que os sinais enviados pelos sensores sejam reconhecidos pela placa de aquisição, encontra-se instalado na entrada da placa de aquisição um bloco conversor com resistências de precisão de 250 Ohms que converte os sinais de corrente em sinais de tensão. A Figura 3.16 apresenta a interface do programa utilizado para controle e aquisição dos dados.

Figura 3.16 – Interface do programa de aquisição e controle em plataforma LabVIEW®.

3.1.7 Procedimento experimental

Dados de queda de pressão para a mistura e para o escoamento equivalente de água foram coletados. Além das medidas de queda de pressão, foram realizadas medições de fração volumétrica *in situ* (*holdup*) com o uso de válvulas de fechamento rápido. O sensor do tipo *wire-mesh*, após a devida calibração, foi usado para obtenção de distribuição das fases e *holdup*. Além disso, padrões de escoamento foram identificados utilizando-se uma câmera de alta velocidade.

Em geral, pontos experimentais foram coletados em função das velocidades superficiais das fases para escoamento óleo-água na horizontal. Com o intuito de estudar preferencialmente o padrão disperso, foi varrida a região indicada na carta de fluxo da Figura 3.17. A carta de fluxo teórica foi gerada para uma tubulação de 26 mm de diâmetro e para os fluidos de teste do LETeF. Ela foi obtida através de um programa aberto e em linguagem

FORTTRAN (RODRIGUEZ; OLIEMANS, 2006), no qual foi implementada a modelagem proposta por Trallero (1995). A janela de vazões de trabalho foi determinada também considerando as limitações do circuito experimental. Pode ser observada, na Figura 3.17, a região de ocorrência dos padrões: ST (Estratificado suave), ST&MI (Estratificado com mistura na interface), w/o (Dispersão de água em óleo), Do/w & w (Dispersão de óleo em água e água), Do/w & Dw/o (Dispersão de óleo em água e água em óleo) e o/w (Dispersão de óleo em água).

Figura 3.17 – Carta de fluxo para escoamento água e óleo na horizontal para tubulação de 26 mm de diâmetro e fluidos de teste do LETeF.

O procedimento para coleta de dados pode ser descrito da seguinte forma: uma vez estabelecida a velocidade superficial de água, a velocidade superficial do óleo é ajustada. Assim, para cada ponto experimental (um ponto significa um par de velocidades superficiais de água e óleo) inicia-se a coleta de dados de queda de pressão e aquisição de dados com o sensor *wire-mesh*. A coleta era iniciada sempre após ter sido assegurada a condição de regime permanente, que compreende a estabilização do padrão de escoamento. Dados de temperatura do óleo e pressão na linha também eram coletados. Esse procedimento era repetido para medição de fração volumétrica *in situ* através da técnica das válvulas de fechamento rápido e para filmagem com a câmera de alta velocidade. A aquisição de dados com o sensor *wire-mesh* foi realizada a uma taxa de 500 *frames* por segundo, durante 120 segundos. A

frequência de excitação do circuito era de 5 MHz. A faixa dos parâmetros experimentais ensaiados durante os testes é apresentada na Tabela 3.3.

Tabela 3.3 – Faixa dos parâmetros experimentais ensaiados.

U_{ws} (m/s)	U_{os} (m/s)	C_o (%)
0,95 – 3	0,01 – 1,7	0,5 – 51

3.1.7.1 Queda de pressão por fricção

Dados de queda de pressão por fricção do escoamento disperso óleo-água e do escoamento monofásico de água equivalente (fluxo de água igual ao fluxo da mistura óleo-água) foram coletados em tubo de acrílico na horizontal. Essas medições foram realizadas com o intuito de detectar a ocorrência do fenômeno de redução de atrito. O critério utilizado para a identificação do fenômeno foi a normalização do gradiente de pressão do escoamento bifásico, $(dp/dx)_m$, em relação ao gradiente de pressão do escoamento monofásico de água equivalente, $(dp/dx)_w$. Sendo a razão entre eles, $(dp/dx)_m / (dp/dx)_w$, definida como fator *DRP*. Portanto, a verificação da existência da redução de atrito ocorre quando:

$$DRP = \frac{\left(\frac{dp}{dx}\right)_m}{\left(\frac{dp}{dx}\right)_w} < 1. \quad (3.1)$$

Foi utilizado o transdutor de pressão da Validyne, como descrito na Seção 3.1.4, para a medição da queda de pressão do escoamento. O procedimento adotado para obtenção da queda de pressão foi o seguinte: verifica-se a inclinação da seção de testes, para garantir inclinação de 0° em relação à horizontal, através de um inclinômetro Bosch modelo DNM 60L (0,1° de precisão). Após isso, realiza-se a aferição do transdutor de pressão. A aferição foi feita com escoamento monofásico de água, onde o valor da queda de pressão dada pelo transdutor tinha que ser igual, ou dentro da incerteza, ao previsto pela equação de Darcy. Caso os valores fossem diferentes ou estivessem fora da incerteza do medidor, proceder-se-ia à

sangria e realizar-se-ia uma nova medição. Caso os valores continuassem diferentes ou fora da incerteza, proceder-se-ia uma nova calibração do transdutor. A validação com a equação de Darcy-Weisbach é feita online. Uma sub-rotina do programa de aquisição de dados calcula, a partir do sinal de vazão de água, a queda de pressão prevista pela equação de Darcy, que é então comparada com o valor medido pelo transdutor de pressão diferencial. Após escoar somente água na tubulação por alguns minutos, iniciava-se a coleta dos dados de queda de pressão do escoamento bifásico. O estabelecimento da vazão equivalente de água era feito a partir da soma das respectivas velocidades superficiais de água e óleo, conforme previsto na malha de testes. Os dados eram coletados a uma taxa de aquisição de 5 kHz durante 60 s, além de duas ou três replicatas.

Inicialmente foram feitas medidas da queda de pressão da mistura e do escoamento monofásico de água equivalente utilizando um diafragma com fundo de escala alto (55 kPa), com o objetivo de detectar a faixa total de queda de pressão e de ocorrência do fenômeno na região de interesse da carta de fluxo. Com essas medições, foi levantada uma faixa de queda de pressão entre 2,4 e 36 kPa. Uma vez identificada a faixa de medição, novas medições de queda de pressão foram realizadas selecionando diferentes diafragmas. Essa seleção foi feita de forma a garantir um nível de incerteza satisfatório na medida de queda de pressão e, especialmente, na obtenção do fator *DRP*, indicador da ocorrência do fenômeno. Ao todo foram coletados 83 pontos experimentais com dados de queda de pressão.

3.1.7.2 Fração volumétrica *in situ*

Um sistema de *bypass* existente no circuito experimental viabilizou a obtenção da fração volumétrica *in situ* de óleo (*holdup*) com o uso de válvulas solenoides de fechamento rápido, instaladas na linha como descrito na Seção 3.1.3. A Figura 3.18 ilustra o esquema da tubulação *bypass*. Durante o escoamento em regime permanente as válvulas solenoides V1 e V2 encontram-se abertas permitindo a passagem livre do escoamento pela seção de teste. A válvula na linha auxiliar de *bypass* (V3) deve estar totalmente fechada, impedindo o desvio de fluido. Para isso, V3 é mantida energizada, juntamente com a V2 que é normalmente fechada. Energizando-se V1 e desenergizando-se V2 e V3 simultaneamente, fecha-se a linha de teste, abrindo-se a passagem do escoamento para o *by pass* pela válvula V3. Assim, realiza-se o aprisionamento da mistura na linha de teste para posterior esgotamento e obtenção da fração volumétrica. É importante ressaltar que as válvulas solenoides fechavam-se em 0,1 segundo.

Figura 3.18 – Esquema do sistema *bypass*.

Em seguida, procedia-se ao esgotamento da linha e medição dos volumes de água e óleo através de quatro buretas de 2000 mL. O tempo de esgotamento para todos os testes foi de no mínimo 4 horas. A água, por ser menos viscosa, era esgotada com mais facilidade e a maior parte do óleo presente na linha era esgotado juntamente com a água. No entanto, um pequeno volume de óleo ainda permanecia no tubo, aderido à parede do mesmo após o esgotamento. Tal erro foi suprimido supondo que, após o período de esgotamento, a diferença entre o volume total da linha (6363 mL) e o volume coletado era composta pelo óleo não esgotado, aderido às paredes do tubo. Ao final de cada medição, circulava-se água a alta vazão pela tubulação durante alguns minutos para retirar o óleo que permanecia aderido às paredes. As medições de *holdup* foram feitas separadamente das medições de queda de pressão e aquisição com o sensor *wire-mesh*. No entanto, as mesmas condições de escoamento foram impostas para reproduzir os mesmos pontos experimentais coletados anteriormente.

3.1.8 Experimentos em tubulação vertical

Experimentos foram conduzidos em uma tubulação vertical de vidro de 50 mm de diâmetro interno e 12 m de comprimento existente no LETeF (ver Figura 3.19). Os ensaios foram realizados com os mesmos fluidos de teste utilizados nos ensaios em tubulação horizontal de acrílico

Figura 3.19 – Tubulação de vidro vertical de 50 mm de diâmetro.

Dados de queda de pressão para a mistura óleo-água e para o escoamento equivalente de água foram obtidos. Além das medidas de queda de pressão, foram feitas medições de fração volumétrica *in situ* (*holdup*) com o uso de válvulas de fechamento rápido. Pontos experimentais foram coletados em função das velocidades superficiais das fases para escoamento óleo-água na vertical. A escolha dos pontos experimentais foi baseada na carta de fluxo apresentada na Figura 3.20, onde foi implementado o modelo proposto por Rodriguez e Castro (2014). Com o intuito de estudar preferencialmente o padrão disperso óleo em água as velocidades superficiais de água e óleo variaram entre 1 m/s e 2 m/s e entre 0,3 m/s e 0,5 m/s, respectivamente. Também foram consideradas as limitações de operação do circuito para seleção dos pontos.

Para a medição da queda de pressão do escoamento foi utilizado um transdutor de pressão da Validyne com diafragma com fundo de escala igual a 3,5 kPa. O diafragma foi selecionado após testes preliminares que definiram a faixa de queda de pressão para a região de estudo indicada na carta de fluxo. Para conectar o transdutor à linha foram utilizadas duas tomadas com mangueiras instaladas na seção de teste. As tomadas distaram 1,5 m uma da outra. A calibração do transdutor foi realizada utilizando um calibrador/indicador de pressão da marca Wika, modelo CPG2500, de 0,010% FE de incerteza (FE = 40 kPa). Para aferição adotou-se o procedimento descrito na Seção 3.1.7.1.

Figura 3.20 – Carta de fluxo para escoamento água e óleo na vertical em tubulação de 50 mm de diâmetro, Rodriguez e Castro (2014).

Um sistema de *bypass* existente na tubulação horizontal viabilizou a medição de fração volumétrica *in situ* de óleo (*holdup*) com o uso de válvulas solenoides de fechamento rápido. O procedimento empregado para a medição de fração volumétrica *in situ* é o seguinte: após a estabilização do regime permanente, o escoamento bifásico é aprisionado. Após a segregação das fases, realizava-se a leitura do volume ocupado pelo óleo a partir de uma graduação de comprimento (régua) instalada na tubulação. A distância total ocupada pela mistura era igual a 3,54 m.

3.2 EXPERIMENTOS NA SHELL HOLANDA

Neste estudo também foram realizados experimentos em outro circuito experimental, localizado na Shell Global International B.V, Rijswijk, Holanda. Tais testes foram realizados durante um estágio de três meses realizado em 2012 sob a supervisão de Hans den Boer da Shell, do professor Dr. Ruud Henkes da TUDelft e do professor Dr. Oscar M. H. Rodriguez da USP de São Carlos. O trabalho foi realizado com o objetivo principal de coletar dados de escoamento disperso óleo-água para análise do fenômeno de redução de atrito. Foram coletados dados de queda de pressão em uma seção de teste em aço de 15 metros de comprimento e 82,8 mm de diâmetro. Outro propósito do trabalho foi avaliar a capacidade do sensor capacitivo do tipo *wire-mesh* para o estudo de escoamento óleo-água. Para esta

finalidade, foi desenvolvido um outro sensor do tipo *wire-mesh* no LETeF, o qual foi projetado para o estudo de escoamento óleo-água disperso e estratificado. Os dados coletados com o sensor possibilitaram a obtenção de distribuições de fases na seção transversal do tubo e dados de *holdup*.

3.2.1 Bancada experimental - Circuito experimental DONAU

As instalações da Shell em Rijswijk dispõem de um circuito (DONAU) capaz de simular uma ampla gama de condições de escoamento óleo-água-gás em tubulações de aço, Figura 3.22. O presente trabalho foi realizado em um tubo de aço inoxidável AISI-316L de 82,8 mm de diâmetro interno e 15 m de comprimento. Uma seção de tubo transparente de perspex de 1,15 m de comprimento viabilizou a visualização do escoamento. As condições máximas de temperatura e pressão são 55°C e 44 bar. A Figura 3.21 mostra uma foto da seção de teste e a Tabela 3.4 apresenta as vazões máximas de trabalho de óleo e água do circuito.

Tabela 3.4 – Vazões máximas de água e óleo do circuito DONAU.

Fluido	Vazão	Vel.
	volumétrica (m ³ /h)	superficial (m/s)
Água salgada	60	3
Óleo (vítrea 10)	60 (aprox.)	3 (aprox.)

Figura 3.21 – Seção de testes do circuito DONAU.

F

Figura 3.22 – Diagrama esquemático do circuito experimental: (a) Seção de mistura; (b) Seção de testes e equipamentos: GD=Densitômetro gama, PT=Transmissor de pressão, TT=Transmissor de temperatura, DT=Medidor de densidade, FT=Medidor de vazão, dPT=Transdutor de pressão diferencial.

Os fluidos de teste utilizados foram água salgada (com valores aproximados de viscosidade de 0,8 mPa s e densidade 1075 kg/m^3) e óleo Shell's vitrea 10 (com valores aproximados de viscosidade de 7,5 mPa s e densidade 887 kg/m^3). Ambos os fluidos, são mantidos no mesmo separador de placas coalescentes. O óleo encontra-se na parte superior do separador, enquanto que a água permanece na parte inferior devido à diferença de densidade entre os fluidos. Cada fase é transportada separadamente, a partir do separador, por sua própria série de tubos, bombas, medidores de vazão e de temperatura até a seção de testes. No final da seção de testes a mistura é transportada de volta ao separador. No caso de experimentos com gás, esta fase atinge a parte superior do separador e escapa através de uma chaminé. Nas Figuras 3.23 e 3.24, podem ser observados um diagrama esquemático do sistema de separação e uma foto do separador de placas coalescentes, respectivamente.

Figura 3.23 – Diagrama esquemático do separador de placas coalescentes e tanque de armazenamento de óleo, água e gás.

Figura 3.24 – Foto do separador de óleo, água e gás.

3.2.1.1 Instrumentação

Durante os experimentos foram coletadas medidas de referência tais como densidade e temperatura dos fluidos, óleo e água, assim como medições mais detalhadas: fração volumétrica *in situ* (*holdup*) e queda de pressão do escoamento bifásico óleo-água. Para tais medições foram utilizados medidores de vazão volumétrica e mássica (Coriolis Elite da Micro Motion, Series CMF 50/100/200, com uma incerteza de $\pm 0,1\%$), sensores de temperatura (Metatemp Pt100) e sensores de densidade (Schlumberger, Solartron 7835B). Uma câmera de alta velocidade Olympus *i-speed* 3 foi utilizada para visualização do escoamento. Para medição da queda de pressão do escoamento, foram utilizados transdutores de pressão (Rosemount 3051C), com uma incerteza de 207 Pa e foi instalada uma mangueira conectando os dois transdutores de pressão diferencial na seção de teste. Os dois transdutores distaram 6,1 m um do outro.

Para obtenção da densidade da mistura e *holdup* foram utilizados dois densitômetros de raios gama Berthold LB 444. O densitômetro gama mede a absorção de raios gama e permite a obtenção da densidade média da mistura escoando na tubulação. Uma das fontes foi instalada alguns metros a montante da seção de visualização e a outra imediatamente após o sensor como descrito na Figura 3.22. As fontes de radiação foram instaladas na seção em um ângulo de 45° em relação ao diâmetro vertical (Figura 3.25). Para a calibração, a tubulação foi preenchida com água e foram coletadas contagens típicas durante alguns minutos. Depois, o tubo foi preenchido com óleo e o procedimento foi repetido.

Figura 3.25 – Fonte de radiação gama instalada na seção de teste.

Três computadores independentes foram utilizados para a realização dos testes e coleta dos dados. Dois deles localizados na sala de controle e um localizado próximo à seção de testes. Um controlador baseado em LabVIEW® foi utilizado para definir as vazões de entrada de água e óleo, para selecionar as bombas e medidores de vazão apropriados e para a coleta dos dados. Um segundo computador foi o responsável por controlar as fontes de radiação gama. Um terceiro computador, também com controlador baseado em LabVIEW®, foi usado para calibrar o sensor *wire-mesh* e para aquisição de dados por meio de uma placa de aquisição da *National Instruments* PCI-6224.

3.2.1.2 Sensor *wire-mesh*

O protótipo do sensor capacitivo utilizado nos experimentos e toda a eletrônica foram projetados, construídos e testados no LETeF da USP. A eletrônica foi desenvolvida pelo

aluno de doutorado Hugo Fernando Velasco Peña e o protótipo foi construído com o auxílio do técnico mecânico do LETeF, Hélio J. D. Trebi. O projeto de fabricação do protótipo inicia-se com o dimensionamento do sensor para a tubulação de 82,8 mm de diâmetro do circuito DONAU. O sensor consiste em duas lâminas ou planos de dezesseis fios de aço inox de 0,2 mm de diâmetro cada. Os planos são separados entre si por 1,4 mm enquanto os fios de cada lâmina estão separados por uma distância de 5 mm. Na Figura 3.26 pode ser observado o protótipo do sensor 16 x 16 utilizado nos experimentos realizados na Holanda.

Figura 3.26 – Sensor *wire-mesh* (configuração 16 x 16).

Para instalação do protótipo na seção de testes foi necessário fabricar duas peças grossas em borracha para evitar o contato da superfície do sensor com os flanges metálicos. O sensor foi instalado imediatamente após a seção de visualização. Detalhes são ilustrados na Figura 3.27.

Figura 3.27 – Instalação do sensor na tubulação de aço inox do circuito DONAU.

3.2.2 Procedimento experimental

Os experimentos realizados nas instalações da Shell iniciam-se com a circulação dos fluidos de teste até ser atingida a temperatura de operação de aproximadamente 40°C. Uma vez atingidas as condições de operação do circuito, procede-se à calibração do sensor *wire-mesh*, realizada coletando primeiramente dados com a tubulação preenchida somente com água e, logo em seguida, com a tubulação preenchida com óleo. Após a calibração do sensor, as fontes de radiação são ligadas. A seguir, as vazões de água e óleo são estabelecidas de acordo com a matriz de pontos experimentais (um ponto significa um par de vazões de água e óleo). Uma vez assegurada a condição de regime permanente, realiza-se a coleta simultânea de dados do circuito experimental, com o sensor *wire-mesh* e com o densitômetro gama. O processo até a estabilização do padrão compreende o monitoramento online de curvas de temperatura, pressão, densidade e vazões. O tempo médio necessário para estabilização do escoamento, após a imposição das novas vazões de água e óleo, foi de aproximadamente 15 minutos para o padrão disperso e 45 minutos para o padrão estratificado. A aquisição com o sensor tipo *wire-mesh* foi feita a uma taxa de 500 *frames* por segundo durante 120 segundos. A frequência de excitação do circuito é de 5 MHz. A Figura 3.28 apresenta a disposição da seção transparente de visualização, do sensor e da fonte de radiação localizada após o sensor.

Figura 3.28 – Localização do sensor *wire-mesh*, seção transparente e densitômetro gama na tubulação de aço de 82,8 mm de diâmetro.

A matriz experimental foi baseada em uma carta de fluxo gerada anteriormente nas mesmas instalações e com os mesmos fluidos de teste (RODRIGUEZ; OLIEMANS, 2006). Tendo como principal objetivo o estudo do escoamento disperso óleo em água, além do

estudo da aplicabilidade do sensor tipo *wire-mesh* no estudo de escoamento óleo-água estratificado, foram escolhidas as regiões indicadas na carta de fluxo ilustrada na Figura 3.29. A faixa das velocidades superficiais de água e óleo ensaiadas é descrita na Tabela 3.5. A região de trabalho foi determinada considerando também as condições máximas de operação do circuito experimental. Foram coletados 70 pontos experimentais ao todo, dos quais 50 pontos correspondem ao escoamento disperso e 20 pontos ao padrão estratificado.

Tabela 3.5 – Faixa dos parâmetros experimentais ensaiados na Shell.

U_{ws} (m/s)	U_{os} (m/s)	Padrão de escoamento
1,8 – 2,5	0,02 – 1,1	Disperso
0,05 – 0,08	0,02 – 0,1	Estratificado

Figura 3.29 – Carta de fluxo para água e óleo na horizontal, Shell Rijswijk (RODRIGUEZ; OLIEMANS, 2006).

3.3 PROCEDIMENTOS DE MEDIÇÃO E TRATAMENTO DE DADOS DO SENSOR WIRE-MESH

O sensor *wire-mesh* excita um único fio transmissor (TX) de cada vez e lê as informações de todos os fios receptores ao mesmo tempo, com isso tem-se a informação do fluido que passa pelos pontos de cruzamento no momento da leitura como ilustrado no circuito da Figura 3.30. Logo em seguida, os sinais são quantificados e enviados ao microcomputador para serem processados e visualizados.

Figura 3.30 – Diagrama esquemático de um sensor 4 x 4. Figura adaptada de Silva (2008).

O circuito anterior fornece um valor de tensão (voltagem) que está relacionado com a permissividade relativa do fluido ou mistura, k_m , para cada ponto de cruzamento de acordo com:

$$V = a \ln(k_m) + b, \quad (3.2)$$

onde a e b são constantes que dependem de fatores geométricos e valores dos componentes elétricos associados como frequência de medição e voltagem de entrada. Devido às diferenças entre as características elétricas dos componentes existe uma variação dos valores medidos em cada ponto de cruzamento para um mesmo fluido, sendo necessário um procedimento de ajuste para compensar essa variação. Essa rotina de ajuste ou calibração consiste em realizar

uma medição com a substância de mais baixa permissividade, k_L , (por exemplo, o óleo, $k_L = 3,5$) cobrindo a seção inteira do sensor. Assim obtém-se uma matriz de referência, V_L :

$$V_L(i, j) = \frac{1}{N_t} \sum_{n=0}^{N_t} V(k_L, i, j, n), \quad (3.3)$$

que representa uma média dos dados ao longo de um intervalo de tempo suficiente $n = 0, \dots, N_t$. i, j são os índices espaciais relacionados a cada ponto de cruzamento e n é o índice temporal de amostragem. O procedimento é repetido com o sensor coberto pela outra substância com permissividade mais alta, k_H , obtendo-se outra matriz de referência, V_H .

$$V_H(i, j) = \frac{1}{N_t} \sum_{n=0}^{N_t} V(k_H, i, j, n). \quad (3.4)$$

Aplicando então a Equação (3.2) nas duas matrizes de referência, V_L e V_H é possível calcular as constantes a e b para cada ponto de cruzamento como:

$$a(i, j) = \frac{V_H(i, j) - V_L(i, j)}{\ln(k_H) - \ln(k_L)}, \quad (3.5)$$

$$b(i, j) = \frac{V_L(i, j) \ln(k_H) - V_H(i, j) \ln(k_L)}{\ln(k_H) - \ln(k_L)}. \quad (3.6)$$

Finalmente o valor da magnitude da permissividade relativa da mistura, k_m , para cada ponto de cruzamento sobre a seção transversal é calculado segundo a expressão:

$$k_m(i, j, n) = \exp\left(\frac{V(i, j, n) - b(i, j)}{a(i, j)}\right). \quad (3.7)$$

A partir dos valores da permissividade relativa da mistura, k_m , obtém-se o valor da fração local de óleo, $\varepsilon_{o,l}$, através de modelos de permissividade da literatura que serão descritos mais adiante no texto. Para o caso dos experimentos realizados no LETeF os valores de permissividade, 3,5 e 78,3, para óleo e água, respectivamente, foram obtidos através de testes realizados com um Analisador Solartron 1260 com interface dielétrica 1296.

O circuito do sensor *wire-mesh* capacitivo proposto por Silva (2008), ilustrado na Figura 3.31, foi desenvolvido para trabalhar com fluidos dielétricos. No entanto, o circuito pode ser adequado para aplicações com fluidos condutores. Neste caso, para cada ponto de cruzamento existe uma permissividade relativa complexa, $\hat{k}_m$, que pode ser representada pela expressão:

$$\hat{k}_m = k_m - j \frac{\sigma_m}{\omega k_0}, \quad (3.8)$$

onde k_m é a permissividade relativa da mistura, σ_m é a condutividade da mistura, ω é a frequência angular aplicada ao circuito e $k_0 = 8,854 \text{ pF/m}$ é a permissividade do vácuo. O circuito do sensor fornece um valor de tensão, V , que está relacionado com a magnitude da permissividade relativa complexa da mistura, $|\hat{k}_m|$, para cada ponto de cruzamento de acordo com a Equação (3.9), análoga a Equação (3.2).

$$V = a \ln(|\hat{k}_m|) + b. \quad (3.9)$$

Figura 3.31 – Circuito de medição para um ponto de cruzamento.

Para o caso do circuito utilizado na Shell, algumas modificações foram feitas para trabalhar com água salgada. A presença de íons nas águas salgadas gera ruído, principalmente a baixas frequências. Para evitar esse ruído um capacitor (C_b) foi colocado entre o sensor e o circuito receptor (Figura 3.31). O valor do capacitor se mostrou suficiente para filtrar o ruído de baixa frequência.

A partir da rotina de calibração, obtêm-se as duas matrizes de referência, V_L e V_H , análogas às dadas pelas Equações (3.3) e (3.4). A diferença neste caso é que, para a rotina de calibração realiza-se uma medição com a substância não só com a permissividade, mas também com a condutividade mais baixa, k_L e σ_L , e logo em seguida com a substância de permissividade e condutividade mais altas, k_H e σ_H :

$$V_L(i, j) = \frac{1}{N_t} \sum_{n=0}^{N_t} V(k_L, \sigma_L, i, j, n), \quad (3.10)$$

$$V_H(i, j) = \frac{1}{N_t} \sum_{n=0}^{N_t} V(k_H, \sigma_H, i, j, n). \quad (3.11)$$

Aplicando a Equação (3.9) para as duas matrizes de referência, V_L e V_H é possível calcular as constantes a e b para cada ponto de cruzamento:

$$a(i, j) = \frac{2(V_H(i, j) - V_L(i, j))}{\ln(\omega^2 k_0^2 k_H^2 + \sigma_H^2) - \ln(\omega^2 k_0^2 k_L^2 + \sigma_L^2)}, \quad (3.12)$$

$$b(i, j) = \frac{V_L(i, j) \ln\left(k_H^2 + \frac{\sigma_H^2}{\omega^2 k_0^2}\right) - V_H(i, j) \ln\left(k_L^2 + \frac{\sigma_L^2}{\omega^2 k_0^2}\right)}{\ln(\omega^2 k_0^2 k_H^2 + \sigma_H^2) - \ln(\omega^2 k_0^2 k_L^2 + \sigma_L^2)}. \quad (3.13)$$

O valor da magnitude da permissividade relativa complexa $|\hat{k}_m|$ para cada ponto de cruzamento sobre a seção transversal é determinada pela expressão:

$$|\hat{k}_m(i, j, n)| = \exp\left(\frac{V(i, j, n) - b(i, j)}{a(i, j)}\right). \quad (3.14)$$

Finalmente, modelos de permissividade que relacionam a permissividade relativa complexa, $\hat{k}_m$ e a fração local de óleo $\varepsilon_{o,l}$ são aplicados.

3.3.1.1 Modelos de permissividade

É possível relacionar os valores de permissividade obtidos com o sensor com a fração local de óleo através de equações ou modelos. Existem vários trabalhos na literatura onde

modelos são propostos para o cálculo da permissividade de misturas. Entretanto a maioria deles é aplicada ao estudo de misturas gás-líquido (MCKEEN; PUGSLEY, 2002, JAWOREK; KRUPA, 2010). Em Karkkainen, Sihvola e Nikoskinen (2000) e Hao (2005) é apresentado um resumo dos diferentes modelos encontrados na literatura, cada um deles desenvolvido para uma geometria específica de eletrodos e diferente distribuição das fases. Os modelos mais conhecidos são os modelos: Paralelo, Séries, Logarítmico e Maxwell-Garnett, cujas equações estão descritas na Tabela 3.6, onde k_w , k_o e k_m são as permissividades relativas de água, óleo e da mistura, respectivamente e $\varepsilon_{o,l}$ é a fração local instantânea de óleo.

O modelo Paralelo pertence aos modelos dados pela família da Lei de Potência

$$\varepsilon_{o,l} = \frac{k_w^\beta - k_m^\beta}{k_w^\beta - k_o^\beta}, \quad (3.15)$$

onde β é um parâmetro adimensional que varia entre 0 e 1. No caso do modelo Logarítmico a Equação (3.15) é avaliada para o limite $\beta \rightarrow 0$ (Tabela 3.6). Outros casos especiais são o Modelo de Birchak para $\beta = 1/2$ e o modelo de Looyenga com $\beta = 1/3$ (LOOYENGA, 1965). Outra família de modelos é a desenvolvida por Bruggeman (JAWOREK; KRUPA, 2010), formada por três equações ((3.16) a (3.18)), que foram desenvolvidas para uma forma específica das partículas da fase dispersa.

$$\varepsilon_{o,l} = \frac{(k_m + k_o)(k_m - k_w)}{2k_m(k_o - k_w)} \quad \text{Bruggeman 1} \quad (3.16)$$

$$\varepsilon_{o,l} = \frac{(2k_m + k_o)(k_m - k_w)}{3k_m(k_o - k_w)} \quad \text{Bruggeman 2} \quad (3.17)$$

$$\varepsilon_{o,l} = \frac{k_o(k_m^2 - k_w^2)}{(k_m^2 - k_w k_o)(k_o - k_w)} \quad \text{Bruggeman 3} \quad (3.18)$$

Tabela 3.6 – Modelos de permissividade para cálculo da fração local instantânea de óleo.

Modelo	Equação
Paralelo	$\varepsilon_{o,l} = \frac{k_w - k_m}{k_w - k_o}$
Séries	$\varepsilon_{o,l} = \left(\frac{k_w - k_m}{k_w - k_o} \right) \left(\frac{k_o}{k_m} \right)$
Logarítmico	$\varepsilon_{o,l} = \frac{\ln(k_m/k_w)}{\ln(k_o/k_w)}$
Maxwell-Garnett	$\varepsilon_{2,l} = \frac{((k_m/k_1) - 1)((k_2/k_1) + u)}{((k_m/k_1) + u)((k_2/k_1) - 1)}$

A maioria dos modelos pode ser aplicada independentemente de qual seja a fase contínua e a fase dispersa, respectivamente. Entretanto alguns modelos requerem essa especificação. Entre eles está o modelo de Maxwell-Garnett (Tabela 3.6) onde os subscritos 1 e 2 representam a fase contínua e dispersa, respectivamente. O parâmetro adimensional u depende da forma das partículas da fase dispersa e varia entre 0 e ∞ . Quando $u = 2$ tem-se o caso específico para partículas esféricas, $u \rightarrow 0$ para discos e $u \rightarrow \infty$ para agulhas. Para o caso em que $u = 2$ a equação representa a forma mais conhecida da equação de Maxwell-Garnett:

$$\varepsilon_{2,l} = \frac{(k_1 - k_m)(2k_1 + k_2)}{(k_1 - k_2)(2k_1 + k_m)}. \quad (3.19)$$

No caso de uma dispersão de óleo em água (o/w), a fração de óleo pode ser calculada partir da seguinte expressão:

$$\varepsilon_{o,l(o/w)} = \frac{(k_w - k_m)(2k_w - k_o)}{(k_w - k_o)(2k_w - k_m)}, \quad (3.20)$$

e para o caso de uma dispersão de água em óleo (w/o):

$$\varepsilon_{o,l(w/o)} = 1 - \frac{(k_o - k_m)(2k_o - k_w)}{(k_o - k_w)(2k_o - k_m)}. \quad (3.21)$$

Outro modelo que requer igualmente a especificação da fase contínua e dispersa, respectivamente, foi desenvolvido por Hanai (HAO, 2005):

$$\varepsilon_{2,l} = 1 - \frac{(k_2 - k_m)}{(k_2 - k_1)} \left(\frac{k_1}{k_m} \right)^{1/3}. \quad (3.22)$$

Assim para dispersões de óleo em água (o/w) a fração de óleo é determinada por:

$$\varepsilon_{o,l(o/w)} = 1 - \frac{(k_o - k_m)}{(k_o - k_w)} \left(\frac{k_w}{k_m} \right)^{1/3}, \quad (3.23)$$

e para dispersões de água em óleo (w/o):

$$\varepsilon_{o,l(w/o)} = \frac{(k_w - k_m)}{(k_w - k_o)} \left(\frac{k_o}{k_m} \right)^{1/3}. \quad (3.24)$$

A Figura 3.32 ilustra a fração de óleo local, $\varepsilon_{o,l}$, calculada a partir dos doze modelos descritos acima: Séries, Paralelo, Birchak, Looyenga, Logarítmico, Maxwell o/w, Maxwell w/o, Hanai o/w, Hanai w/o e Bruggeman 1, 2 e 3 em função da permissividade relativa da mistura, k_m . Nessa figura, nota-se que existe uma grande variação no valor da fração de óleo dependendo do modelo utilizado.

Para os dados levantados na Shell são utilizados os mesmos modelos para obtenção da fração local de óleo. No entanto, um grau mais alto de complexidade está envolvido, já que a permissividade relativa da mistura, k_m , é substituída pela permissividade relativa complexa, $\hat{k}_m$ nas equações mencionadas acima. A Figura 3.33 ilustra a fração local de óleo, $\varepsilon_{o,l}$, calculada a partir dos modelos de permissividade em função da permissividade relativa complexa da mistura, $\hat{k}_m$. Nota-se que há uma variação significativa no comportamento das curvas ao trabalhar-se com a permissividade complexa.

Figura 3.32 – Fração local de óleo em função da permissividade relativa da mistura para diferentes modelos de permissividade ($k_o = 3,5$ e $k_w = 78,3$).

Figura 3.33 – Fração local de óleo em função da permissividade relativa complexa da mistura para diferentes modelos de permissividade ($\hat{k}_o = 3 - j0$ e $\hat{k}_w = 79 - j7,4059 \times 10^3$, a 41°C).

3.3.1.2 Médias na seção transversal

A partir da voltagem, V , medida em cada ponto de cruzamento da malha de fios, é calculada a permissividade da mistura, k_m . Assim, com a aplicação dos modelos apresentados na seção anterior é feito, primeiramente, o cálculo da fração local instantânea de óleo, $\varepsilon_{o,l}$, em cada ponto de cruzamento. A partir dessas frações locais instantâneas são calculadas as

frações médias na seção transversal e no tempo, e posteriormente é obtido o *holdup*. A partir das frações locais instantâneas é possível levantar também vários tipos de distribuições das fases ao longo da seção, como distribuições cordais e imagens tomográficas (média no tempo da fração local instantânea em cada ponto de cruzamento). O procedimento para cálculo das médias é baseado no trabalho de Prasser, Krepper e Lucas (2002).

Essas médias são baseadas em coeficientes que denotam a contribuição da área de cada ponto de cruzamento em relação à área total da seção, A_{sensor} , considerada igual à área da seção transversal do tubo, A . Assim, na região central do sensor $w(i, j) = \Delta x \cdot \Delta y / A_{sensor}$, enquanto que na periferia ou região próxima ao raio do sensor os coeficientes são menores considerando que certa parte da área do ponto está fora da fronteira circular da seção transversal do sensor (Figura 3.34).

Figura 3.34 – Coeficientes de peso, $w(i, j)$, para o cálculo das frações médias de óleo na seção transversal.

A média temporal da fração local instantânea de óleo, $\varepsilon_{o,l}$, para cada ponto de cruzamento ao longo da seção é definida como:

$$\bar{\varepsilon}_o(i, j) = \frac{1}{n_{max}} \sum_{n=1}^{n_{max}} \varepsilon_{o,l}(i, j, n), \quad (3.25)$$

onde n_{max} é o número de frações de fase instantâneas dentro da sequência temporal de medições e (i, j) denotam os índices espaciais de cada ponto de cruzamento entre fios nas

direções x e y , respectivamente. A fração volumétrica *in situ* (*holdup*) de óleo é obtida na seção transversal segundo a expressão:

$$\varepsilon_o = \sum_{i=1}^{i_{\max}} \sum_{j=1}^{j_{\max}} w(i, j) \cdot \bar{\varepsilon}_o(i, j), \quad (3.26)$$

onde $w(i, j)$ são os coeficientes de peso que indicam a contribuição da área na posição (i, j) em relação à área total da seção, A_{sensor} . Os índices $i_{\max}$ e $j_{\max}$ correspondem ao número total dos pontos de cruzamento entre fios nas duas direções x e y , respectivamente.

As distribuições cordais são obtidas calculando médias ponderadas da fração de óleo, $\bar{\varepsilon}_o(i, j)$, sobre cada linha vertical (j) e horizontal (i) formada subsequentemente por pontos de cruzamento na vertical ou horizontal, respectivamente ao longo da seção.

No caso da distribuição cordal vertical é feita uma média ponderada das frações de óleo $\bar{\varepsilon}_o(i, j)$ que pertencem a um determinado fio na vertical j , desde $j = 1$ até o $j = j_{\max}$, indo da esquerda para a direita ao longo da seção.

$$\varepsilon_{o,V}(j) = \frac{\sum_{i=1}^{i_{\max}} w(i, j) \bar{\varepsilon}_o(i, j)}{\sum_{i=1}^{i_{\max}} w(i, j)}. \quad (3.27)$$

Enquanto que para o perfil cordal na horizontal é feita a média ponderada das frações de óleo $\bar{\varepsilon}_o(i, j)$ que pertencem a um determinado fio na horizontal i , desde $i = 1$ até o $i = i_{\max}$, indo da parte superior à parte inferior da seção.

$$\varepsilon_{o,H}(i) = \frac{\sum_{j=1}^{j_{\max}} w(i, j) \bar{\varepsilon}_o(i, j)}{\sum_{j=1}^{j_{\max}} w(i, j)}. \quad (3.28)$$

3.4 TÉCNICA VISUAL PARA DETECÇÃO E MEDIÇÃO DO FILME

A análise do escoamento perto da parede do tubo foi realizada através de técnica visual. Imagens foram obtidas com uma câmera de alta velocidade (Olympus *i speed* 3) com o

intuito de detectar a presença ou ausência de gotículas de óleo na região próxima à parede do tubo. Várias dificuldades foram enfrentadas na tentativa de filmar o escoamento em regiões próximas à parede do tubo, tais como: distorções ópticas causadas pela curvatura do tubo, a necessidade de um padrão ou calibrador inserido na tubulação e de um sistema de iluminação apropriado. O padrão disperso é observado a altas velocidades de mistura, o qual exige altas taxas de filmagem (*frames* por segundo) e uma iluminação eficiente.

Na primeira tentativa, foi construída uma caixa de visualização de acrílico. Testes de visualização foram feitos com a caixa preenchida com diferentes fluidos que apresentam um índice de refração próximo ao do acrílico para tentar minimizar as distorções ópticas causadas pela curvatura do tubo. Uma solução de Iodeto de Sódio (NaI) foi preparada com uma concentração em massa aproximada de 63% para obtenção de um índice de refração próximo ao do acrílico ($n=1,49$), previamente verificado em outros estudos. Porém, variações na temperatura ambiente e na iluminação interferiam significativamente nos resultados, o que inviabilizou a realização dos testes com esse tipo de solução.

A necessidade de um padrão ou calibrador dentro do tubo se fez imprescindível para localização da parede interna do tubo e quantificação da espessura do filme líquido. Um padrão quadriculado de 0,2 mm (Figura 3.35a), impresso em fotolito, foi fixado a uma peça de acrílico com comprimento cerca de alguns milímetros superior ao diâmetro interno do tubo (Figura 3.35b). Um bloco maciço de acrílico com um orifício de diâmetro igual ao diâmetro interno do tubo foi utilizado para inserir o padrão no tubo (Figura 3.35c). Pequenas aberturas foram feitas na parte superior e inferior do orifício para garantir a fixação do padrão exatamente no centro do tubo e perpendicular a visão da câmera. A Figura 3.36 apresenta o bloco de acrílico com o padrão previamente inserido.

Figura 3.35 – (a) Padrão quadriculado; (b) Peça de acrílico com o padrão; (c) Peça de acrílico com furos para inserção do padrão.

Figura 3.36 – Bloco de acrílico com o padrão inserido.

Outro bloco maciço de acrílico de dimensões e características iguais às do bloco que contém o padrão foi utilizado como seção de visualização. As duas peças já instaladas na tubulação podem ser observadas na Figura 3.37. É importante destacar nessa figura, que a direção do escoamento é da direita para a esquerda. Essa montagem permite a visualização do escoamento na seção da direita e viabiliza manter o padrão sempre inserido no tubo na seção à esquerda, sem interferir no escoamento.

Figura 3.37 – Seção de visualização instalada na tubulação de acrílico de 26 mm de diâmetro.

Lentes com diferentes distâncias focais e ampliações foram testadas com o intuito de obter uma boa resolução perto da parede do tubo. A lente que apresentou melhores resultados foi uma do tipo AF-S Micro Nikkor 60 mm f/2,8D. Testes realizados com a câmera revelaram que uma velocidade de 5000 *frames* por segundo é suficiente para se observar o escoamento

disperso. Embora a taxa de 5000 *frames/s* tenha se mostrado suficiente para observação do escoamento, velocidades ainda superiores teriam possibilitado uma observação mais adequada de gotículas e outros fenômenos do escoamento. No entanto, uma dificuldade adicional ao se realizar filmagens em alta velocidade é a potência luminosa necessária. Quanto maior a taxa de aquisição, maior deverá ser a potência do sistema de iluminação. No presente estudo, a iluminação necessária para registrar as imagens a uma velocidade de 5000 *frames/s* foi fornecida por duas lâmpadas de LEDs de alta capacidade (30W de potência e 2300 lúmen) e uma lâmpada halógena. O sistema que mostrou melhores resultados foi o sistema de iluminação com uma das lâmpadas de LEDs localizada na parte de trás da seção de visualização, outra na parte inferior da seção com certa angulação e a lâmpada halógena localizada na parte superior. Uma fotografia da bancada utilizada para filmagem com a câmera de alta velocidade é apresentada na Figura 3.38. A seção de visualização foi instalada a uma distância de 10 m da entrada da tubulação.

Figura 3.38 – Seção de visualização, sistema de iluminação e câmera.

Inicialmente, para aquisição das imagens do escoamento e posterior detecção e quantificação do filme líquido parietal, a tubulação é preenchida com água. Logo em seguida, a câmera e as lâmpadas são ligadas e captura-se uma imagem da seção com o padrão inserido como ilustrado na Figura 3.39. Após isso, as vazões de água e óleo são estabelecidas de acordo aos pontos experimentais pré-definidos na matriz de teste. Após um tempo de

transiente e estabilização do padrão de escoamento, realiza-se a filmagem a uma taxa de 5000 *frames/s*. As imagens foram capturadas com uma resolução de 804 x 600 pixels.

Figura 3.39 – Seção de visualização e padrão de 0,2 mm, à esquerda, com o tubo preenchido com água.

3.4.1 Processamento das imagens

O algoritmo proposto para obtenção da espessura do filme a partir do processamento das imagens obtidas com câmera de alta velocidade é esquematizado na Figura 3.40.

Figura 3.40 – Fluxograma do algoritmo para cálculo da espessura do filme.

3.4.1.1 Pré-processamento

A etapa de pré-processamento visa melhorar a imagem realçando certos detalhes e/ou corrigindo defeitos. Alguns procedimentos utilizados são: melhora da iluminação, recorte da imagem, redução de ruído, aumento do contraste, entre outros. O procedimento adotado foi o seguinte: primeiramente é feito o recorte da área de interesse na imagem. Em seguida, para

reduzir o ruído, um filtro mediana é aplicado. Esse filtro remove os sinais de ruído, substituindo o valor da luminância (nível de cinza) do pixel central pelo valor da mediana dos pixels situados em sua vizinhança (GONZALEZ; WOODS, 2010). O realce do contraste é feito utilizando equalização de histograma, uma técnica que tem se mostrado simples e eficaz (MENOTTI et al., 2007). Essa técnica consiste em modificar os tons de cinza dos pixels na imagem, visando tornar o histograma uniformemente distribuído. A manipulação de contraste tem como objetivo aumentar a discriminação visual entre os objetos presentes na imagem.

Outra técnica aplicada também para realçar o contraste da imagem é a *Unsharp*. Esse método melhora a aparência da imagem, aumentando ou preservando as bordas ou detalhes e reduzindo o borramento da imagem.

3.4.1.2 Segmentação da imagem

Após o pré-processamento, a imagem é segmentada. Segmentar consiste em decompor a imagem nas regiões ou objetos que a constituem, para que ela posteriormente seja analisada em busca de informação e identificação do objeto de interesse (FU; MUI, 1981). Em outras palavras, a técnica consiste em agrupar as regiões ou pixels com propriedades ou características comuns, isto é, com a mesma intensidade ou cor, tendo como produto uma imagem binária. Esse método é tipicamente utilizado para localizar formas e objetos, como linhas ou curvas em imagens. Como exemplo, uma imagem de ferro fundido (Figura 3.41a), em 256 tons de cinza, é segmentada gerando-se uma imagem binária (Figura 3.41b). As partículas de grafita (pixels brancos) distinguem-se do fundo (pixels pretos).

Figura 3.41 – Exemplo de segmentação: (a) Imagem original em 256 tons de cinza; (b) Imagem segmentada. Gomes (2001).

Existem diversos métodos de segmentação (GONZALEZ; WOODS, 2010). Alguns deles foram aplicados na presente análise, tais como: morfologia matemática, contornos ativos, limiarização (*thresholding*), limiarização global. O método que mostrou melhores resultados foi o método de limiarização (*thresholding*). Limiarização é um dos métodos mais simples de segmentação de imagens. Basicamente, consiste em estabelecer uma faixa de tons a partir de um limiar ou tom de corte para classificar os pixels dentro dessa faixa e assim delimitar a região de interesse. Em outras palavras, a partir do limiar estabelecido, a imagem pode ser segmentada de acordo à diferença dos níveis de cinza que compõem os diferentes objetos da imagem. Desse modo, a imagem pode ser segmentada em dois grupos: o grupo de pixels com níveis de cinza abaixo do limiar e o grupo de pixels com níveis de cinza acima do limiar. Normalmente, a escolha do limiar é feita através da observação do histograma da imagem, formado por um conjunto de números que indicam a porcentagem de pixels que apresentam um determinado nível de cinza na imagem (GONZALEZ; WOODS, 2010).

Como exemplo, a Figura 3.42 ilustra, para um ponto experimental onde foi detectado o filme, a imagem original do escoamento (Figura 3.42a) e a imagem recortada (Figura 3.42b). A imagem é recortada de modo a destacar a região de interesse.

Figura 3.42 – (a) Imagem original do escoamento óleo-água; (b) Imagem recortada.

A Figura 3.43 apresenta a imagem obtida após o pré-processamento (Figura 3.43b), o histograma da imagem (Figura 3.43a) e a imagem segmentada pelo método de Limiarização (Figura 3.43c). A partir do histograma, foi adotado um limiar próximo de 200 para a segmentação da imagem. É importante destacar que essas imagens representam um só frame, um instantâneo, do total de 5000 *frames* coletados para cada ponto experimental, sobre os quais se realizou um tratamento estatístico para obtenção de dados médios.

Figura 3.43 – (a) Histograma; (b) Imagem após pré-processamento (corte e aplicação de filtro); (c) Imagem segmentada.

3.4.1.3 Cálculo da espessura do filme

Após a segmentação das imagens, inicia-se o procedimento para determinação da espessura do filme. Nesse procedimento são utilizadas as imagens segmentadas e as imagens de calibração obtidas com o padrão inserido no tubo. A partir das imagens de calibração obtém-se o valor em milímetros que cada pixel possui na imagem segmentada. A relação aproximada obtida a partir do padrão de calibração foi de 3 pixels/0,2 mm=15 pixels/mm.

Primeiramente, foi realizado o cálculo da espessura do filme em milímetros para cada coluna de pixels da imagem segmentada (Figura 3.43c), e_{col} , isto é, realiza-se uma contagem de pixels do mesmo índice (pixels brancos, uma vez que a imagem é binária) na posição vertical para cada coluna (eixo x) começando da parte superior da imagem. Logo em seguida, é feita uma média dos valores da espessura medidos para cada coluna e obtém-se o valor da espessura do filme para uma imagem instantânea (*frame*):

$$e_{lm} = \frac{1}{N_x} \sum_{x=1}^{N_x} e_{col} [mm], \quad (3.29)$$

onde N_x denota o número total de pixels no eixo x da imagem (colunas). Esse cálculo é realizado para cada um dos 5000 *frames* capturados. Finalmente é calculada a média dos valores da espessura calculados cada *frame* e obtém-se o valor da espessura do filme, e . Esse procedimento é repetido para calcular a espessura de cada ponto experimental. Devido ao grande número de imagens capturadas em cada experimento, foram desenvolvidos algoritmos de processamento em MATLAB® para realizar o pré-processamento da imagem, fazer a calibração e extrair as informações desejadas (espessura do filme) a partir das imagens capturadas.

CAPÍTULO 4. RESULTADOS EXPERIMENTAIS

São apresentados os resultados experimentais para gradiente de pressão, fração volumétrica *in situ* e deslizamento, obtidos no presente estudo para escoamento óleo-água disperso. Também são apresentados os padrões de escoamento observados, os resultados da aplicação do sensor *wire-mesh* no estudo de dispersões óleo-água e da medição da espessura do filme através de técnica óptica. Além disso, são discutidos resultados da análise de tensão de cisalhamento e diâmetro máximo das gotas. A Tabela 4.1 apresenta um resumo das propriedades físicas dos fluidos utilizados nos três experimentos realizados no presente trabalho.

Tabela 4.1 – Propriedades físicas dos fluidos utilizados nos experimentos realizados no presente estudo.

Material do tubo /Inclinação	Diâmetro interno (mm)	Propriedades óleo		Propriedades água		Tensão interfacial σ (N/m)
		μ (mPa s)	ρ (kg/m ³)	μ (mPa s)	ρ (kg/m ³)	
Acrílico/horizontal	26	220	860	1	988	0,033
Vidro/vertical	50	220	860	1	988	0,033
Aço/horizontal	82,8	7,5	887	0,8	1075	0,0204

4.1 RESULTADOS EXPERIMENTAIS I (EESC-USP)

4.1.1 Padrões de escoamento

Padrões de escoamento óleo-água foram detectados utilizando-se câmera de alta velocidade, para 88 pontos experimentais e em tubulação horizontal de acrílico. Segundo a região de interesse ilustrada na Figura 3.17, as faixas de velocidades superficiais de óleo e água foram de 0,01 m/s – 1,7 m/s e 0,95 m/s – 3 m/s, respectivamente. As imagens obtidas com a câmera para cada ponto experimental, foram analisadas em detalhe, sendo possível diferenciar cinco padrões:

- Dispersão de óleo em água homogênea (o/w H): ocorre para velocidades superficiais de água altas, entre 2 m/s e 3 m/s e velocidades de óleo a partir de 0,8 m/s. A fase óleo encontra-se dispersa na fase contínua (água) na forma de pequenas gotas, e é possível observar uma distribuição praticamente uniforme (Figura 4.1a).
- Dispersão de óleo em água não Homogênea (o/w NH): ocorre mantendo-se o valor da velocidade superficial de água alta e diminuindo-se a velocidade de óleo. Para estas condições de escoamento, são observadas gotículas maiores e uma distribuição menos uniforme (Figura 4.1b).
- Gotas de óleo em água (Go/w): Ocorre mantendo-se a velocidade de água e diminuindo-se ainda mais a velocidade de óleo (inferior a 0,5 m/s). Neste caso, as gotículas de óleo são maiores e são deslocadas para a parte superior do tubo (Figura 4.1c).

Ao diminuir a velocidade de água para valores entre 0,95 m/s e 1,5 m/s e mantendo-se as velocidades de óleo em valores de até 1,1 m/s outros dois padrões foram detectados:

- Anular com gotas de óleo em água (An-Go/w): A água escoar em forma de um anel em torno de um núcleo de óleo com presença de gotículas de óleo. (Figura 4.1d).
- Anular (An): A água escoar em forma de um anel em torno de um núcleo de óleo, livre de gotículas de óleo (Figura 4.1e).

Na Figura 4.2 podem ser observados os cinco padrões de escoamento em função das velocidades superficiais de água e óleo.

(a) Dispersão óleo-em-água
homogênea (o/w H)

(b) Dispersão óleo-em-água
não homogênea (o/w NH)

(c) Gotas de óleo em água
(Go/w)

(d) Anular com gotas
de óleo (An-Go/w)

(e) Anular (An)

Figura 4.1 – Padrões de escoamento óleo-água em tubulação horizontal de acrílico: (a) $U_{ws} = 2,5$ m/s, $U_{os} = 1,2$ m/s; (b) $U_{ws} = 2,5$ m/s, $U_{os} = 0,8$ m/s; (c) $U_{ws} = 2,0$ m/s, $U_{os} = 0,4$ m/s; (d) $U_{ws} = 1,2$ m/s, $U_{os} = 0,9$ m/s; (e) $U_{ws} = 0,95$ m/s, $U_{os} = 0,7$ m/s.

Figura 4.2 – Padrões de escoamento óleo-água observados em tubulação horizontal de acrílico em função das velocidades superficiais de água e óleo.

4.1.2 Gradiente de pressão por fricção

Gradientes de pressão foram medidos para velocidades de mistura entre 1,3 m/s – 4,6 m/s e frações de injeção de óleo entre 0,7% e 51% em tubulação horizontal de acrílico. Para cada ponto experimental, o gradiente de pressão do escoamento monofásico de água equivalente também foi determinado para a obtenção do fator *DRP*, definido na Seção 3.1.7.1. Na Figura 4.3 é apresentado o fator *DRP* para as velocidades superficiais de água mais altas (2,0, 2,5 e 3,0 m/s), 56 pontos experimentais ao todo.

Em geral, os valores do *DRP* são inferiores à unidade para todas as três velocidades de água, indicando que os gradientes de pressão do escoamento bifásico são inferiores aos da água escoando sozinha à igual fluxo, exceto para frações de injeção de óleo inferiores a 2%. A diferença entre os gradientes do escoamento bifásico e monofásico de água, ou seja, a redução de atrito, torna-se mais evidente com o aumento da fração de injeção de óleo. Para frações de injeção de óleo superiores a 20% foi detectada uma redução do gradiente de pressão da mistura, em comparação ao de água equivalente, de no mínimo 6%. Valores máximos de redução de 19%, 18% e 12% foram obtidos para velocidades de água de 2 m/s, 2,5 m/s e 3 m/s e frações de injeção de óleo de 0,44, 0,4 e 0,35, respectivamente. É importante destacar que para a grande maioria dos pontos experimentais com frações de injeção de óleo acima de 20% foi identificado o padrão o/w H, com alguns pontos identificados como o/w NH. Para frações abaixo de 20% a redução torna-se menos intensa e em alguns casos desprezível. Para frações inferiores a 5%, onde praticamente não ocorre redução, o padrão de escoamento

identificado é Go/w. A incerteza no cálculo do fator DRP apresentado na Figura 4.3 variou entre $\pm 0,57\%$ e $\pm 2,22\%$ (Apêndice A), o que indica claramente a ocorrência do fenômeno, mesmo considerando a incerteza experimental.

Figura 4.3 – Fator DRP em função da fração de injeção de óleo para velocidades superficiais altas de água.

Na Figura 4.4 é apresentado o fator DRP para velocidades de mistura inferiores (0,95, 1,2 e 1,5 m/s). Para a velocidade de água mais baixa (0,95 m/s), os valores de DRP foram sempre superiores à unidade, indicando a não ocorrência de redução de atrito (Figura 4.4). Para tais condições, os padrões de escoamento observados foram An e An-Go/w. Ao aumentar a velocidade de água para 1,2 m/s o fator DRP tende a valores próximos ou superiores à unidade, indicando a não ocorrência de redução de atrito (Figura 4.4). Os mesmos padrões de escoamento (An e An-Go/w) foram observados para 1,2 m/s de água. Aumentando-se ainda mais a velocidade superficial de água ($U_{ws} = 1,5$ m/s) é possível observar, na Figura 4.4, valores de DRP inferiores à unidade. No entanto, a redução de atrito não é significativa (entre 2 e 3%). A faixa de incerteza no cálculo do fator DRP apresentado na Figura 4.4 variou entre $\pm 1,43\%$ e $\pm 3,78\%$ (Apêndice A).

Os resultados da análise do fator DRP permitem concluir que uma redução de atrito significativa ocorre no escoamento óleo-água disperso estudado a altas velocidades de mistura e frações de injeção de óleo entre 20 e 40%, condições nas quais os padrões de escoamento o/w H e o/w NH foram identificados.

Figura 4.4 – Fator DRP em função da fração de injeção de óleo para velocidades superficiais baixas de água.

A redução de atrito exibida em dispersões óleo-água em regime turbulento tem sido atribuída a uma diminuição na viscosidade efetiva (PAL, 2007). Essa redução na viscosidade supostamente ocorre devido a processos de coalescência, rompimento ou alongamento de gotículas da fase dispersa causadas pela turbulência do escoamento. Contudo, aquele autor sugere que um aumento na intensidade da turbulência causa uma atenuação do fenômeno. No atual estudo, o escoamento é altamente turbulento (Reynolds da mistura entre 73000 e 227000). No entanto, uma redução significativa do gradiente de pressão da mistura foi observada, em relação ao do escoamento equivalente monofásico de água. Esse comportamento dificilmente poderia ser explicado pela teoria da deformação de gotículas proposta por Pal (2007), já que a altos números e Reynolds teríamos gotas de menor tamanho e, como consequência, gotas menores não tendem a sofrer processos de deformação devido à alta tensão interfacial. Os cálculos utilizados para obtenção do número de Reynolds da mistura serão descritos mais adiante no texto.

4.1.3 Comparação da redução de atrito em tubulação de acrílico e vidro

É feita uma comparação entre o fator DRP levantado em tubulação de acrílico no presente estudo e o obtido anteriormente em tubo de vidro (RODRIGUEZ et al., 2012) para

iguais faixas de velocidade de mistura (2,3 – 3,5 m/s) e de frações de injeção de óleo (7 – 31%). Ambas as tubulações tem um comprimento total de 12 m e 26 mm de diâmetro.

O fator DRP é apresentado em função da fração de injeção de óleo para duas velocidades superficiais de água na Figura 4.5. Verifica-se a ocorrência de redução do gradiente de pressão do escoamento bifásico, em comparação ao do escoamento de água equivalente, em ambos os tubos ($DRP < 1$). Para a velocidade de água de 2,5 m/s (Figura 4.5a) a redução máxima é similar em ambos os tubos, 8,7% no tubo de acrílico e 8,2% no de vidro. Para a velocidade de 2 m/s de água (Figura 4.5b) é observada uma redução de até 9,4% no tubo de acrílico e de 8,3% no tubo de vidro. Embora o fator DRP seja superior para alguns pontos em tubulação de acrílico, os resultados indicam não haver diferenças significativas entre a redução de atrito medida em tubulações de igual geometria e material diferente, isto é, com características de molhabilidade diferentes, por exemplo, o vidro com características hidrofílicas/oleofóbicas e acrílico com características oleofílicas/hidrofóbicas, respectivamente.

Figura 4.5 – Comparação entre o fator DRP obtido em tubulação de acrílico e vidro para duas velocidades superficiais de água: (a) $U_{ws} = 2,5$ m/s; (b) $U_{ws} = 2$ m/s.

4.1.4 Viscosidade da mistura

Considerando um comportamento de “pseudofluido” para a mistura óleo-água, o modelo homogêneo pode ser aplicado e propriedades físicas ponderadas pela fração volumétrica são usadas, obedecendo às equações clássicas do escoamento monofásico. Assim,

a viscosidade aparente da mistura pode ser calculada a partir da medição da queda de pressão, aplicando o fator de atrito dado pela equação de Darcy:

$$f_m = - \left(\frac{dp}{dx} \right)_m \frac{2D}{\rho_m U_{ms}^2}, \quad (4.1)$$

onde $(dp/dx)_m$ é o gradiente de pressão bifásico obtido experimentalmente, D é o diâmetro do tubo, U_{ms} é a velocidade superficial da mistura ($U_{ms} = U_{os} + U_{ws}$). A densidade da mistura, ρ_m , é dada pela Equação (2.12), previamente definida:

$$\rho_m = \rho_o C_o + \rho_w (1 - C_o),$$

sendo C_o e C_w e ρ_o e ρ_w as frações de injeção e densidades de óleo e água, respectivamente.

O fator de atrito da mistura, f_m , é calculado em função do número de Reynolds pela conhecida equação de Blasius (Equação (2.15)):

$$f_m = b Re_m^{-n},$$

onde os parâmetros b e n são definidos como $b = 0,3164$ e $n = 0,25$ para $Re_m < 10^5$ e $b = 0,184$ e $n = 0,2$ para $Re_m > 10^5$ (WALLIS, 1969).

O número de Reynolds da mistura, Re_m , é definido como $Re_m = \rho_m U_{ms} D / \mu_m$ segundo a Equação (2.16)).

Substituindo a Equação (2.16) em (2.15) e, posteriormente, a Equação (2.15) na Equação (4.1), é possível obter a viscosidade da mistura em função do gradiente de pressão do escoamento bifásico experimental.

A viscosidade relativa, η_r , tem sido um parâmetro utilizado em vários estudos reportados na literatura para analisar o comportamento de dispersões óleo-água, sendo definida como a razão entre a viscosidade da mistura, μ_m , e a viscosidade da fase contínua, μ_c :

$$\eta_r = \frac{\mu_m}{\mu_c}. \quad (4.2)$$

A consideração de comportamento de “pseudofluido” (*no-slip*) é feita para a mistura óleo-água obtida a altas velocidades de mistura, e, por consequência, são aplicados o modelo homogêneo e as equações típicas do escoamento monofásico para o cálculo da viscosidade da mistura.

A viscosidade relativa, calculada segundo a Equação (4.2) e considerando a água como a fase contínua, é ilustrada na Figura 4.6 para as velocidades superficiais de água mais altas (2, 2,5 e 3 m/s) e em função da fração de injeção de óleo. O número de Reynolds da mistura para tais condições varia entre 73000 e 227000. Em geral, a viscosidade relativa é inferior à unidade, indicando que a viscosidade da mistura óleo-água, prevista a partir de dados de queda de pressão, apresenta valores inferiores à da água. Verifica-se que com o aumento da fração de injeção de óleo a viscosidade relativa tende a diminuir, indicando a redução na viscosidade da mistura com o aumento da fração de óleo.

Figura 4.6 – Viscosidade relativa em função da fração de injeção de óleo para três velocidades superficiais de água.

Resultados diferentes aos observados no atual trabalho foram encontrados na literatura para dispersões de óleo em água. Para esse tipo de padrão de escoamento sempre foram previstos valores de viscosidade relativa superiores à unidade e uma tendência desta de aumentar com a fração de óleo (CENGEL et al., 1962, PAL, 1993, PAL, 2007, FARUQUI; KNUDSEN, 1962, WARD; KNUDSEN, 1967, OMER; PAL, 2010). Por outro lado, Pal (1993, 2007) observou valores de viscosidade inferiores à unidade. Contudo, esses resultados foram observados para dispersões de água em óleo (w/o), indicando que a viscosidade da

dispersão água-em-óleo torna-se inferior à viscosidade da fase contínua, óleo. É importante indicar que na maioria dos trabalhos encontrados na literatura foi utilizado óleo de baixa viscosidade (Tabela 2.1). Já Ward e Knudsen (1967) reportaram resultados interessantes para dispersões óleo-em-água com óleo pesado. Eles observaram uma diminuição da viscosidade da mistura com o aumento da fração de óleo (até 30%). Entretanto, os valores de viscosidade relativa foram sempre superiores à unidade, diferentemente do observado no presente trabalho.

O modelo de Pal (2003, 2007), descrito na Seção 2.4, foi utilizado para previsão da viscosidade relativa a partir dos dados experimentais levantados no presente estudo. No presente estudo, o escoamento apresenta uma razão de viscosidades, λ , de aproximadamente 200. A partir da Equação (2.22), obtém-se η_r em função da fração da fase dispersa (óleo), ε_d . Na Figura 4.7, verifica-se um aumento da viscosidade relativa com o incremento da fração de óleo até 45%. O comportamento previsto pelo modelo para a viscosidade da mistura esta em desacordo com o comportamento observado experimentalmente no presente trabalho. O modelo prevê a viscosidade relativa sempre superior à unidade, para todas as condições de escoamento, contrariamente ao observado experimentalmente (Figura 4.6).

Em geral, os resultados indicam que dispersões óleo-água, com óleo de viscosidade alta ou moderada, em regime altamente turbulento e com baixas frações de óleo, poderiam apresentar um comportamento diferente daquele observado para dispersões com óleos leves. A comparação com resultados reportados na literatura sugere que a viscosidade aparente de misturas óleo-água poderia depender fortemente de fatores como a natureza do óleo.

Figura 4.7 – Viscosidade relativa prevista pelo modelo de Pal (2007) em função da fração de óleo para as dispersões óleo-água estudadas no presente trabalho.

4.1.5 Fração volumétrica *in situ* e deslizamento

A fração volumétrica *in situ* de óleo foi medida para 23 pontos experimentais com a técnica das válvulas de fechamento rápido, segundo descrito na Seção 3.1.7.2. Os valores medidos experimentalmente foram comparados com os valores da fração de óleo previstos segundo o modelo homogêneo, C_o , como ilustrado na Figura 4.8. Nessa figura, a linha tracejada indica o desvio dos valores previstos pelo modelo em relação aos dados obtidos experimentalmente e a linha sólida indica a concordância ideal.

Os valores previstos pelo modelo estão sempre acima dos valores obtidos experimentalmente com um desvio percentual de +10% e um erro relativo médio de 5,1% conforme ilustrado na Figura 4.8. Esse resultado indica que a água esco a uma velocidade inferior à do óleo e estaria se “acumulando” na tubulação. Como consequência, a fração volumétrica *in situ* de água seria superior à prevista pelo modelo homogêneo (com ausência de deslizamento), explicando a fração volumétrica *in situ* de óleo inferior à prevista pelo modelo. A faixa de incerteza na medição de fração volumétrica *in situ* variou entre $\pm 0,72\%$ e $\pm 2,54\%$.

Figura 4.8 – Comparação entre a fração de injeção de óleo obtida através do modelo homogêneo e a fração volumétrica *in situ* obtida pela técnica das válvulas de fechamento rápido.

Para o cálculo do erro relativo médio foi utilizada a seguinte expressão:

$$e_r = 100 \frac{\sum_I^N \sqrt{\left(\frac{C_o, \varepsilon_{o,WM} - \varepsilon_{o,QCV}}{\varepsilon_{o,QCV}} \right)^2}}{N} [\%], \quad (4.3)$$

onde C_o é a fração de injeção de óleo e $\varepsilon_{o,WM}$ e $\varepsilon_{o,QCV}$ denotam as frações volumétricas *in situ* de óleo obtidas através do sensor *wire-mesh* e pela técnica das válvulas de fechamento rápido, respectivamente. O número N representa o número total de experimentos.

Através dos dados de fração volumétrica *in situ* e das frações de injeção das fases, o deslizamento entre as fases, s , é estimado a partir da Equação (2.10):

$$s = \frac{\frac{\varepsilon_w}{C_w}}{\frac{\varepsilon_o}{C_o}} = \frac{V_o}{V_w},$$

onde ε_w e ε_o , C_w e C_o e V_w e V_o são as frações volumétricas *in situ*, as frações de injeção e as velocidades *in situ* de água e óleo, respectivamente.

Na Figura 4.9 é apresentado o deslizamento em função da fração de injeção de óleo para diferentes velocidades superficiais de água. Nessa figura, nota-se que o deslizamento é em geral superior à unidade, indicando que o óleo escoava mais rápido que a água. Para frações de óleo similares, quanto maior a velocidade superficial de água, menor é o valor do deslizamento, como é de se esperar. Para velocidades de mistura mais altas, o deslizamento torna-se mais próximo da unidade. No entanto, para as velocidades superficiais de água mais elevadas (entre 2 e 3 m/s), como ilustrado na Figura 4.9, foi observado um deslizamento que variou entre 1,02 e 1,11. Esses resultados indicam que o óleo escoava entre 2% e 11% mais rápido para altas velocidades de mistura (2,3 e 4,2 m/s), para as quais os padrões de escoamento Do/w H e Do/w NH foram identificados. Para velocidades de água inferiores (1,5 e 1,2 m/s) foram obtidos valores de s de até 1,17. Para tais condições não foi identificado o padrão disperso. A faixa de incerteza no cálculo do deslizamento para os dados apresentados na Figura 4.9 variou entre $\pm 0,99\%$ e $\pm 3,18\%$ (Apêndice A).

Resultados similares têm sido reportados na literatura. Angeli (1996) reportou valores de s de até 1,2 em escoamento disperso homogêneo e em tubulação de aço, o que indica que o óleo estava escoando 20% mais rápido do que a água. Rodriguez et al. (2011) reportaram valores de deslizamento entre 1,05 e 1,14 para escoamento horizontal de dispersões de óleo

em água em tubulação de vidro. Lum, Al-Wahaibi e Angeli (2006) atribuem os valores de deslizamento superiores à unidade, observados no escoamento de dispersões a altas velocidades de mistura, ao fato do óleo escoar longe da parede do tubo, na região de maior velocidade.

Figura 4.9 – Deslizamento em função da fração de injeção de óleo para diferentes velocidades superficiais de água.

4.1.6 Obtenção de *holdup* e distribuições de fase com o sensor *wire-mesh*

Os dados coletados com o sensor *wire-mesh* foram processados segundo o procedimento descrito na Seção 3.3 para obtenção de dados de *holdup*. Valores de *holdup* de óleo previstos pelos modelos foram comparados com os dados experimentais medidos através da técnica das válvulas de fechamento rápido. Ao todo, 20 pontos experimentais foram usados para tal comparação, com velocidades de mistura variando entre 1,8 m/s e 4,2 m/s e frações de injeção de óleo entre 14% e 50%.

Doze modelos foram utilizados para o cálculo de *holdup*, Bruggeman 1, 2 e 3, Séries, Paralelo, Birchak, Looyenga, Logarítmico, Maxwell o/w, Maxwell w/o, Hanai o/w e Hanai w/o. Dois modelos previram melhor as frações volumétricas *in situ* de óleo medidas, o modelo Maxwell–Garnett e o modelo Séries. Para frações de injeção entre 0,14 e 0,29 o modelo Séries previu os dados de *holdup* com um erro relativo médio de 29,48% e com um desvio de $\pm 40\%$ (ver Figura 4.10). Por outro lado, para frações mais altas, entre 0,36 e 0,48, o

modelo Maxwell-Garnett w/o ($u = 2$) exibiu melhores resultados com erro relativo médio de 19,58% e desvio de +35% (Figura 4.11).

Figura 4.10 – Comparação entre a fração volumétrica *in situ* de óleo obtida pelo sensor *wire-mesh* (Modelo Séries) e a obtida pelas válvulas de fechamento rápido para frações de injeção de óleo entre 0,14 e 0,31.

Figura 4.11 – Comparação entre a fração volumétrica *in situ* de óleo obtida pelo sensor (Modelo Maxwell-Garnett) e a obtida pelas válvulas de fechamento rápido para frações de injeção de óleo entre 0,38 e 0,5.

Embora os modelos Séries e Maxwell-Garnett tenham previsto melhor os dados de *holdup* de óleo, os erros envolvidos são relativamente altos. Uma explicação para isso seria o fato de que os modelos de permissividade disponíveis na literatura não foram criados para as condições específicas do sensor. Neste estudo não se satisfazem algumas condições, como a presença de um fluido de maior permissividade disperso no interior de um fluido de menor permissividade, assim como a existência de um campo eletromagnético homogêneo (MCKEEN; PUGSLEY, 2002, MAY et al., 2008, LOOYENGA, 1965).

Somente um estudo similar foi encontrado na literatura. Silva et al. (2011) obtiveram dados de *holdup* de óleo para padrão disperso óleo-água em tubulação de vidro com um sensor capacitivo *wire-mesh* de 8 x 8 fios. Dois modelos previram melhor os dados de *holdup*, medidos com válvula de fechamento rápido e para padrão disperso óleo-água. O modelo que apresentou melhores resultados na previsão de *holdup* para dispersão homogênea de óleo em água foi o Maxwell-Garnett w/o. Por outro lado, o modelo Logarítmico descreveu melhor os dados de *holdup* para padrão dual (dispersão de água em óleo e de óleo em água). Os dois modelos mostraram um desvio percentual de no máximo $\pm 15\%$ em comparação com os dados de *holdup*.

Observa-se, na Figura 4.12, uma comparação qualitativa entre imagens da seção transversal do tubo obtidas com o sensor capacitivo e imagens da vista lateral do tubo obtidas utilizando-se câmera de alta velocidade, para as seguintes condições: $U_{ws} = 2,5$ m/s, $U_{os} = 0,8$ m/s; $U_{ws} = 1,2$ m/s, $U_{os} = 0,6$ m/s e $U_{ws} = 1,2$ m/s $U_{os} = 0,9$ m/s (Figura 4.12a, b e c, respectivamente). As imagens obtidas com o sensor são uma representação da média no tempo da fração local instantânea em cada ponto de cruzamento da malha de fios.

Analisando a imagem obtida com o sensor na Figura 4.12a, percebe-se que a distribuição das fases é bastante uniforme, o que era de se esperar para velocidades de mistura altas (3,3 m/s). O resultado é confirmado através da imagem da vista lateral do tubo obtida pela câmera. O padrão de escoamento identificado por técnica visual foi o padrão disperso Homogêneo (o/w H). Para velocidades de mistura mais baixas, as imagens obtidas com o sensor e utilizando-se câmera são apresentadas na Figura 4.12b e c. Para tais condições foram detectados, pela técnica visual, os padrões: Anular (An) (Figura 4.12b) e Anular com gotas de óleo (An-Go/w) (Figura 4.12c). A imagem obtida pelo sensor corrobora uma maior presença de óleo na parte superior do tubo e a presença de mais água na parte inferior.

Imagem da seção transversal
(sensor *wire-mesh*) (a) $C_o=0,24$ Vista lateral do escoamento
(câmera) (b) $C_o=0,20$ (c) $C_o=0,37$

Figura 4.12 – Imagens tomográficas da seção transversal do escoamento obtidas com o sensor *wire-mesh* e imagens obtidas pela câmera para as seguintes condições: (a) $U_{ws} = 2,5$ m/s, $U_{os} = 0,8$ m/s; (b) $U_{ws} = 1,2$ m/s, $U_{os} = 0,6$ m/s; (c) $U_{ws} = 1,2$ m/s, $U_{os} = 0,9$ m/s.

4.1.7 Queda de pressão e *holdup* em escoamento disperso óleo-água na vertical

Gradientes de pressão foram medidos em tubulação de vidro vertical de 50 mm de diâmetro para velocidades de mistura entre 1,3 m/s e 2,5 m/s e frações de injeção de óleo que variam entre 13% e 33%. Para cada ponto experimental foram medidos o gradiente de pressão do escoamento bifásico e do escoamento monofásico de água equivalente, para a obtenção do fator *DRP*.

Na tubulação vertical escoavam água e óleo e o transdutor de pressão diferencial estava conectado à linha através de mangueiras preenchidas com água, segundo o esquema ilustrado na Figura 4.13. Tem-se então a equação para a queda de pressão na tubulação:

$$P_1 - P_2 = \rho_m g L + \Delta P_m, \quad (4.4)$$

onde ΔP_m é a queda de pressão por fricção, g é a aceleração da gravidade e L a distância entre as tomadas de pressão. A densidade da mistura, ρ_m é calculada como:

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

sendo ε_o o *holdup* de óleo.

Figura 4.13 – Esquema do sistema para medição da queda de pressão em escoamento vertical.

A diferença de pressão no transdutor de pressão diferencial, adotando a localização do transdutor como referência é dada por:

$$P_1' = P_1 + \rho_w g L, \quad (4.6)$$

$$P_2' = P_2 + \rho_w g (L + h). \quad (4.7)$$

Assim, subtraindo (4.6) de (4.7) e rearranjando tem-se:

$$P_1 - P_2 = (P_1' - P_2') + \rho_w g L, \quad (4.8)$$

onde $P_1' - P_2'$ é o valor da queda de pressão medida pelo transdutor de pressão diferencial.

Substituindo as Equações (4.8) e (4.5) na Equação (4.4) e rearranjando, obtém-se:

$$P_1' - P_2' = (\rho_o - \rho_w) g L \varepsilon_o + \Delta P_m. \quad (4.9)$$

A partir da Equação (4.9) é possível calcular a queda de pressão por fricção do escoamento óleo-água na tubulação vertical, ΔP_m .

Para o escoamento de água, de forma análoga, chega-se à equação para o cálculo da queda de pressão por fricção, ΔP_w , em escoamento vertical:

$$P_1' - P_2' = \Delta P_w, \quad (4.10)$$

sendo a queda de pressão lida pelo transdutor de pressão igual à queda de pressão por fricção do escoamento de água.

Com o intuito de detectar a ocorrência de redução de atrito é feita a comparação entre o gradiente de pressão da mistura e o gradiente do escoamento equivalente de água. A Figura 4.14 ilustra o fator *DRP* em função da velocidade de mistura para os parâmetros experimentais ensaiados (Tabela 4.2). Conforme apresentado nesta figura, os valores de *DRP* foram em geral superiores à unidade, indicando a não ocorrência do fenômeno. A incerteza no cálculo do fator *DRP* variou entre 1,5 e 4,48% (Apêndice A).

A não ocorrência do fenômeno de redução de atrito para as condições investigadas em tubulação vertical poderia estar associada às velocidades de mistura atingidas, entre 1,3 m/s e 2,5 m/s. Essas velocidades poderiam não ser suficientes para gerar uma dispersão homogênea de óleo em água, isto é, um padrão similar ao observado em tubulação horizontal de acrílico nos casos em que redução de atrito foi verificada. Previsões do número de Reynolds da

mistura e tamanho máximo das gotículas serão realizadas mais adiante no texto com o intuito de corroborar as suposições aqui feitas.

Figura 4.14 – Fator DRP em função da velocidade de mistura para experimentos em tubulação vertical de vidro de 50 mm de diâmetro.

Tabela 4.2 – Parâmetros experimentais ensaiados em tubulação vertical.

U_{ws} (m/s)	U_{os} (m/s)	C_o
2	0,3	0,13
2	0,5	0,20
1,7	0,3	0,15
1,7	0,5	0,23
1,5	0,3	0,17
1	0,3	0,23
1	0,5	0,33

O deslizamento calculado a partir da Equação (2.10), é superior à unidade para todos os pontos, variando entre 1,04 e 1,18. Esses resultados indicam que o óleo esco a 4% e 18% mais rápido para altas velocidades de mistura (1,3 e 2,5 m/s). Valores de deslizamento superiores à unidade são esperados em escoamento óleo-água na vertical, já que o efeito da gravidade tende a favorecer o escoamento de óleo pela sua densidade inferior. A faixa de incerteza no cálculo do deslizamento variou entre $\pm 1,8\%$ e $\pm 2,3\%$ (Apêndice A).

4.2 RESULTADOS EXPERIMENTAIS II (SHELL HOLANDA)

4.2.1 Gradiente de pressão por fricção

Dados de queda de pressão da mistura e do escoamento monofásico de água equivalente (vazão de água igual à vazão da mistura óleo-água) foram coletados com o intuito de detectar a ocorrência do fenômeno de redução de atrito em dispersões óleo-água em tubulação horizontal e de aço. A faixa de velocidade de mistura dos pontos analisados variou entre 1,9 m/s e 2,9 m/s e de frações de injeção de óleo entre 0,05 e 0,38. Na Figura 4.15 são apresentados os valores de DRP para quatro velocidades superficiais de água, 1,8, 1,9, 2,0 e 2,1 m/s, em função da fração de injeção de óleo. Em geral, para as velocidades de água mais altas (2,0 e 2,1 m/s) os valores de DRP são inferiores à unidade, indicando que os gradientes de pressão do escoamento bifásico são inferiores aos da água escoando sozinha à igual vazão. Uma redução máxima de 50% foi verificada. Por outro lado, para velocidades de água inferiores (1,8 e 1,9 m/s) um comportamento diferente é observado na Figura 4.15. Para $U_{ws} = 1,9$ m/s e frações de injeção de óleo inferiores a 15% o fenômeno não ocorre. Com o aumento da fração de óleo o fator DRP diminui e alcança valores inferiores à unidade, indicando a ocorrência de redução de atrito. Uma redução máxima de 26% é estimada para $U_{ws} = 1,9$ m/s e $U_{os} = 1,0$ m/s. Para a velocidade de água mais baixa ($U_{ws} = 1,8$ m/s) o fenômeno não ocorre para frações de óleo inferiores a 19%. Aumentando-se a fração de óleo, o fator DRP tende a diminuir, exibindo primeiro valores próximos da unidade. Para frações de óleo acima de 0,25 é observada uma redução de atrito de até 27%.

Assim como observado no presente estudo para escoamento horizontal em tubo de acrílico, o fenômeno de redução de atrito em tubo de aço ocorre a altas velocidades de mistura e frações de injeção de óleo baixas (inferiores a 38%). Para velocidades de mistura mais baixas e frações de injeção de óleo inferiores a 20% o fenômeno não foi detectado, comportamento já observado para tubulação de acrílico.

A redução de atrito máxima detectada em tubulação de aço de 82,8 mm de diâmetro (50%) é ainda mais intensa que as reduções máximas observadas em tubulação de acrílico no presente estudo (19%) e detectada anteriormente em tubo de vidro (25%) em Rodriguez (2009), sendo ambos os tubos de 26 mm de diâmetro. Outros autores reportaram também a ocorrência de redução de atrito no escoamento de dispersões óleo-água em tubo de aço com óleo leve (ANGELI; HEWITT, 1998, LOVICK; ANGELI, 2004b, LUM; LOVICK;

ANGELI, 2004, IOANNOU; NYDAL; ANGELI, 2005, LUM; AL-WAHAIBI; ANGELI, 2006).

Angeli e Hewitt (1998) e Lovick e Angeli (2004a) reportaram redução do gradiente de pressão bifásico em comparação com o monofásico de água equivalente para dispersões óleo-em-água em tubulações de menor diâmetro, 25,4 mm e 38 mm. Em ambos os trabalhos a redução de atrito foi detectada para velocidades de mistura a partir de 2,0 m/s e frações de injeção de óleo inferiores a 50%. Nesses trabalhos foi observada uma redução máxima de aproximadamente 11% (ANGELI; HEWITT, 1998) e 24% (LOVICK; ANGELI, 2004b), sendo esta superior na tubulação de maior diâmetro (38 mm). Os resultados anteriores sobre escoamento horizontal de dispersões óleo-em-água em tubo de aço (com óleo leve) sugerem que o diâmetro do tubo poderia influenciar na redução de atrito.

Ioannou, Nydal e Angeli (2005) reportaram um aumento na redução do gradiente de pressão bifásico de dispersões óleo-água em comparação aos do escoamento monofásico de água e óleo com o aumento do diâmetro da tubulação, de 32 mm para 60 mm. No entanto, os experimentos foram realizados em tubulação de acrílico. Isso está de acordo com a alta redução de atrito observada no presente estudo em tubulação de aço.

Figura 4.15 – Fator DRP em função da fração de injeção de óleo para quatro velocidades superficiais de água.

4.2.2 Densidade da mistura

A Figura 4.16 ilustra a comparação entre a densidade da mistura fornecida pelo densitômetro gama, $\rho_{m,exp}$, e a densidade prevista pelo modelo homogêneo, ρ_m , fazendo-se a suposição de deslizamento nulo (*no-slip*) para o padrão disperso (Equação (2.12)). Uma boa concordância foi encontrada entre os resultados experimentais obtidos a partir da técnica experimental e os previstos pelo modelo, com um desvio entre os dois valores de no máximo - 0,6%.

Através dos dados de fração volumétrica *in situ*, e da fração de injeção das fases, o deslizamento entre as fases foi calculado, segundo a Equação (2.10), apresentando valores sempre superiores à unidade (entre 1,12 e 1,32). Esses resultados demonstram que o óleo escoava com uma velocidade superior à da água, isto é, a água estaria se “acumulando” no tubo. Neste caso, a fração *in situ* de água, seria superior à fração de injeção de água, C_w (Equação (2.4)), explicando, assim, os valores inferiores de densidade de mistura previstos pelo modelo homogêneo.

Figura 4.16 – Comparação entre a densidade da mistura prevista pelo modelo homogêneo, ρ_m , e a densidade da mistura obtida experimentalmente com o densitômetro gama, $\rho_{m,exp}$.

4.2.3 Fração volumétrica *in situ* (holdup)

As frações volumétricas *in situ* (holdup) são calculadas para escoamento disperso a partir dos dados de densidade média da mistura obtidos por densitometria de raios gama, segundo a equação:

$$\varepsilon_{w,dens} = \frac{\rho_{m,exp} - \rho_o}{\rho_w - \rho_o}, \quad (4.11)$$

onde $\varepsilon_{w,dens}$ é a fração volumétrica *in situ* de água, $\rho_{m,exp}$ é a densidade da mistura obtida a partir das medições do densitômetro, ρ_o e ρ_w são as densidades do óleo e da água, respectivamente.

Para o cálculo de *holdup* de água em escoamento estratificado, uma correção geométrica que leva em conta a distribuição das fases ao longo da seção transversal do tubo é utilizada (ODDIE et al., 2003). Assim, o *holdup* de água é calculado de acordo com a equação:

$$\varepsilon_{w,densST} = \frac{1}{\pi} \left\{ \cos^{-1} \left(1 - 2\varepsilon_{w,dens} \right) - \left(1 - 2\varepsilon_{w,dens} \right) \sin \left[\cos^{-1} \left(1 - 2\varepsilon_{w,dens} \right) \right] \right\}. \quad (4.12)$$

A Figura 4.17 apresenta a comparação entre o *holdup* de água experimental, $\varepsilon_{w,dens}$, e a fração de injeção de água, C_w (Equação (2.4)) para os 50 pontos experimentais coletados para padrão disperso. Conforme ilustrado na Figura 4.17, os valores previstos pelo modelo estão sempre abaixo dos valores obtidos experimentalmente, com um desvio percentual de -4,5% e um erro relativo médio de 2,36%. Esses resultados indicam a existência de deslizamento entre as fases e que o óleo é a fase mais rápida, assim como observado em tubulação de acrílico. Como mencionado na seção anterior, se o óleo escoar mais rápido que a água, a água estaria se “acumulando” no tubo. Portanto, a fração *in situ* de água seria superior à prevista pelo modelo homogêneo, como observado na Figura 4.17.

Figura 4.17 – Comparação entre a fração volumétrica *in situ* de água obtida por densitometria de raios gama, $\varepsilon_{w,dens}$, e a fração de água prevista pelo modelo homogêneo, C_w .

4.2.4 Obtenção de *holdup* e distribuições de fase com o sensor *wire-mesh*

O *holdup* de água foi obtido a partir dos dados adquiridos com o sensor *wire-mesh*, aplicando os modelos descritos na Seção 3.3. Vale ressaltar que o *holdup* de água é obtido a partir do *holdup* de óleo (calculado segundo o procedimento descrito na Seção 3.3.1.2), a partir da equação $\varepsilon_w = 1 - \varepsilon_o$. Em seguida, os dados de *holdup* de água previstos foram comparados com os valores de *holdup* obtidos por densitometria de raios gama. Conforme ilustrado na Figura 4.18 o modelo Bruggeman 2 descreveu melhor os dados de *holdup* para o padrão estratificado com um erro relativo médio de 8,05%. Por outro lado, para o padrão disperso, o modelo que exibiu melhores resultados com um erro relativo médio de 13,40% foi o Paralelo. Embora as previsões de *holdup* do modelo Paralelo apresentem um erro relativo médio baixo, nota-se que o modelo subestima os dados de *holdup* para escoamento disperso com um desvio relativamente alto. No entanto, é importante ressaltar que no caso dos experimentos realizados na Shell há um alto grau de complexidade envolvido, já que o *holdup* obtido pelo sensor é calculado utilizando valores complexos da permissividade e um dos fluidos de teste é água com 9% de salinidade (1100 kg/m^3) e com alta condutividade elétrica (entre $1,93 \times 10^4$ e $2,06 \times 10^4 \text{ } \mu\text{S/cm}$). Como consequência, modificações no circuito foram necessárias.

Figura 4.18 – Comparação entre a fração volumétrica *in situ* de óleo obtida pelo sensor *wire-mesh* e a obtida por densitometria de raios gama para padrão disperso e estratificado óleo-água salgada.

Para o cálculo do erro relativo apresentado nas Figuras 4.17 e 4.18 foi utilizada a seguinte expressão:

$$e_r = 100 \frac{\sum_1^N \sqrt{\left(\frac{C_w, \varepsilon_{w,WM} - \varepsilon_{w,dens}}{\varepsilon_{w,dens}} \right)^2}}{N} [\%], \quad (4.13)$$

onde C_w é a fração de injeção de água e $\varepsilon_{w,WM}$ e $\varepsilon_{w,dens}$ denotam as frações volumétricas *in situ* de óleo obtidas através do sensor *wire-mesh* e por densitometria de raios gama, respectivamente. O número N representa o número total de experimentos.

Nas Figuras 4.19 e 4.21 são apresentadas distribuições de fase na seção transversal do tubo, que representam a média no tempo da fração local de óleo obtida pelo sensor em cada ponto de cruzamento da malha de fios. As distribuições de fase apresentadas nessas figuras foram obtidas aplicando o modelo Paralelo embora o modelo Bruggeman 2 tenha apresentado o menor erro na previsão do *holdup* para escoamento estratificado. Isto pode ser explicado ao analisar o comportamento da curva do modelo Paralelo na Figura 3.33. Conforme ilustrado na figura, verifica-se que o modelo Bruggeman 2 apresenta baixa resolução para frações locais de óleo entre 0,7 e 1,0, ou no caso de frações de água entre 0 a 0,3, gerando ruído nas áreas

dominadas por óleo na seção transversal do tubo. Esse ruído ou baixa resolução influencia na obtenção da distribuição das fases, que representa o comportamento do escoamento na seção. Foi possível verificar que ao aplicar o modelo Paralelo para ambos os padrões, estratificado e disperso, foram obtidos resultados de distribuição de fase na seção, isto é, imagens tomográficas do escoamento que apresentam uma melhor concordância com o observado a partir de inspeção visual.

A Figura 4.19 ilustra a distribuição das fases para as seguintes condições de escoamento: $U_{ws} = 2,3$ m/s e $U_{os} = 0,1$ m/s, $U_{ws} = 2,3$ m/s e $U_{os} = 0,4$ m/s, $U_{ws} = 2,0$ m/s e $U_{os} = 0,9$ m/s (Figura 4.19a, b e c, respectivamente). Os resultados indicam uma distribuição praticamente uniforme, como esperado para altas velocidades de mistura. No entanto, uma ligeira acumulação de óleo, na parte central superior da seção transversal do tubo, é detectada ao aumentar a fração de injeção de óleo de 5% para 31% (Figura 4.19c). É importante destacar que o número de Reynolds da mistura, para o escoamento disperso investigado na Shell, variou entre 10^6 e 10^7 . O número de Reynolds foi estimado considerando um comportamento homogêneo da mistura e fazendo uma analogia com escoamento monofásico, como descrito na Seção 4.1.4.

Figura 4.19 – Distribuição média no tempo da fração de óleo na seção transversal obtida com o sensor *wire-mesh* para escoamento disperso água salgada-óleo: (a) $U_{ws} = 2,3$ m/s, $U_{os} = 0,1$ m/s; (b) $U_{ws} = 2,3$ m/s, $U_{os} = 0,4$ m/s; (c) $U_{ws} = 2,0$ m/s, $U_{os} = 0,9$ m/s.

A Figura 4.20 apresenta distribuições cordais e a distribuição média no tempo da fração de óleo na seção transversal para as condições: $U_{ws} = 2,3$ m/s e $U_{os} = 0,1$ m/s, $U_{ws} = 1,9$ m/s e $U_{os} = 0,8$ m/s, com frações de injeção de óleo de 5% e 30%, respectivamente. As distribuições cordais são apresentadas em função da distância normalizada pelo diâmetro interno do tubo, D (indo de 0,0 a 1,0, da parte inferior à parte superior do tubo ou do lado

esquerdo para o direito da seção). A coordenada na vertical é identificada como h e a posição indo da esquerda para a direita na seção transversal é identificada como d .

Para as condições de escoamento ilustradas na Figura 4.20, que correspondem a altas velocidades de mistura e baixas frações de óleo, espera-se que a distribuição das fases seja bastante uniforme. As distribuições apresentam o comportamento esperado, indicando que a fase água predomina ao longo da seção transversal. No entanto, ao reduzir a velocidade superficial de água e aumentar a fração de injeção de óleo, é possível verificar o aumento da fração de óleo na parte superior e central do tubo pelo surgimento de um pico de fração de óleo na distribuição cordal horizontal da Figura 4.20b.

Figura 4.20 – Distribuições cordais e distribuição média no tempo da fração de óleo na seção transversal do tubo para escoamento disperso água salgada-óleo: (a) $U_{ws} = 2,3$ m/s, $U_{os} = 0,1$ m/s; (b) $U_{ws} = 1,9$ m/s, $U_{os} = 0,8$ m/s.

Para o padrão estratificado, a distribuição da fração de óleo média no tempo ao longo da seção, obtida pelo sensor, é apresentada na Figura 4.21, para uma velocidade superficial de água de 0,06 m/s e velocidades superficiais de óleo que variam entre 0,02 m/s e 0,1 m/s. A fração de injeção de óleo para essas condições de escoamento é 25%, 41%, 43%, 54% e 64%, respectivamente (Figura 4.21a-e). Para a fração de óleo mais baixa, observa-se uma interface predominantemente plana, curvada para cima na região próxima à parede do tubo (Figura 4.21a). Esse comportamento permite inferir a existência de uma interface ligeiramente côncava. Na Figura 4.21b nota-se uma interface bastante plana e uma seção ocupada quase em igual proporção por óleo e água. Nos outros três casos (Figura 4.21c, d, e), verifica-se que

a seção transversal é praticamente dominada pelo óleo. Além disso, é possível observar uma curvatura ligeiramente convexa da interface. O comportamento observado sugere características oleofílicas-hidrofóbicas para o tubo de aço. Neste caso, o tubo seria preferencialmente molhado por óleo, o que, por consequência, aumentaria a sua área de contato e influenciaria na forma da interface.

Figura 4.21 – Distribuição média no tempo da fração de óleo na seção transversal obtida com o sensor *wire-mesh* para escoamento estratificado água salgada-óleo ($U_{ws} = 0,06$ m/s).

Distribuições cordais também foram levantadas para escoamento estratificado a fim de confirmar a existência e forma da interface óleo-água. A Figura 4.22 apresenta as distribuições cordais e a distribuição média no tempo da fração local de óleo na seção transversal do tubo para uma velocidade superficial de água de 0,06 m/s e três velocidades superficiais de óleo, 0,1, 0,07 e 0,02 m/s, respectivamente.

Figura 4.22 – Distribuições cordais e distribuição média no tempo da fração de óleo na seção transversal do tubo para escoamento estratificado água salgada-óleo: (a) $U_{ws} = 0,06$ m/s, $U_{os} = 0,1$ m/s; (b) $U_{ws} = 0,06$ m/s, $U_{os} = 0,07$ m/s; (c) $U_{ws} = 0,06$ m/s, $U_{os} = 0,02$ m/s.

A distribuição cordal horizontal (indo da parte inferior à superior da seção transversal do tubo) apresenta valores próximos de um na parte superior do tubo, indicando a predominância do óleo e tende a zero na parte inferior do tubo, como esperado devido à maior quantidade de água. Na interface, a fração de óleo apresenta valores próximos a 0,5.

Vale ressaltar que a fração de óleo não alcança exatamente a unidade na parte superior do tubo, assim como reportado em outros trabalhos sobre a aplicação de sensores do mesmo tipo (SALVE; MONNI; PANELLA, 2012, YUSOFF, 2012).

Uma das explicações para tal comportamento poderia ser o acúmulo de resíduos de sal nas bordas do sensor. Esses resíduos poderiam afetar a medição da permissividade complexa, assim como o ruído produzido pela água salgada. Outra explicação poderia ser o fato do circuito apresentar uma maior sensibilidade às baixas voltagens, o que corresponde à fase óleo (VELASCO PEÑA et al., 2013). Finalmente, a incerteza nas medições perto da parede do tubo é maior do que em outras regiões, já que os coeficientes de peso $w(i,j)$ são associados à

pontos de cruzamento periféricos (ver Figura 3.34). Elseth (2001) observou o mesmo comportamento ao aplicar densitometria de raios gama na obtenção de perfis cordais de escoamentos estratificados óleo-água.

Também é possível verificar nas distribuições horizontais o deslocamento da interface para cima na seção ao diminuir a fração de injeção de óleo, 64%, 54% e 25% (Figura 4.22a, b e c, respectivamente).

Nas distribuições cordais verticais ilustradas na Figura 4.22, tem-se a distribuição da fração de óleo, indo da parte esquerda para a parte direita da seção transversal, para as três condições de escoamento analisadas. Na Figura 4.22a e b, a distribuição apresenta uma fração de óleo mais alta no início. À medida que se avança em direção ao centro do tubo, a fração de óleo diminui, indicando uma presença mais significativa de água. Após o centro do tubo a fração de óleo tende a aumentar novamente. Por outro lado, na Figura 4.22c, nota-se um comportamento diferente. Nesse caso, a distribuição vertical apresenta no início uma fração mais baixa de óleo, que aumenta no meio da seção e, em seguida, diminui novamente. Tal comportamento se deve à mudança da forma da interface óleo-água com a diminuição da fração de óleo, de convexa para côncava, como pode ser observado pela distribuição média no tempo da fração local de óleo na seção transversal.

4.3 DETECÇÃO E MEDIÇÃO DO FILME UTILIZANDO-SE TÉCNICA VISUAL

Com o intuito de verificar experimentalmente a existência do filme de água perto da parede do tubo, foram analisadas as imagens do escoamento obtidas com câmera de alta velocidade. Verificou-se uma região livre de gotículas de óleo na parte superior do tubo e bem próxima à parede, para os padrões o/w H e o/w NH, observados à altas velocidades de mistura (a partir de 2,0 m/s) e frações de óleo entre 20 e 40%. A Figura 4.23 apresenta imagens do escoamento para quatro pontos experimentais, onde é possível identificar a existência de uma faixa fina e livre de óleo na parte superior do tubo.

Na Figura 4.24 são apresentadas as imagens recortadas na região de interesse, para uma melhor observação do filme de água. Vale destacar que para as condições de escoamento ilustradas nessa figura, foi medida uma redução de atrito de 13, 18 e 19%, respectivamente (Figura 4.24a, b e c).

Figura 4.23 – Imagens do escoamento óleo-água obtidas com câmera de alta velocidade: (a) $U_{ws} = 2,5$ m/s, $U_{os} = 1,2$ m/s; (b) $U_{ws} = 2,5$ m/s, $U_{os} = 1,5$ m/s; (c) $U_{ws} = 2,0$ m/s, $U_{os} = 1,1$ m/s; (d) $U_{ws} = 2,0$ m/s, $U_{os} = 1,2$ m/s.

Figura 4.24 – Imagem do escoamento óleo-água recortada na região de interesse: (a) $U_{ws} = 2,5$ m/s, $U_{os} = 1,2$ m/s; (b) $U_{ws} = 2,5$ m/s, $U_{os} = 1,5$ m/s; (c) $U_{ws} = 2,0$ m/s, $U_{os} = 1,6$ m/s.

Na parte inferior da tubulação também é possível observar que o escoamento não alcança a parede do tubo. Isso para altas velocidades de mistura, como ilustrado na Figura 4.25a e b para velocidades de mistura de 4,3 m/s e 3,9 m/s, respectivamente.

Figura 4.25 – Imagem da parte inferior do tubo para as seguintes condições: (a) $U_{ws} = 3,0$ m/s, $U_{os} = 1,3$ m/s; (b) $U_{ws} = 2,5$ m/s, $U_{os} = 1,4$ m/s.

Por meio da análise preliminar das imagens, verificou-se a existência do filme de água adjacente à parede para as condições de escoamento descritas acima. Em seguida, realizou-se o processamento das imagens, como descrito na Seção 3.4.1. Na Figura 4.26, ilustra-se uma imagem instantânea do escoamento, a imagem recortada e a imagem segmentada para o ponto experimental: $U_{ws} = 3,0$ m/s e $U_{os} = 1,2$ m/s. A partir da imagem segmentada (Figura 4.26c) é feito o cálculo da espessura do filme (Seção 3.4.1.3).

Figura 4.26 – (a) Imagem original do escoamento óleo-água ($U_{ms} = 4,2$ m/s); (b) Imagem recortada; (c) Imagem segmentada.

Na Figura 4.27 são apresentados os valores da espessura do filme medidos na parte superior, e_{sup} , e inferior do tubo, e_{inf} , em função da velocidade de mistura. É importante ressaltar que todos os pontos experimentais para os quais foi detectado e quantificado o filme

apresentaram redução de atrito significativa. Nessa figura, percebe-se que os valores da espessura na parte inferior (entre 0,55 e 1,1 mm) são sempre mais altos que os da espessura medida na parte superior (entre 0,2 e 0,3 mm), como esperado devido ao efeito da gravidade sobre os fluidos.

Pode-se notar também que existe uma tendência da espessura do filme da parte inferior diminuir com o incremento da velocidade de mistura. Com uma velocidade de mistura mais alta espera-se obter uma distribuição mais uniforme das fases na seção transversal, isto é, uma maior axissimetria do escoamento. No diagrama esquemático apresentado na Figura 4.28 são ilustradas as espessuras medidas a partir da técnica visual.

Figura 4.27 – Espessura do filme medida experimentalmente na parte superior e inferior do tubo, respectivamente.

Figura 4.28 – Diagrama esquemático da espessura medida na parte superior e inferior do tubo.

4.4 TENSÃO DE CISALHAMENTO E TAMANHO MÁXIMO DE GOTAS

Considerando, por hipótese, comportamento homogêneo da mistura óleo-água, é possível estimar o valor da tensão de cisalhamento na parede, τ_w , a partir da queda de pressão por fricção, ΔP_m , para escoamento horizontal:

$$\frac{\Delta P_m}{L} = \frac{2\tau_w}{R}, \quad (4.14)$$

sendo R o raio do tubo e L a distância entre as tomadas de pressão. Para escoamento vertical o termo ΔP_m é substituído por $\Delta P_t - \rho_m \sin\theta gL$, onde o ΔP_t representa o gradiente total de pressão. Assim, tem-se então uma expressão para o cálculo de tensão de cisalhamento em função da queda de pressão por fricção para escoamento vertical.

$$\frac{\Delta P_t - \rho_m gL}{L} = \frac{2\tau_w}{R}. \quad (4.15)$$

A partir da tensão de cisalhamento, calculada com as Equações (4.14) e (4.15) para escoamento óleo-água na horizontal e vertical, respectivamente, obtém-se o fator de atrito da mistura:

$$f_m = \frac{8\tau_w}{\rho_m U_{ms}^2}. \quad (4.16)$$

De forma análoga, é calculado o fator de atrito para o escoamento monofásico de água equivalente, f_w , mas a partir da queda de pressão por fricção do escoamento monofásico de água equivalente, ΔP_w .

São comparados os fatores de atrito, da mistura e do escoamento monofásico de água, levantados no presente estudo para diferentes condições experimentais e instalações e os dados de Rodriguez (2009), coletados em tubulação de vidro. A Tabela 4.3 apresenta detalhes sobre os ensaios realizados.

Tabela 4.3 – Faixas dos parâmetros experimentais ensaiados.

Material tubo/inclinação	I.D. (mm)	U_{ms} (m/s)	C_o (%)
Acrílico/horizontal	26	2,7 – 4,6	12 – 44
Vidro/horizontal*	26	2,4 – 3,4	11 – 29
Aço/horizontal	82,8	2,1 – 2,9	5 – 38
Vidro/vertical	50	1,3 – 2,5	13 – 33

*Dados de Rodriguez (2009).

A Figura 4.29 apresenta uma comparação entre os fatores de atrito do escoamento bifásico e monofásico de água em função do número de Reynolds da mistura (calculado como descrito na Seção 2.3). Para as tubulações horizontais de acrílico e vidro o fator de atrito do escoamento equivalente de água é superior ao fator de atrito da mistura óleo-água, para uma faixa de Reynolds de mistura entre 70000 e 227000, indicando a ocorrência do fenômeno de redução de atrito. O mesmo comportamento é observado para escoamento horizontal em tubo de aço, onde a faixa de números de Reynolds é superior (10^6 e 10^7) e a de fatores de atrito inferior.

Por outro lado, para o escoamento vertical ascendente em tubulação de vidro o fator de atrito da mistura apresentou valores superiores ou próximos aos do escoamento equivalente de água, indicando a não ocorrência do fenômeno de redução de atrito. Uma explicação para a não ocorrência de redução de atrito para as condições analisadas em tubulação vertical poderia ser a faixa de Reynolds atingida nos experimentos (37000 – 85000), inferior à obtida em escoamento horizontal. Para números de Reynolds inferiores o escoamento poderia apresentar uma configuração diferente à observada em escoamento horizontal. A existência de gotículas de óleo maiores poderia explicar a não ocorrência do fenômeno. Números de Reynolds mais baixos estariam relacionados a uma intensidade da turbulência que provavelmente não seria suficiente para quebrar as gotas de óleo até a escala de formação de gotículas esféricas. Nesse caso, poderia não ocorrer o padrão de escoamento caracterizado pela formação de uma mistura homogênea de óleo e água no centro do tubo e presença de um filme de água ao redor, como observado em escoamento horizontal para os casos em que a redução de atrito foi verificada.

Figura 4.29 – COmparaFator de atrito da mistura e do escoamento monofásico de água em função do número de Reynolds da mistura.

O diâmetro máximo das gotículas de óleo resultante da quebra devido à turbulência do escoamento foi calculado para dados experimentais levantados em tubulação de acrílico, vidro e aço. Essa análise é feita buscando verificar se existiria uma relação entre o tamanho das gotas de óleo (padrão de escoamento) e a redução de atrito observada em dispersões de óleo em água no presente estudo.

Para a previsão do tamanho máximo das gotículas da fase dispersa num escoamento turbulento em tubos, o modelo proposto por Hinze (1955) é amplamente utilizado (ANGELI; HEWITT, 2000b; LOVICK; ANGELI, 2004a). O diâmetro máximo das gotas é definido segundo a teoria de Hinze (1955) como:

$$d_{\text{máx}} = k_{Hz} \left(\frac{\sigma}{\rho_c} \right)^{0,6} E^{-0,4}, \quad (4.17)$$

onde E é a taxa de dissipação de energia por unidade de massa e a constante k_{Hz} é definida como 1,14, para casos em que a fase dispersa é menos densa que a fase contínua. σ e ρ_c são a tensão interfacial óleo-água e a densidade da fase contínua (água). A taxa de dissipação de energia, E , é definida como:

$$E = \frac{2fU_{ms}^3}{D}, \quad (4.18)$$

sendo f o fator de atrito dado pela expressão:

$$f = a \left(\frac{U_{ms} D}{\nu_c} \right)^{-n}, \quad (4.19)$$

onde $a = 0,079$ e $n = 0,25$ para $Re < 10^5$ e $a = 0,046$ e $n = 0,2$ para $Re > 10^5$. U_{ms} , D e ν_c são a velocidade superficial da mistura, o diâmetro da tubulação e a viscosidade cinemática da fase contínua, respectivamente.

Para a tubulação de aço, o fator de atrito foi calculado a partir da correlação de Haaland (1982), que leva em conta a rugosidade do tubo.

$$\frac{1}{\sqrt{f}} = -1,8 \log \left[\frac{6,9}{Re} + \left(\frac{r}{3,7D} \right)^{1,1} \right], \quad (4.20)$$

onde o número de Reynolds é definido como $Re = U_{ms} D / \nu_c$, sendo ν_c a viscosidade cinemática da fase contínua e r a rugosidade do tubo ($4,5 \times 10^{-5}$ m). Dessa forma, o diâmetro máximo das gotas de óleo é obtido pela substituição da Equação (4.19) ou (4.20) na Equação (4.18), e finalmente substituindo na Equação (4.17).

O diâmetro crítico, d_c , definido por Brodkey (1967) é o diâmetro das gotículas para o qual previne-se aglomeração e coalescência das gotas. Se o $d_{máx} < d_c$ a coalescência seria suprimida, sendo a turbulência suficiente para que as gotículas permaneçam esféricas. O diâmetro crítico é definido como:

$$d_c = \sqrt{\frac{0,4\sigma}{(\rho_w - \rho_o)g}}, \quad (4.21)$$

onde σ é a tensão interfacial (0,033 N/m e 0,0204 N/m para os fluidos de teste do LETeF e da Shell, respectivamente) e ρ_w e ρ_o são as densidades da água e óleo, respectivamente. Para os experimentos realizados no LETeF e na Shell, o diâmetro crítico calculado a partir da Equação (4.21) é 3,2 mm e 2,1 mm, respectivamente.

A Figura 4.30 ilustra o tamanho máximo das gotículas de óleo em função da velocidade de mistura para dados levantados em tubulação de vidro e acrílico no LETeF e em tubulação de aço na Shell. Em geral, tem-se uma diminuição do tamanho máximo das gotas com o incremento da velocidade superficial da mistura. Para os experimentos realizados em tubulação horizontal de vidro (RODRIGUEZ, 2009) e acrílico, a faixa do diâmetro máximo das gotas previsto pela Equação (4.17) varia entre 0,6 e 1,2 mm. Para os testes conduzidos em tubulação de aço obtém-se uma faixa de diâmetro um pouco maior do que obtida para as tubulações de vidro e acrílico na horizontal, com um valor máximo de 1,6 mm. Nos casos anteriores, o diâmetro máximo foi sempre significativamente inferior ao diâmetro crítico.

Já para os experimentos realizados em tubulação vertical de vidro, foram calculados diâmetros entre 1,6 e 3,3 mm, maiores quando comparados aos diâmetros previstos para as tubulações de vidro, acrílico e aço na horizontal. Para o escoamento na vertical, os diâmetros em sua maioria são inferiores ao diâmetro crítico ($d_c = 3,2$ mm). No entanto, a existência de gotículas com diâmetros maiores em comparação aos previstos para as tubulações horizontais de vidro e acrílico sugere que haveria uma probabilidade maior de ocorrer coalescência das gotas. Sendo assim, as gotículas não permaneceriam esféricas e o padrão de escoamento poderia ser diferente ao observado em escoamento horizontal para os casos em que a ocorrência do fenômeno de redução de atrito foi detectada.

Figura 4.30 – Diâmetro máximo das gotículas de óleo em função da velocidade de mistura para experimentos conduzidos no LETeF e na Shell.

Da análise de tensão de cisalhamento e do tamanho máximo das gotas, conclui-se que a ocorrência do fenômeno de redução de atrito, nas dispersões óleo em água investigadas no presente estudo, depende do número de Reynolds do escoamento, isto é, do padrão de escoamento e da distribuição do tamanho das gotículas da fase dispersa. Um alto grau de turbulência é necessário para garantir a quebra das gotas, a existência de gotículas esféricas e a formação de um padrão disperso homogêneo.

CAPÍTULO 5. MODELO CINEMÁTICO DO FILME

Segundo a literatura, o escoamento disperso a altas velocidades de mistura e altos números de Reynolds se comportaria como uma mistura homogênea, sem deslizamento entre as fases. Entretanto, os resultados observados neste estudo mostram a existência de deslizamento em dispersões óleo-água a altos números de Reynolds, assim como foi observado em Rodriguez (2009). O deslizamento, como foi definido anteriormente, é dado pela Equação (2.10):

$$s = \frac{\frac{\varepsilon_w}{C_w}}{\frac{\varepsilon_o}{C_o}} = \frac{V_o}{V_w},$$

sendo $\varepsilon_o, \varepsilon_w, C_o, C_w, V_o, V_w$ as frações volumétricas *in situ*, as frações de injeção e as velocidades *in situ* de óleo e água, respectivamente.

As frações de injeção de óleo e água são definidas como:

$$C_o = \frac{Q_o}{Q_w + Q_o} = \frac{U_{os}}{U_{ms}}, \quad (5.1)$$

$$C_w = \frac{Q_w}{Q_o + Q_w} = \frac{U_{ws}}{U_{ms}}, \quad (5.2)$$

onde Q_w e Q_o são as vazões volumétricas de água e óleo, respectivamente.

Conforme a Equação (2.10), quando o deslizamento s é maior que a unidade, o óleo está escoando mais rápido que a água. Para os dados obtidos no presente trabalho o deslizamento foi sempre superior à unidade, mesmo sendo o escoamento altamente turbulento e horizontal. Uma possível explicação pode ser a presença de um filme fino de água anular entre o tubo e a mistura homogênea óleo-água. Um modelo fenomenológico é proposto para tentar explicar a ocorrência da redução de atrito detectada no presente estudo, análogo ao modelo desenvolvido para o escoamento *core-flow* (OLIEMANS; OOMS, 1986; JOSEPH; RENARDY, 1993; RODRIGUEZ; BANNWART, 2008; RODRIGUEZ; BANNWART; CARVALHO, 2009). No escoamento *core-flow*, o gradiente de pressão bifásico é geralmente

da mesma ordem que o do escoamento equivalente de água, resultado similar ao observado neste trabalho.

5.1 DESCRIÇÃO DO MODELO

O modelo é baseado na ideia da existência de uma fina película ou filme de água adjacente à parede do tubo (RODRIGUEZ, 2009, RODRIGUEZ et al., 2012). Entretanto, diferentemente do padrão de escoamento *core-annular flow*, o filme de água escoaria em torno de uma mistura homogênea axissimétrica de óleo e água, sendo que esta ocuparia o núcleo do tubo (Figura 5.1). Assim, propõe-se que o fenômeno de redução de atrito e o deslizamento em dispersões turbulentas de óleo em água a altos números de Reynolds estariam relacionados à presença de um filme fino de água adjacente à parede do tubo.

Figura 5.1 – Diagrama esquemático do escoamento óleo-água com a presença do filme.

O *holdup* de água (fração volumétrica *in situ*), ε_w , pode ser dividido na fração de água referente ao filme, $\varepsilon_{w,f}$, mais a fração de água referente à mistura, $\varepsilon_{w,m}$:

$$\varepsilon_w = \frac{U_{ws}}{V_w} = \varepsilon_{w,f} + \varepsilon_{w,m} = \frac{U_{ws,f}}{V_{w,f}} + \frac{U_{ws,m}}{V_{w,m}}, \quad (5.3)$$

onde $U_{ws,f}$ e $U_{ws,m}$ são as velocidades superficiais e $V_{w,f}$ e $V_{w,m}$ são as velocidades *in situ* relativas ao filme e à água no núcleo respectivamente. O *holdup* de óleo é definido por:

$$\varepsilon_o = \frac{U_{os}}{V_o}, \quad (5.4)$$

e a vazão de água é definida como:

$$Q_w = Q_{w,f} + Q_{w,m} = U_{ws,f} A + U_{ws,m} A = U_{ws} A, \quad (5.5)$$

onde $Q_{w,f}$ e $Q_{w,m}$ são as vazões de água no filme e na mistura, respectivamente, A é a área de seção transversal do tubo e $U_{ws} = U_{ws,f} + U_{ws,m}$. Combinando as Equações (2.10) e (5.1) a (5.5), tem-se a seguinte expressão para o deslizamento:

$$s = \frac{\frac{\varepsilon_{w,f} + \varepsilon_{w,m}}{\varepsilon_o}}{\frac{C_w}{C_o}} = \frac{U_{ws,f} V_o}{V_{w,f} (U_{ws,f} + U_{ws,m})} + \frac{U_{ws,m} V_o}{V_{w,m} (U_{ws,f} + U_{ws,m})}. \quad (5.6)$$

Neste ponto, algumas suposições são necessárias:

- A velocidade superficial do filme de água é assumida como sendo muito menor do que a velocidade superficial da água na mistura, ou seja, $U_{ws,f} \ll U_{ws,m}$; por isso, U_{ws} tende ao valor da velocidade superficial da água, U_{ws} .
- Devido à condição de não deslizamento na parede do tubo, espera-se que a velocidade *in situ* do filme de água ($V_{w,f}$) seja menor que a velocidade *in situ* de água na mistura que escoar no núcleo do tubo ($V_{w,m}$); portanto, $V_o > V_w$. É importante notar que o deslizamento (calculado através da Equação (2.10)) é função da velocidade *in situ* de água (V_w), que por sua vez é função da velocidade *in situ* do filme de água.
- A velocidade *in situ* da água na mistura, $V_{w,m}$, é assumida como sendo igual à velocidade *in situ* do óleo, V_o . Em outras palavras, presume-se que a mistura de óleo e água no núcleo do tubo flui como uma mistura homogênea, com deslizamento nulo e uniformemente distribuída na seção

transversal do tubo (excluindo a seção anular ocupada pelo filme de água); o escoamento altamente turbulento justificaria esta suposição.

Consequentemente, o segundo termo da Equação (5.6) tende à unidade. Assim o deslizamento se torna:

$$s = \frac{V_o}{V_{w,f}} \left(\frac{Q_{w,f}}{Q_w} \right) + I, \quad (5.7)$$

onde s é função de dois parâmetros desconhecidos $V_{w,f}$ e $Q_{w,f}$, isto é $s = s(V_{w,f}, Q_{w,f})$. A variável V_o é calculada a partir da Equação (5.4) e Q_w é medida diretamente.

O modelo pressupõe a existência de um filme anular de água em regime laminar, o que poderia explicar a redução de atrito e o deslizamento observados. Para estimar a espessura do filme, mais algumas suposições são necessárias:

- A espessura do filme de água é assumida como sendo muito fina. Assim, a componente radial da velocidade é igual a zero.
- A componente azimutal da velocidade é igual a zero (hipótese de axissimetria).

Estas suposições são similares às adotadas na modelagem do escoamento *core-flow* (JOSEPH; RENARDY, 1993). Assim, o perfil de velocidade do filme de água é dado por:

$$u_{w,f}(r) = \frac{-(dp/dx)_m}{4\mu_w} (R^2 - r^2) + \frac{\rho_w g_z}{4\mu_w} (R^2 - r^2) + (\rho_m - \rho_w) g_z \frac{R^2}{2\mu_w} \ln\left(\frac{R}{r}\right), \quad (5.8)$$

onde $(dp/dx)_m$ é o gradiente de pressão do escoamento bifásico, r é a coordenada radial, R_2 é o raio da mistura óleo-água, R é o raio do tubo, ρ_w e ρ_m são as densidades da água e densidade da mistura, respectivamente, μ_w é a viscosidade da água e g_z é a componente da gravidade na direção axial ($g_z = g \sin\theta$, sendo θ a inclinação em relação à horizontal). O procedimento para obtenção da espessura do filme é o seguinte: a Equação (5.8) é resolvida com os dados de queda de pressão da mistura obtidos experimentalmente, considerando que na interface entre a mistura e o filme de água a velocidade do filme é igual à velocidade do

núcleo, V_o . Aplicando a condição de contorno $u_{w,f}(R_2) = V_o$, a solução fornece o valor do raio da mistura óleo-água (R_2). A partir de R_2 é possível calcular a espessura do filme de acordo com a expressão $e_{mod} = R - R_2$.

A Figura 5.2 apresenta o perfil de velocidade do filme de água normalizado pela velocidade *in situ* de óleo ($u_{w,f}(r)/V_o$) em função da coordenada radial do tubo normalizado pelo diâmetro do tubo. Note-se que o perfil de velocidade do filme de água é praticamente linear. Uma vez feita a consideração de um filme muito fino, em comparação com o diâmetro do tubo, isto é, $e_{mod}/D \ll 1$, é possível dizer que a velocidade do filme varia quase linearmente com a distância a partir da parede.

Figura 5.2 – Perfil da velocidade do filme em função da coordenada radial adimensionais.

A vazão do filme, $Q_{w,f}$, é calculada fazendo-se uma integração em r do perfil de velocidade dado pela Equação (5.8), tendo como parâmetros de integração os limites do raio para o filme de água, R_2 e o raio do tubo, R .

$$Q_{w,f} = \int_{R_2}^R u_{w,f}(r) 2\pi r dr. \quad (5.9)$$

Finalmente, a velocidade do filme de água é estimada a partir da seguinte equação:

$$V_{w,f} = \frac{Q_{w,f}}{\pi(R^2 - R_2^2)}. \quad (5.10)$$

A Equação (5.7) é usada, então, para calcular o deslizamento teórico. Além disso, o número de Reynolds do filme é definido como:

$$Re_f = \frac{\rho_w V_{w,f} (2e_{mod})}{\mu_w}, \quad (5.11)$$

onde a espessura do filme é dada por $e_{mod} = R - R_2$, como definido acima.

5.2 SUBCAMADA VISCOSA DA MISTURA

Uma analogia com o escoamento monofásico em dutos é adotada para definir a subcamada viscosa da mistura. Para verificar se o modelo prediz consistentemente a existência de um filme de água entre a parede do tubo e a mistura homogênea óleo-água, a razão entre a espessura do filme e a espessura da subcamada viscosa da mistura foi estimada. A aproximação de que a mistura esco a uma velocidade *in situ* igual à do óleo, V_o , é feita.

Segundo o modelo homogêneo (WALLIS, 1969), é possível analisar a dispersão de óleo em água como um “pseudofluido”. Em regime permanente e turbulento, define-se a tensão de cisalhamento na parede, τ_w , em função do gradiente de pressão da mistura (SCHLICHTING, 1979), como:

$$\tau_w = -\left(\frac{R}{2}\right)\left(\frac{\Delta P_m}{L}\right), \quad (5.12)$$

sendo ΔP_m a queda de pressão da mistura, R o raio do tubo e L a distância entre as tomadas de pressão. A velocidade de fricção ou atrito da mistura, $V_{frict,m}$, (SCHLICHTING, 1979) é dada por:

$$V_{frict,m} = \sqrt{\tau_w / \rho_m}, \quad (5.13)$$

onde a densidade da mistura, ρ_m , é calculada a partir das densidades de água e óleo, ρ_w e ρ_o , e as frações de injeção de água e óleo, C_w e C_o , segundo a Equação (2.12):

$$\rho_m = C_w \rho_w + C_o \rho_o.$$

Na região próxima a parede do tubo (subcamada viscosa), onde a tensão de cisalhamento laminar é predominante (SCHILICHTING, 1979), a tensão de cisalhamento na parede é dada por:

$$\tau_w = \mu_m \frac{u}{y}, \quad (5.14)$$

onde u é a velocidade do escoamento e y é a distância a partir da parede do tubo. Segundo a Equação (5.13) a tensão cisalhante na parede é dada por $\tau_w = \rho_m V_{frict,m}^2$. Igualando as duas equações, tem-se:

$$y^+ = \frac{u}{V_{frict,m}} = \frac{y V_{frict,m}}{\nu_m}, \quad (5.15)$$

onde ν_m é a viscosidade cinemática da mistura e y^+ é a distância adimensional a partir da parede. Assim, quando $y^+ = 5$ (SCHILICHTING, 1979), da Equação (5.15), tem-se:

$$y = \frac{5 \nu_m}{V_{frict,m}}. \quad (5.16)$$

Nesse caso, $y = \delta_{sub,m}$ (espessura da subcamada viscosa). Sendo assim, a espessura da subcamada viscosa da mistura, $\delta_{sub,m}$, é dada pela expressão:

$$\delta_{sub,m} = \frac{5 \left(\frac{\mu_m}{\rho_m} \right)}{V_{frict,m}}. \quad (5.17)$$

Finalmente, substituindo a Equação (5.12) na (5.13) e substituindo posteriormente em (5.17), a espessura da subcamada viscosa é estimada em função da queda de pressão medida a partir da equação:

$$\delta_{sub,m} = 7,071 \mu_m \rho_m^{-1/2} \left[\frac{L}{R \Delta P_m} \right]^{1/2}. \quad (5.18)$$

Por conseguinte, temos a razão entre a espessura do filme de água, e_{mod} , e a espessura da subcamada viscosa, $\delta_{sub,m}$.

5.3 RESULTADOS DO MODELO

Nesta seção serão apresentados os resultados obtidos após a inserção de dados experimentais no modelo matemático. A Equação (5.8), que possui entrada para as variáveis: $(dp/dx)_m$, R e μ_w , é resolvida para obtenção, primeiramente, do raio da mistura óleo-água, R_2 , e, logo, da espessura do filme, e_{mod} .

Três bancos de dados experimentais foram utilizados para previsão da espessura do filme. O primeiro é composto por dados coletados no presente trabalho em tubulação de acrílico de 26 mm de diâmetro. O segundo banco de dados foi levantado em tubulação de aço de 82,8 mm de diâmetro na Shell e o terceiro compreende dados coletados em tubulação de vidro de 26 mm (RODRIGUEZ, 2009). Foram utilizados somente pontos experimentais para os quais o padrão dispersão óleo em água foi detectado, somando um total de 60 pontos.

A espessura do filme de água é normalizada em relação à subcamada viscosa da mistura (Equação (5.18)), por meio da equação:

$$e_{Norm} = \frac{e_{mod}}{\delta_{sub,m}}. \quad (5.19)$$

Para os dados coletados nas tubulações de acrílico e vidro, consideradas lisas, os valores da espessura normalizada variaram entre 4,2 e 4,7, indicando que o filme seria cerca de quatro vezes mais espesso do que a subcamada viscosa. Para os dados levantados em tubo de aço, calcula-se primeiro a razão entre a espessura da subcamada viscosa, prevista pelo modelo, e a rugosidade do tubo de aço ($4,5 \times 10^{-5}$ m). Essa razão mostrou valores entre 1,14 e 1,57 indicando que a subcamada viscosa é maior que a rugosidade do tubo para todos os pontos experimentais. Após isso, a espessura do filme é normalizada em relação à subcamada viscosa da mistura, exibindo valores entre 7,4 e 10,2. Esses resultados indicam que o filme previsto pelo modelo é entre sete e dez vezes maior que a subcamada viscosa. O valor da espessura prevista para os três bancos de dados é ilustrado na Tabela 5.1. Nessa tabela, observa-se um aumento da espessura com o aumento do diâmetro do tubo.

Tabela 5.1 – Espessura e Reynolds do filme para dados coletados em tubulações de acrílico, vidro e aço.

I.D. (mm)	Material tubo	U_{ms} (m/s)	C_o (%)	e_{mod} (mm)
26	Acrílico	2,7 – 4,6	0,12 – 0,44	0,11 – 0,18
26	Vidro	2,4 – 3,4	0,11 – 0,29	0,16 – 0,20
82,8	Aço	2,1 – 2,9	0,05 – 0,38	0,36 – 0,74

A espessura normalizada do filme é ilustrada em função do Reynolds do filme na Figura 5.3 para os tubos de acrílico, vidro e aço. Nota-se uma clara relação linear entre a espessura normalizada e o número de Reynolds do filme. Para os dados coletados em tubo de vidro e acrílico de 26 mm de diâmetro, o Reynolds do filme previsto varia entre 400 e 500. Já para o tubo de aço de 82,8 mm de diâmetro, o Reynolds do filme apresenta valores mais altos, entre 1100 e 2600.

Figura 5.3 – Espessura do filme normalizada em função do número de Reynolds do filme para dados coletados em tubulação de aço, acrílico e vidro.

O número de Reynolds do escoamento monofásico de água equivalente é calculado pela expressão: $Re_w = \rho_w U_{ms} D / \mu_w$, sendo a velocidade do escoamento sempre igual à velocidade superficial da mistura. Para os pontos experimentais coletados em tubulação de acrílico e vidro, o Reynolds do escoamento de água equivalente, Re_w , variou entre 72000 e 120000. Para a tubulação de aço o número de Reynolds é ainda mais elevado, entre 230000 e 320000. Note-se que o número de Reynolds para o escoamento equivalente de água apresenta valores muito superiores em comparação com o Reynolds do filme de água previsto pelo modelo. Por conseguinte, a existência de um filme fino de água que escoar em contato com a parede, a baixos números de Reynolds, poderia evitar o contato direto do núcleo turbulento (mistura bifásica) com a parede do tubo, diminuindo a tensão de cisalhamento. Isso explicaria a diminuição da queda de pressão por fricção da mistura, em comparação à do escoamento equivalente de água.

Na Figura 5.4, nota-se que o incremento do Reynolds do filme não afeta de maneira significativa o fator DRP para a faixa de Reynolds do filme prevista para as tubulações de acrílico e vidro. Para números de Reynolds do filme mais altos, obtidos para a tubulação de aço, percebe-se uma diminuição do fator DRP ao aumentar o número de Reynolds. No entanto, analisando essa figura, observa-se que há um ponto ($Re_f \approx 2250$) a partir do qual um incremento do número de Reynolds do filme causa um incremento do fator DRP , indicando uma diminuição da redução de atrito. Esses resultados sugerem que o aumento da turbulência do filme, e, por conseguinte da sua espessura (Figura 5.3), poderia atenuar a redução de atrito após atingir certo valor.

Figura 5.4 – Fator DRP em função do número de Reynolds para dados levantados em tubulação de acrílico, vidro e aço.

5.3.1 Correlação para cálculo de deslizamento

Uma comparação foi efetuada entre o deslizamento previsto pelo modelo, s_t (Equação (5.7)), e o deslizamento calculado com dados experimentais, s_{exp} , segundo a Equação (2.10). O modelo subestima os valores de deslizamento experimentais, conforme ilustrado na Figura 5.5.

Após uma análise dos resultados e do equacionamento proposto na modelagem, considera-se que o valor da vazão do filme de água, $Q_{w,f}$, prevista pelo modelo, poderia ser de fato inferior à vazão real do filme. Uma das hipóteses propostas no modelo é a condição de axissimetria do escoamento. No entanto, os efeitos da gravidade poderiam influenciar na posição do núcleo composto da mistura homogênea de óleo e água, haja vista a diferença de densidade dos fluidos, que causaria o deslocamento da mistura para a parte superior do tubo. Essa excentricidade do núcleo resultaria numa espessura do filme maior do que a prevista pelo modelo. Um aumento na espessura do filme indicaria um aumento na vazão do filme.

Figura 5.5 – Deslizamento previsto pelo modelo (Equação (5.7)) em função do deslizamento experimental.

Na tentativa de explicar os valores de deslizamento subestimados pelo modelo foi proposto calcular um fator de correção, f_c , para a vazão do filme, $Q_{w,f}$, a partir do valor de deslizamento experimental, s_{exp} , utilizando a seguinte expressão:

$$s_{exp} = \frac{V_o}{V_{w,f}} \frac{(Q_{w,f} f_c)}{Q_w} + 1. \quad (5.20)$$

Para uma velocidade de mistura mais alta, espera-se ter uma distribuição mais uniforme das fases na seção transversal e uma maior axissimetria. Um escoamento mais axissimétrico indicaria uma previsão mais satisfatória do modelo (Equação (5.7)), isto é, um fator de correção cujo valor tenderia à unidade. Este comportamento é constatado na Figura 5.6 onde é apresentado o fator de correção, f_c , previsto a partir da Equação (5.20) em função da velocidade de mistura para os dados levantados em tubulação de acrílico e vidro no LETeF e de aço na Shell. Nessa figura, verifica-se uma diminuição do fator de correção com o incremento da velocidade de mistura. O fator de correção tende à unidade para valores mais altos da velocidade de mistura (escoamento mais axissimétrico), indicando, como esperado, uma melhor previsão do modelo.

Figura 5.6 – Fator de correção em função da velocidade de mistura para dados levantados em tubulação de acrílico, vidro e aço.

Em seguida, a abordagem envolve a correlação dos dados experimentais em termos de um parâmetro adimensional apropriado. Neste caso, o fator f_c é correlacionado com o número de Froude, definido como:

$$Fr = \frac{U_{ms}^2}{gD}, \quad (5.21)$$

onde U_{ms} e D são, respectivamente, a velocidade da mistura e o diâmetro do tubo, g é aceleração da gravidade. O fator de correção, f_c , é bem correlacionado pelo número de Froude através da seguinte função (Figura 5.7):

$$f_c = 18,205 * Fr^{-0,593}. \quad (5.22)$$

Figura 5.7 – Fator de correção em função do número de Froude para dados levantados em tubulação de acrílico, vidro e aço.

Substituindo a Equação (5.22) na (5.20), obtém-se uma nova equação para o cálculo do deslizamento entre as fases:

$$s_c = \frac{V_o}{V_{w,f}} \frac{Q_{w,f}}{Q_w} \left[18,205 * Fr^{-0,593} \right] + 1. \quad (5.23)$$

A nova correlação para previsão do deslizamento em função do número de Froude (Equação (5.23)) utiliza dados do filme, vazão e velocidade ($Q_{w,f}$ e $V_{w,f}$, respectivamente), a velocidade *in situ* do óleo, V_o , e a vazão da água, Q_w .

O deslizamento, s_c , previsto a partir da Equação (5.23) apresenta um desvio de $\pm 8\%$ e um erro relativo médio de 12,88% em relação ao deslizamento experimental (Figura 5.8).

Figura 5.8 – Comparação entre o deslizamento previsto pela correlação (Equação (5.23)) e o deslizamento obtido experimentalmente.

5.3.2 Comparações entre a espessura do filme prevista pelo modelo e a espessura medida experimentalmente.

A partir do deslizamento previsto na Seção anterior pela Equação (5.23) calcula-se uma nova vazão do filme:

$$Q_{w,f,c} = \frac{Q_w}{2}(s_c - 1). \quad (5.24)$$

Um aumento na vazão do filme indicaria também um aumento na espessura do filme. Assim, uma nova espessura do filme, $e_{mod,c}$, é calculada de acordo com a equação:

$$e_{mod,c} = R - R_{2,c}, \quad (5.25)$$

onde o raio do núcleo, $R_{2,c}$, é obtido a partir da equação:

$$V_{w,f} = \frac{Q_{w,f,c}}{\pi(R^2 - R_{2,c}^2)}. \quad (5.26)$$

A Figura 5.9 apresenta uma comparação entre a espessura de filme de água prevista pelo modelo e a espessura medida experimentalmente, utilizando-se técnica visual. Nesse gráfico são ilustrados os valores da espessura prevista pelos modelos original, e_{mod} , e após a correção do valor da vazão, $e_{mod,c}$, respectivamente. Também são apresentados os valores da espessura medida na parte superior, e_{sup} e inferior do tubo, e_{inf} , respectivamente. A espessura da subcamada viscosa, $\delta_{sub,m}$, também é ilustrada na Figura 5.9 para fins de comparação.

Figura 5.9 – Comparação entre a espessura do filme prevista pelo modelo, a espessura do filme obtida experimentalmente e a espessura da subcamada viscosa.

Comparando as previsões do modelo com a espessura medida experimentalmente, verifica-se que o modelo (sem correção da vazão do filme) tende a subestimar os valores experimentais da espessura. Considerando a correção da vazão do filme, a nova espessura do filme prevista pelo modelo, $e_{mod,c}$, aproxima-se dos valores experimentais, especialmente do valor da espessura na parte superior do tubo, e_{sup} , com um erro relativo médio de 13%.

Os resultados sugerem que o valor da espessura na parte superior do tubo, e_{sup} , representa melhor o valor médio da espessura prevista pelo modelo, $e_{mod,c}$. Ou seja, a espessura média do filme de água poderia ser aproximada pelo valor da espessura na parte superior do tubo, sendo que esta pode ser prevista com boa precisão pelo modelo aqui proposto, após a correção.

Por outro lado, a espessura medida na parte inferior do tubo, e_{inf} , que apresenta valores entre 2 e 4 vezes mais altos do que a espessura medida na parte superior, como já descrito na Seção 4.3, poderia representar um valor local máximo de espessura, que ficaria estatisticamente diluído e não influenciaria significativamente no valor médio.

CAPÍTULO 6. MODELO DINÂMICO DE LUBRIFICAÇÃO

Um modelo é proposto como tentativa de explicar a dinâmica da formação do filme de água perto da parede, descrito no capítulo anterior. Por meio da aplicação de técnica visual foi possível verificar, em tubulação de acrílico horizontal, a existência de um filme fino na região próxima à parede do tubo em dispersões óleo-água. Foi observado que as gotículas de óleo não alcançam a parede do tubo, além de uma fina camada livre de óleo adjacente à parede.

O modelo propõe a ocorrência de um efeito de lubrificação hidrodinâmica, isto é, a geração de uma pressão hidrodinâmica no filme fino de água que poderia contrabalançar o empuxo sofrido pelas gotículas de óleo, evitando o seu contato com a parede.

Segundo as previsões do modelo cinemático do filme (Seção 5.3) e as medições experimentais realizadas por técnica visual, o filme de água tem espessura da ordem de décimos de milímetro. A gotícula de óleo, por sua vez, tem diâmetro da ordem de um milímetro (Figura 4.3). Assim, é possível considerar um sistema formado por uma gotícula de óleo esférica que se aproxima da parede do tubo. Dadas as pequenas dimensões da esfera e do filme, pode-se supor que ela aproxima-se de um plano, ou seja, despreza-se a curvatura do tubo.

Assume-se que a gotícula está em repouso e a parede do tubo se movimenta com velocidade U , onde e representa a espessura do filme e R_e é o raio da esfera, Figura 6.1.

Figura 6.1 – Diagrama esquemático da interação entre a gotícula de óleo típica e a parede do tubo com a presença do filme de espessura, e .

6.1 EQUAÇÃO DE REYNOLDS DA LUBRIFICAÇÃO

O sistema esférico de coordenadas foi escolhido como o mais adequado para descrever o problema e a geometria propostos (Figura 6.2).

Figura 6.2 – Sistema de coordenadas adotado, r , θ e ϕ .

A análise começa com a equação da continuidade em coordenadas esféricas:

$$\frac{1}{r^2} \frac{\partial(r^2 v_r)}{\partial r} + \frac{1}{r \sin \theta} \frac{\partial}{\partial \theta} (v_\theta \sin \theta) + \frac{1}{r \sin \theta} \frac{\partial v_\phi}{\partial \phi} = 0. \quad (6.1)$$

Considerando o escoamento incompressível, Newtoniano e isotérmico, é feito um balanço entre as forças de pressão, viscosas e força gravitacional. Aplicam-se as equações de quantidade de movimento (Navier-Stokes) em coordenadas esféricas, que são dadas por:

Na direção r :

$$\begin{aligned} \rho \left[\frac{\partial v_r}{\partial t} + v_r \frac{\partial v_r}{\partial r} + \frac{v_\theta}{r} \frac{\partial v_r}{\partial \theta} + \frac{v_\phi}{r \sin \theta} \frac{\partial v_r}{\partial \phi} - \frac{v_\theta^2 + v_\phi^2}{r} \right] = - \frac{\partial P}{\partial r} + \rho g_r + \\ + \mu \left[\frac{1}{r^2} \frac{\partial}{\partial r} \left(r^2 \frac{\partial v_r}{\partial r} \right) + \frac{1}{r^2 \sin \theta} \frac{\partial}{\partial \theta} \left(\sin \theta \frac{\partial v_r}{\partial \theta} \right) + \frac{1}{r^2 \sin^2 \theta} \frac{\partial^2 v_r}{\partial \phi^2} \right. \\ \left. - 2 \frac{v_r}{r^2} - \frac{2}{r^2} \frac{\partial v_\theta}{\partial \theta} - 2 \frac{v_\theta \cot \theta}{r^2} - \frac{2}{r^2 \sin \theta} \frac{\partial v_\phi}{\partial \phi} \right]. \end{aligned} \quad (6.2)$$

Na direção θ :

$$\begin{aligned} \rho \left[\frac{\partial v_\theta}{\partial t} + v_r \frac{\partial v_\theta}{\partial r} + \frac{v_\theta}{r} \frac{\partial v_\theta}{\partial \theta} + \frac{v_\phi}{r \sin \theta} \frac{\partial v_\theta}{\partial \phi} + \frac{v_r v_\theta}{r} - \frac{v_\phi^2 \cot \theta}{r} \right] = \\ - \frac{1}{r} \frac{\partial P}{\partial \theta} + \rho g_\theta + \mu \left[\frac{1}{r^2} \frac{\partial}{\partial r} \left(r^2 \frac{\partial v_\theta}{\partial r} \right) + \frac{1}{r^2 \sin \theta} \frac{\partial}{\partial \theta} \left(\sin \theta \frac{\partial v_\theta}{\partial \theta} \right) + \right. \\ \left. + \frac{1}{r^2 \sin^2 \theta} \frac{\partial^2 v_\theta}{\partial \phi^2} + \frac{2}{r^2} \frac{\partial v_r}{\partial \theta} - \frac{v_\theta}{r^2 \sin^2 \theta} - \frac{2 \cos \theta}{r^2 \sin^2 \theta} \frac{\partial v_\phi}{\partial \phi} \right]. \end{aligned} \quad (6.3)$$

Na direção ϕ :

$$\begin{aligned} \rho \left[\frac{\partial v_\phi}{\partial t} + v_r \frac{\partial v_\phi}{\partial r} + \frac{v_\theta}{r} \frac{\partial v_\phi}{\partial \theta} + \frac{v_\phi}{r \sin \theta} \frac{\partial v_\phi}{\partial \phi} + \frac{v_\phi v_r}{r} + \frac{v_\theta v_\phi \cot \theta}{r} \right] = \\ - \frac{1}{r \sin \theta} \frac{\partial P}{\partial \phi} + \rho g_\phi + \mu \left[\frac{1}{r^2} \frac{\partial}{\partial r} \left(r^2 \frac{\partial v_\phi}{\partial r} \right) + \frac{1}{r^2 \sin \theta} \frac{\partial}{\partial \theta} \left(\sin \theta \frac{\partial v_\phi}{\partial \theta} \right) + \right. \\ \left. + \frac{1}{r^2 \sin^2 \theta} \frac{\partial^2 v_\phi}{\partial \phi^2} - \frac{v_\phi}{r^2 \sin^2 \theta} + \frac{2}{r^2 \sin^2 \theta} \frac{\partial v_r}{\partial \phi} + \frac{2 \cos \theta}{r^2 \sin^2 \theta} \frac{\partial v_\theta}{\partial \phi} \right], \end{aligned} \quad (6.4)$$

onde ρ representa a densidade da água, v_r , v_θ e v_ϕ são as componentes da velocidade nas direções r , θ e ϕ , respectivamente.

Considera-se a distância, e , entre a gotícula de óleo e a parede do tubo muito pequena em comparação ao raio da gotícula.

$$e \ll R_e, \quad (6.5)$$

sendo a condição dada pela Equação (6.5) a suposição básica da teoria da lubrificação hidrodinâmica.

Na equação da continuidade (Equação (6.1)), considerando V_r , V_θ e V_ϕ como a ordem de magnitude das velocidades v_r , v_θ e v_ϕ , estima-se a ordem de grandeza dos termos da Equação (6.1):

$$\begin{aligned}
\frac{1}{r^2} \frac{\partial(r^2 v_r)}{\partial r} &= o \left[\frac{V_r}{e} \right], \\
\frac{1}{r \sin \theta} \frac{\partial}{\partial \theta} (v_\theta \sin \theta) &= o \left[\frac{V_\theta}{R_e} \right], \\
\frac{1}{r \sin \theta} \frac{\partial v_\phi}{\partial \phi} &= o \left[\frac{V_\phi}{R_e} \right].
\end{aligned} \tag{6.6}$$

Considerando que V_r varia só no filme, isto é, em e , e dada a condição da Equação (6.5), segue-se que:

$$V_r \ll V_\theta \quad e \quad V_r \ll V_\phi. \tag{6.7}$$

Assim, a componente da velocidade na direção r pode ser considerada igual a zero

$$V_r = 0. \tag{6.8}$$

Visando simplificar as Equações de Navier-Stokes, faz-se uma estimativa da ordem de grandeza de cada termo das equações (6.2), (6.3) e (6.4).

Aplicando-se as condições dadas nas Equações (6.5) e (6.7), obtém-se a ordem de grandeza dos maiores termos inerciais, $(\rho V_\theta^2 / R_e)$ e $(\rho V_\phi^2 / R_e)$ e dos maiores termos viscosos, $(\mu V_\theta / e^2)$ e $(\mu V_\phi / e^2)$. Assim, é calculada a razão entre os maiores termos inerciais e viscosos, $\frac{\rho V_\theta e}{\mu} \left(\frac{e}{R_e} \right)$ e $\frac{\rho V_\phi e}{\mu} \left(\frac{e}{R_e} \right)$, que representam o número de Reynolds do filme de água multiplicado por e / R_e . Pela suposição feita na Equação (6.5), assume-se que $e / R_e \ll 1$. Assim, os termos inerciais podem ser desprezados em relação aos termos viscosos. Além disso, se a análise se restringe aos termos viscosos de maior ordem de grandeza, as equações de Navier-Stokes, independentes do tempo, nas direções r , θ e ϕ , podem ser simplificadas consideravelmente e dadas por:

$$\frac{\partial P}{\partial r} = 0, \tag{6.9}$$

$$\frac{1}{r} \frac{\partial P}{\partial \theta} = \mu \left[\frac{1}{r^2} \frac{\partial}{\partial r} \left(r^2 \frac{\partial v_\theta}{\partial r} \right) \right], \tag{6.10}$$

$$\frac{1}{r \sin \theta} \frac{\partial P}{\partial \phi} = \mu \left[\frac{1}{r^2} \frac{\partial}{\partial r} \left(r^2 \frac{\partial v_\phi}{\partial r} \right) \right]. \quad (6.11)$$

Através de uma mudança de variáveis, r é substituída por y

$$\begin{aligned} y &= R_e - r, \\ \partial r &= -\partial y, \end{aligned} \quad (6.12)$$

onde y é a distância a partir da parede do tubo.

Sendo a espessura do filme muito menor em relação ao raio da gotícula de óleo, assume-se a seguinte aproximação:

$$R_e \simeq r \quad (6.13)$$

Assim, as Equações (6.1) e (6.9) a (6.11) podem ser reescritas da seguinte maneira:

$$-\frac{\partial(R_e^2 v_r)}{\partial y} + \frac{R_e}{\sin \theta} \frac{\partial}{\partial \theta} (v_\theta \sin \theta) + \frac{R_e}{\sin \theta} \frac{\partial v_\phi}{\partial \phi} = 0, \quad (6.14)$$

$$\frac{\partial P}{\partial y} = 0, \quad (6.15)$$

$$\frac{1}{R_e} \frac{\partial P}{\partial \theta} = \mu \left[\frac{1}{R_e^2} \frac{\partial}{\partial y} \left(R_e^2 \frac{\partial v_\theta}{\partial y} \right) \right], \quad (6.16)$$

$$\frac{1}{R_e \sin \theta} \frac{\partial P}{\partial \phi} = \mu \left[\frac{1}{R_e^2} \frac{\partial}{\partial y} \left(R_e^2 \frac{\partial v_\phi}{\partial y} \right) \right]. \quad (6.17)$$

Integrando as Equações (6.16) e (6.17) com as condições de contorno:

$$y = 0 : v_\phi = 0, v_r = 0, v_\theta = U, \quad (6.18)$$

$$y = e : v_\phi = 0, v_r = 0, v_\theta = 0. \quad (6.19)$$

obtêm-se expressões para as componentes da velocidade, v_θ e v_ϕ , no filme de água:

$$v_\theta = \frac{1}{2\mu R_e} \frac{\partial P}{\partial \theta} y(y-e) + U \left(1 - \frac{y}{e}\right), \quad (6.20)$$

$$v_\phi = \frac{1}{2\mu R_e \sin \theta} \frac{\partial P}{\partial \phi} y(y-e). \quad (6.21)$$

No entanto, as velocidades, v_θ e v_ϕ , só poderão ser calculadas a partir das equações (6.20) e (6.21) se a distribuição da pressão ($P(\theta, \phi)$) é conhecida. Para obter uma equação para a pressão, P , integra-se a equação da continuidade (Equação (6.14)) entre $y=0$ e $y=e$

$$\int_0^e \frac{\partial}{\partial y} (R_e^2 v_r) dy = R_e^2 v_r \Big|_{y=0}^{y=e} = 0 = \int_0^e \frac{R_e}{\sin \theta} \frac{\partial}{\partial \theta} (v_\theta \sin \theta) dy + \int_0^e \frac{R_e}{\sin \theta} \frac{\partial v_\phi}{\partial \phi} dy. \quad (6.22)$$

Primeiro são calculadas as derivadas $\frac{\partial}{\partial \theta} (v_\theta \sin \theta)$ e $\frac{\partial v_\phi}{\partial \phi}$. Note-se que P e e variam com θ e ϕ .

$$\frac{\partial}{\partial \theta} (v_\theta \sin \theta) = U \cos \theta + \frac{\sin \theta}{2\mu R_e} \frac{\partial^2 P}{\partial \theta^2} y(y-e) - \frac{\sin \theta}{2\mu R_e} \frac{\partial P}{\partial \theta} \frac{\partial e}{\partial \theta} y + \frac{\sin \theta U}{e^2} \frac{\partial e}{\partial \theta} y, \quad (6.23)$$

$$\frac{\partial v_\phi}{\partial \phi} = \frac{1}{2\mu R_e \sin \theta} \frac{\partial^2 P}{\partial \phi^2} (y^2 - ey) - \frac{1}{2\mu R_e \sin \theta} \frac{\partial P}{\partial \phi} \frac{\partial e}{\partial \phi} y. \quad (6.24)$$

Integrando as expressões dadas pelas Equações (6.23) e (6.24) entre $y=0$ e $y=e$, tem-se:

$$\int_0^e \frac{R_e}{\sin \theta} \frac{\partial}{\partial \theta} (v_\theta \sin \theta) dy = R_e U \cot \theta e - \frac{e^3}{12\mu} \frac{\partial^2 P}{\partial \theta^2} - \frac{e^2}{4\mu} \frac{\partial P}{\partial \theta} \frac{\partial e}{\partial \theta} + \frac{R_e U}{2} \frac{\partial e}{\partial \theta}, \quad (6.25)$$

$$\int_0^e \frac{R_e}{\sin \theta} \frac{\partial v_\phi}{\partial \phi} dy = -\frac{e^3}{12\mu \sin^2 \theta} \frac{\partial^2 P}{\partial \phi^2} - \frac{e^2}{4\mu \sin^2 \theta} \frac{\partial P}{\partial \phi} \frac{\partial e}{\partial \phi}. \quad (6.26)$$

Finalmente, substituindo as Equações (6.25) e (6.26) na (6.22), rearranjando e multiplicando a Equação por 12μ é obtida a equação para a distribuição da pressão em função de θ e ϕ :

$$e^3 \frac{\partial^2 P}{\partial \theta^2} + \frac{e^3}{\sin^2 \theta} \frac{\partial^2 P}{\partial \phi^2} = 6\mu R_e U \frac{\partial e}{\partial \theta} + 12\mu R_e U \cotg \theta e. \quad (6.27)$$

onde μ é a viscosidade do filme, R_e é o raio da gotícula de óleo e U é a velocidade do escoamento.

A Equação (6.27) é uma equação diferencial parcial de segunda ordem. Para resolução da equação foi utilizado o método das diferenças finitas.

Antes de iniciar a discretização é feita a adimensionalização da Equação (6.27) inserindo as seguintes variáveis adimensionais:

$$H = \frac{e}{R_e}, \quad (6.28)$$

$$P^* = \frac{P R_e}{6 \mu U}, \quad (6.29)$$

obtendo-se assim, a equação de lubrificação em forma adimensional:

$$\frac{\partial}{\partial \theta} \left[H^3 \sin^2 \theta \frac{\partial P^*}{\partial \theta} \right] + \frac{\partial}{\partial \phi} \left[H^3 \frac{\partial P^*}{\partial \phi} \right] = \sin^2 \theta \frac{\partial H}{\partial \theta} + 2H \sin \theta \cos \theta. \quad (6.30)$$

6.1.1 Cálculo da variação da altura do filme

Para análise da variação da altura do filme, considera-se uma circunferência de raio R_e (ver Figura 6.3). O perímetro da circunferência é dado por:

$$p = 2\pi R_e. \quad (6.31)$$

Assim, o comprimento, l , pode ser calculado em função do perímetro da circunferência de acordo com a equação:

$$l = \frac{p}{2} c, \quad (6.32)$$

onde c é um fator de proporção que será ajustado durante as simulações.

Figura 6.3 – Esquema indicando os parâmetros: l , θ , R_e e e_0 .

Substituindo-se a Equação (6.31) na (6.32), tem-se:

$$l = \pi R_e c. \quad (6.33)$$

Considerando as suposições da teoria da lubrificação: $e_0 \ll R_e$ e $e_0 \ll l$, os seguintes critérios são definidos:

Se $l = e_0 \rightarrow c = \frac{e_0}{\pi R_e}$, isto é, o comprimento l seria igual à espessura do filme, e_0 , por

tanto, a não ocorrência do efeito de lubrificação seria esperada. e_0 é adotado como sendo a espessura do filme medida experimentalmente via técnica visual. Se $l = \pi R_e \rightarrow c = 1$, neste caso, tem-se o comprimento máximo do filme, l .

O comprimento l será variado então entre $l = e_0$ e seu valor máximo, quando $l = \pi R_e$, para analisar o seu efeito sobre o campo de pressão.

A espessura do filme é função do ângulo θ , como ilustrado na Figura 6.3. Para calcular essa variação da espessura do filme em função de θ , a seguinte expressão é utilizada:

$$e = e_0 + R_e (1 - \cos \theta). \quad (6.34)$$

Avaliando a Equação (6.34) para $\theta = 0$ e para $\theta = \pi/2$, tem-se:

$$\begin{aligned}\theta = 0 &\rightarrow e = e_0, \\ \theta = \pi / 2 &\rightarrow e = e_0 + R_e.\end{aligned}\quad (6.35)$$

Na forma adimensional, a Equação (6.34) é dada por:

$$H = \frac{e_0}{R_e} + (1 - \cos \theta). \quad (6.36)$$

6.2 RESOLUÇÃO NUMÉRICA

6.2.1 Discretização da equação

A malha definida para a discretização é uma malha não uniforme, onde varia-se θ entre $0 - \theta_{máx}$ e ϕ entre $0 - 2\pi$. Para obtenção de $\theta_{máx}$ é utilizada a definição $\theta_{máx} = \frac{\pi}{2}c$, deduzida geometricamente, sendo c o coeficiente mencionado acima. A derivada espacial da pressão adimensional, P^* , foi aproximada por diferenças de ponto médio (JALALI-VAHID et al., 2000, RAMJEE, 2008) e a distância H foi aproximada por diferenças centrais.

Figura 6.4 – Malha adotada para a simulação numérica.

Substituindo as derivadas parciais da Equação (6.30) pelas diferenças, tem-se:

$$\begin{aligned}
& \frac{\left[H^3 \text{sen}^2 \theta \frac{\partial P^*}{\partial \theta} \right]_{i,j+1/2} - \left[H^3 \text{sen}^2 \theta \frac{\partial P^*}{\partial \theta} \right]_{i,j-1/2}}{\Delta \theta} \\
& + \frac{\left[H^3 \frac{\partial P^*}{\partial \theta} \right]_{i+1/2,j} - \left[H^3 \frac{\partial P^*}{\partial \theta} \right]_{i-1/2,j}}{\Delta \phi} = \frac{\text{sen}^2 \theta_j (H_{i,j+1} - H_{i,j-1})}{\Delta \theta} \\
& + 2H_{i,j} \text{sen} \theta_j \cos \theta_j,
\end{aligned} \tag{6.37}$$

$$\begin{aligned}
& \frac{\left[H^3 \text{sen}^2 \theta \right]_{i,j+1/2} (P_{i,j+1}^* - P_{i,j}^*) - \left[H^3 \text{sen}^2 \theta \right]_{i,j-1/2} (P_{i,j}^* - P_{i,j-1}^*)}{\Delta \theta^2} + \\
& + \frac{H^3_{i+1/2,j} (P_{i+1,j}^* - P_{i,j}^*) - H^3_{i-1/2,j} (P_{i,j}^* - P_{i-1,j}^*)}{\Delta \phi^2} - \frac{\text{sen}^2 \theta_j}{\Delta \theta} [H_{i,j+1} - H_{i,j-1}] + \\
& - 2H_{i,j} \text{sen} \theta_j \cos \theta_j = 0,
\end{aligned} \tag{6.38}$$

onde i representa os nós da malha na direção ϕ e j representa os nós na direção θ . Após a realização de algumas manipulações matemáticas na equação anterior, tem-se:

$$\begin{aligned}
& -P_{i,j}^* \left[\frac{H^3_{i,j+1} \text{sen}^2 \theta_{j+1} + 2H^3_{i,j} \text{sen}^2 \theta_j + H^3_{i,j-1} \text{sen}^2 \theta_{j-1}}{2\Delta \theta^2} + \frac{H^3_{i+1,j} + 2H^3_{i,j} + H^3_{i-1,j}}{2\Delta \phi^2} \right] + \\
& + P_{i,j+1}^* \left[\frac{H^3_{i,j+1} \text{sen}^2 \theta_{j+1} + H^3_{i,j} \text{sen}^2 \theta_j}{2\Delta \theta^2} \right] + P_{i,j-1}^* \left[\frac{H^3_{i,j} \text{sen}^2 \theta_j + H^3_{i,j-1} \text{sen}^2 \theta_{j-1}}{2\Delta \theta^2} \right] + \\
& + P_{i+1,j}^* \left[\frac{H^3_{i+1,j} + H^3_{i,j}}{2\Delta \phi^2} \right] + P_{i-1,j}^* \left[\frac{H^3_{i,j} + H^3_{i-1,j}}{2\Delta \phi^2} \right] = \frac{\text{sen}^2 \theta_j}{2\Delta \theta} [H^3_{i,j} + H^3_{i,j-1}] + \\
& + 2H_{i,j} \text{sen} \theta_j \cos \theta_j = 0.
\end{aligned} \tag{6.39}$$

Para resolver iterativamente a Equação (6.39) foram utilizados dois métodos, o de Gauss Seidel e o método de Sobre-Relaxação Sucessiva (SOR) (PRESS et al., 2002). Os termos do lado direito da equação são considerados como termo fonte. Condições de contorno do tipo Dirichlet foram adotadas, considerando-se a pressão igual a zero nas bordas da malha. Um teste foi realizado comparando os métodos de Gauss-Seidel e SOR, onde ambos os métodos se mostraram convergentes. No entanto, o método SOR se mostrou mais viável, apresentando um custo computacional inferior, isto é, convergindo com menos iterações.

6.2.2 Dados do problema

Segundo a previsão do diâmetro máximo de gotas apresentada na Seção 4.4, o diâmetro das gotículas de óleo para o escoamento disperso estudado em tubulação de acrílico variou entre 0,6 e 1,2 mm.

Como dado de entrada para resolução do problema será adotado um diâmetro da gotícula igual a 1 mm. Para a espessura do filme, e_0 , foi assumido um valor médio da espessura do filme medida experimentalmente via técnica visual (0,23 mm). Para a velocidade, U , foi considerado um valor médio da velocidade de mistura atingida nos experimentos (3,7 m/s), levando em consideração que $U_{ms} = V_o$ (Seção 5.1).

Outro dado de entrada é o coeficiente c para definição do comprimento do filme. O cálculo de c é feito da seguinte maneira: o valor mínimo de c , para o qual $l = e_0$ é obtido a partir da equação $c = e_0 / \pi R_e$, como descrito acima, substituindo os valores de e_0 e R_e apresentados na Tabela 6.1. Para tais condições, $c = 0,15$. O valor máximo do coeficiente é $c = 1$. Na Tabela 6.1 são apresentados os parâmetros utilizados na simulação.

Tabela 6.1 – Parâmetros utilizados na simulação.

Parâmetro/unidade	Valor
e_0 [m]	0,00023
R_e [m]	0,0005
μ [Pa s]	0,001
U [m/s]	3,7
c [-]	0,15 – 1

6.2.3 Cálculo da força de lubrificação

A solução da equação de lubrificação fornecerá a distribuição da pressão. A partir do valor da pressão obtido em cada ponto da malha, será calculado o valor da força. O elemento de superfície necessário para calcular a força é obtido, em coordenadas esféricas, conforme o esquema ilustrado na Figura 6.5.

$$dA = r^2 \sin\theta d\theta d\phi, \quad (6.40)$$

onde $r = R_e$

Figura 6.5 – Esquema ilustrando o cálculo do elemento de superfície em coordenadas esféricas.

Finalmente, a força de lubrificação resultante, F_L , é calculada, segundo a equação:

$$F_L \cong \sum_i \sum_j P_{i,j} A_{i,j}, \quad (41)$$

onde $P_{i,j}$ e $A_{i,j}$ são os valores da pressão e o elemento de área em cada ponto da malha. A força, F_L , é comparada ao empuxo sofrido pela gotícula de óleo.

O empuxo é calculado de acordo à seguinte equação:

$$F_E = \rho_f V_{esf} g, \quad (6.42)$$

onde ρ_f é a densidade do fluido, neste caso água (988 kg/m^3) e g é a aceleração da gravidade ($9,81 \text{ m/s}^2$). V_{esf} é o volume da gotícula de óleo, considerando como o volume de uma esfera ($\frac{4}{3}\pi R_e^3$) e assumindo que $R_e = 0,0005 \text{ m}$. Assim, V_{esf} tem o valor de $5,24 \times 10^{-10} \text{ m}^3$.

O valor do empuxo sobre uma gotícula de óleo típica é então calculado a partir da Equação (6.42), resultando no valor $F_E = 5,07 \times 10^{-6} \text{ N}$.

6.2.4 Teste de malha

Para verificação da sensibilidade do modelo proposto, foram realizados testes para validação do tamanho da malha. O teste de malha é realizado com a intenção de definir qual será o tamanho de malha que fornece os mesmos resultados de uma malha mais refinada e com um custo computacional viável.

O parâmetro escolhido para avaliar a qualidade da malha foi a força de lubrificação resultante (F_L), para $c = 0,5$ e com as variáveis apresentadas na Tabela 6.1. Para o teste, o número de nós da malha foi variado de 50×50 a 600×600 .

A Figura 6.6 apresenta os valores de F_L em função de diferentes tamanhos de malha, onde é possível verificar que o valor de F_L apresenta uma variação desprezível a partir de uma malha com 200×200 nós. Note-se que, na figura, é ilustrado somente o número de nós na direção θ no eixo x . No entanto, o mesmo número de nós foi adotado na direção ϕ .

Figura 6.6 – Força de lubrificação (F_L) para diferentes tamanhos de malha.

6.3 RESULTADOS

Distribuições de pressão foram obtidas para os parâmetros descritos na Tabela 6.1 e para a faixa de c variando entre $c=0,15$ e $c=1$. Na Figura 6.7, são apresentadas as distribuições da pressão para os casos em que c é igual a 1, 0,5 e 0,15, isto é, para

comprimentos do filme, l , iguais a 1,57 mm (l máximo), 0,79 mm e 0,23 mm (quando $l = e_0$), respectivamente. Com o aumento de l , tem-se um incremento na pressão, como esperado. Observa-se que, em geral, a pressão aumenta ao diminuir o ângulo θ , isto é, na medida em que o escoamento é canalizado em direção ao ponto geométrico de espessura mínima de filme, e_0 (ver Figura 6.3). Para o θ máximo (espessura máxima de filme), tem-se um mínimo de pressão.

Figura 6.7 – Distribuição de pressão para três comprimentos de filme, l .

A partir dos valores da pressão obtidos em cada ponto da malha, é calculado o valor da força resultante, F_L , segundo o procedimento descrito na Seção 6.2.3. A Figura 6.8 ilustra a razão entre a força de lubrificação F_L e o empuxo, F_E em função de e_0/l . Quando o comprimento do filme l é igual à espessura do filme (0,23 mm), tem-se $e_0/l = 1$. Neste caso, a razão F_L/F_E é inferior à unidade, indicando que o empuxo é superior à força de

lubrificação. A gotícula de óleo tenderia a atingir (ou tocar) a parede superior do tubo. Com o aumento de l a razão F_L / F_E eleva-se, indicando um incremento da força de lubrificação. A razão F_L / F_E atinge a unidade quando $l = 0,6 \text{ mm}$ ($e_0/l = 0,39$). Para comprimentos acima de $0,6 \text{ mm}$, F_L torna-se superior à força de empuxo, sugerindo a ocorrência do efeito de lubrificação hidrodinâmica no estudo de caso típico proposto. Nesse caso, a gotícula de óleo seria expulsa da região próxima à parede superior do tubo, sendo lançada em direção ao centro da tubulação.

Estes resultados preliminares sugerem que, para o caso típico analisado no presente estudo (uma gotícula de óleo de 1 mm de diâmetro e um filme de $0,23 \text{ mm}$ de espessura), seria possível a existência de uma pressão hidrodinâmica no filme de água, que resultaria em uma força capaz de contrabalançar o empuxo sofrido pela gotícula de óleo, e, como consequência, a trajetória da gotícula de óleo seja deslocada numa direção contrária à da parede.

Uma análise mais profunda dos resultados é necessária para avaliar o efeito de alguns aspectos nos resultados obtidos com o modelo proposto, tais como: condições de contorno, hipóteses realizadas, método de discretização, geometria adotada, entre outros. No entanto, os resultados obtidos com o modelo simplificado proposto representam uma tentativa de explicar a formação do filme líquido parietal, teoria que elucida o fenômeno de redução de atrito e o deslizamento observados no escoamento disperso líquido-líquido investigado.

Figura 6.8 – Razão F_L / F_E em função de e_0 / l .

CAPÍTULO 7. CONCLUSÕES

Este trabalho envolveu um estudo experimental sobre dispersões óleo-em-água em tubulações. O escoamento foi caracterizado a partir da obtenção de dados de fração volumétrica, gradiente de pressão por fricção, distribuições de fase e identificação do padrão de escoamento. Foram levantados dados novos para tubulação horizontal de acrílico e de aço de 26 e 82,8 mm de diâmetro, respectivamente, e tubulação vertical de vidro de 50 mm de diâmetro.

Uma teoria é proposta para explicar o fenômeno de redução de atrito detectado no escoamento disperso estudado, baseada na existência de um filme fino que escoar em contato com a parede do tubo, a baixos números de Reynolds, evitando o contato direto do núcleo turbulento (mistura bifásica) com a parede do tubo. Com o intuito de detectar e quantificar o referido filme líquido parietal foi feita uma análise do escoamento perto da parede do tubo utilizando-se técnica visual.

Um modelo cinemático fenomenológico (Modelo do Filme) foi utilizado para previsão da espessura do filme e deslizamento entre as fases, este observado em dispersões óleo-água. Um modelo dinâmico foi desenvolvido como tentativa de explicar a dinâmica da formação do filme líquido parietal e baseado na teoria de lubrificação hidrodinâmica.

As principais conclusões deste trabalho podem ser assim sintetizadas:

- Cinco padrões de escoamento foram identificados na região de estudo utilizando-se câmera de alta velocidade. O padrão disperso óleo-em-água foi observado para velocidades de mistura e frações de injeção de óleo a partir de 2,7 m/s e 10%, respectivamente.
- Uma diminuição do gradiente de pressão do escoamento óleo-água em relação ao do escoamento equivalente de água foi verificada em tubulação de acrílico e aço. De forma geral, foi observado que o fenômeno de redução de atrito ocorre a altos números de Reynolds da mistura (entre 73000 e 227000) e que a intensidade da redução aumenta para velocidades de mistura e frações de injeção de óleo acima de 3,0 m/s e 20%, respectivamente. Em tubulação de vidro na vertical não foi verificada a ocorrência do fenômeno para velocidades de mistura entre 1,3 e 2,5 e frações de injeção de óleo entre 13 e 33%.

- Comparações entre dados de queda de pressão levantados em tubulação de acrílico e vidro de igual geometria para as mesmas condições de escoamento sugerem que o tipo de material não influencia fortemente na redução de atrito das dispersões óleo-água estudadas.
- Resultados sugerem que a ocorrência de redução de atrito nas dispersões óleo-em-água estudadas pode estar relacionada ao padrão de escoamento e distribuição das fases. Em tubulação de acrílico foi verificada, para pontos experimentais que exibiram redução de atrito significativa e através de técnica visual, a formação de um núcleo disperso homogêneo de óleo e água e uma região perto da parede livre de gotículas de óleo.
- O comportamento observado para a viscosidade aparente da mistura sugere que dispersões óleo-água com óleo de moderada viscosidade, em regime altamente turbulento e com baixas frações de óleo, podem apresentar um comportamento diferente daquele observado para dispersões com óleos leves. A viscosidade da mistura para as dispersões óleo-em-água investigadas tende a diminuir com incremento da fração de óleo, contrariamente ao observado em trabalhos com óleo leve.
- Uma análise dos fatores de atrito da mistura e diâmetro máximo das gotículas sugere que a ocorrência do fenômeno de redução de atrito nas dispersões estudadas poderia depender do número de Reynolds da mistura e da distribuição de tamanho das gotículas da fase dispersa. Um alto grau de turbulência seria necessário para garantir a quebra de gotículas e a formação de uma dispersão homogênea com gotículas esféricas no núcleo.
- Deslizamento entre as fases superior à unidade foi observado para escoamento óleo-água disperso na horizontal. Resultados levantados em tubulação de acrílico revelam que o óleo esco a até 11% mais rápido que a água para velocidades de mistura altas entre 2,3 e 4,2 m/s e frações de óleo entre 13 e 44%. Em tubo de aço horizontal o deslizamento variou entre 1,12 e 1,32 (óleo entre 12% e 32% mais rápido do que a água).
- Um sensor *homemade* do tipo *wire-mesh* foi aplicado no estudo do padrão disperso óleo-água em tubo de acrílico e no estudo de dois padrões, disperso e estratificado, em tubulação de aço, utilizando-se água salgada e óleo mineral. Resultados mostraram que a aplicação do sensor é satisfatória para obtenção de distribuição das fases, identificação de padrões de escoamento e da forma da interface em escoamento estratificado. No entanto, ainda há necessidade de mais pesquisas para concluir sobre a aplicabilidade do sensor para obtenção de *holdup* em escoamento óleo-água.
- O Modelo do Filme prevê a existência de um filme de água que esco a baixos números de Reynolds, adjacente à parede do tubo e com espessura inferior a 1 mm para as dispersões

óleo-água investigadas. Os resultados do modelo sugerem que a presença de um filme fino de água, em contato com a parede, poderia reduzir a interação entre a mistura óleo-água, que escoava em regime turbulento, e a região de parede, diminuindo, assim, a tensão cisalhante na parede. Isto explica a diminuição do gradiente de pressão do escoamento bifásico em comparação ao gradiente do escoamento turbulento de água equivalente.

- Uma correlação inédita para previsão de deslizamento em escoamento altamente disperso óleo-água é proposta. A comparação entre o deslizamento previsto pelo modelo e dados experimentais revelou uma boa concordância, com erro relativo médio de 8%.
- A partir de imagens do escoamento, obtidas com câmera de alta velocidade em tubulação de acrílico, foi verificada a existência de uma região livre de gotículas de óleo próxima à parede do tubo para altas velocidades de mistura (entre 3,4 e 4,3 m/s) e frações de óleo entre 21 e 44%. O filme líquido parietal foi quantificado a partir do processamento das imagens, variando entre 0,18 e 0,3 mm.
- O Modelo do Filme previu bem o valor da espessura do filme medida na parte superior do tubo, com erro relativo médio de 13%. Esse resultado sugere que a espessura média do filme de água poderia ser aproximada pelo valor da espessura na parte superior do tubo.
- O modelo desenvolvido com base na teoria da lubrificação hidrodinâmica prevê a existência de um campo de pressões no filme de água que seria capaz de contrabalancear o empuxo exercido sobre uma gotícula de óleo típica. A existência dessa pressão hidrodinâmica no filme é sugerida como explicação para o fato das gotículas de óleo não alcançarem a parede superior do tubo no escoamento óleo-água disperso estudado, como observado experimentalmente.

7.1 PROPOSTAS PARA TRABALHOS FUTUROS

- Realização de experimentos para verificar a ocorrência do fenômeno de redução de atrito em tubulações inclinadas e um estudo mais profundo em tubulação vertical, assim como experimentos para analisar a influência do diâmetro do tubo sobre o fenômeno.
- Medição da espessura do filme adjacente à parede do tubo utilizando-se outra técnica experimental para comparação com os resultados obtidos através de técnica visual. A aplicação de uma sonda parietal *Liquid film* está em andamento no laboratório.
- Aprimoramento da técnica visual aplicada para obtenção da espessura do filme. Melhorias no sistema de iluminação auxiliariam na obtenção de imagens mais nítidas do escoamento altamente disperso. Seria interessante realizar um estudo mais detalhado dos diferentes

métodos de segmentação aplicados no processamento das imagens. A comparação entre alguns métodos já está em andamento no laboratório.

- Aplicação de técnica experimental para obtenção da distribuição do filme na seção transversal do tubo.
- Obtenção da distribuição do tamanho de gotícula do escoamento via técnica experimental, por exemplo, medição por reflexão óptica (ORM).
- Estudo do efeito do material do tubo sobre a distribuição do tamanho das gotículas.
- Levantamento dos perfis de velocidade do escoamento através de técnica experimental, como velocimetria por imagem de partículas (PIV).
- Estudo do fenômeno de redução de atrito e das características do escoamento disperso óleo-água e formação do filme de água via simulação em CFD.
- Aprimoramento da correlação para previsão de deslizamento em dispersões óleo-água a partir do levantamento de mais dados experimentais.
- Realização de um estudo mais aprofundado do modelo numérico. A aplicação de outros métodos de discretização e de diferentes condições de contorno deve ser realizada para fins de comparação.

REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS

- AL-SARKHI, A.; ABU-NADA, E.; BATAYNEH, M. Effect of drag reducing polymer on air-water annular flow in an inclined pipe. **Int. J. Multiphase Flow** **32**, v.32, p. 926–934, 2006.
- AL-SARKHI, A.; HANRATTY, T.J. Effect of drag-reducing polymers on annular gas-liquid flow in a horizontal pipe. **Int. J. Multiphase Flow**, v.27, n.7, p.1151-1162, 2001.
- AL-SARKHI, A.; SOLEIMANI, A. Effect of drag reducing polymers on two-phase gas-liquid flows in a horizontal pipe. **Chem. Eng. Res. Des.**, v.82 (A12), p. 1583–1588, 2004.
- AL-WAHAIBI, T.; SMITH, M.; ANGELI, P. Effect of drag-reducing polymers on horizontal oil-water flows. **Journal of Petroleum Science and Engineering**, v.57, n.3-4, p.334-346, 2007.
- AL-YAARI, M. et al. Effect of drag reducing polymers on oil-water flow in a horizontal pipe. **Int. J. Multiphase flow**, v.35, n.6, p.516-524, 2009.
- ANGELI, P. **Liquid-liquid dispersed flows in horizontal pipes**. 1996. Thesis (Ph. D. in Chemical Engineering) - Imperial College of Science, London, 1996.
- ANGELI, P.; HEWITT, G.F. Pressure gradient in horizontal liquid-liquid flows. **International Journal of Multiphase Flow**, v.24 1183-1203, p.1183-1203, 1998.
- _____. Drop size distributions in horizontal oil-water dispersed flows. **Chemical Engineering Science**, v.55, n.16, p.3133-3143, 2000a.
- _____. Flow structure in horizontal oil-water flow. **International Journal of Multiphase Flow**, v.26, n.7, p.1117-1140, 2000b.
- ARIRACHAKARAN, S. et al. An Analysis of Oil/Water Flow Phenomena in Horizontal Pipes. In: SPE Production Operations Symposium, , 1989, Oklahoma City, Oklahoma. Oklahoma City, Oklahoma: Society of Petroleum Engineers, 1989.
- AZZOPARDI, B.J. et al. Comparison between Electrical Capacitance Tomography and Wire Mesh Sensor Output for Air/Silicone Oil Flow in a Vertical Pipe. **Ind. Eng. Chem. Res.**, v.49, p.8805–8811, 2010.
- BAIK, S.; HANRATTY, T.J. Effects of a drag reducing polymer on stratified gas-liquid flow in a large diameter horizontal pipe. **International Journal of Multiphase Flow**, v.29, n.11, p.1749–1757, 2003.
- BANNWART, A.C. et al. Flow Patterns in Heavy Crude Oil-Water Flow. **J. Energy Resour. Technol.**, v.126, n.3, p.184-189 2004.
- BRODKEY, R.S. **The phenomena of fluid motions**. [S.l.]: Addison-Wesley, 1967.

- CENGEL, J.A. et al. Laminar and Turbulent Flow of Unstable Liquid-Liquid Emulsions. **AIChE Journal**, v.8, n.3, p.335-339, 1962.
- 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, p.27-36, 1961.
- DAMSOHN, M.; PRASSER, H.M. High-speed liquid film sensor for two-phase flows with high spatial resolution based on electrical conductance. **Flow Measurement and Instrumentation**, v.20, n.1, p.1-14, 2009a.
- DUKLER, A.E.; WICKS, M.; CLEVELAND, R.G. Frictional pressure drop in two-phase flow: A. A comparison of existing correlations for pressure loss and holdup. **AIChE Journal**, v.10, n.1, p.38-43, 1964.
- ELSETH, G. **An experimental Study of Oil/Water flow in horizontal pipes**. 2001. Thesis (Ph. D.) - The Norwegian University of Science and Technology (NTNU), Porsgrunn, 2001.
- FARRAR, B.; BRUUN, H.H. A computer based hot-film technique used for flow measurements in a vertical kerosene-water pipe flow. **International Journal of Multiphase Flow** v.22, n.4, p.733-751, 1996.
- FARUQUI, A.A.; KNUDSEN, J.G. Velocity and temperature profiles of unstable liquid-liquid dispersions in vertical turbulent flow. **Chemical Engineering Science**, v.17, n.11, p.897-907, 1962.
- FERNANDES, R.L.J.; JUTTE, B.M.; RODRÍGUEZ, M.G. Drag reduction in horizontal annular two-phase flow. **Int. J. Multiphase Flow** 30, v.30, p.1051-1069, 2004.
- FOX, R.W.; MCDONALD, A.T.; PRITCHARD, P.J. **Introdução a Mecânica dos Fluidos**. 6. [Rio de Janeiro]: Livros Técnicos e Científicos Editora S. A., 2004.
- FU, K.S.; MUI, J.K. A survey on imagem segmentation **Pattern Recognition**, v.13, p.3-16, 1981.
- GOMES, O.F.M. **Processamento e Análise de Imagens Aplicados à caracterização Automática de Materiais**. 2001. (M. Sc.) - Pontificia Universidade Católica do Rio de Janeiro, Rio de Janeiro, 2001.
- GONZALEZ, R.C.; WOODS, R.E. **Processamento de imagens**. 3. [São Paulo]: Pearson Prentice Hall, 2010.
- HAALAND, S.E. Simple and explicit formulas for the friction factor in turbulent pipe flows. **Fluids Eng.**, p.89-90, 1982.
- HAMPEL, U. et al. Miniature conductivity wire-mesh sensor for gas-liquid two-phase flow measurement. **Flow Measurement and Instrumentation**, v.20, n.1, p.15-21, 2009.
- HAO, T. **Dielectric properties of non-aqueous heterogeneous systems**. [S.l.]: Elsevier, 2005.

- HINZE, J.O. Fundamentals of the hydrodynamic mechanism of splitting in dispersion processes. **AIChE Journal**, v.1, 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.
- JALALI-VAHID, D. et al. Elastohydrodynamic lubrication analysis of UHMWPE hip joint replacements. In: Tribology Symposium 2000, Leeds-Lyon. **Thinning Films and Tribological Interfaces**. Leeds-Lyon: Elsevier, 2000. p.329–339.
- JAWOREK, A.; KRUPA, A. Phase-shift detection for capacitance sensor measuring void fraction in two-phase flow. **Sensors and Actuators A-Physical**, v.160, n.1–2, p. 78–86 2010.
- JOSEPH, D.; RENARDY, Y. **Fundamentals of Two-Fluid Dynamics: Part II: Lubricated Transport, Drops and Miscible Liquid**. [New York]: Springer-Verlag, 1993.
- JOSEPH, D.D. et al. Core-Annular Flows. **Annu Rev. Fluid Mech.**, v.29, p.65–90, 1997.
- KARKKAINEN, K.K.; SIHVOLA, A.H.; NIKOSKINEN, K.I. Effective permittivity of mixtures: numerical validation by the FDTD method. **IEEE Transactions on Geoscience and Remote sensing** v.38, n.3, p.1303–1308, 2000.
- KARNIS, A.; GOLDSMITH, H.L.; MASON, S.G. The flow of suspensions through tubes: V. Inertial effects. **The Canadian Journal of Chemical Engineering**, v.44, n.4, p.181–193, 1966.
- LLAMAS, J.D. et al. Wire mesh tomography applied to trickle beds: A new way to study liquid maldistribution. **Chemical Engineering and Processing: Process Intensification**, v.47, n.9–10, p.1765–1770, 2008.
- LOOYENGA, H. Dielectric constants of heterogeneous mixtures. **Physica**, v.31, n.3, p.401–406 1965.
- LOVICK, J.; ANGELI, P. Droplet size and velocity profiles in liquid–liquid horizontal flows. **Chemical Engineering Science**, v.59, p. 3105 – 3115, 2004a.
- . Experimental studies on the dual continuous flow pattern in oil–water flows. **International Journal of Multiphase Flow**, v.30, n.2, p.139–157, 2004b.
- LUM, J.Y.L.; AL-WAHAIBI, T.; ANGELI, P. Upward and downward inclination oil–water flows. **International Journal of Multiphase Flow**, v.32, n.4, p.413–435, 2006.
- LUM, J.Y.L.; LOVICK, J.; ANGELI, P. Low Inclination Oil-water Flows. **The Canadian Journal of Chemical Engineering**, v.82, n.2, p.303–315, 2004.
- MAY, E.F. et al. Shear and Electrical Property Measurements of Water-in-Oil Emulsions and Implications for Multiphase Flow Meters. **Energy & Fuels**, v.22, n.5, p.3308–3316, 2008.

- MCKEEN, T.R.; PUGSLEY, T.S. The influence of permittivity models on phantom images obtained from electrical capacitance tomography. **Measurement Science and Technology**, v.13, p.1822–1830, 2002.
- MENOTTI, D. et al. Multi- Histogram Equalization Methods for Contrast Enhancement and Brightness Preserving. **IEEE Transactions on Consumer Electronics**, v.53, n.3, p.1186-1194, 2007.
- NÄDLER, M.; MEWES, D. The effect of Gas injection on the flow of immiscible liquids in horizontal pipes. **Chemical engineering & Tehcnology**, v.18, p.156-165, 1995.
- _____. Flow induced emulsification in the flow of two immiscible liquids in horizontal pipes. **International Journal of Multiphase Flow**, v.23, n.1, p.55-68, 1997.
- ODDIE, G. et al. 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.; OOMS, G. Core-annular flow of oil and water through a pipeline. In: Hewitt GF, Delhaye JM, Zuber N (Eds.). **Multiphase Science and Technology**, v.2, p.427-476, 1986.
- OLIEMANS, R.V.A. **The lubricating-film model for core-annular flow**. 1986. Thesis (Ph. D.) - Technologic University of Delft, Delft, 1986.
- OLIEMANS, R.V.A. et al. Core-annular oil/water flow: The turbulent-lubricating-film model and measurements in a 5 cm pipe loop. **International Journal of Multiphase Flow**, v.13, n.1, p.23-31, 1987.
- OMER, A.; PAL, R. Pipeline Flow Behavior of Water-in-Oil Emulsions with and without a Polymeric Additive. **Chemical engineering & Tehcnology**, v.33, n.6, p.983-992, 2010.
- OMER, A.O.A. **Pipeline Flow Behavior of Water-in-Oil Emulsions**. 2009. 169 pp. Thesis (Ph. D. in Chemical Engineering) - University of Waterloo, Ontario, 2009.
- OOMS, G. et al. A theoretical model for core-annular flow of a very viscous oil core and a water annulus through a horizontal pipe. **International Journal of Multiphase Flow**, v.10, n.1, p.41-60, 1984.
- PAL, R. Pipeline FLOW of Unstable and Surfactant stabilizes emulsions. **AIChE Journal**, v.39, n.11, p.1754-1764, 1993.
- _____. Novel viscosity equations for emulsions of two immiscible liquids. **Journal of Rheology**, v.45, n.2, p.509-519, 2001.
- _____. Viscous behavior of concentrated emulsions of two immiscible Newtonian fluids with interfacial tension. **Journal of Colloid and Interface Science**, v.263, n.1, p.296-305, 2003.
- _____. Mechanism of Turbulent Drag Reduction in Emulsions and Bubbly Suspensions. **Industrial & Engineering Chemistry Research**, v.46, n.2, p.618-622, 2007.

- PIETRUSKE, H.; PRASSER, H.M. Wire-mesh sensors for high-resolving two-phase flow studies at high pressures and temperatures. **Flow Measurement and Instrumentation**, v.18, n.2, p.87-94, 2007.
- PRASSER, H.M.; BÖTTGER, A.; ZSCHAU, J. A new electrode-mesh tomograph for gas–liquid flows. **Flow Measurement and Instrumentation**, v.9, n.2, p.111-119, 1998.
- PRASSER, H.M.; KREPPER, E.; LUCAS, D. Evolution of the two-phase flow in a vertical tube—decomposition of gas fraction profiles according to bubble size classes using wire-mesh sensors. **International Journal of Thermal Sciences**, v.41, n.1, p.17-28, 2002.
- PRESS, W.H. et al. **Numerical recipes in C++: the art of scientific computing**. [Cambridge]: Cambridge University Press, 2002.
- RAMJEE, S. **Numerical analysis of Lubrication in an artificial hip joint** 2008. Dissertation (Master of Science) - University of Pretoria, Pretoria, 2008.
- RODRIGUEZ, I.H. **Estudo do fenômeno de Redução de atrito em escoamento disperso óleo-água em tubulação horizontal**. 2009. Dissertação (Mestrado em Ciências - Engenharia Mecânica) - Universidade de São Paulo São Carlos, 2009.
- RODRIGUEZ, I.H. et al. Slip ratio in dispersed viscous oil–water pipe flow. **Experimental Thermal and Fluid Science**, v.35, p. 11–19, 2011.
- _____. Drag Reduction Phenomenon in Viscous Oil-Water Dispersed Pipe Flow: Experimental Investigation and Phenomenological Modeling. **AIChE Journal**, v.58, p. 2900-2910 2012.
- RODRIGUEZ, O.M.H.; BANNWART, A.C. Stability Analysis of Core-Annular Flow and Neutral Stability Wave Number. **AIChE Journal**, v.54, n.1, p.20-31, 2008.
- RODRIGUEZ, O.M.H.; BANNWART, A.C.; 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.; CASTRO, M.S. Interfacial-tension-force model for the wavy-stratified liquid–liquid flow pattern transition. **International Journal of Multiphase Flow**, v.58 p.114–126, 2014.
- RODRIGUEZ, O.M.H.; OLIEMANS, R.V.A. Experimental study on oil–water flow in horizontal and slightly inclined pipe. **International Journal of Multiphase Flow** v.32, n.3, p.323-343, 2006.
- ROITBERG, E.; SHEMER, L.; BARNEA, D. Measurements of cross-sectional instantaneous phase distribution in gas–liquid pipe flow. **Experimental Thermal and Fluid Science**, v.31, n.8, p.867-875, 2007.
- ROSCOE, R. The viscosity of suspensions of rigid spheres. **British Journal of applied physics**, v.3, p.267-269, 1952.

- ROSE, S.C.; MARSDEN JR., S.S. The flow of north slope crude oil and its emulsions at low temperatures. In: SPE 45th ANNUAL FALL MEETING AND EXHIBITION, 1970, Houston Houston 1970.
- ROSEHART, R.G.; SCOTT, D.S.; RHODES, E. Gas-liquid slug flow with drag-reducing polymer solutions. **AIChE Journal**, v.18, n.4, p.744-750, 1972.
- RUSSELL, T.F.W.; HODGSON, G.W.; GOVIER, G.W. Horizontal Pipeline flow of mixtures of oil and water. **The Canadian Journal of Chemical Engineering**, v.37, n.1, p.9-17, 1959.
- SALVE, M.; MONNI, G.; PANELLA, B. Horizontal Air-Water Flow Analysis with Wire Mesh Sensor. **J. Phys. Conf. Ser.**, v.395, p.012179, 2012.
- SANCHEZ, L.E.; ZAKIN, J.L. Transport of Viscous Crudes as Concentrated Oil-in-Water Emulsions. **Industrial & Engineering Chemistry Research**, v.33, n.12, p.3256-3261, 1994.
- SCHLICHTING, H. **Boundary Layer Theory**. 6. [New York]: McGraw-Hill, 1979.
- SILVA, M.J. **Impedance Sensors for Fast Multiphase Flow Measurement and Imaging**. 2008. Dissertation (Ph. D. in Electrical Engineering) - Technische Universität Dresden, Dresden 2008.
- SILVA, M.J. et al. Phase fraction distribution measurement of oil–water flow using a capacitance wire-mesh sensor. **Measurement Science and Technology**, v.22 p.104020 (9pp), 2011.
- SILVA, M.J.; HAMPEL, U. A field-focusing imaging sensor for fast visualization of multiphase flows. **Measurement Science and Technology**, v.20, n.10, p.104009, 2009.
- SILVA, M.J.; SCHLEICHER, E.; HAMPEL, U. Capacitance wire-mesh sensor for fast measurement of phase fraction distributions. **Measurement Science and Technology**, v.18, p.2245-2251, 2007.
- SILVA, M.J. et al. High-resolution gas–oil two-phase flow visualization with a capacitance wire-mesh sensor. **Flow Measurement and Instrumentation**, v.21, n.3, p.191-197, 2010.
- SOLBAKKEN, S.; ANDERSSON, H.I. On the drag reduction mechanism in a lubricated turbulent channel flow. **International Journal of Heat and Fluid Flow**, v.25, n.4, p.618-624, 2004.
- SOLEIMANI, A. **Phase distribution and associated phenomena in oil-water flows in horizontal tubes** 1999. Thesis (Ph. D.) - Imperial College London (University of London), London, 1999.
- SOLEIMANI, A.; AL-SARKHI, A.; HANRATTY, T.J. Effect of drag-reducing polymers on pseudo-slugs—interfacial drag and transition to slug flow. **International Journal of Multiphase Flow**, v.28, n.12, p.1911-1927, 2002.

- SYLVESTER, N.D.; BRILL, J.P. Drag reduction in two-phase annular-mist flow of air and water. **AIChE Journal**, v.22, n.3, p.615-617, 1976.
- THIELE, S.; SILVA, M.J.; HAMPEL, U. Capacitance Planar Array Sensor for Fast Multiphase Flow Imaging. **IEEE Sensors Journal**, v.9, n.5, p.533-540, 2009.
- TRALLERO, J.L. **Oil-water flow patterns in horizontal pipes**. 1995. (PhD) - The University of Tulsa, Tulsa, 1995.
- VELASCO PEÑA, H.F. et al. Evaluation of Permittivity Models for Holdup Measurement of Viscous-Oil in Water Dispersed Flow. In: 8th INTERNATIONAL CONFERENCE ON MULTIPHASE FLOW ICMF 2013, 2013, Jeju, Korea. **Proceedings**. Jeju, Korea: 2013.
- WALLIS, G.B. **One-Dimensional Two-Phase Flow**. [New York]: MacGraw-Hill, 1969.
- WANG, W.; GONG, J.; ANGELI, P. Investigation on heavy crude-water two phase flow and related flow characteristics. **International Journal of Multiphase Flow** v.37, p.1156–1164, 2011.
- WARD, J.P.; KNUDSEN, J.G. Turbulent Flow of Unstable Liquid-Liquid Dispersion **AIChE Journal**, v.13, n.2, p.356-365, 1967.
- WYSLOUZIL, B.E.; KESSICK, M.A.; MASLIYAH, J.H. Pipeline flow behavior of heavy crude oil emulsions **The Canadian Journal of Chemical Engineering**, v.65, p.353-360, 1987.
- XU, J. et al. Experimental investigation on the slip between oil and water in horizontal pipes. **Experimental Thermal and Fluid Science**, v.33, n.1, p.178-183, 2008.
- YUSOFF, N.H. **Stratifying of Liquid-Liquid Two Phase Flows Through Sudden Expansion**. 2012. (Ph D) - University of Nottingham, 2012.
- ZAKIN, J.L.; PINAIRE, R.; BORGMEYER, M.E. transport of oils as oil in water emulsions. **Journal of fluids engineering. Trans. ASME**, v.101, p.100-104, 1979.

APÊNDICE A. INCERTEZA EXPERIMENTAL

No presente trabalho as incertezas experimentais foram avaliadas pelo método de propagação de incertezas descrito em Fox, MacDonald e Pritchard (2004).

Supondo que a medição das variáveis $x_1, x_2, \dots, x_n$, é feita, a incerteza de cada variável medida é u_i . As medições são usadas para o cálculo de algum resultado, R . Em geral, R pode ser matematicamente expresso como $R = R(x_1, x_2, \dots, x_n)$, função de N variáveis independentes x_i . Para analisar como os erros nas variáveis medidas $x_1, x_2, \dots, x_n$ propagam-se no cálculo de R , calcula-se o efeito sobre R de um erro na medição de um x_i individual. Assim a variável R , terá a incerteza dada pela equação:

$$u_R = \pm \left[\left(\frac{x_1}{R} \frac{\partial R}{\partial x_1} u_1 \right)^2 + \left(\frac{x_2}{R} \frac{\partial R}{\partial x_2} u_2 \right)^2 + \dots + \left(\frac{x_n}{R} \frac{\partial R}{\partial x_n} u_n \right)^2 \right]^{1/2}. \quad (\text{A.1})$$

Neste apêndice serão apresentados em detalhe os cálculos relativos à propagação de incerteza experimental e as incertezas próprias de cada instrumento. Para os dados coletados no LETeF foram calculadas as incertezas para as velocidades superficiais, fração volumétrica *in situ*, deslizamento entre as fases, viscosidade da mistura e queda de pressão. Para os dados coletados na Shell foram calculadas as incertezas das velocidades superficiais e da queda de pressão.

A.1 Incerteza experimental dos instrumentos

A.1.1 Incerteza do medidor de água da Badgermeter, modelo OGT HF ½”:

$$u_{Q_w} = \pm \frac{0,75\% FE}{M_{Q_w}} = \pm \left(\frac{26,25}{M_{Q_w}} \right) \%, \quad (\text{A.2})$$

onde M_{Q_w} representa a medida da vazão de água lida pelo medidor (l/min).

A.1.2 Incerteza do medidor de vazão de água da Oval, modelo Ex-Delta:

$$u_{Q_w} = \pm \frac{1\% M_{Q_w}}{M_{Q_w}} = \pm 1\%, \quad (\text{A.3})$$

onde M_{Q_w} representa a medida da vazão de água lida pelo medidor (l/min).

A.1.3 Incerteza dos dois medidores de vazão de óleo:

$$u_{Q_o} = \pm \frac{1\% M_{Q_o}}{M_{Q_o}} = \pm 1\%, \quad (\text{A.4})$$

onde M_{Q_o} representa a medida da vazão de óleo lida pelos medidores (l/min).

A.1.4 Incerteza do transdutor de pressão da Validyne

Utilizando o diafragma n° 36 (FE=35 kPa) a incerteza do transdutor de pressão é dada pela seguinte equação:

$$u_P = \pm \frac{0,5\% FE}{M_{\Delta P}} = \pm \left(\frac{17500}{M_{\Delta P}} \right) \%, \quad (\text{A.5})$$

onde $M_{\Delta P}$ é a medida da queda de pressão lida pelo transdutor de pressão (Pa). Analogamente é calculada a incerteza para o transdutor de pressão ao utilizar os diafragmas n° 34 (FE=22 kPa) e n° 32 (FE=14 kPa).

A.2 Incerteza experimental das velocidades superficiais de água e óleo

As velocidades superficiais de água e óleo são definidas respectivamente por:

$$U_{ws} = \frac{Q_w}{A}, U_{os} = \frac{Q_o}{A}. \quad (\text{A.6})$$

Desprezando a incerteza na medição do diâmetro interno do tubo, tem-se:

$$U_{ws} = U_{ws}(Q_w), U_{os} = U_{os}(Q_o). \quad (\text{A.7})$$

Sendo assim, a incerteza na medição das velocidades superficiais de água e óleo é igual à incerteza na medição das vazões.

$$u_{U_{ws}} = u_{Q_w}, u_{U_{os}} = u_{Q_o}. \quad (\text{A.8})$$

Assim, tem-se a incerteza na medição das velocidades superficiais de água, para o medidor de baixa e alta vazão, respectivamente:

$$u_{U_{ws}} = \pm \left(\frac{26,25}{M_{Q_w}} \right) \%, \quad (\text{A.9})$$

$$u_{U_{ws}} = \pm 1\%, \quad (\text{A.10})$$

e a incerteza na medição das velocidades superficiais de óleo:

$$u_{U_{os}} = \pm 1\%. \quad (\text{A.11})$$

A.3 Incerteza experimental da fração volumétrica *in situ*

A incerteza na medição da fração volumétrica de óleo, ε_o , pela técnica das válvulas de fechamento rápido é dada pela incerteza em cada uma das quatro medidas de volume de óleo efetuadas, e a medida do volume total da linha, representadas pelo erro da bureta utilizada.

O volume total de óleo medido para cada ponto é dado por:

$$V_o = V_{o1} + V_{o2} + V_{o3} + V_{o4}, \quad (\text{A.12})$$

onde V_o é o volume total de óleo e V_{o1} , V_{o2} , V_{o3} , V_{o4} são os volumes de óleo na primeira, segunda, terceira e quarta medida respectivamente.

A incerteza na medição de V_o poderia ser estimada através da seguinte expressão:

$$u_{V_o} = \pm \left[\left(\frac{V_{o1}}{V_o} \frac{\partial V_o}{\partial V_{o1}} u_{V_{o1}} \right)^2 + \left(\frac{V_{o2}}{V_o} \frac{\partial V_o}{\partial V_{o2}} u_{V_{o2}} \right)^2 + \left(\frac{V_{o3}}{V_o} \frac{\partial V_o}{\partial V_{o3}} u_{V_{o3}} \right)^2 + \left(\frac{V_{o4}}{V_o} \frac{\partial V_o}{\partial V_{o4}} u_{V_{o4}} \right)^2 \right]^{1/2}, \quad (\text{A.13})$$

calculando as derivadas parciais:

$$\frac{\partial V_o}{\partial V_{o1}} = \frac{\partial V_o}{\partial V_{o2}} = \frac{\partial V_o}{\partial V_{o3}} = \frac{\partial V_o}{\partial V_{o4}} = 1, \quad (\text{A.14})$$

A incerteza na medição de V_{o1} , V_{o2} , V_{o3} , V_{o4} é dada por:

$$u_{V_{o1}} = \pm \frac{10\text{mL}}{V_{o1}}, \quad (\text{A.15})$$

$$u_{V_{o2}} = \pm \frac{10\text{mL}}{V_{o2}}, \quad (\text{A.16})$$

$$u_{V_{o3}} = \pm \frac{10\text{mL}}{V_{o3}}, \quad (\text{A.17})$$

$$u_{V_{o4}} = \pm \frac{10\text{mL}}{V_{o4}}. \quad (\text{A.18})$$

Substituindo as Equações (A.14) a (A.18) na Equação (A.13) a incerteza na medida do volume de óleo é dada por:

$$u_{V_o} = \pm \left[\left(\pm \frac{10\text{mL}}{V_o} \right)^2 + \left(\pm \frac{10\text{mL}}{V_o} \right)^2 + \left(\pm \frac{10\text{mL}}{V_o} \right)^2 + \left(\pm \frac{10\text{mL}}{V_o} \right)^2 \right]^{1/2}. \quad (\text{A.19})$$

Substituindo os valores do volume total de óleo de cada medição, V_o , tem-se a faixa de incerteza na medição de V_o :

$$\pm 0,0065 < u_{V_o} < \pm 0,025. \quad (\text{A.20})$$

A medida do volume total da linha V , é composta por quatro medidas. A bureta utilizada é de 2000 mL e o volume total da linha é de aproximadamente 6363 mL. Assim são necessárias quatro medidas. Assim o volume total da linha é dado pela seguinte expressão:

$$V = V_1 + V_2 + V_3 + V_4. \quad (\text{A.21})$$

Na qual V é o volume total da linha, igual a 6363 mL, V_1 , V_2 , V_3 são os volumes da primeira, segunda e terceira medida, igual a 2000 mL e V_4 é o volume da quarta medida, igual a 363 mL.

A incerteza na medição de V pode ser estimada através da seguinte expressão:

$$u_v = \pm \left[\left(\frac{V_1}{V} \frac{\partial V}{\partial V_1} u_{v_1} \right)^2 + \left(\frac{V_2}{V} \frac{\partial V}{\partial V_2} u_{v_2} \right)^2 + \left(\frac{V_3}{V} \frac{\partial V}{\partial V_3} u_{v_3} \right)^2 + \left(\frac{V_4}{V} \frac{\partial V}{\partial V_4} u_{v_4} \right)^2 \right]^{1/2}, \quad (\text{A.22})$$

sendo

$$\frac{\partial V}{\partial V_1} = \frac{\partial V}{\partial V_2} = \frac{\partial V}{\partial V_3} = \frac{\partial V}{\partial V_4} = 1. \quad (\text{A.23})$$

A incerteza na medição de V_1 , V_2 , V_3 e V_4 é dada por:

$$u_{v_1} = \pm \frac{10\text{mL}}{V_1}, \quad (\text{A.24})$$

$$u_{v_2} = \pm \frac{10\text{mL}}{V_2}, \quad (\text{A.25})$$

$$u_{v_3} = \pm \frac{10\text{mL}}{V_3}, \quad (\text{A.26})$$

$$u_{v_4} = \pm \frac{10\text{mL}}{V_4}. \quad (\text{A.27})$$

Substituindo as Equações (A.23) a (A.27) na Equação (A.22), tem-se:

$$u_v = \pm \left[\left(\pm \frac{10\text{mL}}{V} \right)^2 + \left(\pm \frac{10\text{mL}}{V} \right)^2 + \left(\pm \frac{10\text{mL}}{V} \right)^2 + \left(\pm \frac{10\text{mL}}{V} \right)^2 \right]^{1/2}. \quad (\text{A.28})$$

Sendo V constante (6363 mL), tem-se a incerteza na medição de V :

$$u_V = \pm 0,31 \%. \quad (\text{A.29})$$

Como o volume da linha é constante a fração volumétrica de óleo é dada por:

$$\varepsilon_o = V_o / V. \quad (\text{A.30})$$

e a incerteza na medição de ε_o pode estimada pela seguinte expressão:

$$u_{\varepsilon_o} = \pm \left[\left(\frac{V_o}{\varepsilon_o} \frac{\partial \varepsilon_o}{\partial V_o} u_{V_o} \right)^2 + \left(\frac{V}{\varepsilon_o} \frac{\partial \varepsilon_o}{\partial V} u_V \right)^2 \right]^{1/2}. \quad (\text{A.31})$$

Calculando as derivadas parciais:

$$\frac{\partial \varepsilon_o}{\partial V_o} = \frac{1}{V}, \quad (\text{A.32})$$

$$\frac{\partial \varepsilon_o}{\partial V} = -\frac{V_o}{V^2}. \quad (\text{A.33})$$

Substituindo as Equações (A.30), (A.32) e (A.33) na Equação (A.31), tem-se:

$$u_{\varepsilon_o} = \pm \left[\left(u_{V_o} \right)^2 + \left(u_V \right)^2 \right]^{1/2}. \quad (\text{A.34})$$

Assim, substituindo as Equações (A.20) e (A.29) na Equação (A.31), tem-se a faixa de incerteza na medição de ε_o :

$$\pm 0,0072 < u_{\varepsilon_o} < \pm 0,0254. \quad (\text{A.35})$$

A fração volumétrica de água, ε_w , é definida como:

$$\varepsilon_w = 1 - \varepsilon_o. \quad (\text{A.36})$$

Assim, a incerteza na medição de ε_w é dada pela expressão:

$$u_{\varepsilon_w} = \pm \frac{\varepsilon_o}{\varepsilon_w} \frac{\partial \varepsilon_w}{\partial \varepsilon_o} u_{\varepsilon_o}, \quad (\text{A.37})$$

sendo

$$\frac{\partial \varepsilon_w}{\partial \varepsilon_o} = -1. \quad (\text{A.38})$$

Substituindo as Equações (A.36) e (A.38) na Equação (A.37), tem-se:

$$u_{\varepsilon_w} = \pm \frac{\varepsilon_o}{1 - \varepsilon_o} (-1) u_{\varepsilon_o}. \quad (\text{A.39})$$

Assim substituindo a Equação (A.35) e os valores de fração volumétrica *in situ* de óleo calcula-se a faixa de incerteza na medição de ε_w :

$$\pm 0,0036 < u_{\varepsilon_w} < \pm 0,0068. \quad (\text{A.40})$$

A.4 Incerteza experimental do deslizamento

O deslizamento entre as fases é definido como:

$$s = \frac{\frac{\varepsilon_w}{C_w}}{\frac{\varepsilon_o}{C_o}}. \quad (\text{A.41})$$

Considerando:

$$R = C_w / C_o, \quad (\text{A.42})$$

$$H = \varepsilon_w / \varepsilon_o, \quad (\text{A.43})$$

tem-se:

$$s = H/R. \quad (\text{A.44})$$

Para a medição de s , tem-se $s = s(H, R)$. Assim a incerteza na medição de s pode ser estimada através da seguinte expressão:

$$u_s = \pm \left[\left(\frac{H}{s} \frac{\partial s}{\partial H} u_H \right)^2 + \left(\frac{R}{s} \frac{\partial s}{\partial R} u_R \right)^2 \right]^{1/2}. \quad (\text{A.45})$$

Calculando as derivadas parciais:

$$\frac{\partial s}{\partial H} = \frac{1}{R}, \quad (\text{A.46})$$

$$\frac{\partial s}{\partial R} = -\frac{H}{R^2}, \quad (\text{A.47})$$

e substituindo as Equações (A.44), (A.46) e (A.47) na Equação (A.45) tem-se:

$$u_s = \pm \left[(u_H)^2 + (-u_R)^2 \right]^{1/2}. \quad (\text{A.48})$$

Sendo $R = R(C_w, C_o)$, a incerteza na medição de R pode ser estimada através da seguinte expressão:

$$u_R = \pm \left[\left(\frac{C_w}{R} \frac{\partial R}{\partial C_w} u_{C_w} \right)^2 + \left(\frac{C_o}{R} \frac{\partial R}{\partial C_o} u_{C_o} \right)^2 \right]^{1/2}. \quad (\text{A.49})$$

A partir da Equação (A.42) são calculados os seguintes termos da Equação (A.49):

$$\frac{\partial R}{\partial C_w} = \frac{1}{C_o}, \quad (\text{A.50})$$

$$\frac{\partial R}{\partial C_o} = -\frac{C_w}{C_o^2}. \quad (\text{A.51})$$

Substituindo as Equações (A.42), (A.50) e (A.51) na Equação (A.49):

$$u_R = \pm \left[\left(u_{C_w} \right)^2 + \left(-u_{C_o} \right)^2 \right]^{1/2}. \quad (\text{A.52})$$

As frações de injeção C_w e C_o de água e óleo respectivamente são dados por:

$$C_w = \frac{U_w}{U_m}, C_o = \frac{U_o}{U_m}. \quad (\text{A.53})$$

Sendo $C_w = C_w(U_w, U_m)$ a incerteza na medição da C_w pode ser estimada através da seguinte expressão:

$$u_{C_w} = \pm \left[\left(\frac{U_w}{C_w} \frac{\partial C_w}{\partial U_w} u_{U_w} \right)^2 + \left(\frac{U_m}{C_w} \frac{\partial C_w}{\partial U_m} u_{U_m} \right)^2 \right]^{1/2}. \quad (\text{A.54})$$

A partir da Equação (A.53) são calculados os termos da Equação (A.54):

$$\frac{\partial C_w}{\partial U_{ws}} = \frac{1}{U_m s}, \quad (\text{A.55})$$

$$\frac{\partial C_w}{\partial U_{ms}} = \frac{1}{U_{ms}}. \quad (\text{A.56})$$

Substituindo as Equações (A.53), (A.55) e (A.56) na Equação (A.54), tem-se:

$$u_{C_w} = \pm \left[\left(u_{U_{ws}} \right)^2 + \left(-u_{U_{ms}} \right)^2 \right]^{1/2}. \quad (\text{A.57})$$

A velocidade da mistura é dada por:

$$U_{ms} = U_{ws} + U_{os}. \quad (\text{A.58})$$

Sendo $U_m = U_m(U_w, U_o)$ a incerteza na medição de U_m pode ser representada por:

$$u_{U_m} = \pm \left[\left(\frac{U_{ws}}{U_{ms}} \frac{\partial U_{ms}}{\partial U_{ws}} u_{U_{ws}} \right)^2 + \left(\frac{U_{os}}{U_{ms}} \frac{\partial U_{ms}}{\partial U_{os}} u_{U_{os}} \right)^2 \right]^{1/2}, \quad (\text{A.59})$$

onde os termos das derivadas são dados por:

$$\frac{\partial U_{ms}}{\partial U_{ws}} = \frac{\partial U_{ms}}{\partial U_{os}} = 1. \quad (\text{A.60})$$

Substituindo a Equação (A.60) e as incertezas nas medições das velocidades superficiais de óleo e água $u_{U_{os}}$ e $u_{U_{ws}}$, tem-se a faixa da incerteza no cálculo da velocidade de mistura:

$$\pm 0,0066 < u_{U_{ms}} < \pm 0,01. \quad (\text{A.61})$$

Substituindo a Equação (A.61) e a incerteza na medição de U_{ws} na Equação (A.57), tem-se a faixa de incerteza no cálculo de C_w :

$$\pm 0,011 < u_{C_w} < \pm 0,014. \quad (\text{A.62})$$

Por analogia é calculada a faixa de incerteza para o cálculo de C_o :

$$\pm 0,012 < u_{C_o} < \pm 0,014. \quad (\text{A.63})$$

Finalmente tem-se a faixa de incerteza na medição de R substituindo as Equações (A.62) e (A.63) na Equação (A.52):

$$\pm 0,016 < u_R < \pm 0,02. \quad (\text{A.64})$$

Sendo $H = H(\varepsilon_w, \varepsilon_o)$ a incerteza na medição de H pode ser estimada através da seguinte expressão:

$$u_H = \pm \left[\left(\frac{\varepsilon_w}{H} \frac{\partial H}{\partial \varepsilon_w} u_{\varepsilon_w} \right)^2 + \left(\frac{\varepsilon_o}{H} \frac{\partial H}{\partial \varepsilon_o} u_{\varepsilon_o} \right)^2 \right]^{1/2}. \quad (\text{A.65})$$

Por analogia com a equação da incerteza de R tem-se:

$$u_H = \pm \left[\left(u_{\varepsilon_w} \right)^2 + \left(-u_{\varepsilon_o} \right)^2 \right]^{1/2} \quad (\text{A.66})$$

Com a incerteza nas medições de ε_o e ε_w , calcula-se a faixa de incerteza no cálculo do fator H substituindo as Equações (A.40) e (A.35) na Equação (67):

$$\pm 0,004 < u_H < \pm 0,026. \quad (\text{A.67})$$

Assim finalmente, substituindo as Equações (A.67) e (A.64) na Equação (A.48), tem-se a faixa de incerteza no cálculo do deslizamento s :

$$\pm 0,019 < u_s < \pm 0,03. \quad (\text{A.68})$$

A.5 Incerteza experimental do fator DRP

A incerteza na medição da queda de pressão bifásica, ΔP_m , e monofásica de água, ΔP_w , variou dentro da seguinte faixa, respectivamente:

$$\pm 0,0044 < u_{\Delta P_m} < \pm 0,024, \quad (\text{A.69}).$$

$$\pm 0,0036 < u_{\Delta P_w} < \pm 0,0292. \quad (\text{A.70})$$

O indicador da ocorrência do fenômeno de redução de atrito é dado pela razão entre o gradiente de pressão por fricção do escoamento bifásico e o monofásico de água equivalente, $(dp/dx)_m / (dp/dx)_w$, definido como fator DRP . Assim o fator DRP em função da queda de pressão é dado por:

$$DRP = \frac{\Delta P_m}{\Delta P_w}. \quad (\text{A.71})$$

Assim a incerteza no cálculo do fator DRP é dada por:

$$u_{DRP} = \pm \left[\left(u_{\Delta P_m} \right)^2 + \left(-u_{\Delta P_w} \right)^2 \right]^{1/2}. \quad (\text{A.72})$$

Substituindo as Equações (A.69) e (A.70) na Equação (A.72), calcula-se a faixa de incerteza no cálculo do fator DRP :

$$\pm 0,0057 < u_{DRP} < \pm 0,0378. \quad (A.73)$$

A.6 Incerteza experimental da viscosidade da mistura

Conforme descrito na Seção 4.1.4, a viscosidade da mistura pode ser definida como:

$$\mu_m = 1596,41 \frac{D^5}{U_{ms}^7 \rho_m^3} \left(\frac{dP}{dx} \right)_m = \frac{1596,41 D^5 \Delta P^4}{U_{ms}^7 \rho_m^3 L^4} \quad (A.74)$$

Desprezando a incerteza na medição do diâmetro interno do tubo e o intervalo entre as tomadas de pressão, tem-se $\mu_m = \mu_m(\Delta P_m, U_{ms}, \rho_m)$. A incerteza na medição de μ_m é dada pela seguinte expressão:

$$u_{\mu_m} = \pm \left[\left(\frac{\Delta P_m}{\mu_m} \frac{\partial \mu_m}{\partial \Delta P_m} u_{\Delta P} \right)^2 + \left(\frac{U_{ms}}{\mu_m} \frac{\partial \mu_m}{\partial U_{ms}} u_{U_{ms}} \right)^2 + \left(\frac{\rho_m}{\mu_m} \frac{\partial \mu_m}{\partial \rho_m} u_{\rho_m} \right)^2 \right]^{1/2}. \quad (A.75)$$

Sendo:

$$\frac{\partial \mu_m}{\partial \Delta P_m} = 4 \left(\frac{1596,41 D^5}{U_{ms}^7 \rho_m^3 L^4} \right) \Delta P_m^3, \quad (A.76)$$

$$\frac{\partial \mu_m}{\partial U_{ms}} = -7 \left(\frac{1596,41 D^5 \Delta P_m^4}{\rho_m^3 L^4} \right) \frac{1}{U_{ms}^8}, \quad (A.77)$$

$$\frac{\partial \mu_m}{\partial \rho_m} = -3 \left(\frac{1596,41 D^5 \Delta P_m^4}{U_{ms}^7 L^4} \right) \frac{1}{\rho_m^4}. \quad (A.78)$$

Assim substituindo as Equações (A.74) e as Equações (A.76) a (A.78) em (A.75), tem-se:

$$u_{\mu_m} = \pm \left[(4u_{\Delta P})^2 + (-7u_{U_{ms}})^2 + (-3u_{\rho_m})^2 \right]^{1/2}. \quad (A.79)$$

A densidade da mistura é definida como:

$$\rho_m = \rho_o C_o + \rho_w (1 - C_o). \quad (\text{A.80})$$

Sendo $\rho_m = \rho_m(C_o)$, a incerteza na medição de ρ_m pode ser representada por:

$$u_{\rho_m} = \pm \frac{C_o}{\rho_m} \frac{\partial \rho_m}{\partial C_o} u_{C_o}, \quad (\text{A.81})$$

Calculando a derivada parcial:

$$\frac{\partial \rho_m}{\partial C_o} = \rho_o - \rho_w. \quad (\text{A.82})$$

Substituindo as Equações (A.80), (A.82) e (A.63) na Equação (A.81) tem-se a faixa de incerteza no cálculo da densidade da mistura, ρ_m :

$$\pm 0,00001 < u_{\rho_m} < \pm 0,00081. \quad (\text{A.83})$$

Substituindo finalmente as Equações (A.69), (A.61) e (A.83) na Equação (A.79), tem-se a faixa de incerteza no cálculo de μ_m :

$$\pm 0,0534 < u_{\mu_m} < \pm 0,1078. \quad (\text{A.84})$$

A.7 Incertezas experimentais (Shell)

A.7.1 Incerteza dos medidores de vazão

$$u_{Q_w, Q_o} = \pm \frac{0,1\% M_{Q_w, Q_o}}{M_{Q_w, Q_o}} = \pm 0,1\%, \quad (\text{A.85})$$

onde M_{Q_w, Q_o} representa a medida da vazão de água e óleo, respectivamente, lida pelos medidores Coriolis Elite da Micro Motion (m^3/h).

A.7.2 Incerteza do transdutor de pressão

$$u_{\Delta P} = \pm \frac{0,065\% FE}{M_{\Delta P}} = \pm \left(\frac{134,55}{M_{\Delta P}} \right) \%, \quad (\text{A.86})$$

onde $M_{\Delta P}$ representa a medida da queda de pressão lida pelo transdutor de pressão diferencial Rosemount 3051C (Pa).

A.7.3 Incerteza experimental das velocidades superficiais de água e óleo

As velocidades superficiais de água e óleo são definidas respectivamente por:

$$U_{ws} = \frac{Q_w}{A}, U_{os} = \frac{Q_o}{A}. \quad (\text{A.87})$$

Desprezando a incerteza na medição do diâmetro interno do tubo, tem-se:

$$U_{ws} = U_{ws}(Q_w), U_{os} = U_{os}(Q_o). \quad (\text{A.88})$$

Sendo assim, a incerteza na medição das velocidades superficiais de água e óleo é igual à incerteza na medição das vazões.

$$u_{U_{ws}} = u_{Q_w}, u_{U_{os}} = u_{Q_o}. \quad (\text{A.89})$$

Assim, tem-se a incerteza na medição das velocidades superficiais de água, é óleo, respectivamente:

$$u_{U_{ws}, U_{os}} = \pm 0,1\%. \quad (\text{A.90})$$

A.7.4 Incerteza do fator DRP

O indicador da ocorrência do fenômeno de redução de atrito é dado pela razão entre o gradiente de pressão por fricção do escoamento bifásico e o monofásico de água equivalente,

$(dp/dx)_m / (dp/dx)_w$, definido como fator DRP . Assim o fator DRP em função da queda de pressão é dado por:

$$DRP = \frac{\Delta P_m}{\Delta P_w}. \quad (A.91)$$

A incerteza na medição da queda de pressão bifásica, ΔP_m , e monofásica de água, ΔP_w , variou dentro da seguinte faixa, respectivamente:

$$\pm 0,0585 < u_{\Delta P_m} < \pm 0,1486, \quad (A.92)$$

$$\pm 0,0626 < u_{\Delta P_w} < \pm 0,1610. \quad (A.93)$$

Assim a incerteza no cálculo do fator DRP é dada por:

$$u_{DRP} = \pm \left[\left(u_{\Delta P_m} \right)^2 + \left(-u_{\Delta P_w} \right)^2 \right]^{1/2}. \quad (A.94)$$

Substituindo as Equações (A.92) e (A.93) na Equação (A.94), calcula-se a faixa de incerteza no cálculo do fator DRP :

$$0,0926 \pm < u_{DRP} < \pm 0,1915. \quad (A.95)$$

A.8 Incerteza experimental (Testes em linha de vidro vertical)

A incerteza no cálculo do fator DRP é dada por:

$$u_{DRP} = \pm \left[\left(u_{\Delta P_m} \right)^2 + \left(-u_{\Delta P_w} \right)^2 \right]^{1/2}. \quad (A.96)$$

A queda de pressão bifásica, ΔP_m , em escoamento vertical é dada por:

$$\Delta P_m = P_1' - P_2' - (\rho_o - \rho_w)gL\mathcal{E}_o, \quad (A.97)$$

Tem-se então $\Delta P_m = \Delta P_m(P'_1 - P'_2, \varepsilon_o)$, onde $P'_1 - P'_2 = \Delta P_{val}$ é a medida da queda de pressão lida pelo transdutor de pressão diferencial e ε_o é o *holdup* de óleo.

Assim a incerteza no cálculo da queda de pressão por fricção do escoamento bifásico pode ser representado por:

$$u_{\Delta P_m} = \left[\left(\frac{\Delta P_{val}}{\Delta P_m} \frac{\partial \Delta P_m}{\partial \Delta P_{val}} u_{\Delta P_{val}} \right)^2 + \left(\frac{\varepsilon_o}{\Delta P_m} \frac{\partial \Delta P_m}{\partial \varepsilon_o} u_{\varepsilon_o} \right)^2 \right]^{1/2}. \quad (A.98)$$

Para o escoamento de água, a queda de pressão por fricção, ΔP_w , em escoamento vertical é dada pela equação:

$$P'_1 - P'_2 = \Delta P_w. \quad (A.99)$$

A incerteza do transdutor de pressão da Validyne (FE=3500 Pa) é dada por:

$$u_{\Delta P_{val}} = \pm \frac{0,005\% FE}{M_{\Delta P_{val}}} = \pm \left(\frac{17,5}{M_{\Delta P_{val}}} \right) \%, \quad (A.100)$$

onde $M_{P'_1 - P'_2}$ representa a medida da queda de pressão lida pelo transdutor de pressão diferencial.

A fração volumétrica *in situ* de óleo é calculada pela expressão:

$$\varepsilon_o = \frac{h_o}{h_t}, \quad (A.101)$$

onde h_o é a distância ocupada pelo óleo, e h_t é a distância total ocupada pela mistura. Assim, a incerteza na medição de *holdup* de óleo pela técnica das válvulas de fechamento rápido é dada pelas incertezas da medida da distância ocupada pelo óleo e pela mistura, respectivamente.

A medição da distância é feita a partir de uma fita graduada fixada na tubulação. A incerteza na medição da distância é igual à metade da menor divisão da escala

(1mm/2=0,5mm). Assim as incertezas na medição da distância ocupada pelo óleo, u_{h_o} , e pela mistura, u_{h_r} , são dadas, respectivamente, por:

$$u_{h_o} = \frac{0,005m}{M_{h_o}}, \quad (\text{A.102})$$

$$u_{h_r} = \frac{0,005m}{M_{h_r}}, \quad (\text{A.103})$$

onde M_{h_o} e M_{h_r} representam as medidas da distância ocupada pelo óleo e pela mistura na tubulação, respectivamente.

Tem-se assim a equação para cálculo de incerteza na medição de *holdup* de óleo:

$$u_{\varepsilon_o} = \pm \left[(u_{h_o})^2 + (u_{h_r})^2 \right]^{1/2}, \quad (\text{A.104})$$

e a faixa de incerteza na medição do *holdup* de óleo:

$$\pm 0,0047 < u_{\varepsilon_o} < \pm 0,0126. \quad (\text{A.105})$$

Voltando à Equação (A.98), tem-se a faixa de incerteza na medição da queda de pressão por fricção do escoamento bifásico:

$$\pm 0,0105 < u_{\Delta P_m} < \pm 0,304. \quad (\text{A.106})$$

A incerteza na medição da queda de pressão por fricção do escoamento monofásico equivalente de água é dado pela incerteza do transdutor de pressão. Tem-se assim a faixa de incerteza na medição de ΔP_w :

$$\pm 0,0107 < u_{\Delta P_w} < \pm 0,0329. \quad (\text{A.107})$$

Finalmente obtém-se a faixa de incerteza no cálculo do fator *DRP* substituindo as Equações (A.106) e (A.107) na Equação (A.96):

$$\pm 0,015 < u_{DRP} < \pm 0,0448. \quad (\text{A.108})$$

A incerteza no cálculo de deslizamento é calculada de forma análoga à apresentada na Seção A.4. Assim, obtém-se a faixa de incerteza para s :

$$\pm 0,018 < u_{DRP} < \pm 0,023. \quad (1.109)$$

APÊNDICE B. DADOS EXPERIMENTAIS

Tabela B.1 – Dados de queda de pressão, padrão de escoamento e incerteza experimental (tubo de acrílico).

U_{os} (m/s)	Incerteza U_{os} (m/s)	U_{ws} (m/s)	Incerteza U_{ws} (m/s)	ΔP_m (Pa)	ΔP_w (Pa)	Incerteza ΔP_m e ΔP_w (Pa)	Padrão de Escoamento observado
1,6	0,011	3,0	0,03	31493,17	35826,84	175	o/w H
1,4	0,011	3,0	0,03	30551,33	33372,84	175	o/w H
1,3	0,011	3,0	0,03	29529,60	32034,90	175	o/w H
1,2	0,011	3,0	0,03	28475,90	30789,42	175	o/w H
1,1	0,011	3,0	0,03	27339,09	29582,52	175	o/w H
1	0,011	3,0	0,03	26443,43	28402,48	175	o/w H
0,9	0,011	3,0	0,03	25244,13	27159,32	175	o/w H
0,8	0,011	3,0	0,03	24228,84	25912,54	175	o/w H
0,7	0,011	3,0	0,03	23294,92	24830,57	175	o/w H
0,6	0,011	3,0	0,03	22257,29	23142,98	175	o/w NH
0,5	0,011	3,0	0,03	21162,78	22019,72	175	o/w NH
0,4	0,011	3,0	0,03	19297,46	19774,29	175	o/w NH
0,3	0,011	3,0	0,03	18519,53	18582,15	175	o/w NH
0,2	0,011	3,0	0,03	17560,59	17816,56	175	Go/w
0,1	0,011	3,0	0,03	16678,89	16713,19	175	Go/w
0,05	0,0005	3,0	0,03	16458,29	16497,65	175	Go/w
0,02	0,0002	3,0	0,03	16208,26	15992,15	175	Go/w
1,7	0,011	2,5	0,025	25000,65	30629,35	110	o/w H
1,6	0,011	2,5	0,025	23944,71	29359,09	110	o/w H
1,5	0,011	2,5	0,025	23208,04	28258,15	110	o/w H
1,4	0,011	2,5	0,025	22344,71	26418,59	110	o/w H
1,3	0,011	2,5	0,025	21475,26	25288,95	110	o/w H
1,2	0,011	2,5	0,025	20624,43	23567,48	110	o/w H
1,1	0,011	2,5	0,025	19902,14	22532,11	110	o/w H
1	0,011	2,5	0,025	19344,83	21192,11	110	o/w H
0,9	0,011	2,5	0,025	18575,31	19763,66	110	o/w H
0,8	0,011	2,5	0,025	17784,18	18582,15	110	o/w NH

0,7	0,011	2,5	0,025	17398,75	18220,91	110	o/w NH
0,6	0,011	2,5	0,025	16015,52	16713,19	110	o/w NH
0,5	0,011	2,5	0,025	15156,89	15833,65	110	o/w NH
0,4	0,011	2,5	0,025	14351,95	14990,52	110	Go/w
0,3	0,011	2,5	0,025	13547,63	14140,38	110	Go/w
0,2	0,011	2,5	0,025	12403,45	12935,69	110	Go/w
0,1	0,011	2,5	0,025	11604,33	11769,44	110	Go/w
0,05	0,0005	2,5	0,025	11296,31	11403,43	110	Go/w
0,02	0,0002	2,5	0,025	11100,74	10979,05	110	Go/w
1,6	0,011	2,0	0,020	18820,44	23223,02	110	o/w H
1,5	0,011	2,0	0,020	18079,00	22041,04	110	o/w H
1,4	0,011	2,0	0,020	17429,57	20324,71	110	o/w H
1,3	0,011	2,0	0,020	16873,79	19345,35	110	o/w H
1,2	0,011	2,0	0,020	16196,22	18220,91	110	o/w H
1,1	0,011	2,0	0,020	15452,97	17327,45	110	o/w H
1	0,011	2,0	0,020	14750,73	16269,03	110	o/w H
0,9	0,011	2,0	0,020	13963,11	15405,94	110	o/w NH
0,8	0,011	2,0	0,020	13242,68	14460,33	110	o/w NH
0,7	0,011	2,0	0,020	12283,03	12935,69	110	o/w NH
0,5	0,011	2,0	0,020	10849,63	11008,53	110	Go/w
0,4	0,011	2,0	0,020	10075,71	10234,63	110	Go/w
0,3	0,011	2,0	0,020	9338,92	9434,08	110	Go/w
0,2	0,011	2,0	0,020	8727,25	8857,18	110	Go/w
0,1	0,011	2,0	0,020	8044,49	8307,31	110	Go/w
0,05	0,0005	2,0	0,020	7234,73	7287,64	110	Go/w
0,04	0,0004	2,0	0,020	7169,16	7301,85	110	Go/w
0,03	0,0003	2,0	0,020	7115,40	7279,66	110	Go/w
0,02	0,0002	2,0	0,020	7049,10	6996,36	110	Go/w
0,01	0,0001	2,0	0,020	6999,11	6996,60	110	Go/w
1	0,011	1,5	0,015	10510,80	11357,53	110	An-Go/w
0,9	0,011	1,5	0,015	9818,75	10494,23	110	An-Go/w
0,8	0,011	1,5	0,015	9141,85	9397,87	110	An-Go/w
0,7	0,011	1,5	0,015	8462,75	8622,90	110	An-Go/w
0,6	0,011	1,5	0,015	7716,79	7964,17	110	An
0,5	0,011	1,5	0,015	6982,98	7208,53	110	An
0,4	0,011	1,5	0,015	6321,57	6546,47	110	An

0,3	0,011	1,5	0,015	5697,04	5638,39	110	An
0,2	0,011	1,5	0,015	5075,16	5053,27	70	An
0,1	0,011	1,5	0,015	4521,49	4518,56	70	An
1	0,011	1,2	0,012	8543,58	8531,71	110	An-Go/w
0,9	0,011	1,2	0,012	7785,73	7897,52	110	An-Go/w
0,8	0,011	1,2	0,012	7116,29	7148,93	110	An-Go/w
0,7	0,011	1,2	0,012	6483,91	6576,32	110	An-Go/w
0,6	0,011	1,2	0,012	5857,51	5637,26	110	An
0,5	0,011	1,2	0,012	5229,57	5048,31	70	An
0,4	0,011	1,2	0,012	4622,86	4541,90	70	An
0,3	0,011	1,2	0,012	4070,69	4016,19	70	An
0,2	0,011	1,2	0,012	3527,93	3521,20	70	An
0,1	0,011	1,2	0,012	3074,43	3058,43	70	An
1	0,011	0,95	0,0082	7194,71	6718,84	110	An-Go/w
0,9	0,011	0,95	0,0082	6572,36	6148,15	110	An-Go/w
0,8	0,011	0,95	0,0082	5942,89	5583,56	110	An
0,7	0,011	0,95	0,0082	5359,23	4785,21	70	An
0,6	0,011	0,95	0,0082	4802,04	4246,42	70	An
0,5	0,011	0,95	0,0082	4181,92	3524,95	70	An
0,3	0,011	0,95	0,0082	2917,00	2395,77	70	An

Tabela B.2 – Dados de queda de pressão, padrão de escoamento e incerteza experimental (tubo de aço).

U_{os} (m/s)	Incerteza U_{os} (m/s)	U_{ws} (m/s)	Incerteza U_{ws} (m/s)	ΔP_m (Pa)	ΔP_w (Pa)	Incerteza $\Delta P_m, \Delta P_w$ (Pa)	Padrão de Escoamento observado
0,2	0,0002	2,1	0,0021	1109,25	2020,03	207	o/w
0,6	0,0006	2,1	0,0021	1269,25	2089,85	207	o/w
0,8	0,0008	2,1	0,0021	1389,25	2149,89	207	o/w
0,1	0,0001	2,0	0,002	905,53	1114,31	207	o/w
0,2	0,0002	2,0	0,002	1019,25	2020,03	207	o/w
0,3	0,0003	2,0	0,002	1074,92	1995,02	207	o/w
0,5	0,0005	2,0	0,002	1114,5	1995,65	207	o/w
0,7	0,0007	2,0	0,002	1233,81	2089,85	207	o/w
0,9	0,0009	2,0	0,002	1810,0	2149,89	207	o/w
0,1	0,0001	1,9	0,0019	1810,0	976,78	207	o/w

0,2	0,0002	1,9	0,0019	1810,0	1114,31	207	o/w
0,3	0,0003	1,9	0,0019	1670,0	2020,03	207	o/w
0,5	0,0005	1,9	0,0019	1670,0	1995,02	207	o/w
0,7	0,0007	1,9	0,0019	1668,8	1995,65	207	o/w
0,8	0,0008	1,9	0,0019	1600,0	2089,85	207	o/w
1	0,0010	1,9	0,0019	1600,0	2149,89	207	o/w
0,1	0,0001	1,8	0,0018	2298,66	835,88	207	o/w
0,2	0,0002	1,8	0,0018	2298,66	976,78	207	o/w
0,3	0,0003	1,8	0,0018	2229,00	1114,31	207	o/w
0,4	0,0004	1,8	0,0018	2089,69	2020,03	207	o/w
0,6	0,0006	1,8	0,0018	2020,03	1995,02	207	o/w
0,7	0,0007	1,8	0,0018	1741,95	1995,65	207	o/w
0,9	0,0009	1,8	0,0018	1719,69	2089,85	207	o/w
1,1	0,0011	1,8	0,0018	1562,64	2149,89	207	o/w
0,02	0,00002	0,06	0,00006	1150	-	207	ST
0,04	0,00004	0,06	0,00006	975	-	207	ST
0,07	0,00007	0,06	0,00006	568	-	207	ST
0,02	0,00002	0,05	0,00005	364	-	207	ST
0,04	0,00004	0,06	0,00006	209	-	207	ST
0,07	0,00007	0,06	0,00006	344	-	207	ST
0,02	0,00002	0,08	0,00008	488	-	207	ST
0,04	0,00004	0,07	0,00007	1880	-	207	ST
0,07	0,00007	0,08	0,00008	2140	-	207	ST
0,1	0,00010	0,06	0,00006	2510	-	207	ST
0,02	0,00002	0,06	0,00006	1150	-	207	ST
0,05	0,00005	0,06	0,00006	975	-	207	ST
0,07	0,00007	0,06	0,00006	766	-	207	ST
0,02	0,00002	0,06	0,00006	738	-	207	ST
0,04	0,00004	0,06	0,00006	627	-	207	ST
0,07	0,00007	0,05	0,00005	3270	-	207	ST
0,03	0,00003	0,08	0,00008	3210	-	207	ST
0,04	0,00004	0,08	0,00008	3140	-	207	ST
0,08	0,00008	0,08	0,00008	3200	-	207	ST
0,1	0,0001	0,06	0,00006	3170	-	207	ST

APÊNDICE C. PSEUDOCÓDIGO DO ALGORITMO DE PROCESSAMENTO PARA CÁLCULO DE *HOLDUP*

Nesse apêndice é apresentado o pseudocódigo do algoritmo de processamento utilizado para cálculo de fração volumétrica *in situ* de óleo a partir de dados obtidos com o sensor *wire-mesh*.

Inicialização:

Ler

Ler as variáveis elétricas dos fluidos: k_H, k_L

Leitura de arquivos:

Ler o arquivo do experimento: V (Eq. 3.2)

Ler os arquivos de calibração baixa: V_L (Eq. 3.3)

Ler os arquivos de calibração alta: V_H (Eq. 3.4)

Ler o arquivo dos coeficientes de ponderação: $w(i,j)$ (Fig. 3.34)

Processamento:

Obter a máscara para visualização:

Se $w(i,j) > 0$ **então** $m(i,j) = 1$

Se $w(i,j) = 0$ **então** $m(i,j) = 0$

Obter as variáveis de calibração: a (Eq. 3.5), b (Eq. 3.6)

Fazer para cada frame n

Obter a permissividade de cada ponto do frame: k_m (Eq. 3.7)

Limitar os valores de k_m aos valores mínimo k_L e máximo k_H :

Se $k_m(i,j) > k_H$ **então** $k_m(i,j) = k_H$

Se $k_m(i,j) < k_L$ **então** $k_m(i,j) = k_L$

Obter a fração da fase segundo o modelo de relação de permissividade: $\varepsilon_{o,l}$

Limitar os valores de $\varepsilon_{o,l}$ aos valores mínimo 0 e máximo 1:

Se $\varepsilon_{o,l}(i,j) < 0$ **então** $\varepsilon_{o,l}(i,j) = 0$

Se $\varepsilon_{o,l}(i, j) > 1$ **então** $\varepsilon_{o,l}(i, j) = 1$

Enmascarar os pontos por fora da região de interesse: $\varepsilon_{o,l,m}(i, j, k) = \varepsilon_{o,l}(i, j, k) \times m(i, j)$

até completar os *frames* N_t

Obter a média da fração de vazio de cada ponto: $\bar{\varepsilon}_o$ (Eq. 3.25)

Obter a média ponderada da fração de vazio total (*holdup*): ε_o (Eq. 3.26)

Salvar $\varepsilon_{o,l,m}$, $\bar{\varepsilon}_o$, ε_o